



UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE

CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA

UNIDADE ACADÊMICA DE ENGENHARIA QUÍMICA

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

LABORATÓRIO DE PESQUISA EM FLUIDODINÂMICA E IMAGEM



ANTONIO JOSÉ FERREIRA GADELHA

**TRANSPORTE MULTIFÁSICO NÃO-ISOTÉRMICO DE ÓLEO PESADO,
ÁGUA E AR EM TUBO HORIZONTAL VIA CORE-FLOW: MODELAGEM
E SIMULAÇÃO**

Campina Grande-PB, setembro/2011

ANTONIO JOSÉ FERREIRA GADELHA

**TRANSPORTE MULTIFÁSICO NÃO-ISOTÉRMICO DE ÓLEO PESADO, ÁGUA E
AR EM TUBO HORIZONTAL VIA CORE-FLOW: MODELAGEM E SIMULAÇÃO**

Dissertação de mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Campina Grande como requisito para obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Área de Concentração: Modelagem e Simulação

Orientadores: Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto

Prof. Dr. Antonio Gilson Barbosa de Lima

Campina Grande-PB, setembro/2011



FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECA CENTRAL DA UFCEG

G124t Gadelha, Antonio José Ferreira

Transporte Multifásico Não-Isotérmico de Óleo Pesado, Água e Ar em Tubo Horizontal via Core-Flow: modelagem e simulação / Antonio José Ferreira Gadelha. — Campina Grande, 2011.

77 f. : il. col.

Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia.

Referências.

Orientadores: Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto e Prof. Dr. Antonio Gilson Barbosa de Lima

1. Óleos Pesados. 2. Calor. 3. Escoamento Trifásico. 4. Simulação Numérica. 5.CFX. I. Título.

CDU – 66.0 (043)

UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

Dissertação de Mestrado

**Transporte Multifásico Não-Isotérmico de Óleo Pesado, Água e Ar
em Tubo Horizontal via Core-Flow: Modelagem e Simulação**

Dissertação Aprovada em 13 de Setembro de 2011

BANCA EXAMINADORA



Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto

UAEQ/CCT/UFCG - Orientador



Prof. Dr. Antônio Gilson Barbosa de Lima

UAEM/CCT/UFCG - Orientador



Dr.ª. Kelen Cristina Oliveira Crivelaro

UAEM/CCT/UFCG - Examinadora Externa



Prof. Dr. Laércio Gomes de Oliveira

UAEQ/CCT/UFCG - Examinador Externo

Campina Grande, setembro/2011

DEDICATÓRIA

À Minha Família, que serve de base para conquista de todos os meus objetivos.

AGRADECIMENTOS

A minha Mãe Geralda, meu pai Claudenor, meus irmãos Eligidério e Rogério, e a toda minha família pelo apoio incontestável em todos os momentos da minha vida;

Ao Professor Severino Rodrigues de Farias Neto, pela valiosa orientação, pela paciência e pelos ensinamentos prestados;

A Clarice Oliveira da Rocha, pela sua preciosa companhia e por ter me dado ânimo para prosseguir;

A Acto, Filipe, Alex, Enivaldo, Tony e Luís pela ajuda indispensável nas tentativas de resolução de problemas;

A todos que fazem parte do LPFI e do LCTF que direta ou indiretamente contribuíram para a realização deste trabalho;

Aos colegas de mestrado que de alguma forma me ajudaram a trilhar esse caminho;

A José Theódulo, Daniel Campos e Tiago Baracho, sempre dispostos a ajudar nas horas difíceis;

A todos os Professores do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química pela força e apoio;

A Maricé pela excelente assistência que me foi dada durante todo esse período;

A CAPES, CNPq, ANP, CT BRASIL, MCT, CTPETRO, PRH – 25, FINEP, PETROBRAS, JBR ENGENHARIA LTDA, RPCMOD e a UFCG pela parceria na realização deste trabalho.

RESUMO

GADELHA, Antonio José Ferreira, *Transporte Multifásico Não-Isotérmico de Óleo Pesado, Água e Ar em Tubo Horizontal via Core-Flow: Modelagem e Simulação*, Campina Grande: Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de Campina Grande, 2011. Dissertação (Mestrado).

O transporte de óleo pesado e ultraviscoso empregando a técnica “*core-annular flow*” vem se destacando ultimamente, por proporcionar grande redução da perda de carga durante o escoamento. Neste sentido, o presente trabalho tem por objetivo estudar numericamente o escoamento trifásico óleo pesado-água-gás, não-isotérmico, em duto horizontal, considerando os efeitos gravitacional e de arraste, utilizando-se da técnica “*core-flow*” e do software comercial ANSYS CFX[®]. Adotou-se o modelo de turbulência κ - ε padrão, o modelo de mistura para o par água-óleo e o modelo de partícula para os pares óleo-gás e água-gás. Resultados dos campos de pressão, velocidade, temperatura e fração volumétrica das fases presentes, bem como da perda de carga ao longo do duto são apresentados e discutidos. Verificou-se que a presença da fase gasosa e a variação de temperatura afetam o comportamento do escoamento anular e a queda de pressão. Resultados numéricos da queda de pressão no duto são comparados com dados disponibilizados na literatura e uma boa concordância foi obtida.

Palavras-Chave: Óleos Pesados; Calor; Escoamento Trifásico; Simulação Numérica; CFX.

ABSTRACT

GADELHA, Antonio José Ferreira, *Non-Isothermal Multiphase Transport of Heavy Oil, Water and Air in Horizontal Pipe by Core-flow: Modeling and Simulation*, Campina Grande: PostGraduate Program in Chemical Engineering, Federal University of Campina Grande, 2011. Master's Thesis.

Ultra viscous heavy oil transport by using the core-annular flow technique has been used in present day, providing a large reduction of pressure drop during flow. In this sense, the purpose of this work is to study numerically the non-isothermal, three phase flow (heavy oil-water-gas), in horizontal pipe, taking into account the effects of gravity and drag, by using the core-flow technique and the commercial package ANSYS® CFX. It was adopted the standard κ - ε turbulence model, mixture model for the water-oil interactions and particle model for gas-oil and water-gas interactions. Results of the pressure, velocity, temperature and volume fraction distribution of the phases and the pressure drop along the pipe are presented and discussed. It was observed that the presence of gas phase and temperature variation affect the behavior of the annular flow and pressure drop. The numerical results of pressure drop along the pipe are compared with the data available in the literature and good concordance was verified.

Keywords: Heavy Oil; Heat; Three-Phase Flow; Numerical Simulation; CFX.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1.1:	Mapa de fluxo para o escoamento água-óleo.....	9
Figura 1.2:	Queda de pressão versus vazão para diferentes métodos de transporte de óleos pesados.....	9
Figura 1.3:	Padrões de escoamento trifásico (líquido-líquido-gás) classificado por Açıkgöz et al.(1992).....	11
Figura 1.4:	Padrões de fluxo no escoamento trifásico horizontal.....	13
Figura 1.5:	Ilustração do “ <i>core-annular flow</i> ” em uma tubulação horizontal....	15
Figura 1.6:	Comparação entre os sub-padrões, estratificado e anular.....	17
Figura 1.7:	Perfis de velocidade e viscosidade para o padrão de escoamento “ <i>Perfect Core-Annular Flow</i> ”.....	18
Figura 2.1:	Esquema da instalação experimental para transporte de óleos pesados via “ <i>core-flow</i> ”.....	31
Figura 2.2:	Representação da geometria do problema e suas dimensões....	32
Figura 2.3:	Detalhes da região de entrada da tubulação.....	33
Figura 2.4:	Detalhes da malha: a) nas proximidades da parede do tubo; b) região de entrada; c) região de saída.....	33
Figura 3.1:	Comparação entre os perfis de velocidade numérico e analítico do óleo a 1 m da entrada do tubo (regime laminar).....	42
Figura 3.2:	Comparação entre os perfis de velocidade numérico e analítico da água a 1 m da entrada do tubo (regime turbulento).....	43
Figura 3.3:	Perfil de velocidade superficial da água em quatro posições axiais ao longo do tubo.....	44
Figura 3.4:	Perfil de velocidade superficial do óleo em quatro posições axiais ao longo do tubo.....	45
Figura 3.5:	Campo de fração volumétrica do óleo pesado no plano XY com destaque para as seções de entrada e de saída.....	46
Figura 3.6:	Campo de fração volumétrica do óleo pesado nos planos YZ em várias seções transversais ao longo do tubo.....	46
Figura 3.7:	Campo de pressão no plano XY com destaque para as seções de entrada e de saída da tubulação (Caso 09).....	48
Figura 3.8:	Perfis da pressão total nas posições axiais 0,1 e 2,9 m a partir	

	da entrada, no plano $Z = 0$, a temperatura constante igual a 313,15 K.....	49
Figura 3.9:	Perfis de velocidade superficial do óleo em quatro posições axiais, no plano $Z = 0$, referentes ao Caso 09.....	50
Figura 3.10:	Perfis de velocidade superficial da água em quatro posições axiais, no plano $Z = 0$, referentes ao Caso 09.....	51
Figura 3.11:	Campo de velocidade superficial do óleo no plano XY ao longo da tubulação referente ao Caso 09.....	52
Figura 3.12:	Campo de velocidade superficial da água no plano XY ao longo da tubulação referente ao Caso 09.....	52
Figura 3.13:	Campo de fração volumétrica do óleo nos planos XY, XZ e em diferentes seções transversais YZ no trecho de 0 a 1 m do tubo, referente ao Caso 09.....	53
Figura 3.14:	Campo de fração volumétrica do óleo nos planos XY, XZ e em diferentes seções transversais YZ no trecho de 1 a 2 m do tubo, referente ao Caso 09.....	53
Figura 3.15:	Campo de fração volumétrica do óleo nos planos XY, XZ e em diferentes seções transversais YZ no trecho de 2 a 3 m do tubo, referente ao Caso 09.....	54
Figura 3.16:	Perfis da fração volumétrica do gás em quatro posições axiais, no plano $Z = 0$, referentes ao caso 09.....	55
Figura 3.17:	Perfis da fração volumétrica do óleo em quatro posições axiais, no plano $Z = 0$, referentes ao caso 09.....	55
Figura 3.18:	Perfis da fração volumétrica da água, em quatro posições axiais, no plano $Z = 0$, referentes ao caso 09.....	56
Figura 3.19:	Relação entre queda de pressão por unidade de comprimento e razão de velocidades.....	59
Figura 3.20:	Perfis de velocidade superficial do óleo, nos escoamentos a) trifásico (água-óleo-gás) e b) bifásico (água-óleo).....	60
Figura 3.21:	Perfis de velocidade superficial da água, nos escoamentos a) trifásico (água-óleo-gás) e b) bifásico (água-óleo).....	60
Figura 3.22:	Campo de fração volumétrica de óleo no escoamento trifásico, em diferentes seções transversais YZ, ao longo da tubulação	

	(Caso 09).....	61
Figura 3.23:	Campo de fração volumétrica de óleo no escoamento bifásico, em diferentes seções transversais YZ, ao longo da tubulação (Caso 03).....	61
Figura 3.24:	Perfis de velocidade superficial do óleo para diferentes temperaturas.....	62
Figura 3.25:	Campo de fração volumétrica sobre o plano YZ (seção transversal) a 1 m da entrada, referente a diferentes temperaturas.....	63
Figura 3.26:	Queda de pressão por unidade de comprimento em função da temperatura da mistura na entrada da tubulação.....	64
Figura 3.27:	Perfis de temperatura da água, em quatro posições axiais (X), no plano $Z = 0$, ao longo da tubulação para o Caso 09.....	65
Figura 3.28:	Perfis de temperatura do óleo, em quatro posições axiais (X), no plano $Z = 0$, ao longo da tubulação para o Caso 09.....	66
Figura 3.29:	Campo de temperatura da água no plano XY ao longo da tubulação para o Caso 09.....	67
Figura 3.30:	Campo de temperatura do óleo no plano XY ao longo da tubulação para o Caso 09.....	67
Figura 3.31:	Comparativo entre os escoamentos isotérmico e não-isotérmico.....	68

LISTAS DE TABELAS E QUADROS

Tabela 1.1:	Distribuição de óleos não convencionais no mundo.....	4
Tabela 2.1:	Considerações adotadas na resolução das equações governantes.....	36
Tabela 2.2:	Propriedades termofísicas dos fluidos	37
Tabela 2.3:	Relação entre as viscosidades dinâmicas dos fluidos e a temperatura.....	37
Tabela 2.4:	Casos Não-Isotérmicos.....	39
Tabela 2.5:	Casos Isotérmicos.....	40
Tabela 2.6:	Relação entre o número de Reynolds e o fator “ n ”.....	41
Tabela 3.1:	Valores de queda de pressão para os escoamentos monofásicos, bifásico e trifásico.....	57

NOMENCLATURA

Letras latinas

$A_{\alpha\beta}$	Densidade de área interfacial	[-]
C_1	Constante do modelo $k - \varepsilon$	[-]
C_2	Constante do modelo $k - \varepsilon$	[-]
c_α	Constante do modelo $k - \varepsilon$	[-]
c_μ	Constante do modelo $k - \varepsilon$	[-]
$c_{\alpha\beta}^{(h)}$	Coefficiente de transferência de calor volumétrico	[W.m ⁻³ .K ⁻¹]
C_D	Coefficiente de arraste	[-]
C_p	Capacidade calorífica	[J.K ⁻¹]
$C_{p\alpha}$	Capacidade calorífica da fase α	[J.K ⁻¹]
$C_{p\alpha\beta}$	Capacidade térmica da mistura	[J.K ⁻¹]
d	Diâmetro da fase dispersa	[m]
$d_{\alpha\beta}$	Escala de comprimento interfacial	[m]
d_β	Diâmetro principal de partículas esféricas	[m]
G_α	Geração de energia cinética turbulenta no interior da fase α	[kg.m ⁻¹ .s ⁻³]
h	Coefficiente de transferência de calor	[W.m ⁻² .K ⁻¹]
$h_{\alpha\beta}$	Coefficiente de transferência de calor global	[W.m ⁻² .K ⁻¹]
h_α	Entalpia estática	[J.kg ⁻¹]
k_α	Coefficiente de energia cinética turbulenta para a fase α	[m ² .s ⁻²]
l_α	Comprimento de escala espacial	[-]
M_α	Força de arraste interfacial	[N.m ⁻²]
N_p	Número total de fases	[-]
P	Pressão	[Pa]
$Nu_{\alpha\beta}$	Número de Nusselt da mistura	[-]
Pr	Número de Prandtl	[-]
p_{stat}	Pressão estática	[Pa]

p_{tot}	Pressão total	[Pa]
q_{α}	Escala de velocidade	[-]
Q_{α}	Transferência de calor interfacial da fase α através da interface com outra(s) fase(s)	[W.m ⁻²]
$Q_{\alpha\beta}$	Taxa de transferência de calor por unidade de tempo da fase β para a fase α	[W.m ⁻² .s ⁻¹]
$Q_{\beta\alpha}$	Taxa de transferência de calor por unidade de tempo da fase α para a fase β	[W.m ⁻² .s ⁻¹]
r_{α}	Fração volumétrica da fase α	[-]
r_{β}	Fração volumétrica da fase β	[-]
Re	Número de Reynolds	[-]
S_{α}	Termo fonte de energia	[kg.m ⁻¹ .s ⁻³]
S_M	Fonte de momento devido à força de corpo externa	[N]
$S_{MS\alpha}$	Fonte de massa	[N.m ⁻³]
T_{α}	Temperatura da fase α	[K]
T_{β}	Temperatura da fase β	[K]
t	Tempo	[s]
u_{max}	Velocidade máxima do fluido	[m.s ⁻¹]
\vec{U}	Vetor velocidade	[m.s ⁻¹]
\vec{U}_{α}	Velocidade da fase α	[m.s ⁻¹]
\vec{U}_{β}	Velocidade da fase β	[m.s ⁻¹]
V	Volume	[m ³]
V_{α}	Volume ocupado pela a fase α	[m ³]

Letras gregas

α, β, γ	Fases envolvidas	[-]
ε	Taxa de dissipação turbulenta	[m ² .s ⁻³]
ε_{α}	Taxa de dissipação de energia cinética turbulenta da fase α	[m ² .s ⁻³]
ρ	Densidade	[kg.m ⁻³]

ρ_m	Densidade de mistura	[kg.m ⁻³]
$\rho_{\alpha\beta}$	Densidade da mistura	[kg.m ⁻³]
ρ_α	Densidade da fase α	[kg.m ⁻³]
μ	Viscosidade dinâmica	[Pa.s]
μ_α	Viscosidade da fase α	[Pa.s]
$\mu_{\alpha\beta}$	Viscosidade da mistura	[Pa.s]
$\mu_{t\alpha}$	Viscosidade turbulenta	[Pa.s]
σ_k	Constante do modelo $k - \varepsilon$	[-]
σ_ε	Constante do modelo $k - \varepsilon$	[-]
λ	Condutividade térmica	[W.m ⁻¹ .K ⁻¹]
λ_α	Condutividade térmica da fase α	[W.m ⁻¹ .K ⁻¹]
$\lambda_{\alpha\beta}$	Condutividade térmica da mistura	[W.m ⁻¹ .K ⁻¹]
ϕ	Quantidade transportada num processo	[-]
ϕ_α	Quantidade da fase α transportada num processo	[-]
Γ	Taxa de fluxo mássico por unidade de volume	[kg.s ⁻¹ .m ⁻³]
$\Gamma_{\alpha\beta}$	Termo de difusividade	[kg.s ⁻¹ .m ⁻³]
$\Gamma_{\alpha\beta}^+$	Taxa de fluxo mássico por unidade de volume da fase β para a fase α	[kg.s ⁻¹ .m ⁻³]
$\Gamma_{\beta\alpha}^+$	Taxa de fluxo mássico por unidade de volume da fase α para a fase β	[kg.s ⁻¹ .m ⁻³]

Letras especiais

∇	Operador nabra
$\frac{\partial}{\partial t}$	Derivada parcial com relação ao tempo

SUMÁRIO

INTRODUÇÃO	1
Objetivo geral	3
Objetivos específicos	3
CAPÍTULO I	4
1. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	4
1.1 Óleos pesados	4
1.2 Escoamentos multifásicos	6
1.2.1 <i>Padrões de escoamento</i>	7
1.3 Core-flow	14
1.3.1 <i>Trabalhos experimentais</i>	18
1.3.2 <i>Trabalhos analíticos e numéricos</i>	20
1.4 Modelo matemático usado em escoamentos multifásicos	23
1.4.1 <i>Modelo não-homogêneo</i>	23
1.4.2 <i>Modelo homogêneo</i>	28
1.4.3 <i>Modelo de turbulência</i>	29
CAPÍTULO II	31
2. METODOLOGIA	31
2.1 Domínio físico de estudo	31
2.2 Domínio computacional	32
2.3 Modelo matemático	34
2.4 Casos estudados	37
2.4.1 <i>Validação da solução numérica com a analítica</i>	41
CAPÍTULO III	42
3 RESULTADOS E DISCUSSÃO	42
3.1 Escoamento monofásico	42
3.2 Escoamento bifásico (óleo-água)	44
3.3 Escoamento trifásico (água-óleo-ar)	48
3.3.1 <i>Campo de Pressão</i>	48
3.3.2 <i>Campo de velocidades</i>	49
3.3.3 <i>Campo de frações volumétricas</i>	53
3.3.4 <i>Queda de pressão</i>	56

3.3.4.1	<i>Relação entre a queda de pressão e a razão de velocidades</i>	58
3.3.5	<i>Influência da fase gasosa sobre o escoamento anular</i>	60
3.3.6	<i>Influência da temperatura sobre o escoamento anular</i>	62
3.3.6.1	<i>Efeito da temperatura na velocidade superficial do óleo</i>	62
3.3.6.2	<i>Efeito da temperatura na queda de pressão</i>	63
3.3.6.3	<i>Campo de temperaturas</i>	64
3.3.6.4	<i>Comparação entre os escoamentos Isotérmico e Não-Isotérmico</i>	68
CONCLUSÕES		69
SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS		70
REFERÊNCIAS		71

INTRODUÇÃO

O petróleo é uma mistura complexa constituída basicamente de hidrocarbonetos parafínicos, naftênicos e aromáticos, além de pequenas quantidades de nitrogênio (0,11 a 1,7%), enxofre (0,06 a 8%) e oxigênio (0,1 a 2%) (SHREVE et al., 1984; THOMAS, 2001). De acordo com sua densidade e viscosidade, esses óleos podem ser classificados como leves ou pesados ou ultraviscosos. Especificamente um óleo pesado é caracterizado por possuir baixo grau API¹(entre 10°-20°) e alta viscosidade (entre 100 cP - 10000 cP). Em sua constituição, observa-se alta razão carbono/hidrogênio, grandes quantidades de resíduo de carbono, asfaltenos, enxofre, nitrogênio, metais pesados, aromáticos e/ou parafinas (OLSEN & RAMZEL, 1992).

O crescente consumo das reservas de óleos leves tem forçado a se pensar nos óleos pesados, como substituto adequado. A importância do óleo pesado no mercado mundial de petróleo está crescendo rapidamente nas últimas décadas, em virtude de suas reservas significantes e da progressiva exaustão das reservas de óleos leves.

A maior dificuldade de se utilizar o óleo pesado é sua viscosidade elevada, que dificulta seu transporte. O transporte de óleos pesados e ultraviscosos é um dos principais desafios tecnológicos da indústria do petróleo. Este fato está relacionado com a alta perda de carga ou atrito, devido aos efeitos viscosos desse tipo de óleo. Para se contornar os obstáculos que aparecem na produção e no transporte de óleos pesados, algumas técnicas foram desenvolvidas com o objetivo de reduzir os efeitos da viscosidade, entre elas podem-se citar: adição de calor, diluição do óleo pesado com um óleo mais leve, formação de emulsões, utilização de um líquido de menor viscosidade para lubrificação do escoamento (“*core-flow*”), etc. Contudo, cada um dos procedimentos tem suas próprias limitações. Por isso não se mostram eficientes o bastante do ponto de vista da conservação da energia, para aplicação na indústria. Por outro lado, o transporte de óleos pesados lubrificados com água parece ser uma ferramenta promissora para lidar com essa situação (GHOSH et al., 2009).

¹ American Petroleum Institute

Nos últimos anos, a técnica de lubrificação parietal ou escoamento anular ou “*core-annular flow*” ou, simplesmente, “*core-flow*” tem tido uma atenção especial por parte de muitos pesquisadores, em virtude de suas excelentes características de redução na perda de carga. Essa técnica não modifica a viscosidade do óleo, mas transforma o padrão de escoamento, e reduz o atrito no transporte de produtos muito viscosos, como por exemplo, óleos pesados.

A técnica “*core-flow*” consiste, basicamente, em injetar água de tal forma que ela escoe como um filme anular, ao longo da parede do tubo e o óleo, na região central do duto. Como o óleo não entra em contato com a parede do tubo, as perdas de carga são comparáveis com aquelas observadas quando a água escoar sozinha na tubulação, reduzindo, assim, significativamente os custos de bombeamento se comparado com a situação em que apenas óleo escoar na tubulação a mesma vazão volumétrica.

No entanto, na produção de petróleo, óleo e água raramente escoam sozinhos e uma fração de gás está geralmente presente. Apesar de sua ocorrência ser muito comum, na prática, existem poucos trabalhos na literatura sobre a caracterização dos padrões de escoamento trifásico (óleo-água-gás). Portanto, é necessário desenvolver modelos matemáticos para a previsão do comportamento do fluxo de óleo pesado-água-gás, nas tubulações sob diferentes condições.

Desta forma, o presente trabalho se propôs a dar uma contribuição no estudo teórico do transporte não-isotérmico de óleos pesados e ultraviscosos, em um tubo horizontal na presença de gás (ar atmosférico), empregando a técnica do “*core-flow*”. Este estudo foi realizado por meio de simulações numéricas, utilizando o pacote comercial ANSYS CFX[®]. O tratamento matemático empregado considera o modelo de mistura para o par água-óleo e o modelo de partícula para os pares água-ar e óleo-ar, levando-se em consideração o efeito da gravidade.

Objetivo geral

Avaliar o efeito da presença de gás (ar atmosférico) sobre o transporte não-isotérmico de óleos pesados, em uma tubulação horizontal, utilizando a técnica do “*core-annular flow*”, levando-se em consideração o efeito da gravidade.

Objetivos específicos

- Propor um modelo matemático, capaz de avaliar o efeito da presença da fase gasosa (ar atmosférico), no transporte não-isotérmico de óleo pesado, numa tubulação horizontal;
- Simular diferentes condições operacionais variando a velocidade de alimentação e temperatura das fases água, óleo e gás;
- Analisar as distribuições de velocidade, pressão, temperatura e fração volumétrica no escoamento anular;
- Avaliar o efeito da temperatura e a presença da fase gasosa sobre a eficiência de lubrificação (queda de pressão);
- Comparar os resultados numéricos com os dados teóricos e experimentais disponibilizados na literatura.

CAPÍTULO I

1. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

1.1 Óleos pesados

As reservas mundiais de óleos pesados são estimadas em três trilhões de barris. Atualmente no Brasil, 14% das reservas estão localizadas em terra, 13 % em lâminas d'água de até 400 m, 34% em lâminas d'água de 400 m a 1000 m e 39 % em lâminas d'água acima de 1000 m. Petróleo nacional com $10 < \text{°API} < 22$ é classificado pela ANP² como óleo pesado. A maior parte da reserva brasileira é constituída de óleo pesado em águas profundas, gerando dificuldades técnicas de exploração desses recursos (VARA et al., 2001; CURTIS et al., 2007).

Sua distribuição e quantidade em relação às reservas comprovadas giram em torno dos 550 bilhões de barris, conforme pode ser observado na Tabela 1.1:

Tabela 1.1: Distribuição de óleos não convencionais no mundo.

Continente/Região	Quantidade (Bilhões de barris)
Oriente Médio	98,56
Europa/Eurásia	23,07
Ásia-Pacífico	37,35
América do Sul, Central e Caribe	334,94
África	9,04
América do Norte	44,54
Total	547,50

Fonte: Monthé e Silva Junior (2008).

O aproveitamento comercial de acumulações de óleos pesados e viscosos, no mar, representa um desafio econômico e tecnológico, para as grandes companhias de petróleo. A necessidade de desenvolver projetos, que permitam a produção e escoamento do óleo pesado, está relacionada com os seguintes problemas:

- Alta densidade do fluido, que aumenta o seu peso hidrostático;

²Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis

- Alta viscosidade, que torna o fluxo muito difícil, necessitando de altas pressões para promover o deslocamento do mesmo na tubulação de transporte, por exemplo, podendo sobrecarregar, subsequentemente, danificar os equipamentos, aumentando os custos da produção;
- Presença de não-hidrocarbonetos: vanádio, níquel, enxofre, etc. que dificultam o tratamento e conduzem a problemas de erosão em todos os estágios de produção;
- Em ambiente “*offshore*”, as dificuldades apontadas ficam mais sérias, devido às condições adversas presentes, durante a produção e o transporte ao longo do fundo do mar (pressões elevadas, baixas temperaturas, correntezas marítimas, entre outras).

De acordo com Trevisan (2003), em virtude de suas características desfavoráveis, o transporte de petróleo desde as áreas de produção até as plantas de processamento e refino é o maior obstáculo encontrado para produção de óleos pesados. As alternativas mais utilizadas atualmente são o transporte por caminhões ou tubulação aquecida, contudo esses métodos são muito onerosos e aplicáveis apenas para curtas distâncias. Para o deslocamento eficiente sobre distâncias consideráveis, é necessário o uso de tubulações convencionais. Entretanto, a maioria desses dutos tem que atender especificações de viscosidade do óleo menor que 0,1 Pa.s, o que não ocorre para óleos pesados, que exige tubos com maior espessura e/ou diâmetro interno.

De acordo com Santos (2009) a busca de tecnologias que propiciem uma produção eficiente nos campos de óleos pesados e ultraviscosos tem sido uma das metas de pesquisadores e engenheiros. Dentre as diferentes técnicas destacam-se: a injeção de diluentes ou soluções de surfactantes e os métodos térmicos (injeção de vapor e a combustão “*in situ*”). O primeiro consiste em diminuir a viscosidade do óleo por meio da injeção de óleo mais leve ou outra substância que produza esse efeito. Esta técnica requer grandes quantidades de óleos leves nas proximidades da área de produção, o que encarece e dificulta sua aplicação. No caso dos métodos térmicos, exige-se uma grande quantidade de energia (calor), visando reduzir a viscosidade e, por conseguinte, seu deslocamento no reservatório.

De acordo com Prada (1999), usualmente, na produção de óleos pesados, adotam-se esquemas de produção que envolvem a integração de tecnologias ou

métodos desenvolvidos especificamente para este fim, os quais são selecionados de acordo com as características e condições dos fluidos e do reservatório.

O transporte de óleos pesados, através de tubulações, pode ser realizado por diferentes técnicas, como por exemplo, aquelas citadas por Santos (2009):

- a) Pré-aquecimento do óleo pesado, visando reduzir a sua viscosidade e com isto uma redução na pressão de bombeamento;
- b) Aquecimento externo visando manter uma temperatura constante ao longo da tubulação, por meio do bombeamento de um líquido quente, através do espaço anular formado entre o oleoduto e o tubo externo;
- c) Emulsões de óleo em água, que consiste basicamente em adicionar soluções surfactantes (diluídas a aproximadamente a 10%), e em seguida água, de forma a proporcionar uma emulsão transportável, com aproximadamente 65% de óleo pesado;
- d) Injeção de água por meio de bicos injetores, visando proporcionar um anel lubrificante nas proximidades da parede da tubulação, fazendo com que o óleo pesado escoe no núcleo.

1.2 Escoamentos multifásicos

Em face de sua importância, mostra-se necessária uma revisão voltada ao estudo dos escoamentos multifásicos, com ênfase principalmente no escoamento trifásico (líquido, líquido, gás).

Em uma breve definição, Vieira (2004) relata o seguinte: um escoamento é multifásico quando existe deslocamento simultâneo de fluidos que se apresentam em mais de uma fase, como por exemplo, água e ar, escoando através de uma tubulação, formam uma mistura bifásica, com uma fase líquida e uma fase gasosa.

Os estudos relacionados ao escoamento multifásico têm atraído grande interesse de vários setores da indústria, uma vez que esta modalidade de escoamento está presente em diversas áreas tecnológicas. Esse tipo de escoamento consiste em uma fase contínua e em uma ou mais fases particuladas ou dispersas de qualquer número de componentes químicos, podendo a fase contínua se tratar de um meio líquido ou gasoso e a fase dispersa de partículas sólidas, bolhas de gás ou gotas de líquido. Outra definição bastante utilizada é a que

considera um sistema multifásico, como aquele em que os fluidos componentes são imiscíveis e distinguidos por interface. Os processos multifásicos são frequentemente instáveis e caracterizados por complexos padrões de escoamento, os quais influenciam profundamente os transportes de massa e de energia.

Escoamentos líquido-líquido-gás aparecem em muitos processos na indústria petroleira, já que o óleo, a água e o gás são produzidos e transportados com frequência. Durante seus fluxos num tubo, as interfaces deformáveis dos três fluidos podem adquirir uma variedade de configurações, as quais são denominadas de regime ou padrões de escoamento (TREVISAN, 2003).

Ainda no contexto dos escoamentos, tem-se que o escoamento trifásico (gás-óleo-água) apresenta uma complexidade elevada associada à existência de arranjos diferentes das fases presentes. Como consequência, tem-se a necessidade de uma modelagem diferenciada para os fenômenos de transferência interfacial, dependendo do padrão de escoamento, evidenciando ainda mais a sua importância uma vez que, até então, a maioria dos estudos sobre escoamento multifásico se restringem a escoamento bifásico (BELÉM, 2009).

A capacidade de diagnosticar e controlar a configuração de escoamentos multifásicos é imprescindível para operação eficaz de instalações industriais de manipulação e transporte desses fluidos. Pesquisas detalhadas e minuciosas sobre esse tipo de escoamento têm tomado uma grande importância, devido às suas várias aplicações, principalmente na indústria de petróleo. Esses estudos vêm encontrando soluções para alguns problemas nessa área, como deposição de parafinas, perda de carga em junções, viabilização de exploração de óleos pesados, entre outros (PEREIRA FILHO, 2010).

1.2.1 Padrões de escoamento

Durante o escoamento simultâneo de óleo e água em tubos horizontais, a deformação da interface entre os dois fluidos pode adquirir diferentes configurações, conhecidas como padrões de escoamento. O interesse, sobre os padrões de escoamento em sistema líquido-líquido, reside no fato de cada padrão de escoamento ter características hidrodinâmicas únicas (SANTOS, 2010).

O conhecimento do comportamento dinâmico da pressão, das vazões das fases e dos padrões de escoamento, durante o escoamento simultâneo de gás e líquido, é fundamental para o projeto de sistemas da indústria química e de petróleo. Engenheiros de Petróleo deparam-se frequentemente com escoamento bifásico em tubulações provenientes dos poços e em linhas de produção (BEGGS e BRILL, 1982, citados por SOUZA, 2010).

Na literatura são denominados diferentes padrões de escoamentos, de acordo com o número de fases presente, apresentando-se nos tipos: líquido-líquido, líquido-gás e líquido-líquido-gás. Conforme a disposição do duto pode ser: vertical, horizontal ou inclinada. O conhecimento sobre as características do escoamento trifásico (óleo pesado-água-gás) tais como os padrões de escoamento, queda de pressão e "holdups", pode ter importante impacto sobre o correto dimensionamento e operação de oleodutos e na resolução de muitos problemas de escoamento, incluindo formação de hidratos, emulsão, deposição de cera e corrosão (ZHANG e SARICA, 2005, citados por CAZAREZ et al., 2010).

De acordo com Cazarez (2010), sabe-se que os padrões de escoamento de duas fases (gás-líquido) são altamente complexos, então, é evidente que a adição de uma terceira fase aumentará esta complexidade. A grande diferença, entre o escoamento com duas ou três fases, é que a presença de dois líquidos imiscíveis dará origem a uma ampla variedade de regimes de escoamento, que dependem da vazão, das propriedades térmicas e físicas dos fluidos, do ângulo de inclinação e do diâmetro do tubo.

Segundo Vieira (2004), o primeiro fato notável do escoamento multifásico contendo gás e líquido é que os fluidos não escoam com a mesma velocidade. No escoamento ascendente (como na coluna de produção) e na horizontal (como nas linhas), o gás tende a adquirir velocidade mais alta que o líquido e isto tem consequências sobre o comportamento da pressão na tubulação.

De acordo com Bensakhria et al. (2004), os padrões de fluxo dependem intensamente das propriedades dos fluidos, tais como: densidade, tensão superficial e da tensão de cisalhamento no fluxo, ou seja, a perda de carga devido ao atrito. Velocidades de injeção são igualmente importantes para a determinação do padrão de escoamento. Os autores apresentaram um mapa de fluxo para o escoamento

água-óleo e um gráfico da queda de pressão *versus* taxa de fluxo, para diferentes métodos de transporte de óleo pesado, como mostram as Figuras 1.1 e 1.2.

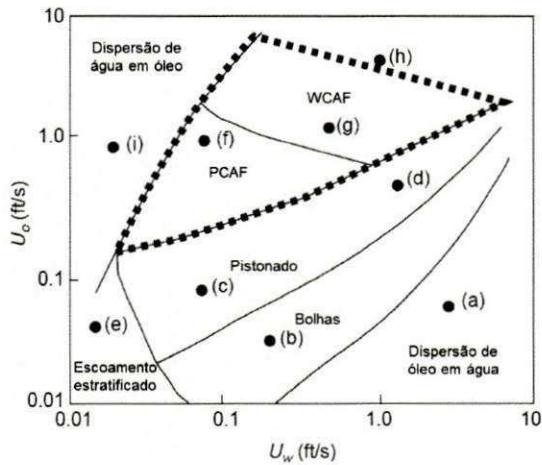


Figura 1.1: Mapa de fluxo para o escoamento água-óleo. A existência do “core-annular flow” está na linha tracejada.

Fonte: Adaptado de Bensakhria et al. (2004).

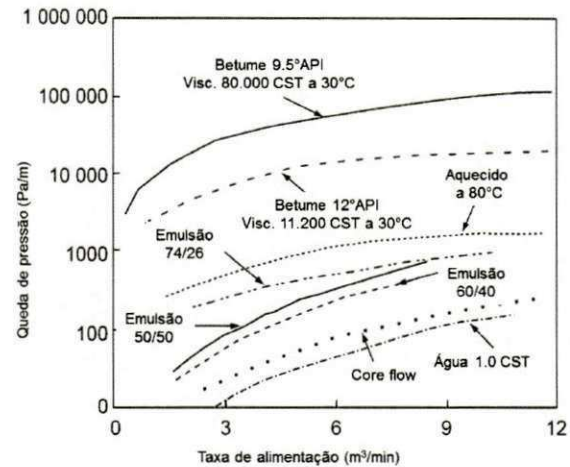


Figura 1.2: Queda de pressão *versus* vazão para diferentes métodos de transporte de óleos pesados.

Fonte: Adaptado de Bensakhria et al. (2004).

Os padrões de escoamento de sistemas óleo-água são classificados em dois grandes grupos, dependendo de qual fluido constitui a fase contínua, aparecendo assim os padrões baseados em óleo (“oil based”) e os baseados em água (“water based”), em que as fases contínuas são o óleo e a água, respectivamente (PALADINO, 2005).

Já para os sistemas água-óleo-gás, diversos autores descrevem o comportamento do fluxo trifásico como, por exemplo, Açıkgöz et al. (1992), citados por Paladino (2005), Bonizze e Issa (2003), Wegmann et al. (2007). Os autores, em sua grande maioria, descrevem os padrões de escoamento e classificam os escoamentos de sistemas trifásicos em mapas, conforme as propriedades e características do escoamento.

Woods et al. (1998) utilizando óleo, ar e água identificaram nove padrões de escoamento, enquanto que Speeding et al. (2000), usando os mesmos fluidos, identificaram dois novos regimes de fluxo. Oddie et al. (2003) observaram seis regimes de escoamento quando usaram querosene, nitrogênio e água. No entanto, Vieira (2004) e Bannwart et al. (2005) observaram seis novos padrões de

escoamento, quando óleo pesado, gás e água escoaram simultaneamente, através de um tubo circular de tal maneira que a água era a fase contínua.

Chen e Guo (1999) investigaram escoamento bifásico e trifásico em dutos enrolados helicoidalmente. O propósito deste estudo era prover uma base para a invenção e desenvolvimento de um novo tipo de tecnologia, para a separação de misturas de óleo-água-gás, com uma baixa fração de óleo. Os padrões de fluxos foram observados e alguns mapas de regime de fluxo foram gerados e delineados para estes tubos, além de examinarem os efeitos de taxas de fluxo e gradiente de pressão. Os resultados encontrados foram comparados com alguns resultados de fluxo horizontal. Foram encontradas grandes diferenças nas condições de transição. Eles concluíram que para se obter ótimos parâmetros de projeto e condições de funcionamento, é importante compreender claramente os regimes do escoamento trifásico e as fronteiras entre eles.

As configurações geométricas, que podem ocorrer no escoamento trifásico (óleo-água-gás), foram abordadas a partir da classificação dada por Açıkgöz et al. (1992), citados por Paladino (2005), na qual são encontradas quatro morfologias (pistonado ou "slug", estratificado, ondulatório e anular), considerando a água ou o óleo como a fase contínua, conforme pode ser observado na Figura 1.3.



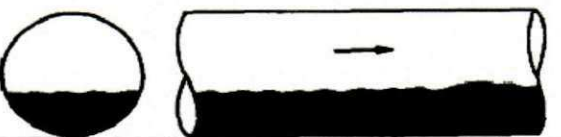




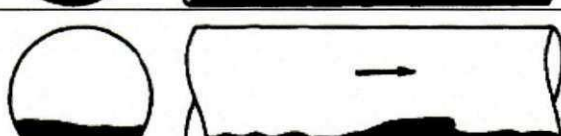
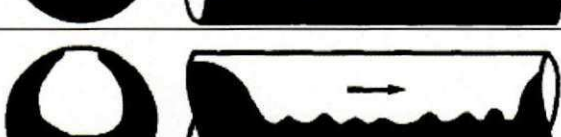

Plug disperso – óleo fase contínua	
Slug disperso – óleo fase contínua	
Estratificado ondulado / Disperso – óleo fase contínua	
Estratificado ondulado / Separado – óleo fase contínua	
Anular ondulado com gás disperso – óleo fase contínua	
Anular com gás disperso – óleo fase contínua	
Slug disperso – água fase contínua	
Estratificado ondulado – água fase contínua	
Anular ondulado – água fase contínua	
Anular – água fase contínua	

Figura 1.3: Padrões de escoamento trifásico (líquido-líquido-gás) classificado por Acikgoz *et al.* (1992).

Fonte: Açikgöz *et al.* (1992).

Bannwart et al. (2009) estudaram a queda de pressão e os padrões de fluxo num escoamento trifásico observados (Figura 2.4) em uma tubulação de vidro com 2,84 cm de diâmetro, contendo óleo pesado (3400 mPa.s, 970 kg/m³ à 20°C), água e ar, sob várias combinações das composições individuais e variações na inclinação (horizontal, vertical e inclinada). Foram verificados nove padrões de escoamento ilustrados na Figura 1.4.

- a) Bolhas de gás-bolhas de óleo (Bg-Bo): Bolhas de gás dispersas em água na parte superior do tubo, devido ao efeito da flutuação. Bolhas quase esféricas de óleo dispersas em água, após a formação do perfil de velocidade da água.
- b) Bolhas de gás-Óleo anular (Bg-Ao): Bolhas de gás dispersas em água na parte superior do tubo. Fase de óleo contínua no centro do tubo cercada por água (“*Core-Anular Flow*”). Em altas taxas de óleo e baixas taxas de água no escoamento, bolhas de gás podem ficar presas nas ondas interfaciais entre a água e o óleo.
- c) Bolhas de gás-Óleo intermitente (Bg-Io): As bolhas de óleo tornam-se maiores e começam a se unir. Forma-se um fluxo relativamente grande de bolhas de óleo, perto do topo do tubo, devido ao efeito da flutuação.
- d) Bolhas de gás-Óleo estratificado (Bg-So): Fase de óleo contínua escoando muito perto do topo devido ao efeito da flutuação. No entanto, devido ao efeito da molhabilidade, uma fina película de água no topo junto à parede do tubo foi detectada, o que explica a alta velocidade da fase óleo.
- e) Gás intermitente-Bolhas de óleo (Ig-Bo): Bolhas de gás relativamente grandes separadas por golfadas de água (“*Slug flow*”). Este último consiste em uma dispersão de bolhas de óleo em água.
- f) Gás intermitente-Óleo anular (Ig-Ao): Bolhas de gás relativamente grandes são vistas escoando através da água e separadas por golfadas de água. A fase contínua de óleo escoam no núcleo do tubo cercado por água.
- g) Gás intermitente-Óleo intermitente (Ig-Io): Bolhas de gás e bolhas de óleo escoam separadas por jorradadas de água. Às vezes, pode se formar uma emulsão de óleo em água, devido à agitação causada pelo gás.
- h) Gás estratificado-Bolhas de óleo (Sg-Bo): No fluxo estratificado de gás e água podem ocorrer estruturas onduladas na interface. Bolhas quase esféricas de óleo dispersas aparecem na corrente, principalmente na parte superior da fase água.

i) Gás estratificado-Óleo estratificado (Sg-So): Em baixas taxas de água e vazões intermediárias de óleo e gás é observado um escoamento gás-óleo-água do tipo estratificado. Estruturas onduladas nas interfaces podem ocorrer.

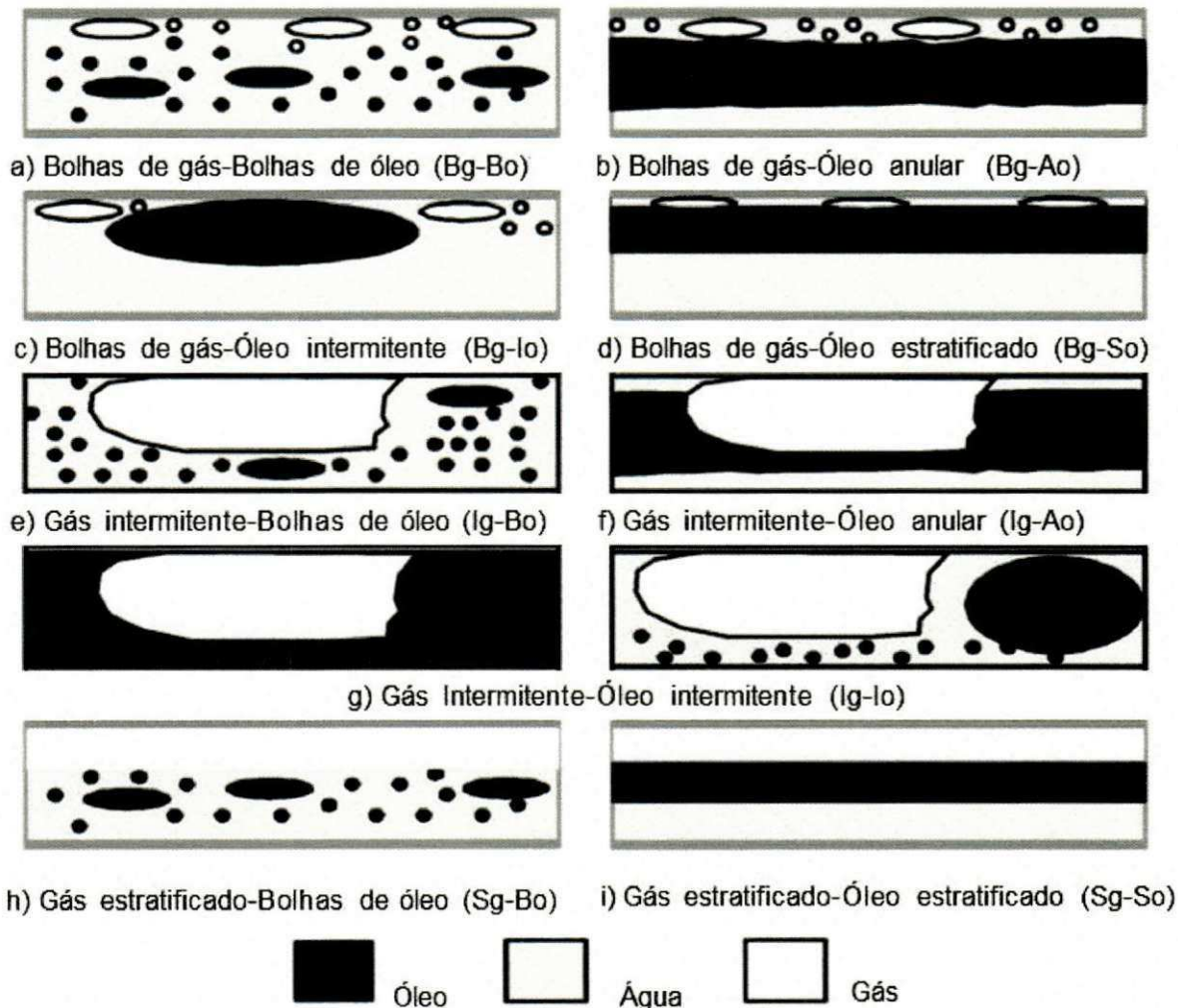


Figura 1.4: Padrões de fluxo no escoamento trifásico horizontal:

Fonte: Adaptado de Bannwart et al. (2009).

Bonizzi e Issa (2003) apresentaram um modelo matemático para simular um escoamento trifásico com regime do tipo estratificado e "slug". A aproximação foi baseada num modelo unidimensional transiente bifásico, em que uma fase consiste na fase gasosa e a outra na mistura de dois líquidos. Foram introduzidas a equação da conservação de massa, o padrão de fluxo líquido-líquido (estratificado ou completamente dispersado) e o ponto de inversão de fases. As equações foram resolvidas numericamente, utilizando o método dos volumes finitos. Esse método

mostrou-se capaz de prever se os dois líquidos fluem de maneira dispersa ou dentro de camadas estratificadas.

Nuland et al. (1991), citados por Spedding et al. (2005), agruparam os regimes trifásicos em quatro categorias principais, a saber: estratificado, anular, pistonado e padrões de dispersão de bolhas. Cada grupo foi então subdividido em tipos específicos de interação líquido-líquido.

Spedding et al. (2005) estudaram os padrões de fluxo para o escoamento trifásico (óleo-água-ar), numa tubulação em dois diâmetros diferentes. Estudos iniciais de escoamento bifásico (ar-água) levaram ao desenvolvimento de um mapa universal de regime de escoamento, que deu uma previsão do padrão de fluxo dos diferentes regimes, usando uma combinação de números adimensionais, para cada fase.

Descamps et al. (2006) analisaram a influência da injeção de gás na inversão de fase entre óleo e água, escoando num tubo vertical. Foi analisada a influência na concentração crítica de óleo e água, em que a inversão de fase ocorre com o aumento da gota e da pressão, na parte de cima do tubo. Foram usados diferentes tipos de injetores de gás e bolhas de tamanhos variados. Observou-se que a injeção de gás aumenta fortemente o pico de queda de pressão na inversão de fases.

1.3 Core-flow

Durante o escoamento simultâneo de dois líquidos imiscíveis, há uma forte tendência a arranjam-se de forma que o líquido de menor viscosidade ocupe a região de maior deformação, ou seja, na superfície da tubulação, lubrificando assim o líquido de maior viscosidade que escoar no centro do tubo, permitindo desta forma o transporte de fluidos ultraviscosos. Baseando-se nessa tendência de escoamento é que surge a tecnologia para transporte de óleos pesados, denominada “*Core Annular-Flow*” (CAF), também conhecida como “*core-flow*”, caracterizada pela menor quantidade de energia necessária para bombear óleos pesados (BANNWART, 2001).

O transporte de óleos pesados via “*core-flow*” consiste, basicamente, em injetar água de tal forma que ela escoe como um filme anular, ao longo da parede do tubo e o óleo na região central do duto. Como o óleo não entra em contato com a

parede do tubo, as perdas de atrito são comparáveis com as perdas observadas quando a água escoar sozinha na tubulação reduzindo, assim, significativamente os custos de bombeamento se comparado quando apenas óleo escoar na tubulação.

Tem se reportado na literatura que a técnica do “core-flow” apresenta como ideia principal a formação de uma fina película de água ou solução aquosa junto à superfície interna do tubo, causando a lubrificação do núcleo de fluido, constituído de óleo pesado, levando a uma redução no gradiente de pressão longitudinal e uma queda de pressão total semelhante ao escoamento monofásico de água (JOSEPH et al., 1997; PRADA e BANNWART, 2000; BANNWART, 2001; OOMS e POESIO, 2003; BENSACKHRIA et al., 2004; ANDRADE, 2008; SANTOS, 2009; MARTÍNEZ-PALOU et al., 2011).

Segundo Silva (2003), a primeira menção à lubrificação de tubulações por água aparece no início do século passado, com o pedido de patente de Isaacs & Speed (1904), em que o padrão anular era obtido por meio da rotação do tubo. Mas é no final dos anos 50, que um grupo de pesquisadores canadenses (Russel & Charles, 1959; Russel et al., 1959; Charles et al., 1961) deu início aos estudos, tanto teóricos quanto experimentais, constatando a estabilidade desse padrão de escoamento, propondo os primeiros modelos relativos à perda de carga e à fração volumétrica das fases. Desde então, a maioria dos estudos sobre “core-flow” vêm sendo realizados em linhas horizontais, visando aplicar a tecnologia ao transporte de óleos pesados (OLIEMANS et al., 1987; ARNEY et al., 1993; RIBEIRO, 1994; BANNWART, 2001). Uma representação desse padrão de escoamento pode ser observada na Figura 1.5.

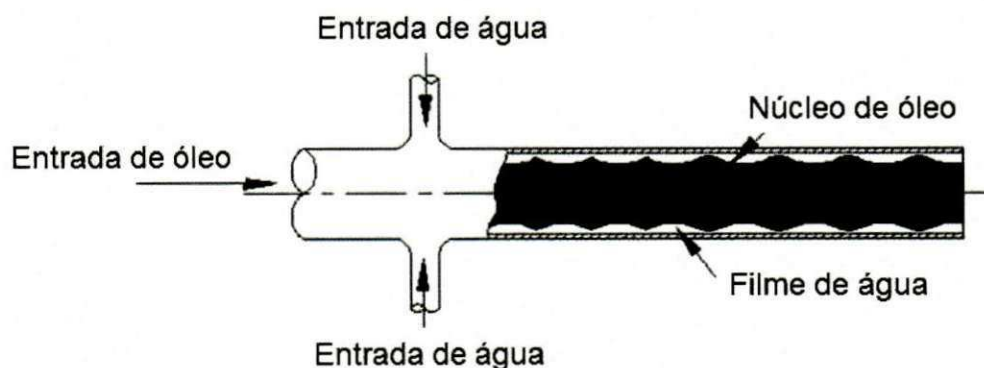


Figura 1.5: Ilustração do “core-annular flow” em uma tubulação horizontal.

Fonte: Adaptado de Ghosh et al. (2009).

De acordo com Andrade (2008), a técnica do “*Core-Annular Flow*” não modifica a viscosidade do óleo, mas transforma o padrão de escoamento, e reduz o atrito no transporte de produtos muito viscosos, como por exemplo, óleos pesados. Este padrão de escoamento é caracterizado por um filme de água, que se forma rente ou adjacente à parede interna da tubulação, funcionando como um lubrificante. Prada e Bannwart (2000) observaram que a perda de pressão por atrito no escoamento lubrificado é de 750 a 2000 vezes menor que para o fluxo monofásico de óleo no mesmo tubo. Naturalmente, estes resultados dependem das condições do escoamento e do tipo e características do óleo utilizado.

Segundo Prada (1999), um dos problemas mais encontrados nesse método tem a ver com a tendência do óleo de aderir às paredes da tubulação. À medida que o óleo se acumula em pontos nas paredes do duto, existe uma tendência de aumento da perda de carga, chegando algumas vezes até o bloqueio total da seção de fluxo da tubulação. Este problema tem sido motivo de diferentes trabalhos nos quais se propõem soluções para minimizá-lo. O grau de aderência do óleo às paredes metálicas do duto depende da composição, tanto do óleo como do material interno da tubulação. Normalmente, os óleos crus que contêm maior quantidade de grupos carboxílicos (RCOO-) são mais suscetíveis a contaminar as paredes metálicas do tubo (PRADA, 1999).

Embora essa técnica pareça ser muito atraente, existem vários problemas que devem ser abordados: (i) o estabelecimento do padrão anular para assegurar a queda de pressão, que depende das velocidades dos fluidos e da fração de água para um determinado diâmetro do tubo; (ii) a retenção do filme de água nas proximidades das paredes. Tem-se observado que, após muitas horas de operação, há a tendência do núcleo de óleo tocar na parede da tubulação, conduzindo a um aumento substancial na perda de carga; (iii) análise de estabilidade, uma vez formado o “*core-flow*” há a necessidade de uma estabilidade do mesmo, por um longo período e dentro de uma ampla gama de velocidades da água e do óleo.

De acordo com Silva e Mohamed (2003), as estratégias utilizadas para minimizar o problema de adsorção do óleo se dividem em duas linhas principais:

- A utilização de aditivos químicos para alterar as propriedades adesivas dos fluidos;

- A utilização de materiais hidrofílicos e/ou oleofóbicos como revestimento interno das tubulações.

Na vasta literatura pesquisada se pode encontrar igualmente estudos teóricos e experimentais, que retratam o comportamento de sub-padrões de escoamento, conhecidos por “*Perfect Core-Annular Flow*” (PCAF) e “*Wave Core-Annular Flow*” (WCAF). O escoamento anular ideal ou perfeito (PCAF) corresponde a uma solução exata do escoamento retilíneo e concêntrico de fluidos, com densidade e viscosidades diferentes, em um tubo de seção transversal circular, enquanto que o escoamento anular com ondas (WCAF) apresenta uma estrutura interfacial ondulada. O movimento ondulado do núcleo de óleo, com respeito à parede da tubulação, gera um gradiente de pressão na região anular, exercendo forças na direção vertical, contrabalanceando as forças de empuxo sobre o núcleo devido à diferença de densidade. Sendo assim, a presença das ondas é de fundamental importância na lubrificação do núcleo.

Vara (2001), ao estudar o escoamento bifásico (óleo pesado – água) através do padrão de escoamento “*core-flow*”, verificou a formação de vários sub-padrões, entre os quais, se destacam, o estratificado e o anular. Verificou-se que o padrão estratificado não apresentava ondas na parte superior, devido à proximidade da parede, porém notava-se a existência de um fino filme de água nessa região. Observou-se ainda que, o padrão estratificado apresentava uma interface achatada, porém com ondas longitudinais. Percebe-se assim, que o padrão estratificado é bastante afetado pela gravidade, devido à diferença de densidades entre as fases. A Figura 1.6 ilustra os sub-padrões, estratificado e anular, observados por Vara (2001).

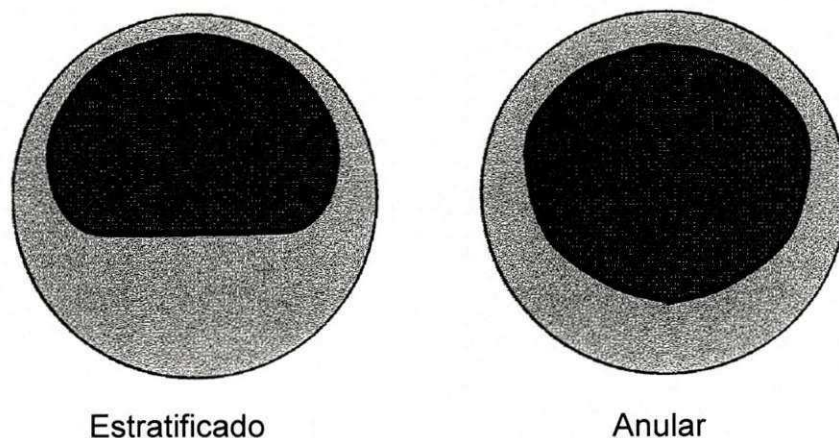


Figura 1.6: Comparação entre os sub-padrões, estratificado e anular.

Fonte: Vara (2001).

1.3.1 Trabalhos experimentais

Dada a importância da técnica “core-flow”, no transporte de óleos ultraviscosos, faz-se necessária uma revisão bibliográfica referente a alguns trabalhos experimentais publicados recentemente.

Bensakhria et al. (2004), ao estudarem experimentalmente a lubrificação parietal de uma tubulação horizontal com um fluido de baixa viscosidade, observaram que a redução nas perdas de carga passavam dos 90%, quando comparados com o mesmo óleo escoando sem a lubrificação. Esses autores constataram que essa técnica permite reduzir, consideravelmente, a potência de bombeamento necessária para o transporte de petróleo fortemente viscoso. Eles ainda apresentam os perfis de velocidade e viscosidade para o regime PCAF (“Perfect Core Annular-Flow”), como é mostrado na Figura 1.7.

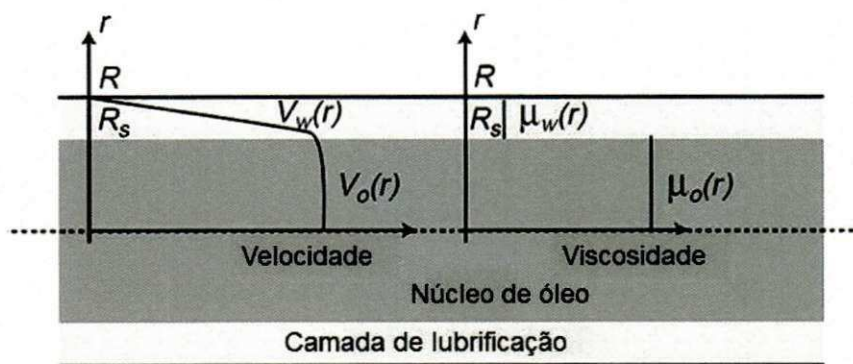


Figura 1.7: Perfis de velocidade e viscosidade para o padrão de escoamento “Perfect Core-Annular Flow”:

Fonte: Adaptado de Bensakhria et al. (2004).

Huang e Joseph (1995) estudaram a estabilidade hidrodinâmica do padrão “core-flow” perfeito (PCAF), concêntrico e excêntrico. Foi desenvolvida uma análise da estabilidade linear do escoamento para várias configurações, em que a excentricidade não gera instabilidades e que o escoamento excêntrico é estável, nas mesmas regiões onde o “core-flow” concêntrico é estável. Com o aumento da excentricidade, observou-se a evolução das ondas interfaciais de uma forma tortuosa (assemelhando-se a um bambu com as cristas arredondadas), para uma forma sinuosa (assemelhando-se a uma cobra).

Poesio et al. (2009) efetuaram um estudo experimental, relacionado ao “*core annular flow*”, com o objetivo de fornecer uma nova base de dados, com relação ao escoamento trifásico (óleo ultraviscoso-água-ar) e propor um modelo simples para a determinação da queda de pressão. Observaram o efeito da injeção de ar no escoamento anular líquido-líquido (óleo ultrapesado-água), sobre a queda de pressão (sob 1000 diferentes condições experimentais) e verificaram um erro inferior a 15% do valor medido.

Strazza et al. (2010) apresentaram um estudo experimental do fluxo trifásico usando água, ar e óleo de alta viscosidade, focalizando a atenção sobre os efeitos da presença do gás, no escoamento líquido-líquido tipo “*core-annular flow*”. Obtiveram um mapa de fluxo experimental, mostrando que o aumento da vazão de gás quebra a integridade do núcleo de óleo, dando origem a um regime de escoamento caótico. Valores para a perda de pressão foram comparados com um modelo teórico desenvolvido para o “*core-flow*” trifásico. A diferença entre a queda de pressão experimental e a prevista foi de 20%.

Prada (1999) verificou que no “*core-flow*” é ideal utilizar a menor quantidade de água possível, para evitar problemas tipo emulsificação da água no óleo e para reduzir a necessidade de tratamento da água após o transporte. Por outro lado, quanto mais fino o filme da água, mais provável é a contaminação das paredes do duto pelo óleo.

Bannwart (1998) realizou um trabalho experimental para obter dados de queda de pressão, em um escoamento bifásico (água/óleo), em tubos horizontais de aço (26,7 mm de diâmetro interno) e de cimento (23,9 mm de diâmetro interno), na faixa de condições para que o padrão “*core-annular flow*” estável fosse observado. Ele mostrou que para ambos os tubos, o modelo PCAF não correlaciona bem os dados obtidos. Então propôs um modelo mais geral, a fim de levar em consideração a ondulação da interface e a turbulência do filme. O modelo foi ajustado de acordo com os dados obtidos e generalizado para outros tamanhos de tubos.

1.3.2 Trabalhos analíticos e numéricos

Escoamentos multifásicos são regidos por leis de conservação, como conservação de massa, da quantidade de movimento e de energia. Essas leis são expressas em termos de equações diferenciais parciais não-lineares. Esse tipo de equação geralmente não possui solução analítica por conta de sua não-linearidade. Dessa forma, para que se possa alcançar a solução dessas equações, torna-se necessário o uso de técnicas computacionais avançadas, como a Dinâmica dos Fluidos Computacional.

De acordo com o que é reportado na literatura, a Dinâmica dos Fluidos Computacional ou CFD (*Computational Fluid Dynamics*) é área da computação científica que estuda métodos computacionais para simulação de fenômenos que envolvem fluidos em movimento com ou sem troca de calor, isto é, a técnica que busca, por meio da simulação numérica, resolver as equações de conservação que descrevem o escoamento. A simulação em CFD é feita pela discretização das equações diferenciais parciais de conservação, através de métodos numéricos.

Nos próximos parágrafos são apresentados alguns trabalhos analíticos e/ou numéricos encontrados na literatura pesquisada.

Crivelaro et al. (2009) desenvolveram um estudo cujo objetivo era estudar numericamente o comportamento do escoamento multifásico (óleo pesado e água), isotérmico, do tipo *“core-flow”* em tubulações horizontais, usando o software CFX[®] 3D. A queda de pressão foi determinada para o padrão anular em um tubo de 7 polegadas de diâmetro, utilizando um óleo com 2,7 Pa.s de viscosidade dinâmica e água à temperatura ambiente. Obtiveram e analisaram as distribuições de velocidade, pressão e fração volumétrica. Foi verificado ainda, que a queda de pressão foi reduzida 58 vezes quando comparada àquela em que óleo esco sozinho na tubulação.

Santos (2009) estudou numericamente o escoamento de óleos pesados em *risers* submersos, tipo catenária, utilizando a técnica *“core-annular flow”*, através do pacote comercial ANSYS CFX[®] 11.0. O modelo matemático proposto considerou escoamento em regime transiente, não-isotérmico, adotando o modelo de superfície livre para descrever o escoamento bifásico (água-óleo), considerando ainda, regime laminar para o óleo e turbulento para a água (modelo κ - ϵ). Foram apresentados e

analisados os resultados de velocidade, pressão, temperatura, e fração volumétrica. A queda de pressão obtida foi 3,34 vezes maior do que a observada no escoamento monofásico (óleo pesado), baseado na pressão total. Segundo a autora, este baixo valor quando comparado com o observado na literatura foi atribuída à presença de regiões de aderência ao longo da catenária e a alta viscosidade da água produzida, usada nas simulações.

Pereira Filho (2010) desenvolveu um trabalho cujo objetivo era investigar numericamente o escoamento multifásico, não-isotérmico, tipo “*core-annular flow*”, de óleos pesados e ultraviscosos em *risers* submersos em forma de catenária, através do software CFX[®] 10. Para provocar o efeito da lubrificação foi utilizada água limpa e água de reservatório. Com objetivo de avaliar a transferência de calor, durante o escoamento “*core-flow*” em ambientes *offshore*, foram avaliados diferentes casos com diferentes coeficientes de transferência de calor convectivo entre as fases. O autor apresentou e analisou resultados da distribuição de velocidade, pressão, fração volumétrica e temperatura das fases. Verificou-se que o aumento da temperatura da mistura no escoamento “*core-flow*” possibilita uma lubrificação do escoamento do óleo pesado e gera uma redução, no valor da perda de pressão por fricção, em relação à pressão hidrostática.

Ghosh et al. (2010) realizaram um estudo de fluidodinâmica computacional (CFD) para simular o escoamento “*core-flow*” em dutos verticais. Uma vez que os dois fluidos compartilham uma interface relativamente bem definida, a técnica Euleriana-Euleriana baseada no “*Volume of Fluid*” (VOF) foi utilizada para a modelagem do escoamento bifásico, no pacote de software FLUENT 6.3.26. O método VOF resolve um único conjunto de equações de *momentum*, que é compartilhada por ambos os fluidos. Chegaram a uma correspondência satisfatória entre os dados simulados e os resultados experimentais. Foi feito um amplo estudo para gerar os perfis de velocidade, pressão, fração volumétrica e tensão de cisalhamento, na parede, sobre uma vasta gama de velocidades de alimentação de óleo e água.

Ko et al. (2002) realizaram uma simulação numérica para o WCAF (“*Wavy Core-Annular Flow*”) na qual foi utilizado o modelo de turbulência SST (“*Shear Stress Transport*”), para resolver as equações da energia cinética turbulenta e da taxa de dissipação. Eles utilizaram também um método de separação para resolver as

equações de Navier-Stokes, para a forma de onda, gradientes de pressão e os perfis de velocidade e pressão, no escoamento anular ondulado turbulento. Foi verificado que o código, usando o modelo SST e o método de Petrov-Galerkin simplificado, gerou resultados mais precisos do que o modelo $k-\varepsilon$ original para o escoamento turbulento totalmente desenvolvido numa tubulação.

Ghosh et al. (2011) analisaram o escoamento anular ascendente formado por óleo lubrificante e água, através de dutos curvados em “U”. Para isso, um modelo 3D foi desenvolvido, utilizando o software FLUENT versão 6.3.26. A tendência dos perfis de distribuição, para cada fase, apresenta boa correlação com os dados registrados a partir de experimentos. Eles mostraram que as ondas interfaciais são de natureza tridimensional e que o modelo apresenta uma previsão satisfatória para a estrutura interfacial e para as distribuições de pressão e velocidade. Foi verificado que para uma dada condição de operação, a tendência do óleo em aderir a parede é menor durante o “*core flow*” ascendente através da curva em “U” em relação ao horizontal e descendente.

Liu et al. (2011) propuseram um novo modelo de dois fluidos para simular o escoamento bifásico anular vertical ascendente, com base no esquema VOF (“*Volume of Fluid*”), capaz de prever o fluxo de filme líquido ao redor do fluxo central de gás (“*Core-anular flow*”), bem como suas interações. Este modelo resolve as equações básicas de massa e de *momentum*, através do pacote comercial FLUENT 6.3.26[®]. Em princípio, o núcleo de gás deve ser modelado por duas vias acoplando o modelo multifásico Euleriano, o que significa que tanto os efeitos do gás nas gotas de líquido quanto os efeitos das gotas de líquido sobre o gás podem ser levados em consideração. Segundo Liu et al. (2011), esse novo modelo proposto para o escoamento anular pode dar boas previsões, comparado com dados experimentais e evitar a utilização de muitas correlações experimentais, sendo considerado um modelo autônomo.

Alipchenkov et al. (2004) apresentaram um modelo de três fluidos para o escoamento bifásico anular. O modelo é baseado nas equações de conservação de massa, momento e energia para o gás, para a fase dispersa (gotículas) e para o filme de líquido, bem como inclui adicionalmente a equação para o número de densidade de partículas da fase dispersa. Esta última equação foi utilizada para determinar o tamanho médio das partículas e pode levar em conta diferentes

mecanismos para a variação do tamanho destas partículas, como quebra, coagulação, deposição, arraste de líquido do filme e mudança de fase. Os cálculos foram realizados tanto para a região de entrada, como para a região hidrodinamicamente estabilizada do escoamento em dutos. Com base nas comparações com os dados experimentais, pode-se concluir que o modelo de três fluidos apresentado fornece uma descrição razoável dos processos de deposição, coagulação e quebra, e pode ser aplicado com sucesso para prever o problema do arraste no escoamento turbulento anular de gás-líquido.

1.4 Modelo matemático usado em escoamentos multifásicos

Tem se reportado na literatura que os modelos Euleriano-Euleriano e Euleriano-Lagrangiano vêm sendo utilizados para prever o comportamento do escoamento multifásico (RANADE, 2002). No caso específico do modelo Euleriano-Euleriano, dois sub-modelos são avaliados no escoamento multifásico: o modelo homogêneo e o modelo não-homogêneo.

1.4.1 Modelo não-homogêneo

A transferência interfacial de quantidade de movimento, calor e massa é diretamente dependente da área superficial de contato das duas fases. Essa é caracterizada por uma área interfacial por unidade de volume entre a fase α e a fase β , conhecida como densidade de área interfacial, $A_{\alpha\beta}$.

No modelo de partícula para a transferência interfacial entre duas fases, é assumido que uma das fases é contínua (fase α) e a outra é dispersa (fase β). A área superficial por unidade de volume é calculada, assumindo que a fase β está presente como partículas esféricas de diâmetro principal d_β e fração volumétrica r_β . Usando este modelo, a área de contato entre as fases é:

$$A_{\alpha\beta} = \frac{6r_\beta}{d_\beta} \quad (1.1)$$

Os coeficientes de transferência adimensionais, entre as fases, podem ser correlacionadas em termos do Número de Reynolds das partículas e do Número de

Prandtl do fluido. Estes são definidos usando o diâmetro principal da partícula, e as propriedades da fase contínua, como segue:

$$\text{Re}_{\alpha\beta} = \frac{\rho |\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha| d_\beta}{\mu_\alpha} \quad (1.2)$$

$$\text{Pr}_{\alpha\beta} = \frac{\mu_\alpha C_{P\alpha}}{\lambda_\alpha} \quad (1.3)$$

em que μ_α , $C_{P\alpha}$, e λ_α são a viscosidade, capacidade calorífica e condutividade térmica da fase contínua α , respectivamente.

O modelo de mistura é mais simples, já que trata ambas as fases α, β simetricamente. A área superficial por unidade de volume é calculada de:

$$A_{\alpha\beta} = \frac{r_\alpha r_\beta}{d_{\alpha\beta}} \quad (1.4)$$

em que $d_{\alpha\beta}$ é uma escala de comprimento interfacial que se deve especificar, e r_α , r_β são as frações volumétricas das fases envolvidas.

Os coeficientes de transferência adimensionais, entre as fases, podem ser relacionados em termos do Número de Reynolds e do Numero de Prandtl da mistura definido como:

$$\text{Re}_{\alpha\beta} = \frac{\rho_{\alpha\beta} |\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha| d_{\alpha\beta}}{\mu_{\alpha\beta}} \quad (1.5)$$

$$\text{Pr}_{\alpha\beta} = \frac{\mu C_{P\alpha\beta} \cdot \beta}{\lambda_{\alpha\beta}} \quad (1.6)$$

sendo $\rho_{\alpha\beta}$, $\mu_{\alpha\beta}$, $C_{P\alpha\beta}$, β e $\lambda_{\alpha\beta}$, a densidade, viscosidade dinâmica, capacidade calorífica, coeficiente de expansividade térmica e condutividade térmica da mistura, respectivamente, e;

$$\rho_{\alpha\beta} = r_\alpha \rho_\alpha + r_\beta \rho_\beta \quad (1.7)$$

$$\mu_{\alpha\beta} = r_\alpha \mu_\alpha + r_\beta \mu_\beta \quad (1.8)$$

em que ρ_α , ρ_β , μ_α , μ_β , r_α , r_β são a densidade, a viscosidade e a fração volumétrica das fases envolvidas.

O modelo de superfície livre tenta solucionar o problema da interface entre os dois fluidos. Se há apenas duas fases na simulação, a equação (1.9) é usada para calcular a densidade de área interfacial:

$$A_{\alpha\beta} = |\nabla r_\alpha| \quad (1.9)$$

Quando mais de duas fases estão presentes, esta equação é generalizada para:

$$A_{\alpha\beta} = \frac{2|\nabla r_\alpha||\nabla r_\beta|}{|\nabla r_\alpha| + |\nabla r_\beta|} \quad (1.10)$$

A equação de momento linear tem a forma:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha) + \nabla \cdot [r_\alpha (\rho_\alpha \vec{U}_\alpha \otimes \vec{U}_\alpha)] = & -r_\alpha \nabla p_\alpha + \nabla \cdot \left\{ r_\alpha \mu_\alpha \left[\nabla \vec{U}_\alpha + (\nabla \vec{U}_\alpha)^T \right] \right\} + \\ & + \sum_{\beta=1}^{N_f} (\Gamma_{\alpha\beta}^+ \vec{U}_\beta - \Gamma_{\beta\alpha}^+ \vec{U}_\alpha) + \vec{S}_{M\alpha} + \vec{M}_\alpha \end{aligned} \quad (1.11)$$

em que $\vec{S}_{M\alpha}$ descreve as forças de momento devido às forças de corpo externas; o termo $(\Gamma_{\alpha\beta}^+ \vec{U}_\beta - \Gamma_{\beta\alpha}^+ \vec{U}_\alpha)$ representa a transferência de momento induzido pela transferência de massa na interface; \vec{M}_α descreve as forças interfaciais agindo na fase α devido à presença de outras fases e corresponde a soma de diversas parcelas, referentes às forças de arraste interfacial, de sustentação, de massa virtual, de lubrificação na parede e de interação partícula-fluido.

No caso do modelo de mistura, em geral, considera-se apenas a força de arraste interfacial, que é definida por:

$$\vec{M}_\alpha = C_D \rho_{\alpha\beta} A_{\alpha\beta} |\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha| (\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha) \quad (1.12)$$

em que C_D é o coeficiente de arraste adimensional e $\rho_{\alpha\beta}$ corresponde à densidade da mistura dada por:

$$\rho_{\alpha\beta} = r_\alpha \rho_\alpha + r_\beta \rho_\beta \quad (1.13)$$

As equações anteriores só são validas para fases fluidas. Para fases com sólidos dispersos, são adicionados termos que representam as tensões adicionais devido às colisões de partículas.

A equação da continuidade tem a forma:

$$\frac{\partial}{\partial t}(r_\alpha \rho_\alpha) + \nabla \cdot (r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha) = S_{MS\alpha} + \sum_{\beta=1}^{N_p} \Gamma_{\alpha\beta} \quad (1.14)$$

em que $S_{MS\alpha}$ descreve a fonte de massa específica utilizada; $\Gamma_{\alpha\beta}$ é a taxa do fluxo de massa, por unidade de volume, da fase α para a fase β .

Na equação da conservação da fração volumétrica, simplesmente é admitido que a soma das frações volumétricas de todas as fases seja igual a 1:

$$\sum_{\alpha=1}^{N_p} r_\alpha = 1 \quad (1.15)$$

Esta equação pode ser combinada com as equações da continuidade para obter as equações de conservação do transporte de volume, dada por:

$$\sum_{\alpha} \frac{1}{\rho_\alpha} \left[\frac{\partial \rho_\alpha}{\partial t} + \nabla \cdot (r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha) \right] = \sum_{\alpha} \frac{1}{\rho_\alpha} \left(S_{MS\alpha} + \sum_{\beta=1}^{N_p} \Gamma_{\alpha\beta} \right) \quad (1.16)$$

A equação da energia tem a forma:

$$\frac{\partial}{\partial t}(r_\alpha \rho_\alpha h_\alpha) + \nabla \cdot [r_\alpha (\rho_\alpha \vec{U}_\alpha h_\alpha - \lambda_\alpha \nabla T_\alpha)] = \sum_{\beta=1}^{N_p} (\Gamma_{\alpha\beta}^+ h_\beta - \Gamma_{\beta\alpha}^+ h_\alpha) + Q_\alpha + S_\alpha \quad (1.17)$$

em que h_α , λ_α e T_α representam a entalpia estática, condutividade e temperatura da fase α , respectivamente; S_α é a fonte de calor externa; Q_α representa a transferência de calor para a fase α , através das interfaces com outras fases, e o termo $(\Gamma_{\alpha\beta}^+ h_\beta - \Gamma_{\beta\alpha}^+ h_\alpha)$ representa a transferência de calor induzida pela transferência de massa.

A transferência de calor na interface ocorre devido ao não equilíbrio térmico, através da interface das fases. O calor total por unidade de volume transferido para a fase α , devido à interação com outras fases e denotado Q_α é dado por:

$$Q_\alpha = \sum_{\beta \neq \alpha} Q_{\alpha\beta} \quad (1.18)$$

em que:

$$Q_{\alpha\beta} = Q_{\beta\alpha} \Rightarrow \sum_{\alpha} Q_{\alpha} = 0 \quad (1.19)$$

A transferência de calor através do contorno é usualmente descrita em termos de um coeficiente de transferência de calor global $h_{\alpha\beta}$, que é a quantidade de energia calorífica, através da unidade de área, por unidade de tempo, por unidade de diferença de temperatura entre as fases.

Desse modo, a taxa de transferência de calor, $Q_{\alpha\beta}$, por unidade de tempo, através do contorno de fase da área interfacial, por unidade de volume $A_{\alpha\beta}$, da fase β para a fase α , é:

$$Q_{\alpha\beta} = h_{\alpha\beta} A_{\alpha\beta} (T_{\beta} - T_{\alpha}) \quad (1.20)$$

Essa equação pode ser escrita na forma análoga à transferência de momento, como segue:

$$Q_{\alpha\beta} = c_{\alpha\beta}^{(h)} (T_{\beta} - T_{\alpha}) \quad (1.21)$$

em que o coeficiente de transferência de calor volumétrico, $c_{\alpha\beta}^{(h)}$, pode ser obtido por correlações como a descrita a seguir:

$$c_{\alpha\beta}^{(h)} = h_{\alpha\beta} A_{\alpha\beta} \quad (1.22)$$

Por isso, a área interfacial por unidade de volume e coeficiente de transferência de calor $h_{\alpha\beta}$ são necessários.

Muitas vezes é conveniente expressar o coeficiente de transferência de calor em termos de Número de Nusselt adimensional, definido pela equação (1.23):

$$h = \frac{\lambda Nu}{d} \quad (1.23)$$

No modelo de partícula, a condutividade térmica λ é considerada como sendo a condutividade térmica da fase contínua, e o comprimento d é considerado como sendo o diâmetro da fase dispersa. Então, pode-se escrever:

$$h_{\alpha\beta} = \frac{\lambda_{\alpha} Nu_{\alpha\beta}}{d_{\beta}} \quad (1.24)$$

Para convecção forçada laminar em torno de uma partícula esférica, a análise teórica mostra que $Nu = 2$. Para uma partícula em um fluido newtoniano incompressível em movimento, o número de Nusselt é uma função do número de Reynolds da partícula e do número de Prandtl do fluido ao redor. De acordo com a correlação de Ranz-Marshall, o número de Nusselt é dado por:

$$Nu = 2 + 0.6 \times Re^{0.5} \times Pr^{0.3} \quad (1.25)$$

1.4.2 Modelo homogêneo

Num fluxo multifásico homogêneo, um campo de fluxo comum é compartilhado por todos os fluidos, como também outros campos pertinentes como temperatura e turbulência.

Para um determinado processo de transporte, o modelo homogêneo assume que a quantidade transportada (com exceção da fração volumétrica) para aquele processo é o mesmo para todas as fases:

$$\phi_{\alpha} = \phi \quad 1 \leq \alpha \leq N_p \quad (1.26)$$

Desde que as quantidades transportadas sejam compartilhadas no fluxo multifásico, é suficiente resolver os campos compartilhados, usando as equações de transportes ao invés de resolver as equações de transporte, para cada fase separadamente.

As equações de transporte podem ser derivadas, somando-se as equações individuais das fases envolvidas, para se obter uma única equação de transporte para ϕ :

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho\phi) + \nabla \cdot (\rho\vec{U}\phi - \Gamma\nabla\phi) = S \quad (1.27)$$

em que S corresponde ao termo fonte da equação de transporte e ϕ corresponde a quantidade da variável transportada num processo. As demais variáveis são definidas nas equações de 1.28 a 1.30.

$$\rho = \sum_{\alpha=1}^{N_p} r_{\alpha} \rho_{\alpha} \quad (1.28)$$

$$\vec{U} = \frac{1}{\rho} \sum_{\alpha=1}^{N_p} r_{\alpha} \rho_{\alpha} \vec{U}_{\alpha} \quad (1.29)$$

$$\Gamma = \sum_{\alpha=1}^{N_p} r_{\alpha} \Gamma_{\alpha} \quad (1.30)$$

1.4.3 Modelo de turbulência

O modelo de turbulência κ - ε padrão assume que os tensores de Reynolds são proporcionais aos gradientes de velocidade média, com a constante de proporcionalidade, sendo caracterizada pela viscosidade turbulenta (idealização conhecida como hipótese de Boussinesq).

A característica desse modelo é que duas equações de transporte modeladas, separadamente, são resolvidas para o comprimento turbulento e a escala de tempo ou para quaisquer duas combinações linearmente independentes delas. As equações de transporte para a energia cinética turbulenta, κ , e a taxa de dissipação turbulenta, ε , são:

$$\frac{\partial(\rho_{\varepsilon} r_{\alpha} \kappa_{\alpha})}{\partial t} + \nabla \cdot \left\{ r_{\alpha} \left[\rho_{\alpha} \vec{U}_{\alpha} \kappa_{\alpha} - \left(\mu + \frac{\mu_{t\alpha}}{\sigma_{\kappa}} \right) \nabla \kappa_{\alpha} \right] \right\} = r_{\alpha} (G_{\alpha} - \rho_{\alpha} \varepsilon_{\alpha}) \quad (1.31)$$

$$\frac{\partial(\rho_{\varepsilon} r_{\alpha} \varepsilon_{\alpha})}{\partial t} + \nabla \cdot \left\{ r_{\alpha} \rho_{\alpha} \vec{U}_{\alpha} \varepsilon_{\alpha} - \left(\mu + \frac{\mu_{t\alpha}}{\sigma_{\varepsilon}} \right) \nabla \varepsilon_{\alpha} \right\} = r_{\alpha} \frac{\varepsilon_{\alpha}}{\kappa_{\alpha}} (C_1 G_{\alpha} - C_2 \rho_{\alpha} \varepsilon_{\alpha}) \quad (1.32)$$

em que G_{α} é a geração de energia cinética turbulenta no interior da fase α , C_1 e C_2 são constantes empíricas. Ainda nesta equação, ε_{α} corresponde à taxa de dissipação de energia cinética turbulenta da fase α , Equação (2.32), e κ_{α} a energia cinética turbulenta para a fase α , Equação (2.33), definidas por:

$$\varepsilon_{\alpha} = \frac{c_{\mu} q_{\alpha}^3}{l_{\alpha}} \quad (1.33)$$

$$\kappa_{\alpha} = \frac{q_{\alpha}^2}{2} \quad (1.34)$$

em que l_α é o comprimento de escala espacial, q_α é a escala de velocidade, c_μ é uma constante empírica, calculada pela Equação (2.34), dada por:

$$c_\mu = 4c_\alpha^2 \quad (1.35)$$

em que c_α é uma constante empírica. A variável $\mu_{1\alpha}$ é a viscosidade turbulenta, definida pela Equação (2.35):

$$\mu_{1\alpha} = c_\mu \rho_\alpha \frac{\kappa_\alpha^2}{\varepsilon_\alpha} \quad (1.36)$$

em que as constantes utilizadas nas equações anteriores são: $C_1 = 1,44$; $C_2 = 1,92$; $c_\mu = 0,09$; $\sigma_k = 1,0$; $\sigma_\varepsilon = 1,3$.

CAPÍTULO II

2. METODOLOGIA

2.1 Domínio físico de estudo

Para atender o objetivo proposto nessa pesquisa foi definido um domínio de estudo que corresponde ao trecho da tubulação, destacado na Figura 2.1, de 2,84 cm de diâmetro, baseado no trabalho de Trevisan (2003), que estudou experimentalmente o transporte de óleos pesados via “core-flow”, na presença de gás. Uma representação esquemática do experimento desse autor está ilustrada na Figura 2.1, com ênfase para a região definida como domínio físico de estudo: seção horizontal, em que, A representa a entrada da tubulação, B e C representam a primeira e a segunda tomada de pressão, respectivamente.

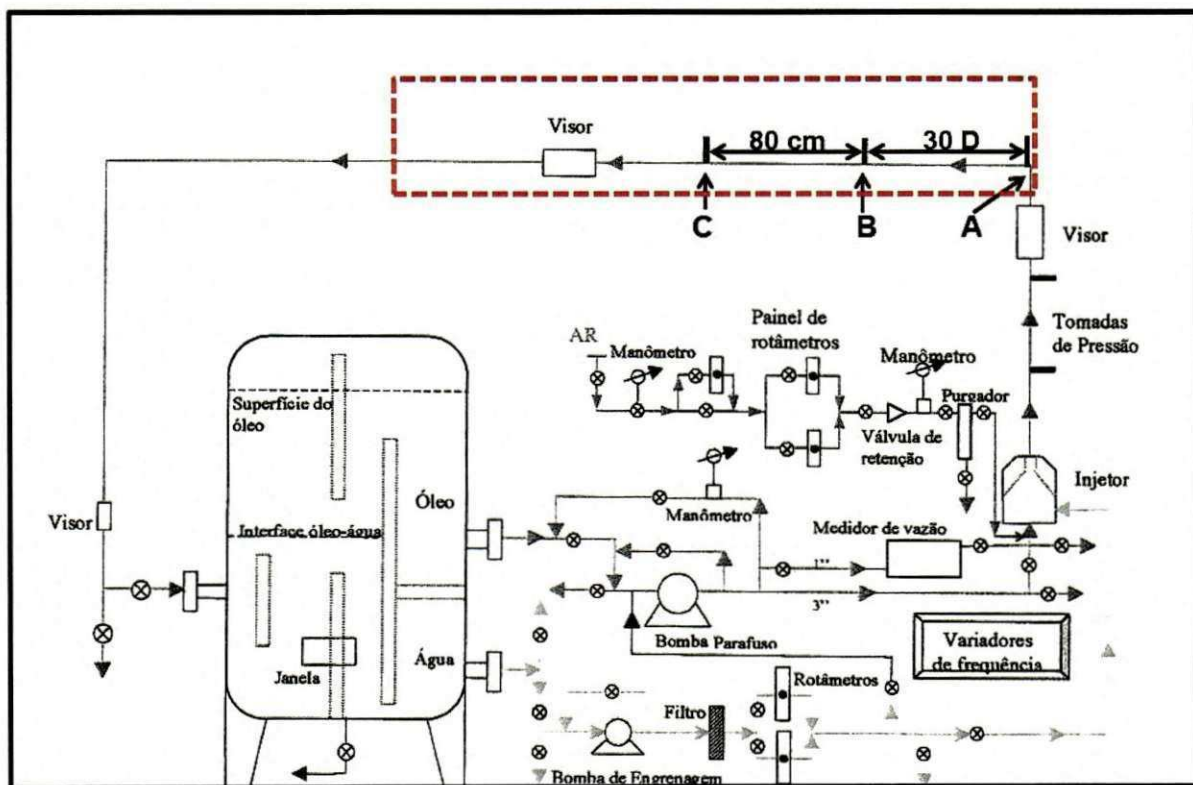


Figura 2.1: Esquema da instalação experimental para transporte de óleos pesados via “core-flow”.

Fonte: Adaptado de Trevisan (2003).

2.2 Domínio computacional

Para a geração da malha estruturada, ou domínio computacional, representativa da tubulação, referente ao trecho ilustrado na Figura 2.1, utilizou-se o software ICFM-CFD. Para isso foi inicialmente criada a geometria, por meio de um conjunto de pontos, curvas e superfícies, descrevendo a sua forma (Tubo horizontal) e suas dimensões (diâmetro e comprimento). A geometria resultante está ilustrada na Figura 2.2.

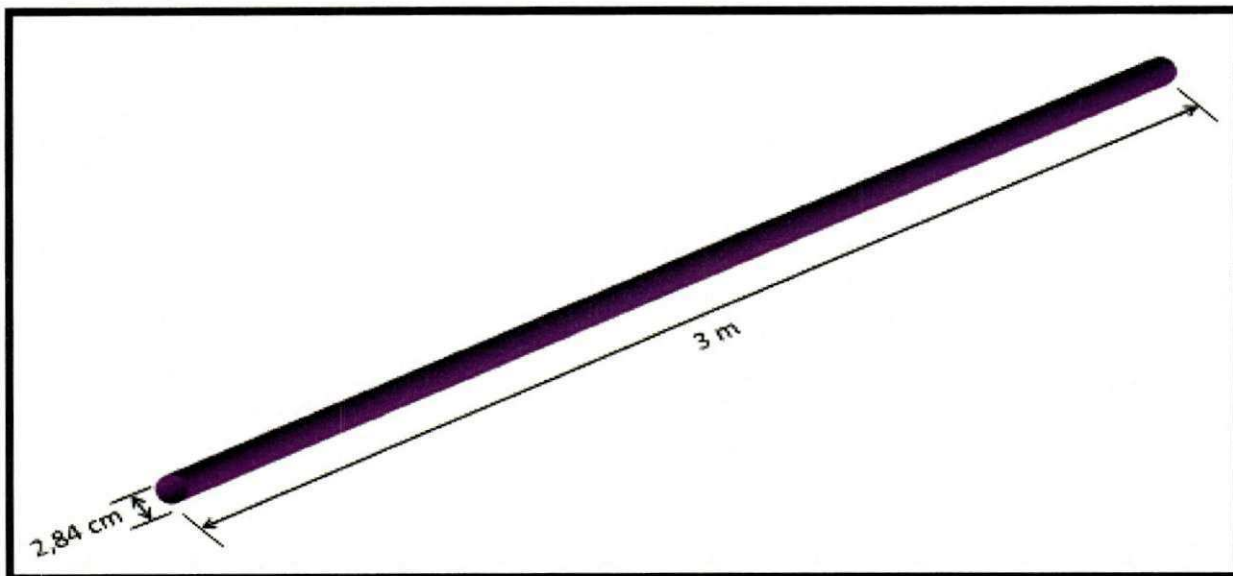


Figura 2.2: Representação da geometria do problema e suas dimensões.

Na região de entrada dos fluidos (água-óleo-ar), foi assumido que a água era introduzida por um anel ou espaço anular, de 1,7 mm de espessura, formado entre a parede do tubo e o núcleo de óleo, que escoia no centro da tubulação, conforme pode ser observado na Figura 2.3, com as respectivas dimensões. O óleo e o ar foram introduzidos na seção cilíndrica, que corresponde ao núcleo de óleo.

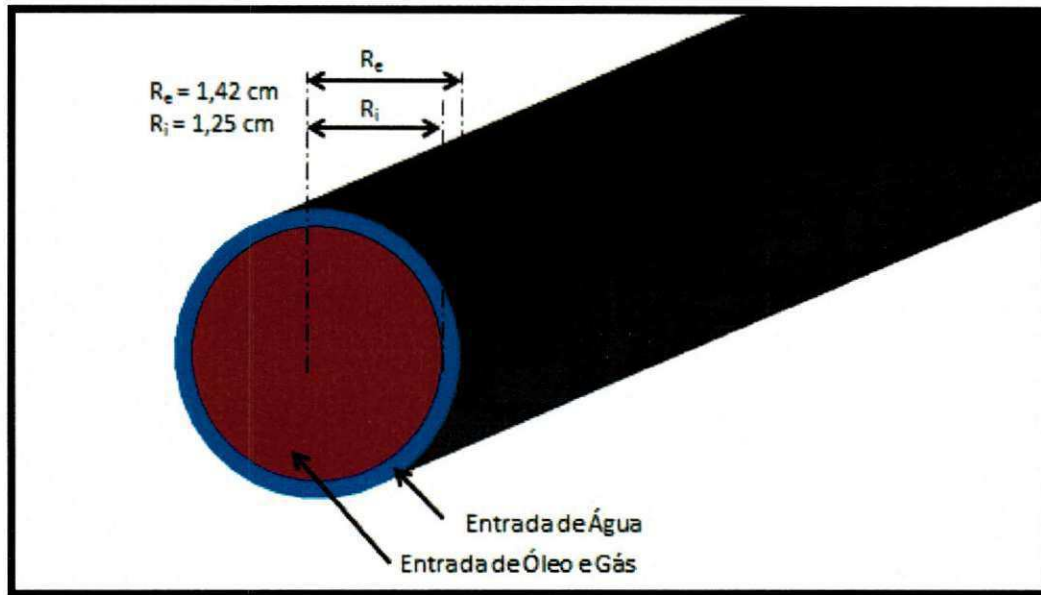


Figura 2.3: Detalhes da região de entrada da tubulação.

Na Figura 2.4 estão ilustrados os detalhes da malha utilizada nas diferentes simulações, onde é possível observar as proximidades da parede do tubo e as seções de entrada e saída. A malha estruturada foi confeccionada no domínio fictício, sendo constituída por 500.000 volumes de controles.

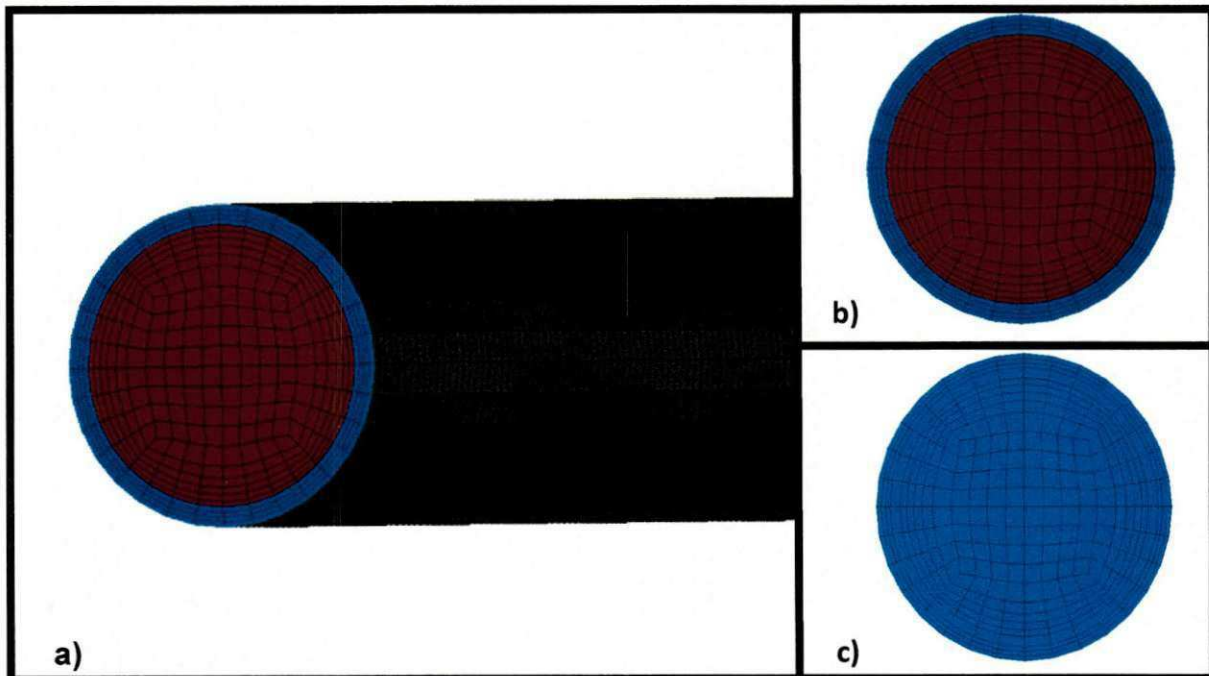


Figura 2.4: Detalhes da malha: a) na região próxima à entrada do tubo; b) seção de entrada; c) seção de saída.

2.3 Modelo matemático

No presente trabalho foram levados em consideração os seguintes pontos:

- Regime permanente;
- Não há ocorrência de reações químicas;
- Foi considerado o efeito gravitacional;
- As viscosidades da água, do ar e do óleo pesado e ultraviscoso foram admitidas como uma função da temperatura;
- Não há transferência de massa interfacial entre as correntes de água, óleo e ar;
- O gás (ar atmosférico) é considerado incompressível. Baseado no número de Mach (M), segundo Fox e McDonald (1998), para $M < 0,3$ considera-se o escoamento como incompressível. Como a velocidade adotada para o gás é muito baixa, isto implica em um número de Mach muito inferior a 0,3. Então o escoamento multifásico, neste caso, pode ser considerado incompressível;
- Foi utilizado o modelo de mistura assumindo o mesmo campo de pressão e de velocidades, que, segundo Rezende (2008), é uma classe de modelo VOF (*"Volume of Fluid"*), cuja característica comum é resolver uma equação de transporte para a fração volumétrica e de alguma forma inferir, com base em argumentos geométricos e balanços de fluxo, a posição da interface dentro de um volume de controle;
- Foram adotados o modelo de mistura para o par água-óleo, o modelo de partícula para os pares água-ar e óleo-ar;
- Para o modelo de turbulência, utilizou-se o modelo κ - ε padrão.

A partir das considerações feitas, podem ser aplicadas as simplificações resultantes às equações de conservação de massa, momento linear, energia e às equações do modelo de turbulência. Dessa forma, tem-se:

a) Equação da continuidade:

$$\nabla \cdot (r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha) = 0 \quad (2.1)$$

b) Equação de momento:

$$\nabla \cdot \left\{ \rho \bar{U} \otimes \bar{U} - \mu \left[\nabla \bar{U} + (\nabla \bar{U})^T \right] \right\} = \bar{S}_M + \bar{M}_\alpha \quad (2.2)$$

c) Equação de energia:

$$\nabla \cdot \left[r_\alpha \left(\rho_\alpha \bar{U}_\alpha h_\alpha - \lambda_\alpha \nabla T_\alpha \right) \right] = Q_\alpha \quad (2.3)$$

d) Modelo de turbulência:

$$\nabla \cdot \left\{ r_\alpha \left[\rho_\alpha \bar{U}_\alpha K_\alpha - \left(\mu + \frac{\mu_{t\alpha}}{\sigma_k} \right) \nabla K_\alpha \right] \right\} = r_\alpha (G_\alpha - \rho_\alpha \varepsilon_\alpha) \quad (2.4)$$

$$\nabla \cdot \left\{ r_\alpha \rho_\alpha \bar{U}_\alpha \varepsilon_\alpha - \left(\mu + \frac{\mu_{t\alpha}}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon_\alpha \right\} = r_\alpha \frac{\varepsilon_\alpha}{K_\alpha} (C_1 G_\alpha - C_2 \rho_\alpha \varepsilon_\alpha) \quad (2.5)$$

As condições de contorno aplicadas sobre as fronteiras, como ilustrado na Figura 3.4, são as seguintes:

a) Na seção anular, referente à entrada de água, foi adotado um valor prescrito e não nulo para a componente de velocidade axial e fração volumétrica de água, na direção x , de tal forma que:

$$R_i < r < R_e \quad \text{em } x = 0; \quad \begin{cases} u_w \neq 0 \\ v_w = w_w = 0 \\ u_o = v_o = w_o = 0 \\ u_g = v_g = w_g = 0 \\ r_o = r_g = 0 \\ r_w = 1 \\ T = T_w \end{cases}$$

em que u , v e w correspondem às velocidades nas direções x , y e z , nessa ordem, e os sub-índices w , o e g representam as fases água, óleo e gás respectivamente, e T a temperatura.

b) Na seção referente à entrada de óleo, foi adotado um valor prescrito e não nulo para a componente de velocidade axial e para as frações volumétricas de óleo e ar, na direção x , ou seja:

$$0 < r < R_i \quad \text{em } x = 0; \quad \begin{cases} u_o = u_g \neq 0 \\ v_o = w_o = 0 \\ v_g = w_g = 0 \\ u_w = v_w = w_w = 0 \\ r_o = 0,95 \\ r_g = 0,05 \\ r_w = 0 \\ T = T_o = T_g \end{cases}$$

c) Nas fronteiras referentes à parede do tubo, foi considerada a condição de não-deslizamento, ou seja:

$$r = R_e \quad 0 \leq x \leq L \quad \begin{cases} u_w = v_w = w_w = 0 \\ u_o = v_o = w_o = 0 \\ u_g = v_g = w_g = 0 \\ T = T_p = 288K \end{cases}$$

e) Na seção de saída ($x = L$), foi adotado um valor prescrito para a pressão estática ($p_{est} = 101325 \text{ Pa}$), sendo L o comprimento do tubo.

A Tabela 2.1 sumariza as características do modelo matemático e tratamento numérico adotado neste trabalho.

Tabela 2.1: Considerações adotadas na resolução das equações governantes.

Características	Considerações
Escoamento	Trifásico (água-óleo-ar), tridimensional, incompressível e não-isotérmico.
Regime de fluxo	Permanente
Modelo multifásico	Foi utilizado o modelo de mistura assumindo o mesmo campo de pressão e de velocidades para todas as fases
Modelo de transferência de interface	Modelo de mistura (água-óleo) Modelo de partícula (água-ar) e (óleo-ar)
Força gravitacional	Considerada
Critério de Convergência para a massa	Resíduo médio quadrático (RMS) 10^{-7} kg/s
Força interfacial	Arraste

Na Tabela 2.2 são apresentadas as propriedades dos fluidos, à temperatura ambiente, utilizados na simulação do transporte de óleos pesados e ultraviscosos, empregando a técnica “core-flow”.

Tabela 2.2: Propriedades termofísicas dos fluidos à 293,15 K, utilizados nas simulações.

Propriedades	Água	Óleo Pesado	Ar atmosférico
Massa específica (kg/m ³)	997,2	971	1,1614
Calor específico (J/kg.K)	4181,7	1800	1025,766
	Água/Óleo	Água/Ar	Óleo/Ar
Tensão superficial (N.m ⁻¹)	0,067	0,07257	0,026

Fonte: Incropera e De Witt (2008).

As viscosidades dinâmicas dos fluidos (Água-Óleo-Ar) são tratadas como uma função da temperatura, como segue na Tabela 2.3.

Tabela 2.3: Relação entre as viscosidades dos fluidos e a temperatura (em °C).

Fluido	Viscosidade Dinâmica (Pa.s)**	Fonte
Água	$\mu_w = \left(\frac{997,2}{2,443299 \times 10^{-02} \times T - 6,153676} \right)$	Santana et al. (2004)
Óleo	$\mu_o = 0,6402 + 18,9612 \times e^{(-0,074 \times T)}$	Trevisan (2003)
Ar	$\mu_G = 2,8 \times 10^{-07} \times T^{0,735476}$	Kreith e Bohn (1977)*

* Adaptado de dados obtidos em Kreith e Bohn (1977).

** Aplicada na faixa de 0°C ≤ T ≤ 100°C.

2.4 Casos estudados

O comportamento hidrodinâmico do escoamento trifásico (água-óleo-gás), tendo como padrão de fluxo o “core-annular flow”, foi investigado numericamente no Laboratório de Pesquisa em Fluidodinâmica e Imagem (LPFI), da Unidade Acadêmica de Engenharia Química e no Laboratório Computacional de Térmica e Fluidos (LCTF), da Unidade Acadêmica de Engenharia Mecânica, ambos pertencentes ao Centro de Ciências e Tecnologia (CCT), da Universidade Federal de Campina Grande.

Para a obtenção da solução numérica, foi utilizado o software ANSYS CFX® 12.0, com um critério de convergência de 10^{-7} kg/s para a massa. Os resultados foram obtidos em regime permanente.

O trabalho foi desenvolvido em três direções:

- Estudo das variações das velocidades *in situ* do óleo, do ar e da água de forma não-isotérmica;
- Estudo das variações das velocidades *in situ* do óleo, do ar e da água de forma isotérmica;
- Estudo das variações das temperaturas dos fluidos.

Inicialmente foi realizado o estudo das variações das velocidades *in situ* do óleo e do gás, em que a velocidade *in situ* da água (u_w) foi fixada em 1,5 m/s e as velocidades *in situ* do óleo (u_o) e do gás (u_g) foram variadas de 0,6 a 2,7 m/s em intervalos (Δu) de 0,3 m/s. Utilizou-se o mesmo valor para as temperaturas do óleo (T_o), da água (T_w) e do gás (T_g) e igual a 313 K, conforme ilustra a Tabela 2.4 para os casos não-isotérmicos (Casos de 15 a 22). Em seguida, foi realizado o estudo das variações das velocidades *in situ* do óleo, do gás e da água, sem levar em conta o efeito da temperatura (Casos Isotérmicos). Primeiro fixou-se a velocidade do óleo (u_o) e do gás (u_g), em 1,5 m/s, e as velocidades *in situ* da água foram variadas de 0,6 a 3,0 m/s referentes aos casos 23 a 31, da Tabela 2.5. Em seguida, fixou-se a velocidade *in situ* da água (u_w) em 1,5 m/s e foram variadas as velocidades do óleo (u_o) e do gás (u_g) de 0,6 a 3,0 m/s, conforme os casos 32 a 41, da Tabela 2.5.

Posteriormente, foi realizado o estudo das variações de temperaturas, em que as temperaturas da água (T_w), do óleo (T_o) e do gás (T_g) foram variadas de 288,15 K a 363,15 K, utilizando-se das velocidades do óleo (u_o) e do gás (u_g), como sendo iguais a 1,5 m/s e para a água (u_w) foi considerado igual a 2,2 m/s, casos 04 a 14 da Tabela 2.4.

Foram igualmente realizadas as seguintes simulações:

- Monofásico - Água (Caso 01);
- Monofásico - Óleo (Caso 02);
- Bifásico – Água e Óleo (Caso 03).

Tabela 2.4: Casos Não-Isotérmicos.

		u_w (m/s)	u_o (m/s)	u_g (m/s)	r_w	r_o	r_g	T_w (K)	T_o (K)	T_g (K)
Caso 01	Monofásico Água	1,66	-	-	1,00	-	-	313,15	-	-
Caso 02	Monofásico Óleo	-	1,66	-	-	1,00	-	-	313,15	-
Caso 03	Bifásico	2,20	1,50	-	1,00	1,00	-	313,15	313,15	-
Caso 04	Trifásico	2,20	1,50	1,50	1,00	0,95	0,05	288,15	288,15	288,15
Caso 05	Trifásico	2,20	1,50	1,50	1,00	0,95	0,05	293,15	293,15	293,15
Caso 06	Trifásico	2,20	1,50	1,50	1,00	0,95	0,05	298,15	298,15	298,15
Caso 07	Trifásico	2,20	1,50	1,50	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
Caso 08	Trifásico	2,20	1,50	1,50	1,00	0,95	0,05	308,15	308,15	308,15
Caso 09	Trifásico	2,20	1,50	1,50	1,00	0,95	0,05	313,15	313,15	313,15
Caso 10	Trifásico	2,20	1,50	1,50	1,00	0,95	0,05	323,15	323,15	323,15
Caso 11	Trifásico	2,20	1,50	1,50	1,00	0,95	0,05	333,15	333,15	333,15
Caso 12	Trifásico	2,20	1,50	1,50	1,00	0,95	0,05	343,15	343,15	343,15
Caso 13	Trifásico	2,20	1,50	1,50	1,00	0,95	0,05	353,15	353,15	353,15
Caso 14	Trifásico	2,20	1,50	1,50	1,00	0,95	0,05	363,15	363,15	363,15
Caso 15	Trifásico	1,50	0,60	0,60	1,00	0,95	0,05	313,15	313,15	313,15
Caso 16	Trifásico	1,50	0,90	0,90	1,00	0,95	0,05	313,15	313,15	313,15
Caso 17	Trifásico	1,50	1,20	1,20	1,00	0,95	0,05	313,15	313,15	313,15
Caso 18	Trifásico	1,50	1,50	1,50	1,00	0,95	0,05	313,15	313,15	313,15
Caso 19	Trifásico	1,50	1,80	1,80	1,00	0,95	0,05	313,15	313,15	313,15
Caso 20	Trifásico	1,50	2,10	2,10	1,00	0,95	0,05	313,15	313,15	313,15
Caso 21	Trifásico	1,50	2,40	2,40	1,00	0,95	0,05	313,15	313,15	313,15
Caso 22	Trifásico	1,50	2,70	2,70	1,00	0,95	0,05	313,15	313,15	313,15

Tabela 2.5: Casos Isotérmicos.

		u_w (m/s)	u_o (m/s)	u_g (m/s)	r_w	r_o	r_g	T_w (K)	T_o (K)	T_g (K)
Caso 23	Trifásico	0,60	1,50	1,50	1,00	0,95	0,05	-	-	-
Caso 24	Trifásico	0,90	1,50	1,50	1,00	0,95	0,05	-	-	-
Caso 25	Trifásico	1,20	1,50	1,50	1,00	0,95	0,05	-	-	-
Caso 26	Trifásico	1,50	1,50	1,50	1,00	0,95	0,05	-	-	-
Caso 27	Trifásico	1,80	1,50	1,50	1,00	0,95	0,05	-	-	-
Caso 28	Trifásico	2,10	1,50	1,50	1,00	0,95	0,05	-	-	-
Caso 29	Trifásico	2,40	1,50	1,50	1,00	0,95	0,05	-	-	-
Caso 30	Trifásico	2,70	1,50	1,50	1,00	0,95	0,05	-	-	-
Caso 31	Trifásico	3,00	1,50	1,50	1,00	0,95	0,05	-	-	-
Caso 32	Trifásico	1,50	0,60	0,60	1,00	0,95	0,05	-	-	-
Caso 33	Trifásico	1,50	0,90	0,90	1,00	0,95	0,05	-	-	-
Caso 34	Trifásico	1,50	1,20	1,20	1,00	0,95	0,05	-	-	-
Caso 35	Trifásico	1,50	1,80	1,80	1,00	0,95	0,05	-	-	-
Caso 36	Trifásico	1,50	1,95	1,95	1,00	0,95	0,05	-	-	-
Caso 37	Trifásico	1,50	2,10	2,10	1,00	0,95	0,05	-	-	-
Caso 38	Trifásico	1,50	2,25	2,25	1,00	0,95	0,05	-	-	-
Caso 39	Trifásico	1,50	2,40	2,40	1,00	0,95	0,05	-	-	-
Caso 40	Trifásico	1,50	2,70	2,70	1,00	0,95	0,05	-	-	-
Caso 41	Trifásico	1,50	3,00	3,00	1,00	0,95	0,05	-	-	-

Para os escoamentos monofásicos de água e óleo e bifásico (água-óleo), as velocidades das fases foram determinadas de forma que a soma das vazões volumétricas de óleo pesado e de água fossem iguais à vazão volumétrica do escoamento trifásico em análise.

2.4.1 Validação da solução numérica com a analítica

Para se verificar a eficiência do modelo proposto, foram realizadas simulações dos escoamentos monofásicos de óleo pesado e água, com o intuito de obter os perfis de velocidade desses escoamentos. Em seguida, esses perfis foram comparados com os dados das soluções analíticas, disponibilizados na literatura. De acordo com Fox e McDonald (1998), os perfis de velocidade para os escoamentos laminar e turbulento são dados, respectivamente, por:

- Perfil de velocidades para escoamento laminar:

$$u = u_{\max} \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right] \quad (2.6)$$

- Perfil de velocidades para escoamento turbulento:

$$u = u_{\max} \left(1 - \frac{r}{R} \right)^{\frac{1}{n}} \quad (2.7)$$

em que n é função do Número de Reynolds como é dado a seguir:

Tabela 2.6: Relação entre o número de Reynolds e o fator “ n ”.

Re	4×10^3	10^5	10^6	$> 2 \times 10^6$
n	6	7	9	10

No presente trabalho, foi adotado n igual a 6 com base no número de Reynolds obtido.

CAPÍTULO III

3 RESULTADOS E DISCUSSÃO

3.1 Escoamento monofásico

Na Figura 3.1 está representada a distribuição radial das componentes de velocidade, na posição axial (x) igual a 1,0 m da entrada dos fluidos. São apresentados na Figura 3.1 os perfis de velocidades obtidos numericamente (presente trabalho) e os obtidos analiticamente, que correspondem à solução clássica das equações de movimento, em regime laminar, disponibilizada na literatura, por exemplo, Fox e Mc Donald (1998).

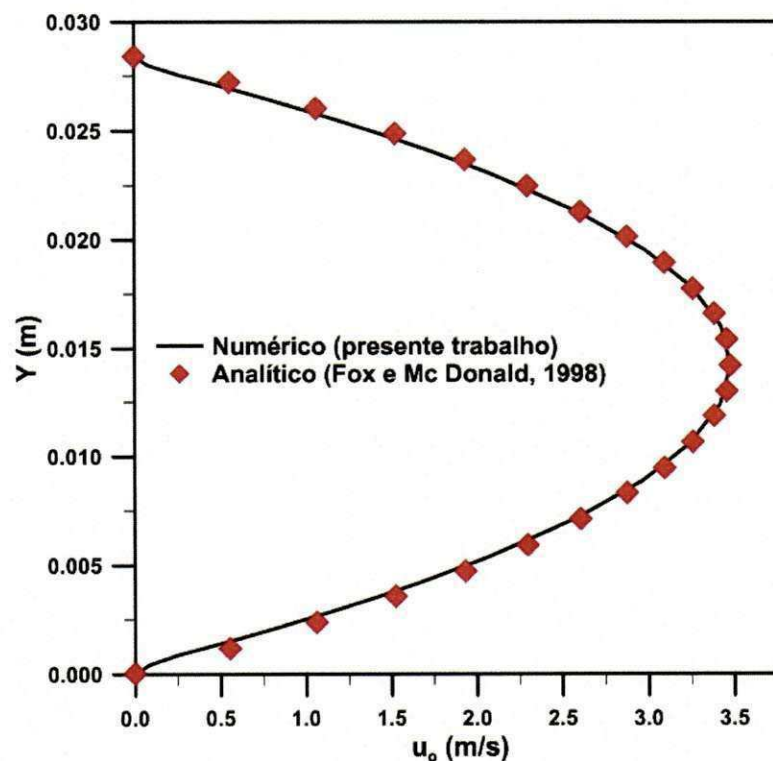


Figura 3.1: Comparação entre os perfis de velocidade numérico e analítico do óleo a 1 m da entrada do tubo (regime laminar).

A comparação entre os perfis de velocidade no escoamento monofásico, óleo pesado, obtido numericamente e analiticamente, mostrou uma ótima concordância, indicando que o modelo matemático proposto consegue prever adequadamente o escoamento no interior do tubo considerando o regime laminar.

Na Figura 3.2 estão representados os perfis de velocidade, obtidos numericamente (presente trabalho) e analiticamente, solução clássica para o escoamento em regime turbulento, disponibilizada na literatura, por exemplo, Fox e Mc Donald (1998).

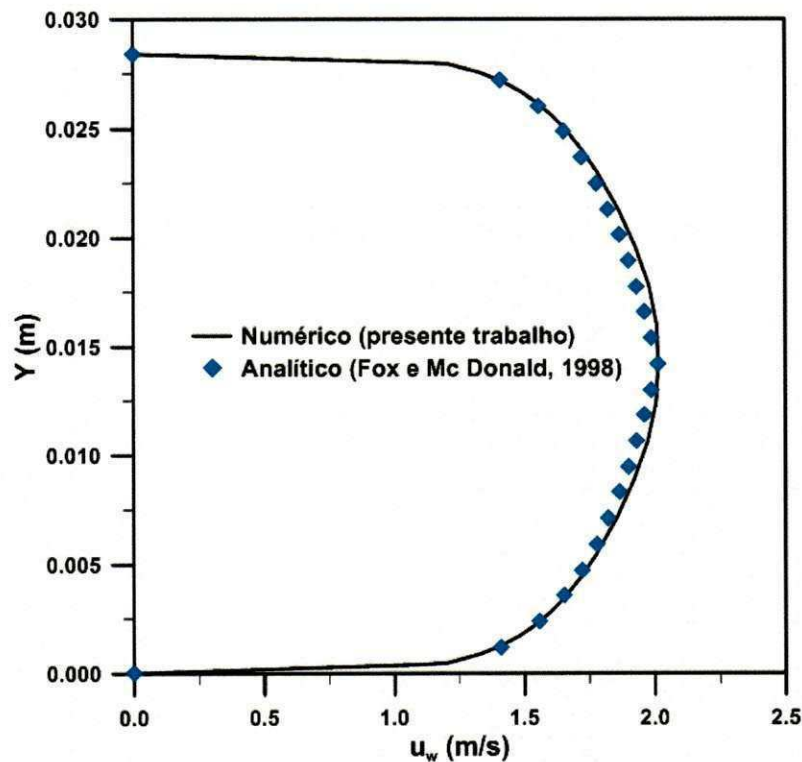


Figura 3.2: Comparação entre os perfis de velocidade numérico e analítico da água a 1 m da entrada do tubo (regime turbulento).

É feita uma comparação entre os perfis de velocidade no escoamento monofásico de água, a uma distância de 1 m da entrada, no plano $Z = 0$, obtidos numericamente e analiticamente, adotando-se o valor de n igual a 6 na Equação 2.7. Mais uma vez é possível verificar que existe uma boa concordância dos resultados. Todavia, percebe-se uma pequena discrepância, à medida que se aproxima do centro da tubulação, o que pode estar associado às considerações adotadas para a obtenção da solução analítica ($n = 6$).

3.2 Escoamento bifásico (óleo-água)

Nas Figuras 3.3 e 3.4 estão representados os perfis de velocidade superficial da água e do óleo, respectivamente, em quatro posições no tubo (0,01; 0,05; 0,50 e 1,00 m), no plano $Z = 0$. A Figura 3.3 ilustra claramente dois comportamentos diferentes: um apresentando picos de velocidade da água na região anular entre a parede e o núcleo de óleo, e outro apresentando velocidade nula na parede e na região central do tubo. Enquanto que, o perfil de velocidade do óleo se mantém praticamente constante, caracterizando um perfil pistonado do fluido, como pode-se verificar na Figura 3.4. Este comportamento só não é observado na posição a 0,01 m da entrada, que pode ser explicado, devido aos efeitos das bordas, e que os balanços de massa dos fluidos, nesta seção transversal, devem ser mantidos, daí o surgimento do pico de velocidade nos perfis de velocidade axial do óleo e da água.

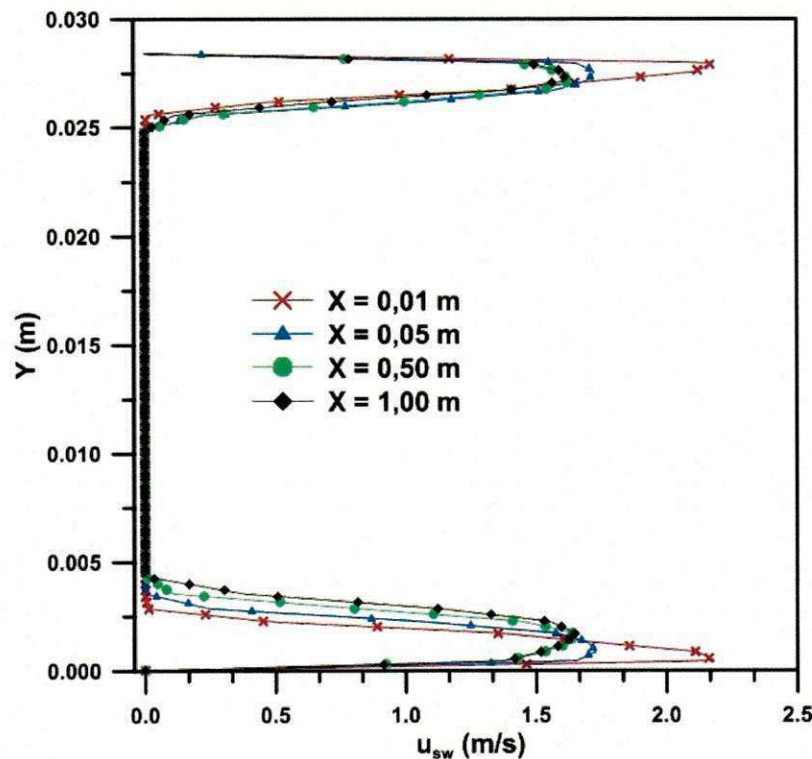


Figura 3.3: Perfil de velocidade superficial da água em quatro posições axiais ao longo do tubo.

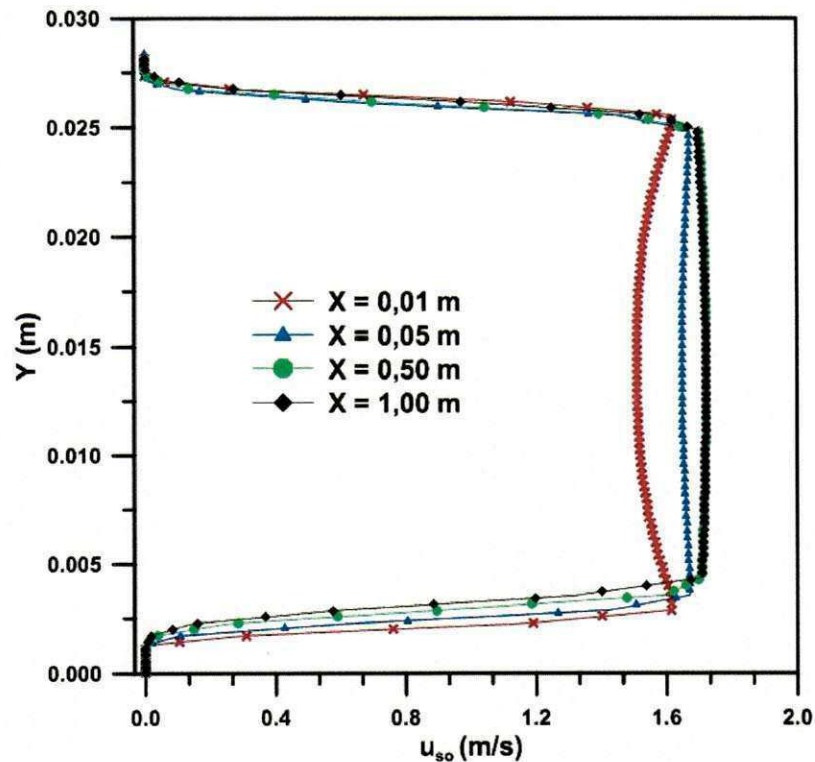


Figura 3.4: Perfil de velocidade superficial do óleo em quatro posições axiais ao longo do tubo.

As Figuras 3.5 e 3.6 ilustram o campo de fração volumétrica de óleo, no plano XY e nos planos YZ em várias seções transversais ao longo do tubo, respectivamente.

Ao se observar as Figuras 3.3 e 3.4 em confronto com as Figuras 3.5 e 3.6, pode-se verificar que a água ocupa a região anular entre a parede do tubo e o núcleo de óleo na região central da tubulação. Este comportamento possibilita ao núcleo de óleo não entrar em contato com a parede da tubulação, caracterizando, desta forma, o padrão de escoamento “*core-annular flow*”.

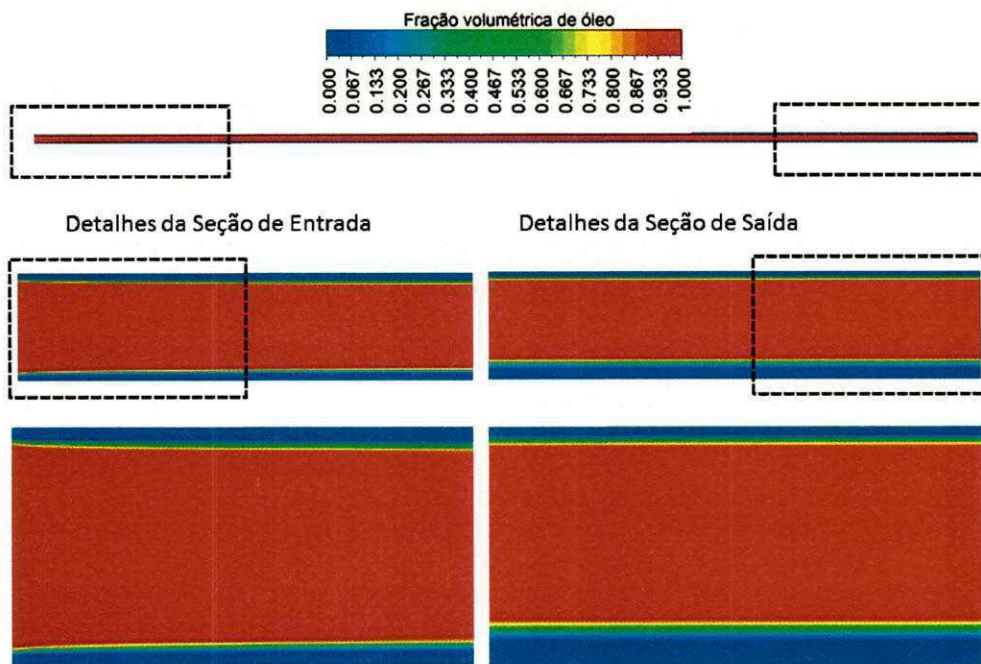


Figura 3.5: Campo de fração volumétrica do óleo pesado no plano XY com destaque para as seções de entrada e de saída.

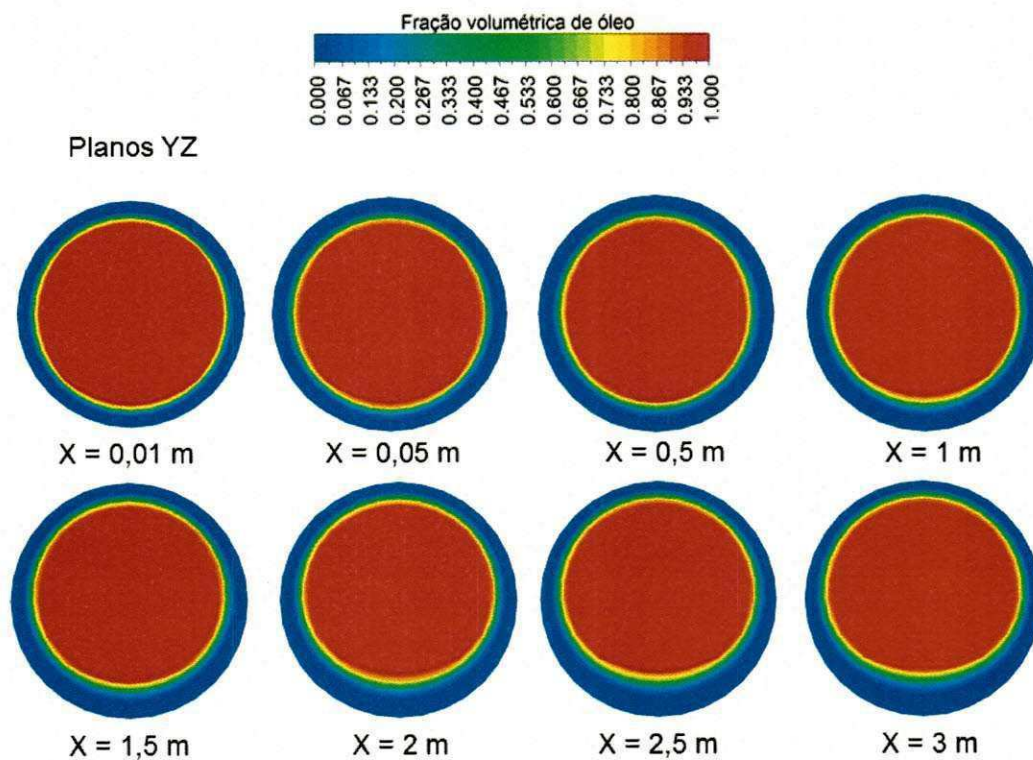


Figura 3.6: Campo de fração volumétrica do óleo pesado nos planos YZ em várias seções transversais ao longo do tubo.

Ao se observar atentamente a Figura 3.6, pode-se notar a formação de uma camada de água adjacente à parede do tubo, que envolve o núcleo de óleo no centro do tubo, impedindo assim, que o óleo venha a tocar na parede da tubulação.

Percebe-se ainda que, no início da tubulação o núcleo de óleo encontra-se concentrado no centro do duto (ou seja, escoamento concêntrico) em consequência da consideração adotada: “o núcleo de óleo ao entrar no domínio de estudo encontra-se no centro, distribuído simetricamente e afastado das paredes por uma película de água de 1,7 mm de espessura”, conforme condição de contorno apresentada no Capítulo II. À medida que os fluidos se distanciam da seção de entrada, observa-se que o núcleo de óleo tende a subir em direção a região superior do tubo. Verifica-se ainda que há um achatamento da parte inferior do núcleo de óleo. Este tipo de comportamento está relacionado com a diferença de densidade entre as fases (água e óleo), bem como com o balanço de forças no espaço entre o núcleo de óleo e a parede na parte superior e inferior. Na parte superior há um aumento na velocidade do fluido presente nessa região (água), decorrente da redução da área, fazendo com que esse fluido seja direcionado para baixo. Esta constante concorrência entre a força de empuxo e a força de lubrificação durante o escoamento anular impede que o óleo toque na parede.

Ooms e Poesio (2003) e Bensakria *et al.*, (2004), ao estudarem a técnica “*core-flow*”, verificaram um comportamento semelhante de assimetria do escoamento e atribuem esses efeitos a diferença de densidade entre as fases, que induz o óleo a ascender para a parte superior da tubulação na horizontal. Esses autores relatam ainda que, as forças de lubrificação tendem a repelir o núcleo de óleo para o centro do tubo e que a competição, entre esses dois efeitos, dá uma variação na posição do núcleo de óleo no interior da tubulação, o qual depende fortemente da razão entre as velocidades de água e de óleo pesado.

3.3 Escoamento trifásico (água-óleo-ar)

3.3.1 Campo de Pressão

A Figura 3.7 ilustra o campo de pressão no plano XY (Caso 09), ao longo do tubo com destaque para as seções de entrada e de saída, em que se observa que a maior pressão está no início da tubulação e que decresce, ao longo do tubo, atingindo assim o valor da pressão atmosférica, na saída do domínio de estudo, definida como condição de contorno. No entanto, na indústria de petróleo, transportar uma quantidade de petróleo com alta queda de pressão não é interessante, pois aumenta o consumo de energia e conseqüentemente os custos do processo.

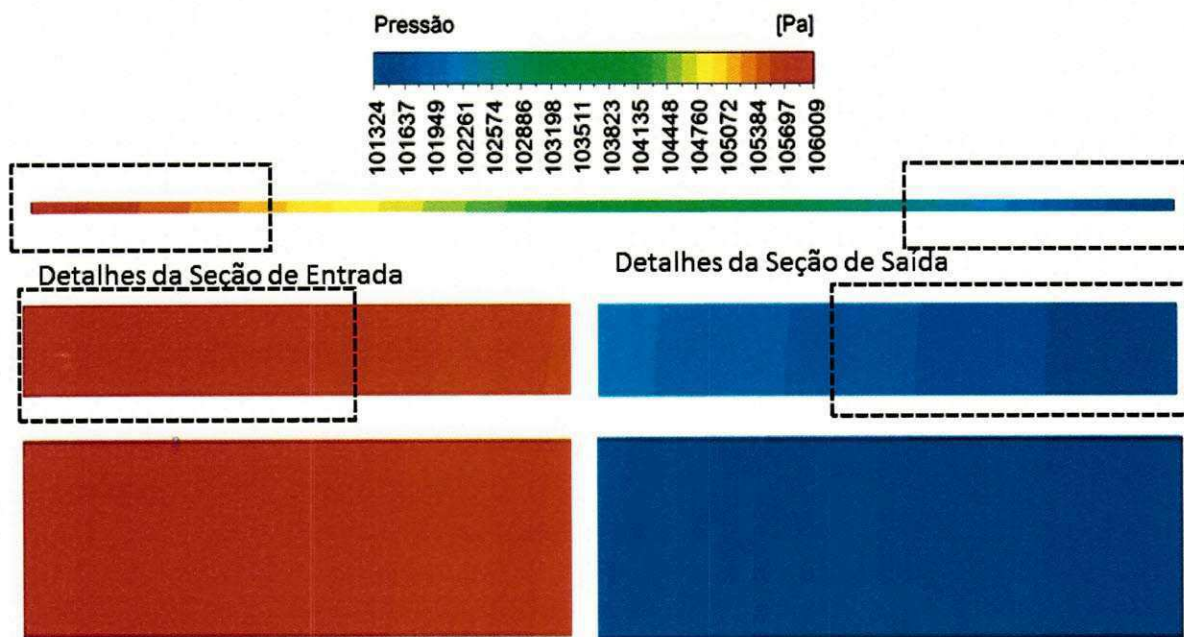


Figura 3.7: Campo de pressão no plano XY com destaque para as seções de entrada e de saída da tubulação (Caso 09).

Na Figura 3.8 está representado o perfil de pressão total a 0,1 m e a 2,9 m da entrada, no plano $Z = 0$. Ainda na Figura 3.8, pode ser verificado que a pressão total no início da tubulação é superior a pressão no final da tubulação. É possível notar ainda que numa mesma seção transversal, a pressão é maior na região central do escoamento e decresce rapidamente nas proximidades da parede do duto.

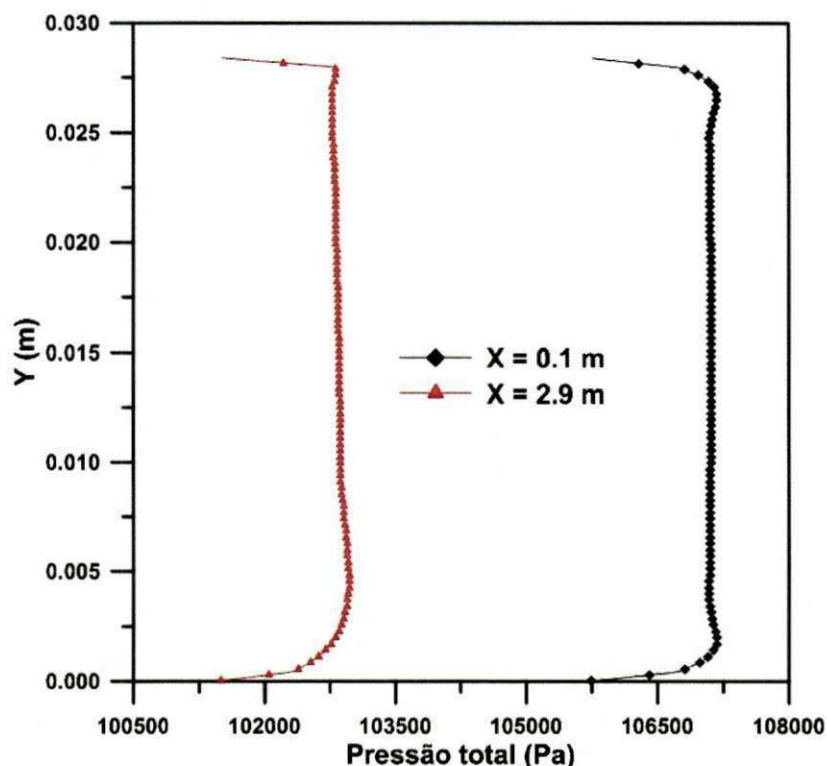


Figura 3.8: Perfis da pressão total nas posições axiais 0,1 e 2,9 m a partir da entrada, no plano $Z = 0$, a temperatura constante igual a 313,15 K.

3.3.2 Campo de velocidades

As Figuras 3.9 e 3.10 apresentam os perfis de velocidade superficial para o óleo e para a água, respectivamente, na direção x , com a temperatura igual a 313,15 K (Caso 09). Ao se analisar a Figura 3.9, pode-se observar que, na região central do tubo, ($0,0075 \text{ m} < Y < 0,026 \text{ m}$) a componente de velocidade do óleo não sofre variação acentuada e mantém-se praticamente constante. Todavia, à medida que se aproxima da interface água-óleo, percebe-se que a variação de velocidade vai ficando cada vez mais acentuada, indicando a influência da corrente de água no comportamento fluidodinâmico do núcleo de óleo. Observa-se ainda, na Figura 3.9 comportamentos diferenciados dos perfis nas quatro posições axiais ao longo do tubo (0, 1, 2 e 3 m). Este fato está relacionado com a estratificação do núcleo de óleo, como pode ser observado nas Figuras 3.13 a 3.15.

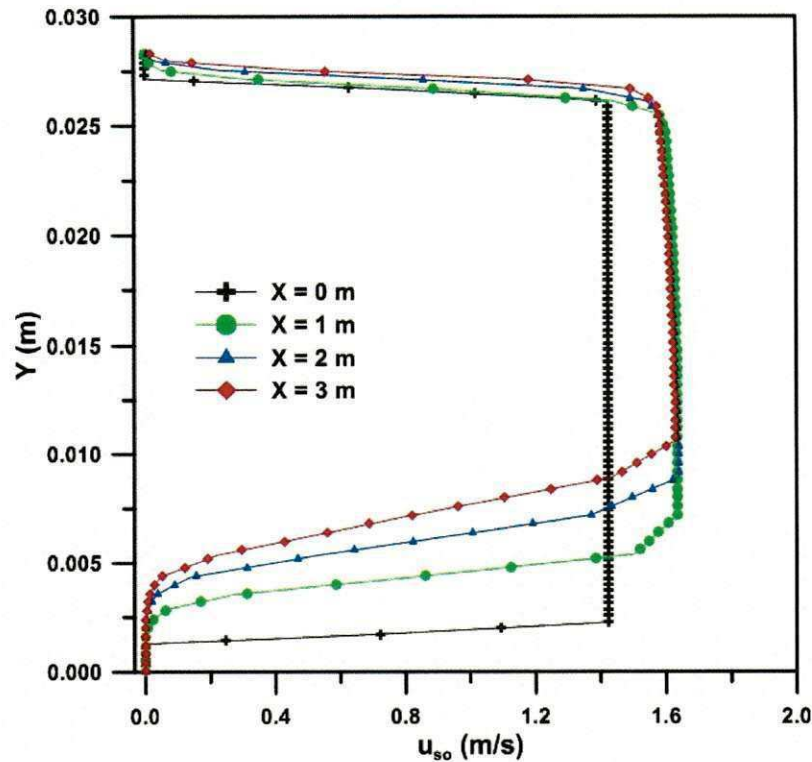


Figura 3.9: Perfis de velocidade superficial do óleo em quatro posições axiais, no plano $Z = 0$, referentes ao Caso 09.

Com relação à velocidade superficial da água, ilustrada na Figura 3.10, em quatro posições axiais (0, 1, 2 e 3 m) distante da entrada é possível verificar que, na região central do tubo e nas paredes, a velocidade superficial da água é nula, atingindo seu valor máximo, na região anular formada entre a parede do tubo e o núcleo de óleo. É importante salientar que, à medida que o escoamento se desenvolve hidrodinamicamente, a espessura do filme de água na região inferior da tubulação tende a aumentar, devido ao efeito da elevação do núcleo de óleo e gás, observado nas Figuras 3.13 a 3.15, e aos efeitos do atrito causado pelo contato do fluido com a parede do tubo, e ainda ao desenvolvimento da camada limite hidrodinâmica.

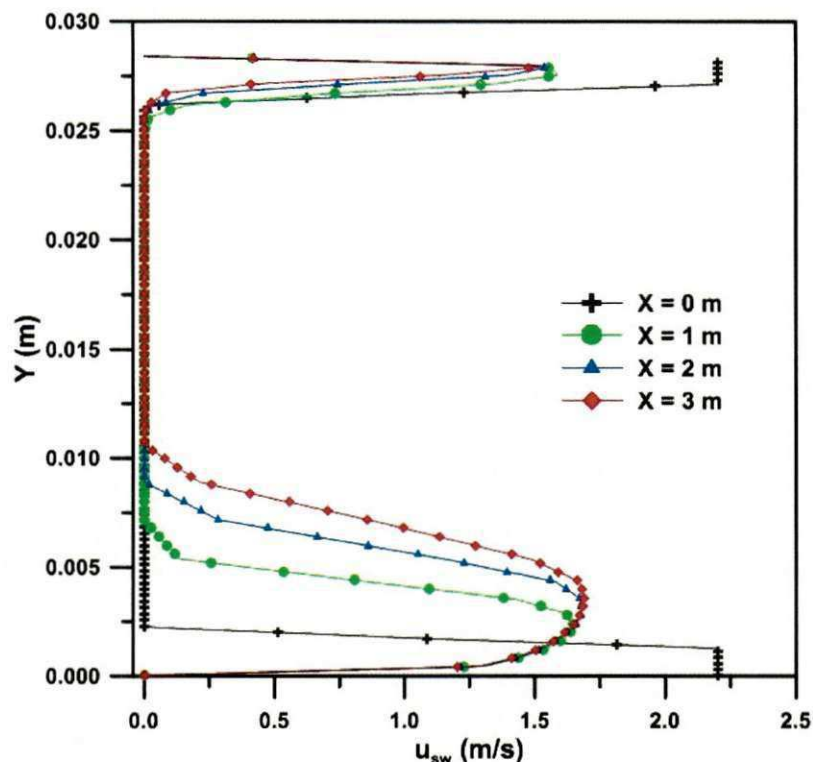


Figura 3.10: Perfis de velocidade superficial da água em quatro posições axiais, no plano $Z = 0$, referentes ao Caso 09.

As Figuras 3.11 e 3.12 ilustram os campos de velocidade superficial do óleo e da água respectivamente, com destaque para as seções de entrada e de saída. É possível notar o desenvolvimento hidrodinâmico do escoamento, em ambas as figuras. Pode-se observar que a velocidade é nula, na parede, e vai aumentando na direção do centro do duto, devido à condição de não-deslizamento; esse efeito é transmitido a todas as camadas de fluido adjacentes, ocorrendo à formação de uma camada limite hidrodinâmica.

Verifica-se ainda que a região com maior velocidade para o óleo é a região central e para a água essa condição é atingida na seção anular entre o núcleo de óleo e a parede. Para o gás o comportamento é semelhante ao do óleo, já que os dois fluidos são injetados e escoam na mesma região (centro do tubo).

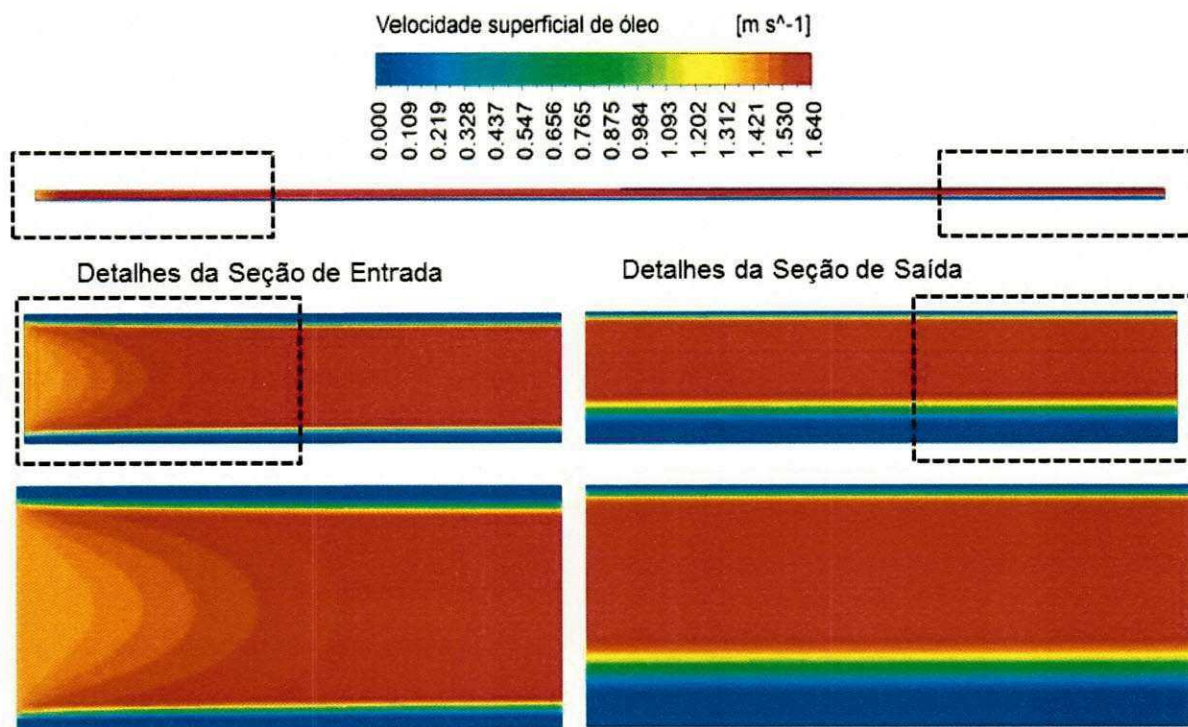


Figura 3.11: Campo de velocidade superficial do óleo no plano XY ao longo da tubulação referente ao Caso 09.

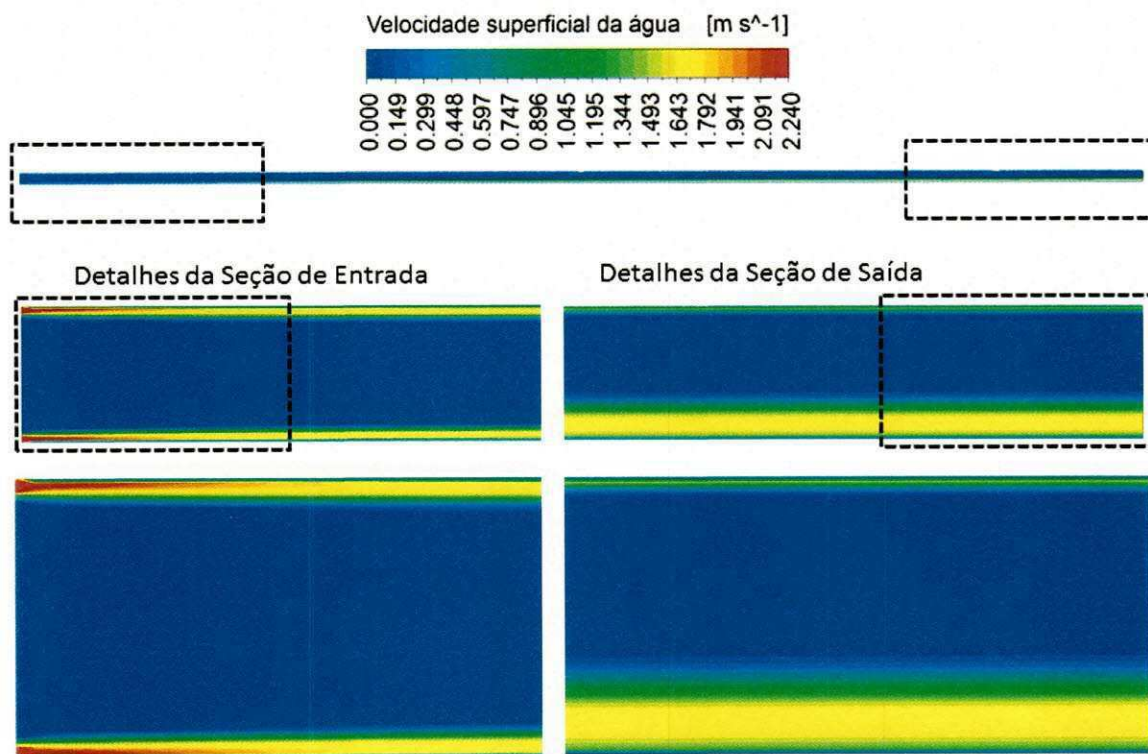


Figura 3.12: Campo de velocidade superficial da água no plano XY ao longo da tubulação referente ao Caso 09.

3.3.3 Campo de frações volumétricas

Nas Figuras 3.13, 3.14, e 3.15 estão representadas as distribuições da fração volumétrica de óleo nos planos vertical (XY), horizontal (XZ) e transversal (YZ) ao longo da tubulação.

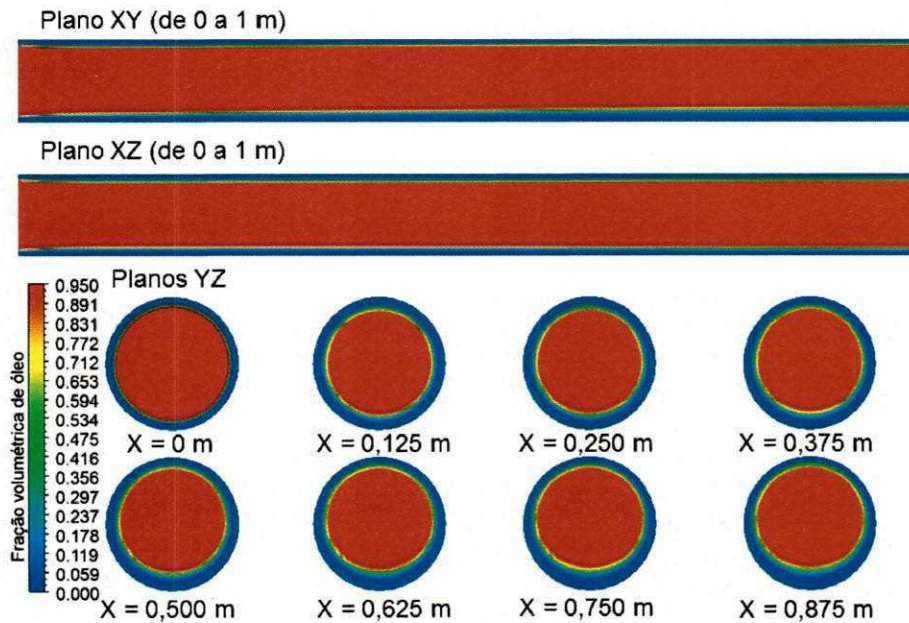


Figura 3.13: Campo de fração volumétrica do óleo nos planos XY, XZ e em diferentes seções transversais YZ no trecho de 0 a 1 m do tubo, referente ao Caso 09.

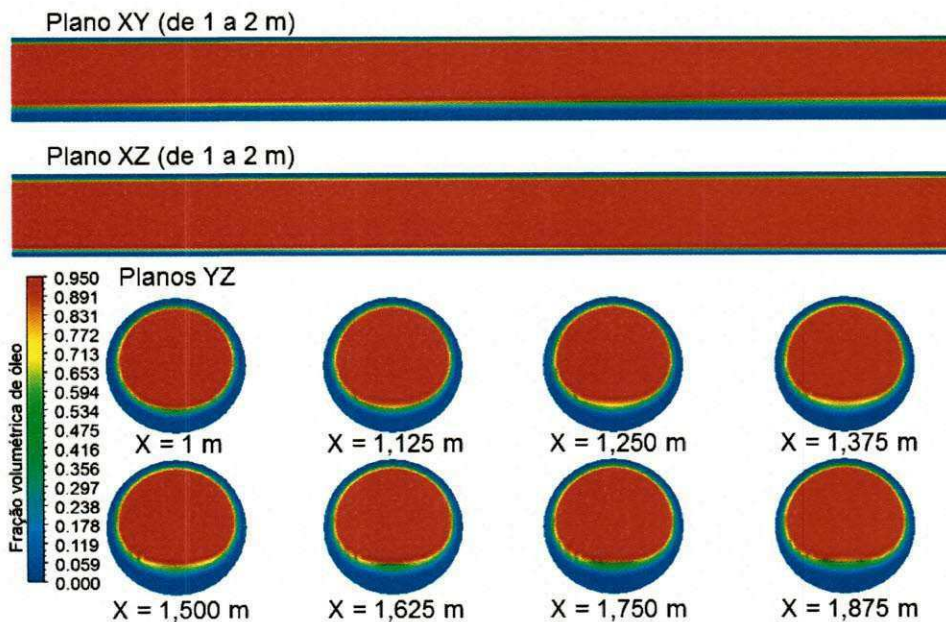


Figura 3.14: Campo de fração volumétrica do óleo nos planos XY, XZ e em diferentes seções transversais YZ no trecho de 1 a 2 m do tubo, referente ao Caso 09.

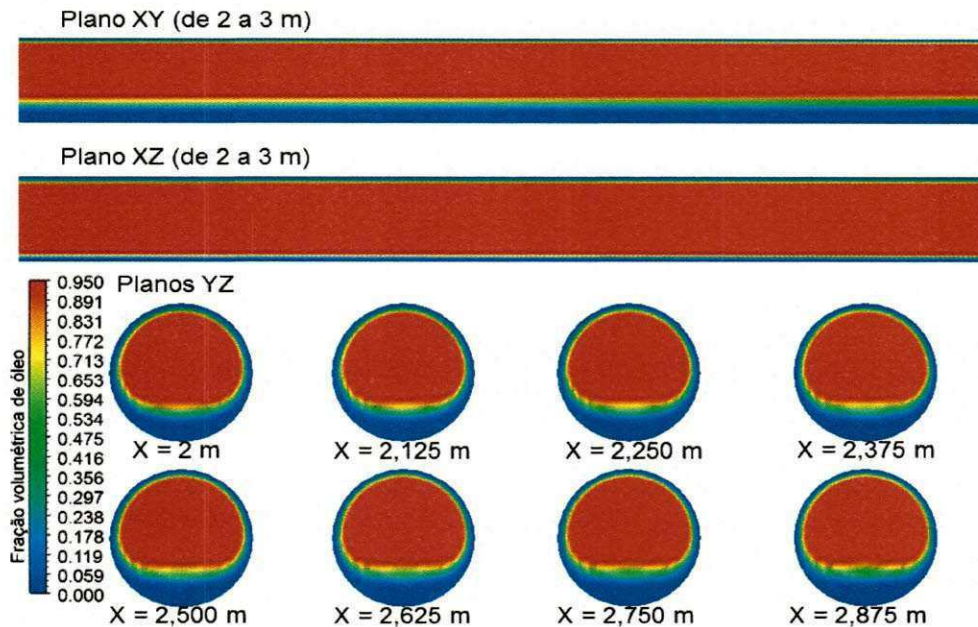


Figura 3.15: Campo de fração volumétrica do óleo nos planos XY, XZ e em diferentes seções transversais YZ no trecho de 2 a 3 m do tubo, referente ao Caso 09.

É possível notar a formação do filme de água entre a parede do duto e o núcleo de óleo e gás, impedindo que esse núcleo toque a parede da tubulação. Ao se observar as Figuras 3.13 a 3.15, percebe-se que o núcleo de óleo e gás tende a subir devido à diferença de densidade entre os fluidos, em que as forças de empuxo atuam em virtude da consideração dos efeitos da gravidade, no presente trabalho. Por outro lado, as forças de lubrificação tendem a repelir o núcleo para baixo, mantendo-o praticamente no centro do tubo. Portanto, a competição entre esses dois efeitos causam uma variação na posição do núcleo, em relação ao centro do tubo. Outro ponto a ser destacado é que o padrão anular se mantém mesmo com a pequena presença da fase gasosa (5%) no escoamento e a estratificação do núcleo de óleo.

Nas Figuras 3.16, 3.17, e 3.18 são apresentadas as frações volumétricas de gás, óleo e água, respectivamente, em quatro posições axiais ao longo do tubo (0, 1, 2 e 3 m) nas quais é possível acompanhar o comportamento de cada fase individualmente.

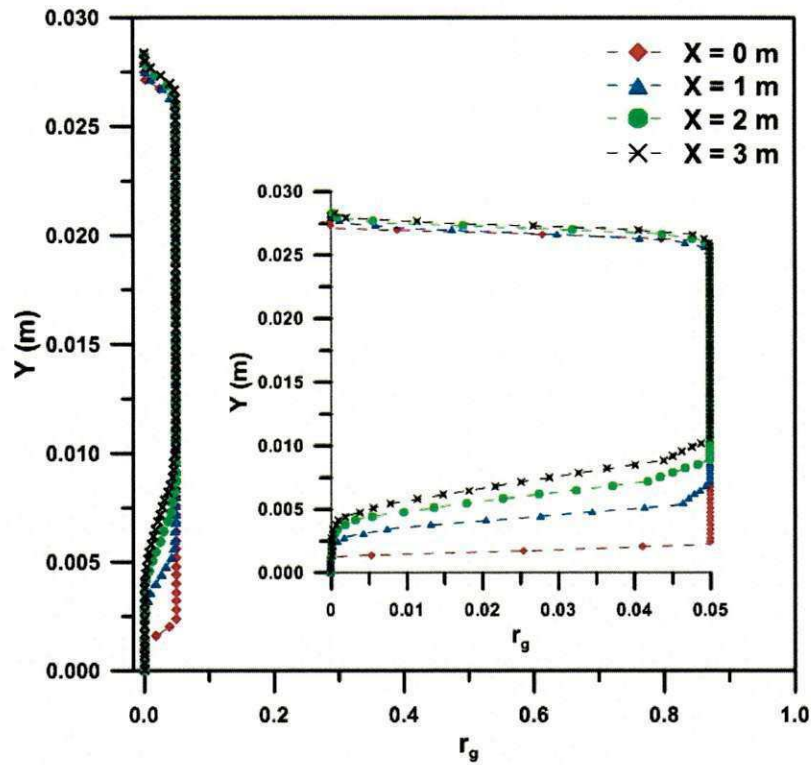


Figura 3.16: Perfis da fração volumétrica do gás em quatro posições axiais, no plano $Z = 0$, referentes ao caso 09.

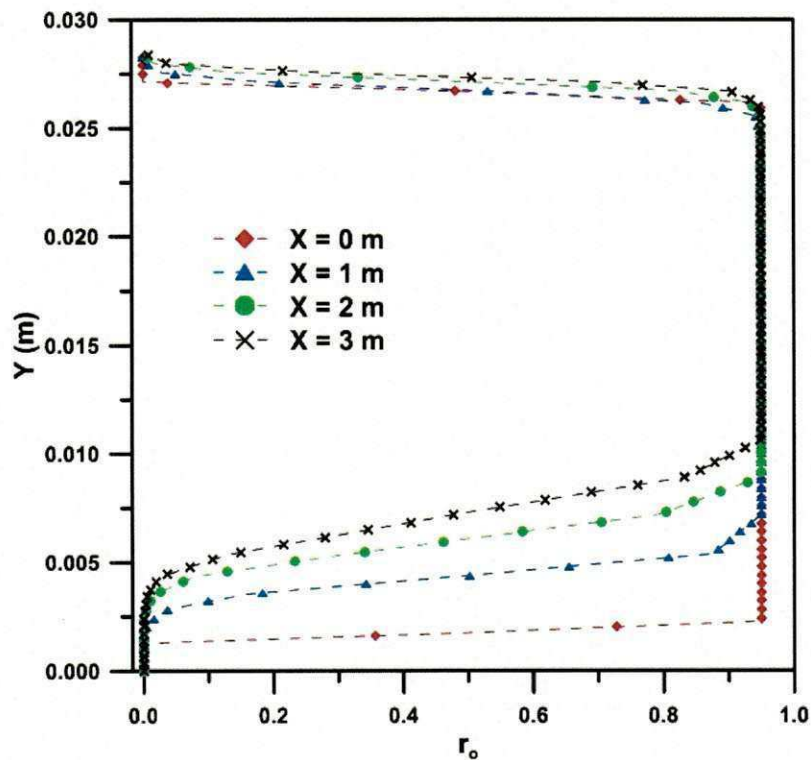


Figura 3.17: Perfis da fração volumétrica do óleo em quatro posições axiais, no plano $Z = 0$, referentes ao caso 09.

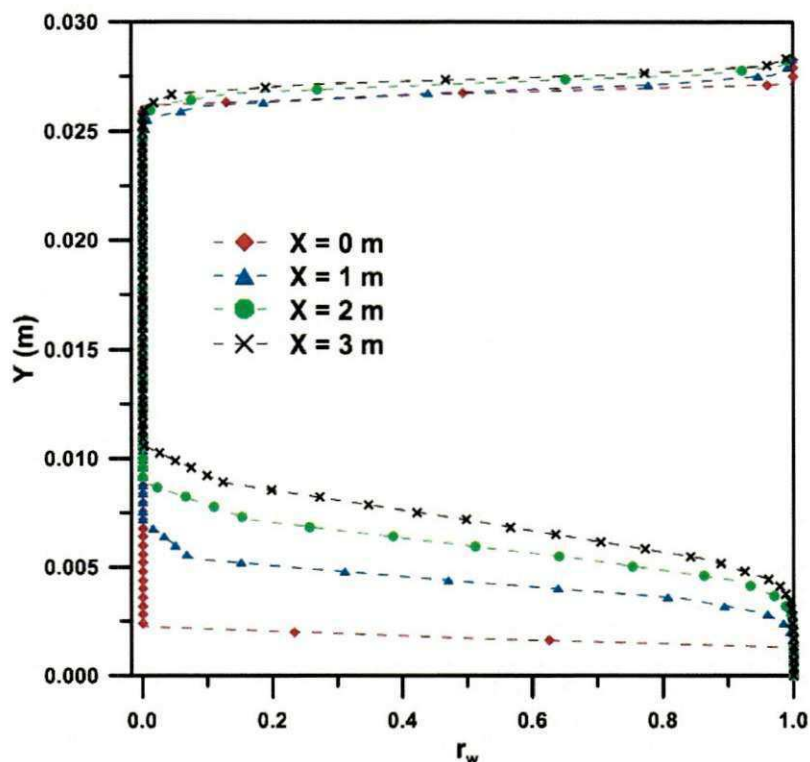


Figura 3.18: Perfis da fração volumétrica da água, em quatro posições axiais, no plano $Z = 0$, referentes ao caso 09.

Ao se observar as Figuras 3.16, 3.17 e 3.18, referentes às frações volumétricas dos fluidos presentes no escoamento, pode-se verificar que, ao longo da tubulação, o óleo e o gás tendem a ocupar a parte central e superior do duto. Já a água se mantém nas proximidades da parede do tubo, caracterizando assim, o padrão de escoamento, observado por Trevisan (2003) e por Bannwart et al. (2009), denominado de Bolhas de gás – Anular óleo (Figura 1.4, Item b). O fenômeno da estratificação do núcleo de óleo, também foi observado por Vara (2001), o que, de acordo com esse trabalho, deve-se à diferença de densidades entre as fases e ao efeito da gravidade.

3.3.4 Queda de pressão

Visando avaliar a eficiência de lubrificação da parede foi determinada a queda de pressão, no trecho da tubulação igual a 80 cm, equivalente ao trecho em que Trevisan (2003) mediu a queda de pressão experimental (Figura 2.1).

De acordo com Trevisan (2003), antes do primeiro ponto de tomada de pressão foram deixados 30 diâmetros (0,852 m), a partir da entrada para que o escoamento se desenvolvesse hidrodinamicamente. Na Tabela 3.1, estão apresentados os valores de queda de pressão, determinados numericamente para os escoamentos monofásicos (água e óleo), bifásico (água-óleo) e trifásico (água-óleo-gás) para o Caso 09.

Tabela 3.1: Valores de queda de pressão para os escoamentos monofásicos, bifásico e trifásico.

Escoamento	ΔP (Pa/m)
Monofásico (Água)	935,00
Monofásico (Óleo)	132.242,50
Bifásico (Água-Óleo)	1267,50
Trifásico (Água-Óleo-Ar)	1465,88

Como se pode verificar na Tabela 3.1, o escoamento monofásico de água é o que apresenta menor queda de pressão se comparado aos outros escoamentos. Observa-se que a queda de pressão, para o escoamento monofásico óleo, é 141,4 vezes maior do que para o escoamento monofásico água, enquanto que, a queda de pressão para o escoamento bifásico é 1,35 vezes maior e o trifásico 1,56 vezes maior do que a da água escoando sozinha.

Para se quantificar a eficiência do transporte de óleo pesado, utilizando água, numa situação em que gás está presente, Bannwart et al. (2009) propuseram o Fator de Redução da Queda de Pressão por Atrito Monofásico/Trifásico (RF), definido por:

$$RF = \frac{\Delta P_{\text{monofásico}}}{\Delta P_{\text{trifásico}}} = \frac{\text{queda de pressão por atrito para o escoamento monofásico de óleo}}{\text{queda de pressão por atrito para o escoamento trifásico}} \quad (3.1)$$

No presente trabalho, foi obtido um RF igual a 90,21, o que significa que a presença de água e ar, no escoamento de óleo pesado, reduz a queda de pressão em torno de 90 vezes, valor próximo ao encontrado, experimentalmente, por Trevisan (2003), que foi de cerca de 100 vezes para as mesmas condições experimentais.

Para se avaliar o efeito da presença da fase gasosa no escoamento água-óleo, Trevisan (2003) propôs a seguinte razão da queda de pressão (trifásico/bifásico água-óleo) dada por:

$$RP = \frac{\Delta P_{\text{trifásico}}}{\Delta P_{\text{bifásico (óleo-água)}}} = \frac{\text{queda de pressão por atrito para o escoamento trifásico}}{\text{queda de pressão por atrito para o escoamento bifásico óleo-água}} \quad (3.2)$$

De acordo com os dados da Tabela 3.1, a razão da queda de pressão (trifásico/bifásico água-óleo), no presente estudo, apresentou um valor aproximado de 1,15, que se aproxima do valor obtido de forma experimental por Trevisan (2003), em torno de 1,0. De acordo com Trevisan (2003), quando a razão de velocidades superficiais ar-óleo é baixa, a razão entre os gradientes de pressão (trifásico/bifásico água-óleo) tende a unidade. Isso significa que a queda de pressão por atrito trifásico (água-óleo-gás) é semelhante à do bifásico (água-óleo). No entanto, com o acréscimo na velocidade superficial do gás, a queda de pressão tende a aumentar. Dessa forma, pode-se verificar que a presença do gás eleva a velocidade de escoamento dos líquidos, o que aumenta também a fator de atrito e por consequência, a queda de pressão do fluxo trifásico.

3.3.4.1 Relação entre a queda de pressão e a razão de velocidades

Na Figura 3.19, estão representados os resultados numéricos da queda de pressão, no trecho de 80 cm da tubulação, em função das razões entre as velocidades *in situ* do óleo e da água (u_o/u_w), mantendo a velocidade da água constante (Casos 32 a 41) e entre as velocidades *in situ* da água e do óleo (u_w/u_o), mantendo as velocidades do óleo e do gás constantes (Casos 23 a 31). Estes resultados mostram, de uma maneira geral, que há um aumento na queda de pressão com o aumento da velocidade *in situ* da água ou do óleo. Sendo que, como esperado, os maiores acréscimos na queda de pressão ocorrem quando se eleva a velocidade do óleo.

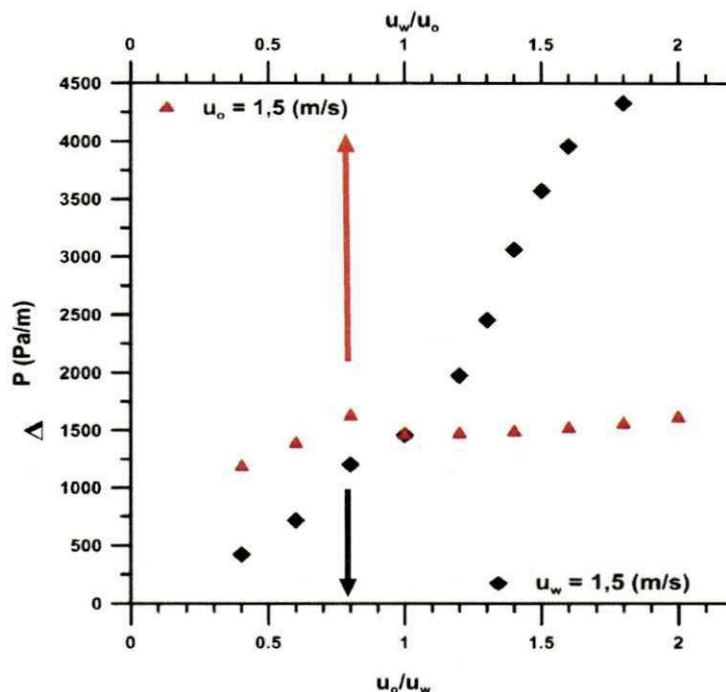


Figura 3.19: Relação entre queda de pressão por unidade de comprimento e razão de velocidades.

A partir da Figura 3.19, verifica-se que um aumento na velocidade *in situ* da água, mantendo-se as velocidades de óleo e gás constantes, ocasiona um breve aumento na queda de pressão do escoamento trifásico (água-óleo-gás), que segundo Trevisan (2003), deve estar relacionado ao aumento na velocidade superficial da mistura (que é a soma das velocidades superficiais de todas as fases). É importante lembrar ainda que, de acordo com Trevisan (2003), a queda de pressão no escoamento horizontal é dada somente pelo fator de atrito entre os fluidos e a parede do tubo, uma vez que a parcela referente à aceleração dos fluidos é desprezada (os números de Mach calculados se mostram desprezíveis) e não existe diferença de cota na tubulação, eliminando qualquer gradiente de pressão por coluna hidrostática de fluido. No entanto, quando se elevam as velocidades *in situ* de óleo e gás, mantendo-se invariável a da água, observa-se um aumento substancial nos valores de queda de pressão, mostrando que o óleo e o gás são os fluidos responsáveis pela elevada queda de pressão, no escoamento em análise. Os valores encontrados para a queda de pressão são compatíveis com os dados obtidos experimentalmente por Bannwart et al. (2009), em torno de 1100 Pa/m, e Strazza et al. (2010), na faixa de 1000 a 8000 Pa/m aproximadamente, para condições semelhantes de escoamento.

3.3.5 Influência da fase gasosa sobre o escoamento anular

Nas Figuras 3.20 e 3.21 estão representados os perfis de velocidade superficial para o óleo e para a água, respectivamente, em quatro posições axiais no plano $Z = 0$, para os escoamentos bifásico (água-óleo), referente ao caso 03, e trifásico (água-óleo-gás), referente ao caso 09, obtidos nas mesmas condições.

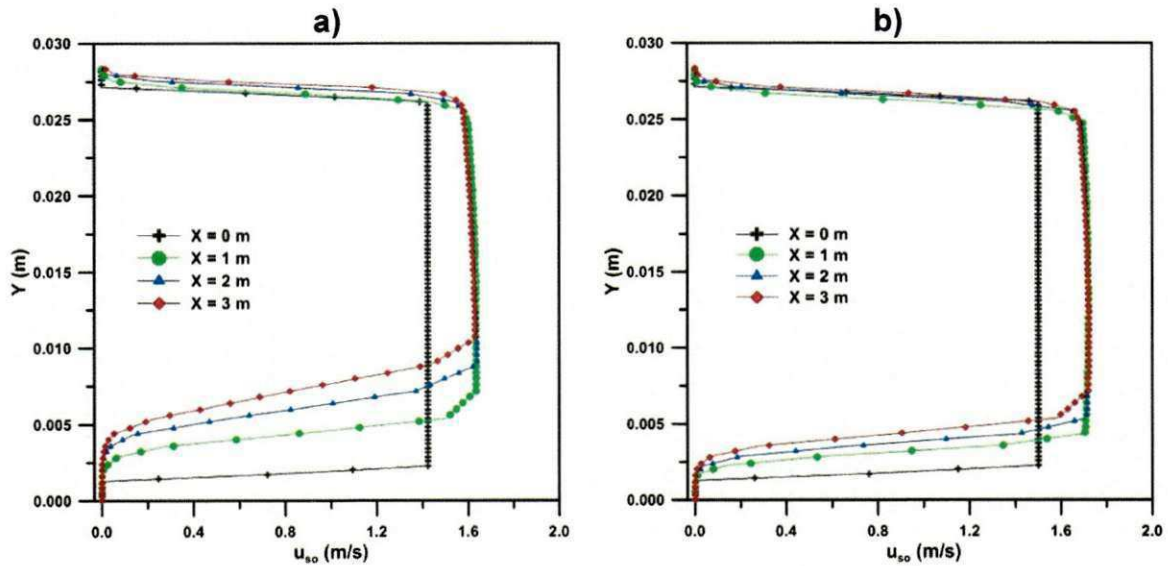


Figura 3.20: Perfis de velocidade superficial do óleo, nos escoamentos a) trifásico (água-óleo-gás) e b) bifásico (água-óleo).

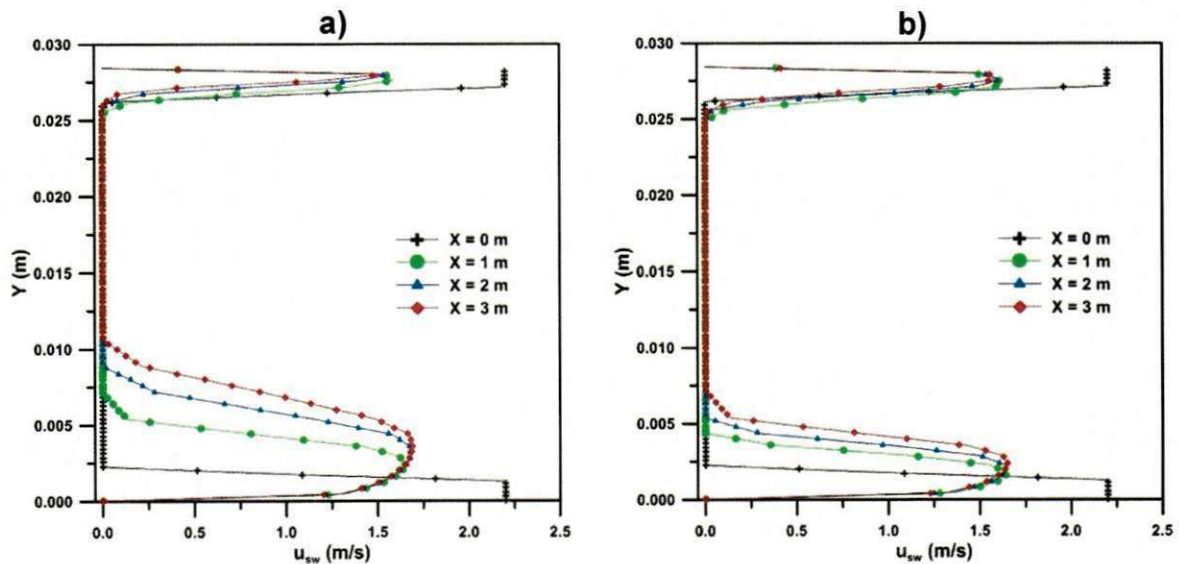


Figura 3.21: Perfis de velocidade superficial da água, nos escoamentos a) trifásico (água-óleo-gás) e b) bifásico (água-óleo).

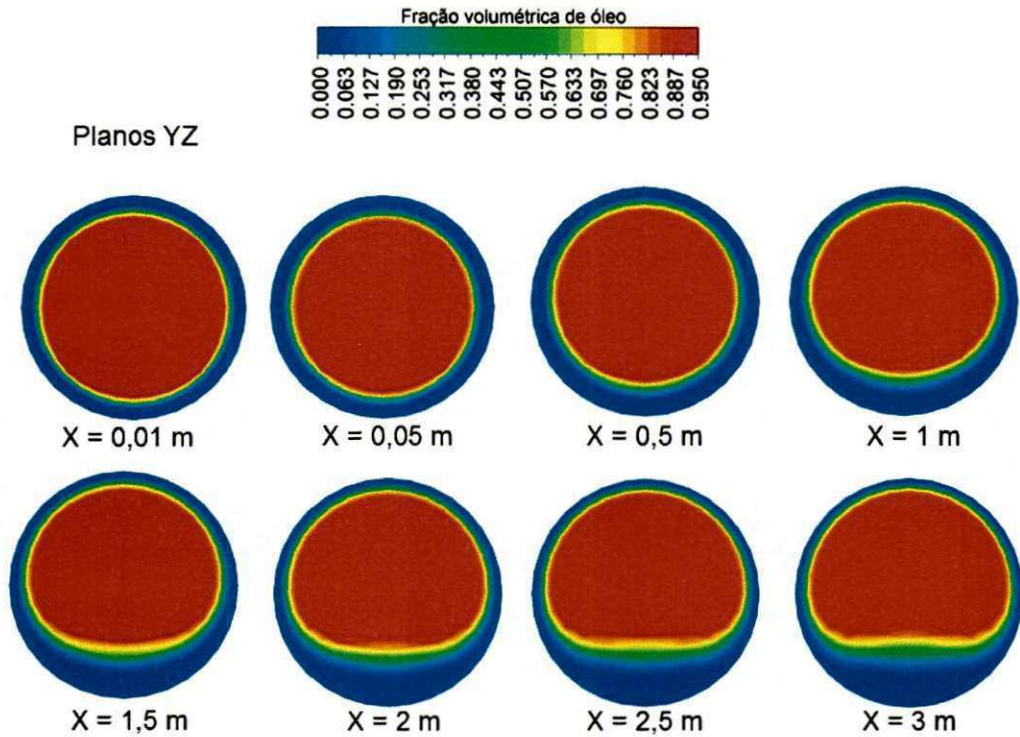


Figura 3.22: Campo de fração volumétrica de óleo no escoamento trifásico, em diferentes seções transversais YZ, ao longo da tubulação (Caso 09).

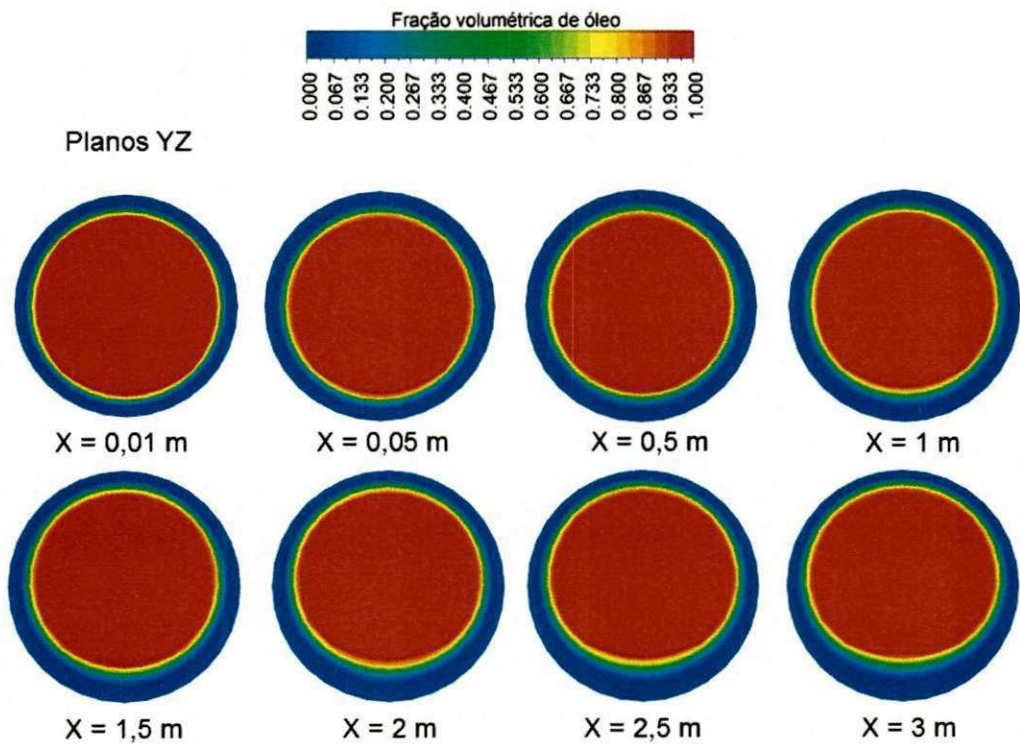


Figura 3.23: Campo de fração volumétrica de óleo no escoamento bifásico, em diferentes seções transversais YZ, ao longo da tubulação (Caso 03).

Ao observar os perfis de velocidade nas Figuras 3.20 e 3.21, pode-se notar que a introdução da fase gasosa, no escoamento bifásico (água-óleo), provoca uma mudança significativa no comportamento fluidodinâmico das fases água e óleo, proporcionando uma variação no gradiente de velocidade, na região inferior do tubo, em virtude do aumento da vazão de água nesta região. Este fato pode ser observado nas Figuras 3.22 e 3.23, nas quais se percebe claramente que a presença de gás proporciona uma maior elevação do núcleo de óleo e, com isto, aumenta a área (seção transversal), na região inferior do tubo, próximo à parede e, portanto, aumentando a vazão de água nesta região. Neste caso, pode-se dizer que a competição entre as forças de empuxo e de lubrificação são mais intensas, no escoamento trifásico do que no escoamento bifásico.

3.3.6 Influência da temperatura sobre o escoamento anular

3.3.6.1 Efeito da temperatura na velocidade superficial do óleo

Na Figura 3.24 estão representados os perfis de velocidade superficial, na posição axial igual a 1,0 m para diferentes temperaturas (288,15 K; 303,15 K; 323,15 K; 343,15 K e 363,15 K) referentes aos casos 04, 07, 10, 12 e 14.

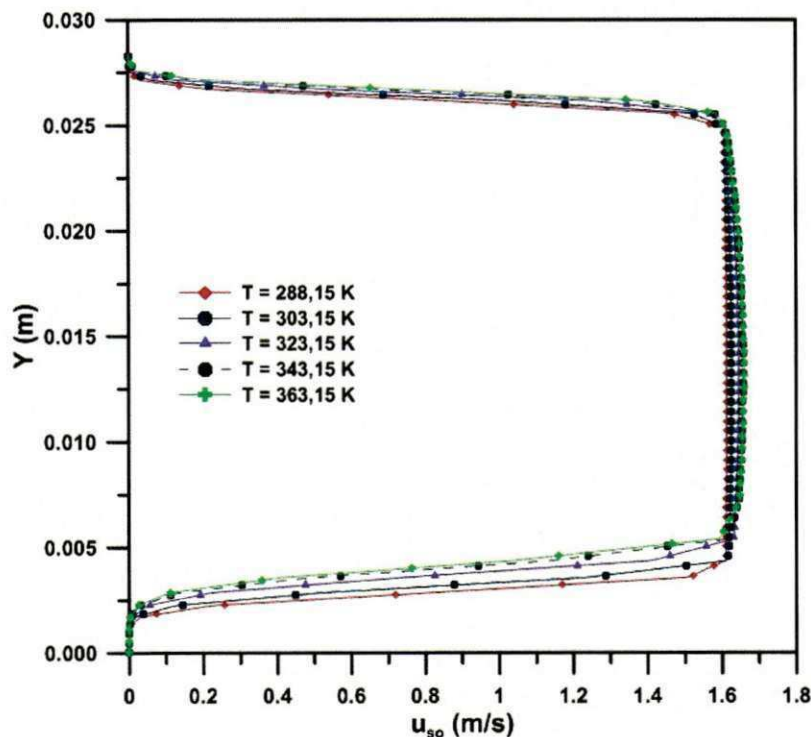


Figura 3.24: Perfis de velocidade superficial do óleo para diferentes temperaturas.

Nota-se que à medida que a temperatura aumenta, o óleo sofre um pequeno acréscimo na velocidade superficial, o que provoca uma leve elevação na posição do núcleo de óleo, como pode ser observado na Figura 3.25. Esse efeito pode ser explicado devido ao aumento na temperatura, que causa uma redução na viscosidade do óleo diminuindo assim, a resistência ao escoamento desse fluido, causada pelas forças viscosas.

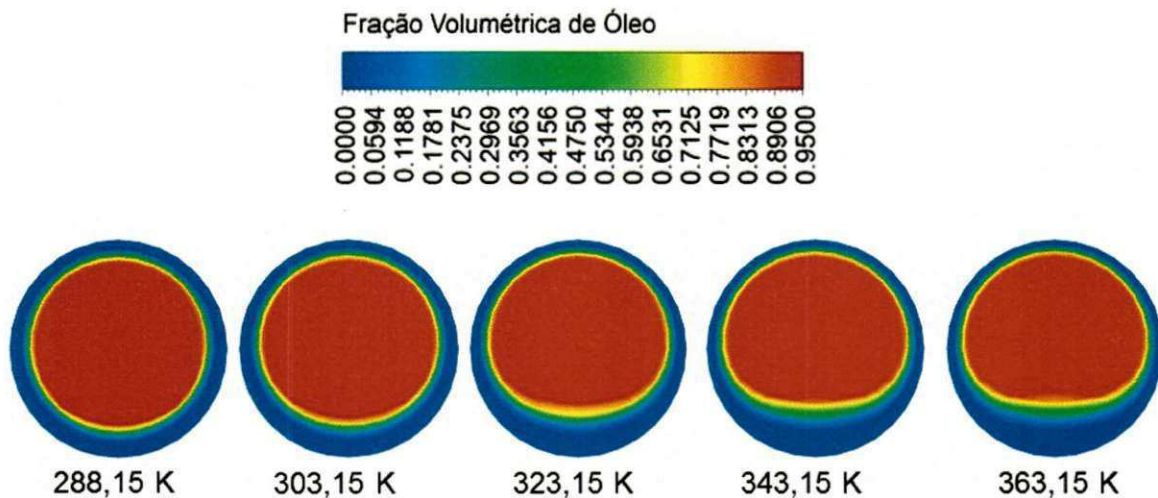


Figura 3.25: Campo de fração volumétrica sobre o plano YZ (seção transversal) a 1 m da entrada, referente a diferentes temperaturas.

3.3.6.2 Efeito da temperatura na queda de pressão

Na Figura 3.26 está representada a queda de pressão em função da elevação da temperatura (Casos 04 a 14). Como se pode observar, um aumento na temperatura das fases proporciona uma redução na queda de pressão do escoamento trifásico (água-óleo-gás), que é mais pronunciada no intervalo de 288 a 315 K. Este fato pode ser explicado devido às viscosidades do óleo e da água diminuírem com o aumento na temperatura, o que reduz a resistência ao escoamento e provoca a diminuição na perda de carga. A viscosidade do gás (ar) aumenta com o acréscimo na temperatura, porém como essa fase está presente, em menor fração, esse efeito é reduzido com relação às outras fases (água-óleo).

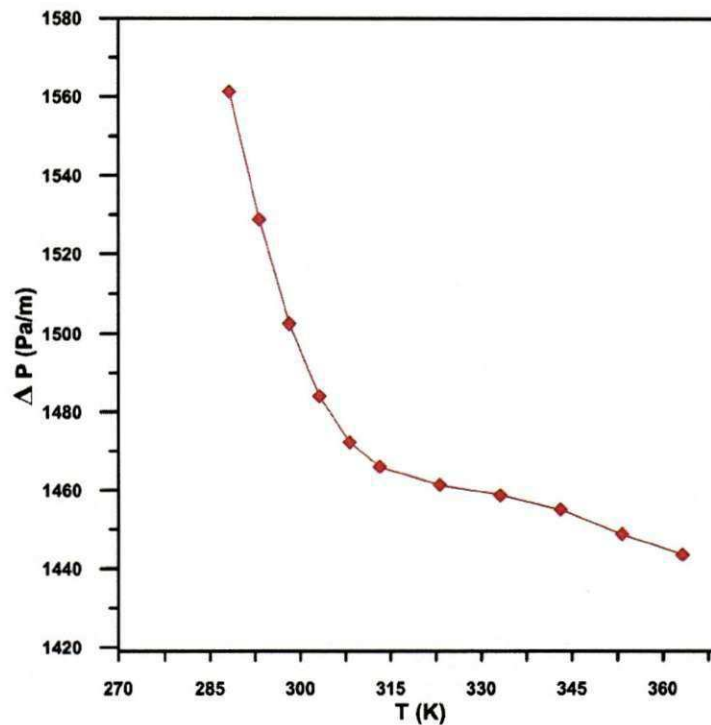


Figura 3.26: Queda de pressão por unidade de comprimento em função da temperatura da mistura na entrada da tubulação.

3.3.6.3 Campo de temperaturas

As Figuras 3.27 e 3.28 apresentam os perfis de temperatura referentes ao caso 09, para a água e para o óleo, respectivamente, em quatro posições axiais, ao longo do duto (0; 1; 2 e 3 m). Como se pode observar a temperatura da água na entrada (0 m) é uniforme, consequência da condição de contorno adotada. Percebe-se uma diminuição da temperatura, à medida que os fluidos se afastam da entrada. Observa-se igualmente um forte gradiente de temperatura, nas proximidades da parede, decorrente da condição de contorno adotada na parede do tubo.

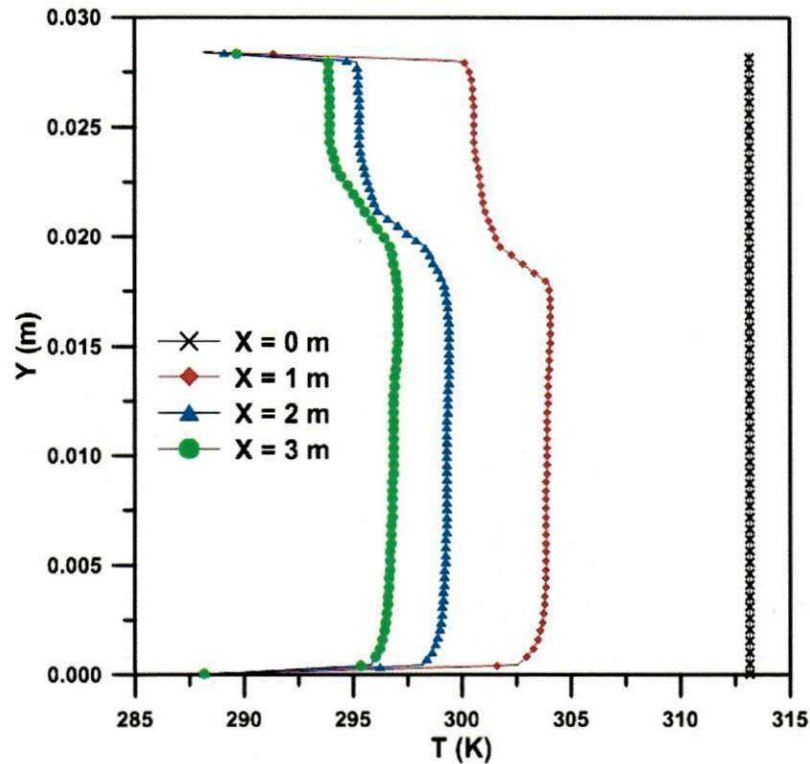


Figura 3.27: Perfis de temperatura da água, em quatro posições axiais (X), no plano $Z = 0$, ao longo da tubulação para o Caso 09.

Com relação ao perfil de temperatura do óleo (Figura 3.28), observa-se um comportamento uniforme na região central da tubulação. Nota-se, ainda, uma pequena diminuição da temperatura, à medida que se afasta da seção de entrada, o que pode ser atribuído à transferência de calor, já que a parede se encontra a uma temperatura menor que a do óleo.

Ao se comparar as Figuras 3.27 e 3.28, é possível observar que o óleo na saída da tubulação apresenta uma temperatura superior à temperatura da água, o que é devido ao fato de que a água escoou junto à parede evitando o contato entre óleo e a parede, servindo assim, como isolante térmico do óleo.

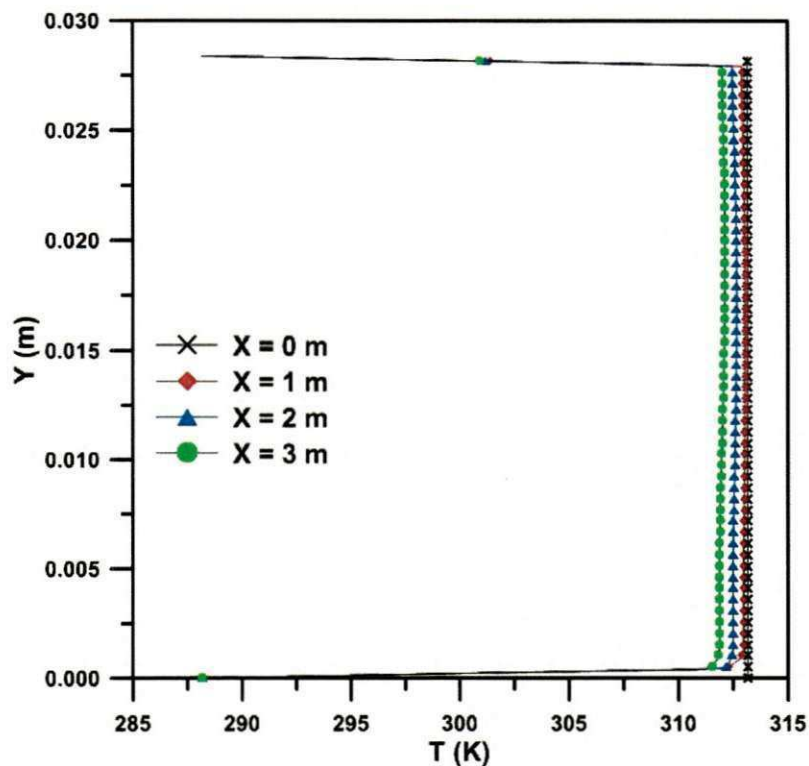


Figura 3.28: Perfis de temperatura do óleo, em quatro posições axiais (X), no plano $Z = 0$, ao longo da tubulação para o Caso 09.

Nas Figuras 3.29 e 3.30 estão representados os campos de temperatura da água e do óleo respectivamente, com enfoque nas seções de entrada e de saída, além da região próxima da parede. Nas Figuras 3.29 e 3.30 é possível visualizar a formação da camada limite térmica, na entrada do tubo, devido à diferença de temperatura entre a parede e os fluidos adjacentes e é, nesta região, onde as variações de temperatura. As Figuras 3.29 e 3.30 ratificam que as distribuições de temperatura do óleo e da água diferem, no interior da tubulação.

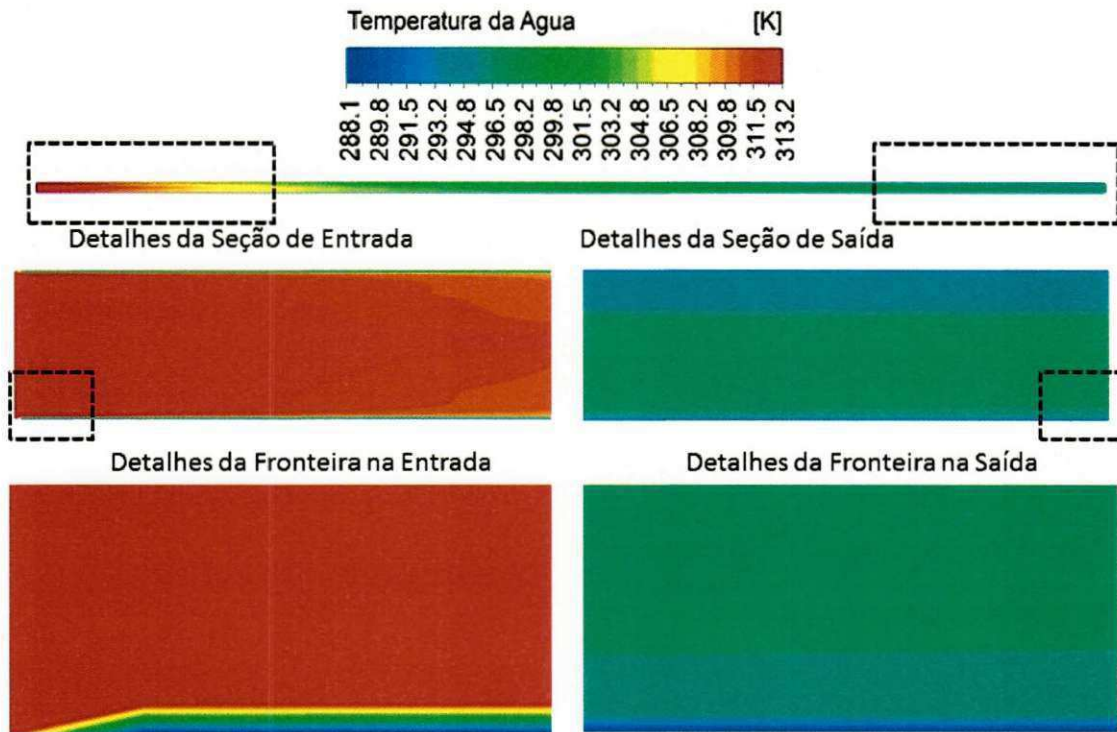


Figura 3.29: Campo de temperatura da água no plano XY ao longo da tubulação para o Caso 09.

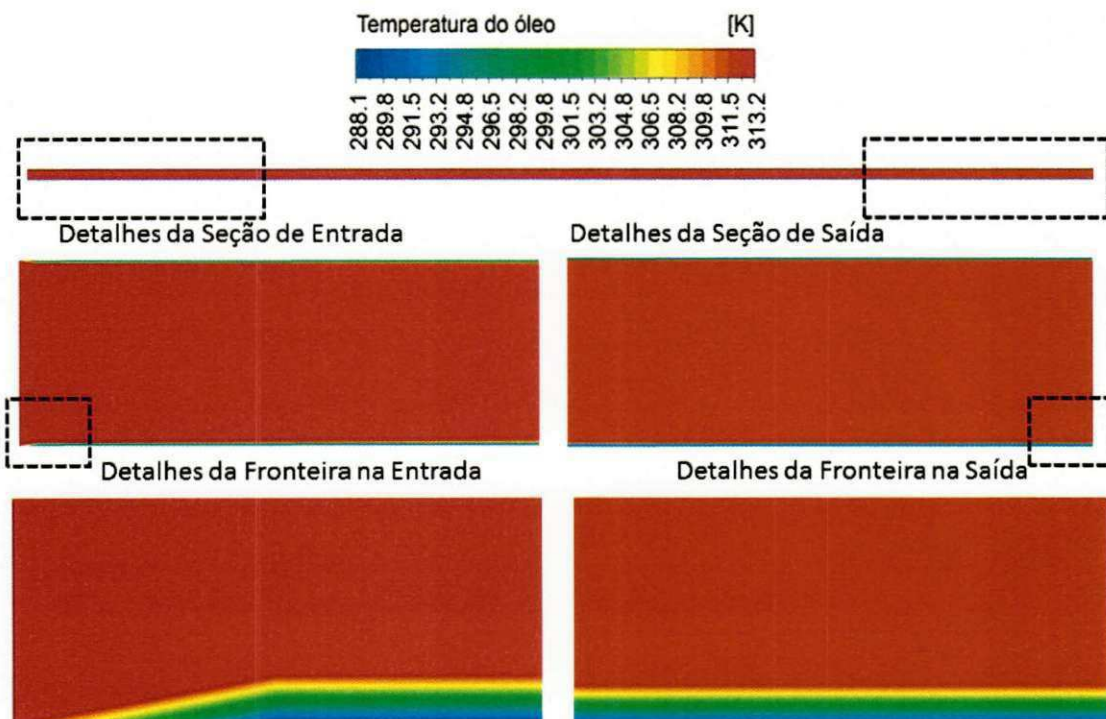


Figura 3.30: Campo de temperatura do óleo no plano XY ao longo da tubulação para o Caso 09.

3.3.6.4 Comparação entre os escoamentos Isotérmico e Não-Isotérmico

Na Figura 3.31 está representada a queda de pressão, em função da velocidade *in situ* de óleo, na entrada da tubulação para o escoamento trifásico (água-óleo-gás) isotérmico (casos 32 a 41) e não-isotérmico (casos 15 a 22).

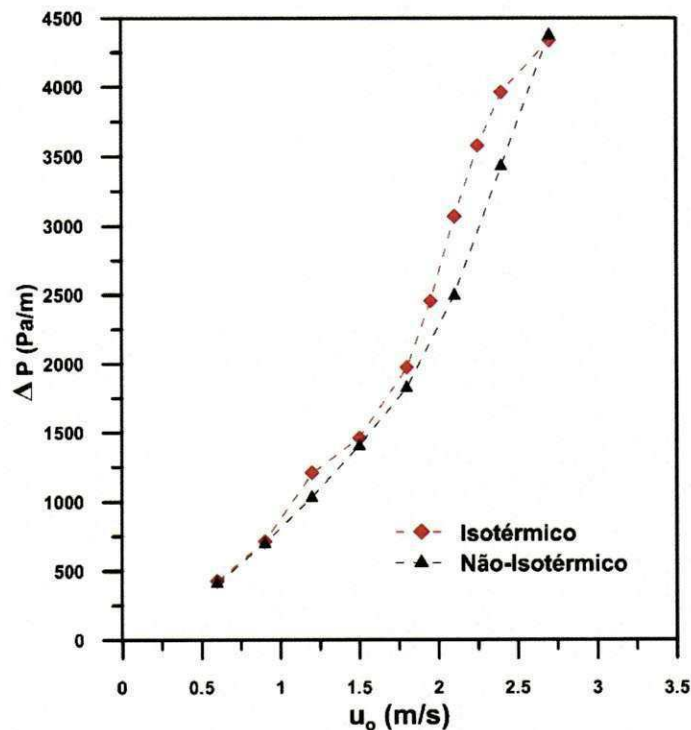


Figura 3.31: Comparativo entre os escoamentos isotérmico e não-isotérmico.

Pode-se observar que o escoamento não-isotérmico apresenta valores ligeiramente menores para a queda de pressão, em relação ao fluxo isotérmico. Esse fato é devido à influência da temperatura, na viscosidade dos fluidos (água e óleo), o que reduz as forças viscosas que agem no escoamento, principal fator responsável pela queda de pressão.

CONCLUSÕES

A partir dos resultados obtidos nas simulações numéricas do escoamento trifásico (água-óleo-gás), pode-se concluir que:

- O modelo matemático proposto mostrou-se capaz de avaliar o escoamento trifásico (água-óleo-gás) e não-isotérmico, através de uma tubulação horizontal, utilizando-se a técnica de lubrificação parietal “*core-annular flow*”;
- Os perfis de velocidade da água e do óleo se alteram ao longo do tubo, em virtude da estratificação do núcleo de óleo, que proporciona diferentes gradientes de velocidade na parte superior e inferior do tubo;
- Foi verificado que a posição do núcleo de óleo na tubulação e a queda de pressão são afetados pela presença do gás no escoamento e pela temperatura de entrada dos fluidos;
- O comportamento fluidodinâmico das fases água-óleo é afetado pela presença do gás no escoamento anular;
- O fator de redução de queda de pressão por atrito, entre os escoamentos monofásico (óleo) e trifásico (água-óleo-gás) encontrado, foi de aproximadamente 90 vezes, indicando a eficiência do transporte de óleo pesado e gás usando a técnica “*core-flow*”;
- A razão da queda de pressão entre o escoamento trifásico (água-óleo-gás) e o bifásico (água-óleo) obtida foi de 1,15, o que indica que a presença do gás aumenta em torno de 15% a queda de pressão no escoamento anular água-óleo (“*core-flow*”);
- A queda de pressão no escoamento trifásico (água-óleo-gás) é levemente afetada com o aumento da velocidade *in situ* da água e fortemente influenciada pela variação da velocidade *in situ* do óleo e do gás que, no presente trabalho, foram consideradas iguais ($u_o = u_g$);
- Foi observada uma pequena redução na queda de pressão, no escoamento não-isotérmico, em relação ao isotérmico.

SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Como sugestões para trabalhos futuros, se pode citar:

- Avaliar a influência da concentração volumétrica de gás, no escoamento anular água-óleo;
- Verificar o efeito da variação do diâmetro da tubulação, sobre o comportamento fluidodinâmico, no transporte de óleo pesado, usando a técnica “*core-flow*”;
- Analisar se o padrão de escoamento anular se mantém com a variação do comprimento da tubulação;
- Avaliar o efeito da inclinação da tubulação sobre padrão anular no escoamento trifásico (água-óleo-gás).

REFERÊNCIAS

Acikgoz, M.; Franca, F.; Lahey, J., An experimental study of three-phase flow regimes, *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 18, n. 3, p. 327-336, 1992.

Alipchenkov, V. M.; Nigmatulin, R. I.; Soloviev, S. L.; Stonik, O. G.; Zaichik, L. I.; Zeigarnik, Y. A., A three-fluid model of two-phase dispersed-annular flow. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol. 47, n. 24, p. 5323-5338, 2004.

Andrade, T.H.F., Estudo Numérico do Transporte de Óleos Pesados em Tubos Lubrificados por Água, Dissertação de mestrado, Engenharia Química, CCT, UFCG, 2008.

ANSYS, CFX - Theory Guide Manual, 2005.

Arney, M.S.; Bai, R.; Guevara, E.; Joseph, D.D.; Liu, K., Friction factor and holdup studies for lubricated pipeline – I: experiments and correlations. *International Journal of Multiphase Flow*, Vol.19, n. 6 p.1061-1076, 1993.

Bannwart, A. C., Pressure drop in horizontal core annular flow. *Third International Conference on Multiphase Flow, ICMF'98*. Lyon, France, 1998.

Bannwart, A. C.; Rodriguez, O. M. H.; Trevisan, F. E.; Vieira, F. F.; Carvalho, C. H. M. de, Experimental investigation on liquid-liquid-gas flow: Flow patterns and pressure-gradient. *Journal of Petroleum Science and Engineering*. Vol.65; n. 1-2, p. 1-13, 2009.

Bannwart, A.; Vieira, F.F.; Carvalho, C.H.M.; Oliveira, A.P., Water-assisted flow of heavy oil and gas in a vertical pipe. In: *SPE/PS-CIM/CHOA 97875*. International Thermal Operations and Heavy Oil Symposium, Calgary, Alberta, Canada, 1-3 November, 2005.

Bannwart, A.C., Modeling Aspects of Oil–Water Core–annular flows. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, Vol., 32, n. 2-4, p. 127-143, 2001.

Beggs, H.D.; Brill, J.P., *Two-Phase Flow in Pipes*, 4th ed., University of Tulsa Printer, USA, 1982.

Belém, E. Z. G., Escoamento Trifásico (Gás-Água-Óleo) em Junções Angulares: Modelagem e Simulação. Monografia do Programa de Recursos Humanos da Agência Nacional do Petróleo (PRH-25) para o Setor de Petróleo e Gás PRH-ANP/MCT. Universidade Federal de Campina Grande, 2009.

Bensakhria, A.; Peysson, Y.; Antonini, G., Experimental Study of the Pipeline Lubrication for Heavy Oil Transport. *Oil & Gas Science and Technology – Rev. IFP*, Vol. 59, n. 5, p. 523-533, 2004.

Bonizzi, M.; Issa, R.I., On the simulation of three-phase slug flow in nearly horizontal pipes using the multi-fluid model. *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 29, n. 11, p. 1719–1747, 2003.

Cazarez, O.; Montoya, D.; Vital, A. G.; Bannwart, A. C., Modeling of three-phase heavy oil–water–gas bubbly flow in upward vertical pipes. *International Journal of Multiphase Flow*. Vol. 36, n. 6, p. 439-448, 2010.

Charles, M.E.; Govier, G.W.; Hodgson, G.W., The horizontal pipeline flow of equal density oil-water mixtures. *Canadian Journal of Chemical Engineering.*, Vol. 39, n.1, p. 27-36, 1961.

Chen, X.; Guo, L., Flow patterns and pressure drop in oil-air-water three-phase flow through helically coiled tubes. *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 25, n. 6-7, p. 1053-1072, 1999.

Crivelaro, K. C. O.; Damacena, Y. T.; Andrade, T. H. F.; Lima, A. G. B.; Farias Neto, S. R., Numerical simulation of heavy oil flows in pipes using the core-annular flow technique. *WIT Transactions on Engineering Sciences*, Vol. 63, p. 193-203, 2009.

Curtis, C.; Kooper, R.; Decoster, E.; Garcia, A.G.; Huggins, C., Heavy-oil reservoirs. *Oilfield review*, Vol. 14, n. 3, p. 30-51, 2007.

Descamps, M.; Oliemans, R.V.A.; Ooms, G.; Mudde, R.F.; Kusters, R., Influence of gas injection on phase inversion in an oil–water flow through a vertical tube, *International Journal of Multiphase Flow*. Vol. 32, n. 3, p. 311-322, 2006.

Fox, Robert W.; McDonald, Alan T., *Introdução à mecânica dos fluidos*. 4.ed. Rio de Janeiro - RJ: LTC, xi, p 662, 1998.

Ghosh, S., Mandal, T.K., Das, G., Das, P.K., Review of oil water core annular flow. *J. Renewable Sustainable Energy Review*. Vol. 13, n. 8, p. 1957–1965, 2009.

Ghosh, S.; Das, G.; Das, P. K.: Simulation of core annular downflow through CFD: A comprehensive study. *Chemical Engineering and Processing*, Vol. 49, n. 11, p. 1222–1228, 2010.

Ghosh, S.; Das, G.; Das, P. K., Simulation of core annular in return bends: A comprehensive CFD study.. *Chemical Engineering Research and Design*. Accepted manuscript, 2011.

Huang, A.; Joseph, D. D., Stability of eccentric core-annular flow, *Journal of Fluid Mechanics*, Vol. 282, p. 233-245, 1995.

Incropera, F. P.; Dewitt, D. P. *Fundamentos de transferência de calor e massa*. 6a. Editora Guanabara Koogan, 2008.

Isaacs, J.D.; Speed, J.B., Method of piping fluids. US Patent 759374, 1904.

Joseph, D.D.; Bai, R.; Chen, K.P.; Renardy, Y.Y., Core-annular flows. *Annual Reviews Fluid Mechanical*, Vol. 29, p.65–90, 1997.

Ko, T.; Choi, H. G.; Bai, R.; Joseph, D. D., Finite element method simulation of turbulent wavy core–annular flows using a $k-\epsilon$ turbulence model method. *International Journal of Multiphase Flow* Vol. 28, n. 7, 2002.

Kreith, F. e Bohn, M. S., *Princípios de transferência de calor*, Editora Edgard Blücher, São Paulo, 1977.

Liu, Y.; Li, W. Z.; Quan, S. L., A self-standing two-fluid CFD model for vertical upward two-phase annular flow. *Nuclear Engineering and Design* Vol. 241, n. 5, p. 1636–1642, 2011.

Martínez-Palou, R.; Mosqueira, M. de L.; Zapata-Rendón, B.; Mar-Juárez, E.; Bernal-Huicochea, C.; Clavel-López, J. de la C.; Aburto, J., Transportation of heavy and extra-heavy crude oil by pipeline: A review. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, Vol. 75, n. 3-4, p. 274-282, 2011.

Mothé, C.G.; Silva Junior, C., *Petróleo Pesado e Ultrapesado - Reservas e Produção Mundial*, Revista TN Petróleo, Vol. 57, p. 76-81, 2008.

Nuland, S.; Skavsvag, K.; Seether, G.; Fuchs, P., Phase fractions in three phase gas-oil-water flow. 5th International Conference on Multiphase Production, 19-21 June, p. 3-30, 1991.

Oddie, G.; Shi, H.; Durlofky, L.J.; Aziz, K.; Pfeffer, B.; Holmes, J. A. Experimental study of two and three-phase flows in large diameter inclined pipes. *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 29, n. 4, p. 527–558, 2003.

Oliemans, R. V. A.; Ooms, G.; Wu, H. L.; Duijvestijn, A., Core-annular oil/water flow: the turbulent-lubricating-film model and measurements in a 5 cm pipe loop. *International Journal of Multiphase Flow*, Vol.13, n. 1, p.23-31, 1987.

Olsen, D. K.; Ramzel, E. B., Heavy oil refining and transportation: Effect on The feasibility of increasing domestic heavy oil production. *Fuel*, Vol. 71, n. 12, p.1391-1401, 1992.

Ooms, G.; Poesio, P., Stationary Core-annular flow Through a Horizontal Pipe. *Physical Review E*, Vol. 68, n .6, 2003.

Paladino, E. E.; Estudo do Escoamento Multifásico em Medidores de Vazão do tipo Pressão Diferencial, Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) - Universidade Federal de Santa Catarina, 2005.

Pereira Filho, G. H. S. Transporte Não-Isotérmico de Óleos Pesados em *Risers* Submersos. Monografia do Programa de Recursos Humanos da Agência Nacional do Petróleo (PRH-25) para o Setor de Petróleo e Gás PRH-ANP/MCT. Universidade Federal de Campina Grande. 2010.

Poesio, P.; Strazza, D.; Sotgia, G., Very-viscous oil/water/air flow through horizontal pipes: Pressure drop measurement and prediction. *Chemical Engineering Science*. Vol. 64, n. 6, p. 1136 – 1142, 2009.

Prada, J. W. V. Estudo Experimental do Escoamento Anular Óleo-Água (“*Core-Flow*”) na Elevação de Óleos Ultraviscosos. Dissertação de mestrado. Engenharia de Petróleo, Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP), 1999.

Prada, J.,W.,V.; Bannwart, A.,C., Modeling of Vertical Core Annular Flows and Application to Heavy Oil Production. Energy for the New Millenium February, 14-17, New Orleans, LA. Proceedings of ETCE/OMAE, 2000.

Ranade, V.V., Computational Flow Modeling for Chemical Reactor Engineering – Process Systems Engineering Series, Vol. 5, Academic Press, Pune, India, 2002.

Rezende, R. V. de P., Modelagem matemática e desenvolvimento de metodologia computacional para a simulação numérica do escoamento bifásico de ar e ferro-gusa em canal de corrida de alto-forno. Dissertação de mestrado. Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC), 2008.

Ribeiro, G. A. S. M., Topics in the transport and rheology of heavy crude oils, Minneapolis; Graduate School, University of Minnesota, 136p. PhD Dissertation, 1994.

Russel, T.W.F.; Charles, M.E., The Effect of the less viscous liquid in the laminar flow of two-immiscible liquids, Canadian Journal of Chemical Engineering. Vol. 37, n.1, p.18-24, february 1959.

Russel, T.W.F., Hodgson, G.W., Govier, G.W., Horizontal pipeline flow of mixtures of oil and water, Canadian Journal of Chemical Engineering. Vol. 37, n.1, p. 9-17, february 1959.

Santana, C. W. S.; Tôrres, E. G.; Lacerda, I. de S., Ajuste de equações para a viscosidade cinemática de produtos de petróleo em função da temperatura. Anais do 3º Congresso Brasileiro de P&D em Petróleo & Gás. Rio de Janeiro, 2004.

Santos, J. S. S. Estudo Numérico da Lubrificação de Risers Submersos Para o Transporte de Óleos Pesados. Dissertação de Mestrado, Engenharia Química, CCT, Universidade Federal de Campina Grande (UFCG), 2009.

Santos, M. M. Simulação Numérica do Escoamento Bifásico Óleo-Água em Tubos. Dissertação de Mestrado. Engenharia Mecânica. Instituto de Engenharia Mecânica. Universidade Federal de Itajubá. 2010.

Shreve, R. N.; Brink, J. A.; Macedo Júnior, H., Indústrias de Processos Químicos. Instituto de Química, UFRJ. 4 ed. 1984.

Silva, R. C. R. da., Alteração da Molhabilidade de Superfícies Internas de Tubulações Utilizadas no Transporte de Óleos Pesados Via Core-flow. Dissertação de Mestrado. Ciências e Engenharia de Petróleo. Departamento de Engenharia de Petróleo. Unicamp. 2003.

Silva, R. C. R.; Mohamed, R. S., Modificação de Superfícies para Obtenção de Filme Lubrificante Estável Durante a Produção e Transporte de Óleos Pesados pelo Método Core-Flow. 2º Congresso Brasileiro de P&D em Petróleo & Gás. Rio de Janeiro, 2003.

Souza, J. N. M. de; Modelagem e Simulação de Escoamento Multifásico em Dutos de Produção de Óleo e Gás Natural, Tese (Doutorado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2010.

Spedding, P. L.; Donnelly, G. F.; Cole, J. S., Three Phase Oil-Water-Gas Horizontal Co-Current flow; I. Experimental and Regime Map. Chemical Engineering Research and Design. Vol. 83, n. 4, p. 401-411, 2005.

Spedding, P.L.; Woods, G.S.; Raghunathan, R.; Watterson, J., Flow pattern, holdup and pressure drop in vertical and near vertical two and three phase upflow. Chemical Engineering Research and Design. Vol. 78, n. 3, p. 404-418, 2000.

Strazza, D.; Chiecchi, D.; Poesio, P., High viscosity oil-water-air three phase flows: flow maps, pressure drops and bubble dynamics. 7th International Conference on Multiphase Flow, ICMF, Tampa, Florida, USA. 2010.

Thomas, J. E.; Fundamentos de Engenharia de Petróleo. Editora Interciência – RJ: Petrobrás, 2001.

Trevisan, F. E.; Padrões de Fluxo e Perda de Carga em Escoamento Trifásico Horizontal de Óleo Pesado, Água e Ar. Dissertação de mestrado, Ciências e Engenharia de Petróleo, Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP), 2003.

Vara, R.M.O.; Bannwart, A. C.; Carvalho, C.H.M., Produção e Transporte de Óleos Pesados por Injeção de Água, 1º Congresso Brasileiro de P&D em Petróleo e Gás UFRN – SQB Regional, RN, 2001.

Vieira, F. F. Escoamento Trifásico Vertical de Óleos Pesados Aplicado à Elevação Artificial. Dissertação de mestrado. Ciências e Engenharia de Petróleo, Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP), 2004.

Wegmann, A.; Melke, J.; Rohr, P. R., Three phase liquid–liquid–gas flows in 5.6 mm and 7 mm inner diameter pipes. *International Journal of Multiphase Flow*. Vol.33, n. 5; p. 484-497, 2007.

Woods, G.S.; Spedding, P.I.; Watterson, J.K.; Raghunathan, R.S., Three-phase oil–water–air vertical flow. *Trans. IChE*. Vol. 76, n. 5, p. 571–584, 1998.

Zhang, H.Q.; Sarica, C., Unified Modeling of Gas/Oil/Water Pipe Flow-basic Approaches and Preliminary Validation. *SPE 95749*, p. 1–9, 2005.