

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

**ESCOAMENTO TRIFÁSICO (ÓLEO PESADO, ÁGUA E AR)
EM DUTO VERTICAL VIA TÉCNICA CORE-FLOW**

Alex Anésio da Silva

Campina Grande
Abril / 2012

UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIA E TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

**ESCOAMENTO TRIFÁSICO (ÓLEO PESADO, ÁGUA E AR) EM DUTO
VERTICAL VIA TÉCNICA CORE-FLOW**

Alex Anésio da Silva

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação
em Engenharia Mecânica como requisito parcial à
obtenção do título de MESTRE EM ENGENHARIA
MECÂNICA

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

Campina Grande
Abril / 2012

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECA CENTRAL DA UFCG

S586e Silva, Alex Anésio da.
Escoamento trifásico (óleo pesado, água e ar) em duto vertical via técnica Core-Flow / Alex Anésio da Silva. – Campina Grande, 2012.
93 f. : il.

Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia.
Orientadores: Prof. Dr. Antonio Gilson Barbosa de Lima, Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto.
Referências.

1. Óleos Pesados e Ultraviscosos. 2. Core-Flow. 3. Escoamento Trifásico. 4. Simulação Numérica. I. Título.

CDU 66.0(043)

UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIA E TECNOLOGIA
PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

Dissertação de Mestrado

ESCOAMENTO TRIFÁSICO (ÓLEO PESADO, ÁGUA E GÁS) EM DUTO
VERTICAL VIA TÉCNICA CORE-FLOW

Dissertação Aprovada em 23 de abril de 2012.



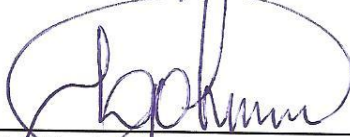
Prof. Dr. Antonio Gilson Barbosa de Lima
(UAEM/CCT/UFCG – ORIENTADOR)



Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto
(UAEQ/CCT/UFCG – ORIENTADOR)



Prof. Dr. Geraldo Dantas Silvestre Filho
(DEA/CT/UFPB – MEMBRO EXTERNO)



Prof. Dr. Laércio Gomes de Oliveira
(UAEQ/CCT/UFCG – MEMBRO EXTERNO)

Campina Grande, Abril de 2012.
PB - Brasil

DEDICATÓRIA

A Deus; a meus pais Severino Anésio da Silva e Maria do Socorro Silva que sempre me incentivaram e deram o apoio e carinho necessários, assim como meu irmão Célio Anésio da Silva, minha namorada Ana Carolina e amigos que estiveram presentes em minha caminhada, me incentivando a lutar por meus objetivos.

AGRADECIMENTOS

À Deus que sempre me deu força e discernimento;

A meus pais Severino Anésio da Silva e Maria do Socorro Silva por todo carinho, paciência, educação e incentivo que me deram durante toda minha vida;

A meu irmão Célio Anésio da Silva que sempre esteve ao meu lado;

Aos professores Antonio Gilson Barbosa de Lima e Severino Rodrigues de Farias Neto pela orientação neste trabalho;

Ao professor Yoge Jerônimo Ramos da Costa e a todos os professores da Unidade Acadêmica de Engenharia Mecânica que contribuíram de forma direta ou indireta para minha aprendizagem durante a graduação;

A todos os professores do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica e a Lidiane pela força e apoio;

A Enivaldo, Acto, Tony, Lorena, Filipe, Antonio José, Mariana, André Filipe pela ajuda durante a realização deste trabalho;

A todos que fazem parte do LCTF da Unidade Acadêmica de Engenharia Mecânica da UFCG;

A Ewerson, Pompílio, Jailson, Felipe, Bruno Dantas e Renan Varjão pela ajuda durante a época de graduação.

A Izabel, Suzana, Hemerson, Rony, Rafael, Gabriela, Thiago e Gabriela Tavares que são meus grandes amigos.

A ANP, PRH-25, CAPES, CNPq, CT BRASIL, MCT, CTPETRO, FINEP, PETROBRAS, JBR ENGENHARIA LTDA, RPCMOD, PPGEM e a UFCG pelo auxílio financeiro e parceria na realização desse trabalho.

“A mente que se abre a uma nova idéia, jamais voltará ao seu tamanho original.” Albert Einstein

RESUMO

Silva, Alex Anésio da Silva, **Escoamento Trifásico (Óleo Pesado, água e Ar) em Duto Vertical via Técnica Core-Flow**, Campina Grande: Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Campina Grande, 2012, 94 p. Dissertação (Mestrado).

A maior parte da reserva brasileira de petróleo é constituída de óleo pesado em águas profundas, gerando dificuldades técnicas de exploração desses recursos. Sendo assim, é evidente a necessidade de se ter mais certeza a respeito do comportamento do escoamento desses fluidos. Desta forma, este trabalho tem por objetivo simular numericamente o escoamento trifásico (óleo pesado e ultraviscosos, água e ar), incompressível, não-isotérmico, transiente ascendente em *risers* verticais utilizando a técnica de *core annular-flow*. Para a solução numérica das equações governantes utilizou-se o *software* CFX 11.0[®]. Na modelagem matemática considerou-se para água, regime de escoamento turbulento, para o óleo, regime de escoamento laminar e para o gás regime de escoamento laminar, e utilizou-se como modelo de transferência entre as fases água e óleo, modelo de mistura, e entre as fases água-gás e óleo-gás, o modelo de partícula. Resultados da distribuição de velocidade, pressão e fração volumétrica das fases, e redução da perda de carga do escoamento trifásico são apresentados e analisados. Avaliou-se os efeitos da fração volumétrica, temperatura e velocidade das fases na termohidrodinâmica do escoamento.

Palavras-Chave: Óleos Pesados e ultraviscosos; Core-Flow; Escoamento Trifásico; Simulação Numérica.

ABSTRACT

Silva, Alex Anésio da Silva, **Three-phase Flow (heavy oil, water and air) in Vertical Pipeline by Technique *Core-Flow***, Campina Grande: Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Campina Grande, 2012, 94 p. Dissertação (Mestrado).

Most of the Brazilian petroleum reserve consists is heavy oil deep water, generating technical difficulties in exploiting these resources. Therefore, it is evident the need to have more certainty about the flow behavior of these fluids. Thus, this study aims to numerically simulate the flow three-phase (ultraviscoso heavy oil, water and air), incompressible, non-isothermal, transient and upward in vertical risers using the technique of core-annular flow. For the numerical solution of the governing equations used the software CFX 11.0[®]. In mathematical modeling considered to water, turbulent flow to the oil, to the oil and gás, laminar flow regime, and were used as template for transfer between the water and oil phases, misture model, and between the water-gas and oil-gas phases, the particles model. Results of velocity, pressure and volume fraction of phases, and reducing the pressure drop three-phase flow are presented and analyzed. We evaluated the effects of volume fraction, temperature and velocity of the phases in the flow termohidrodinâmica.

Keywords: Heavy oil and ultraviscosos; Core-flow; Three-phase flow; Numerical simulation.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

FIGURA 2.1: Padrões de escoamento trifásico em dutos vertical ascendente	24
FIGURA 2.2: Distribuição das reservas de petróleo pelo mundo até o final do ano de 2009	29
FIGURA 3.1: Representação do aparato experimental utilizado	39
FIGURA 3.2: Representação da geometria do problema e suas dimensões	40
FIGURA 3.3: Detalhes da malha numérica da tubulação	41
FIGURA 4.1: Comparação entre os perfis de velocidade numérico e analítico para o óleo em $Z = 1$ m	61
FIGURA 4.2: Campo de pressão ao longo da tubulação no plano YZ (caso 18)	62
FIGURA 4.3: Velocidade superficial do óleo ao longo da tubulação no plano YZ (caso 18)	64
FIGURA 4.4: Velocidade superficial da água ao longo da tubulação no plano YZ (caso 18)	64
FIGURA 4.5: Perfis de velocidade superficial do óleo ao longo da tubulação no plano YZ em três posições axiais, referentes ao caso 18	65
FIGURA 4.6: Perfis de velocidade superficial da água ao longo da tubulação no plano YZ em três posições axiais, referentes ao caso 18	66
FIGURA 4.7: Campo de fração volumétrica de óleo ao longo da tubulação no plano YZ, referente ao caso 18	67
FIGURA 4.8: Campo de fração volumétrica de óleo no plano XY em diferentes posições, referente ao caso 18	68
FIGURA 4.9: Campo de fração volumétrica da água ao longo da tubulação no plano YZ, referente ao caso 18	69
FIGURA 4.10: Campo de fração volumétrica da água no plano XY em diferentes posições, referente ao caso 18	69
FIGURA 4.11: Campo de fração volumétrica do gás (ar) ao longo da tubulação no plano YZ, referente ao caso 18	70
FIGURA 4.12: Campo de fração volumétrica do gás (ar) no plano XY em diferentes posições, referente ao caso 18	70
FIGURA 4.13: Perfis de fração volumétrica da água em três seções transversais no plano YZ, referente ao caso 18	71

FIGURA 4.14: Perfis de fração volumétrica do óleo em três seções transversais no plano YZ, referente ao caso 18	72
FIGURA 4.15: Perfis de fração volumétrica do gás (ar) em três seções transversais no plano YZ, referente ao caso 18	72
FIGURA 4.16: Campo de temperatura do óleo ao longo da tubulação no plano YZ (caso 18)	73
FIGURA 4.17: Campo de temperatura da água ao longo da tubulação no plano YZ (caso 18)	74
FIGURA 4.18: Perfis de temperatura do óleo em três seções transversais no plano YZ, referente ao caso 18	75
FIGURA 4.19: Perfis de temperatura da água em três seções transversais no plano YZ, referente ao caso 18	76
FIGURA 4.20: Comportamento do gradiente de pressão absoluto em função da variação da velocidade de injeção da água, do óleo e do gás (ar)	78
FIGURA 4.21: Comportamento do gradiente de pressão absoluto em função da fração volumétrica do óleo	80
FIGURA 4.22: Comportamento do gradiente de pressão absoluto em função da temperatura de injeção das fases	81
FIGURA 4.23: Seções de tomadas de pressão na tubulação ao longo do tempo	82
FIGURA 4.24: Gradiente de pressão absoluto em função do tempo entre as seções 1 e 2 da Figura 4.23	83

LISTA DE TABELAS E QUADROS

QUADRO 2.1: °API sugerido por instituições/setores da indústria petrolífera	28
TABELA 3.1: Propriedades termofísicas dos fluidos utilizados nas simulações	54
TABELA 3.2: Considerações adotadas para a resolução das equações governantes	55
TABELA 3.3: Relação entre as viscosidades dinâmicas dos fluidos e a temperatura em °C	55
TABELA 3.4: Dados usados em todas as simulações	60
TABELA 4.1: Dados do gradiente de pressão absoluto para escoamento monofásico e trifásico	77
TABELA 4.2: Dados do gradiente de pressão absoluto obtidos em todas as simulações	84

NOMENCLATURA

Letras Latinas

$A_{\alpha\beta}$	Densidade de área interfacial	$[\text{m}^{-1}]$
C_1	Constante do modelo $k-\varepsilon$	$[-]$
C_2	Constante do modelo $k-\varepsilon$	$[-]$
c_μ	Constante do modelo $k-\varepsilon$	$[-]$
c_α	Constante do modelo $k-\varepsilon$	$[-]$
$C^{(h)}_{\alpha\beta}$	Coefficiente de transferência de calor volumétrico	$[\text{W}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{K}^{-1}]$
C_D	Coefficiente de arraste	$[-]$
c_p	Calor específico	$[\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}]$
$c_{p\alpha}$	Calor específico da fase α	$[\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}]$
$c_{p\alpha\beta}$	Calor específico da mistura	$[\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}]$
d	Diâmetro da fase dispersa	$[\text{m}]$
$d_{\alpha\beta}$	Escala de comprimento de mistura	$[\text{m}]$
d_β	Diâmetro principal de partículas esféricas	$[\text{m}]$
D	Diâmetro	$[\text{m}]$
D_i	Diâmetro interno do tubo	$[\text{m}]$
D_e	Diâmetro externo do tubo	$[\text{m}]$
f	Fator de atrito	$[-]$
g	Aceleração da gravidade terrestre	$[\text{m}\cdot\text{s}^{-2}]$
G_α	Geração de energia cinética turbulenta no interior da fase α	$[\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-3}]$
h	Coefficiente de transferência de calor	$[\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}]$
h_α	Entalpia estática	$[\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}]$
$h_{\alpha\beta}$	Coefficiente de transferência de calor global	$[\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}]$
k_α	Coefficiente de energia cinética turbulenta para fase α	$[\text{m}^2\cdot\text{s}^{-2}]$
Le	Comprimento hidrodinâmico de entrada	

l_α	Comprimento de escala espacial	[-]
M_α	Força de arraste interfacial	[N.m ⁻²]
N_P	Número total de fases	[-]
$Nu_{\alpha\beta}$	Número de Nusselt da mistura	[-]
Pr	Número de Prandtl	[-]
p	Pressão	[Pa]
P_{abs}	Pressão absoluta	[Pa]
P_{tot}	Pressão total	[Pa]
P_f	Pressão por fricção	[Pa]
P_h	Pressão hidrostática	[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]
$Q_{\alpha\beta}$	Fluxo de transferência de calor por unidade de tempo da fase β para a fase α	[W.m ⁻² .s ⁻¹]
$Q_{\beta\alpha}$	Fluxo de transferência de calor por unidade de tempo da fase α para a fase β	[W.m ⁻² .s ⁻¹]
R	Raio	[m]
R_e	Raio externo	[m]
R_i	Raio interno	[m]
Re	Número de Reynolds	[-]
r	Fração volumétrica	[-]
r_o	Fração volumétrica do óleo	[-]
r_w	Fração volumétrica da água	[-]
r_g	Fração volumétrica do gás	[-]
S_α	Termo fonte de energia	[kg.m ⁻¹ .s ⁻³]
$S_{MS\alpha}$	Fonte de massa	[N.m ⁻³]
S_M	Fonte de momento devido à força de corpo externa	[N]
t	Tempo	[s]
T_o	Temperatura do óleo	[K]

T_g	Temperatura do gás	[K]
T_p	Temperatura da parede	[K]
T_w	Temperatura da água	[K]
T_α	Temperatura da fase α	[K]
T_β	Temperatura fase β	[K]
u_{max}	Velocidade máxima do fluido	[m.s ⁻¹]
\bar{U}	Vetor velocidade	[m.s ⁻¹]
U_o	Velocidade do óleo	[m.s ⁻¹]
U_w	Velocidade da água	[m.s ⁻¹]
U_g	Velocidade do gás	[m.s ⁻¹]
V	Volume	[m ³]
V_α	Volume ocupado pela 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_r	Densidade relativa	[-]
ρ_m	Densidade da mistura	[kg.m ⁻³]
ρ_o	Densidade do óleo	[kg.m ⁻³]
ρ_w	Densidade da água	[kg.m ⁻³]
ρ_g	Densidade do gás	[kg.m ⁻³]
$\rho_{\alpha\beta}$	Densidade de mistura	[kg.m ⁻³]
ρ_α	Densidade da fase α	[kg.m ⁻³]
μ	Viscosidade dinâmica	[Pa.s]

μ_α	Viscosidade dinâmica da fase α	[Pa.s]
$\mu_{\alpha\beta}$	Viscosidade dinâmica da mistura	[Pa.s]
μ_{ta}	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	Fluxo mássico por unidade de volume	[kg.s ⁻¹ .m ⁻³]
$\Gamma_{\alpha\beta}$	Termo de difusividade mássica	[kg.s ⁻¹ .m ⁻³]
$\Gamma_{\alpha\beta}^+$	Taxa de fluxo mássico da fase β para a fase α	[kg.s ⁻¹ .m ⁻³]
$\Gamma_{\beta\alpha}^+$	Taxa de fluxo mássico da fase α para a fase β	[kg.s ⁻¹ .m ⁻³]

Letras Especiais

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

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	17
1.1 Justificativa	19
1.2 Objetivos	20
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	21
2.1 escoamento multifásico	21
<i>2.1.1 Padrões de escoamento trifásico em dutos verticais ascendentes</i>	23
<i>2.1.2 Modelagem do escoamento multifásico</i>	24
<u><i>2.1.2.1 Modelagem do escoamento multifásico Euleriano-Lagrangeano</i></u>	25
<u><i>2.1.2.2 Modelagem do escoamento multifásico Euleriano-Euleriano</i></u>	25
2.2 Óleos pesados	26
<i>2.2.1 Características gerais</i>	26
<i>2.2.2 Reservas e produção de óleos pesados</i>	29
<i>2.2.3 O desafio do óleo pesado</i>	30
2.3 Transporte de óleos pesados e a técnica “Core-flow”	31
3 METODOLOGIA	39
3.1 Abordagem do problema físico	39
3.2 Modelagem matemática de escoamento multifásico disponível no CFX	42
<i>3.2.1 Notações multifásicas disponível no CFX</i>	42
<i>3.2.2 Modelo não-homogêneo</i>	44
<i>3.2.3 Modelo homogêneo</i>	50
<i>3.2.4 Modelo de turbulência $k-\varepsilon$</i>	52
3.3 Modelo matemático utilizado nas simulações	53
3.4 Condições iniciais, de contorno e considerações do modelo	56
3.5 Validação da solução numérica	57
3.6 Casos simulados	59

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES	61
4.1 Escoamento monofásico	61
4.2 Escoamento trifásico (óleo-água-ar)	62
4.2.1 <i>Campo de pressão</i>	62
4.2.2 <i>Campo de velocidade</i>	63
4.2.3 <i>Campo de fração volumétrica</i>	66
4.2.4 <i>Campo de temperatura</i>	73
4.3 Queda de pressão	76
4.3.1 <i>Relação entre os escoamentos monofásicos de óleo e água e o trifásico óleo-água-gás</i>	76
4.3.2 <i>Relação entre queda de pressão e a velocidade de injeção dos fluidos</i>	78
4.3.3 <i>Relação entre queda de pressão e a fração volumétrica das fases</i>	79
4.3.4 <i>Relação entre queda de pressão e a temperatura de injeção dos fluidos</i>	81
4.3.5 <i>Queda de pressão entre dois pontos da tubulação ao longo do tempo</i>	82
5 CONCLUSÕES	85
6 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	86
7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	87

1 INTRODUÇÃO

Na indústria do petróleo, a ocorrência de fluxo multifásico se dá nas instalações de produção, movimentação e processamento de hidrocarbonetos de um campo petrolífero. Nos sistemas de produção, ocorre quando os fluidos existentes nos reservatórios escoam até as instalações de superfícies passando por poços, linhas de surgência e ainda *risers*, quando da movimentação de fluidos de campos ligados à plataformas marítimas. Nas instalações de movimentação registram-se escoamentos multifásicos (óleo, água e gás) quando os fluidos produzidos são transferidos para outras áreas por meio de dutos. Devido a isto, o escoamento trifásico em tubulações constitui-se num tema de grande importância, principalmente para a área de manutenção de escoamento ("*flow assurance*"). A literatura técnica e científica não contempla, ainda, satisfatoriamente o escoamento trifásico.

No mercado mundial o preço do barril de petróleo é de suma importância, já que influencia tanto políticas nacionais como a própria decisão de se explorar ou não um campo de petróleo. Como controlador de mercado, o preço do barril de petróleo varia de acordo com vários fatores, dentre os quais, destacam-se os custos de sua produção e transporte até a refinaria. Esses custos tendem a ser maiores para campos de óleos pesados, por causa de suas características desfavoráveis, as quais exigem processos mais complexos nas refinarias, aumentando com isso o custo de produção desses óleos.

Os óleos pesados são definidos como sendo os de densidade maior que 934 kg/m^3 ($^\circ\text{API} < 20^\circ$) e com viscosidade maior que $0,1 \text{ Pa.s}$ (100 cP) em condições de pressão e temperatura do reservatório, e constituem grande parte das reservas de óleo no Brasil. As previsões de reservas de óleo pesado brasileiras são de 3 a 4 bilhões, sendo 2,31 bilhões as reservas provadas. Esses óleos, atualmente, não agregam grande valor econômico devido à baixa concentração de hidrocarbonetos de menor cadeia. Porém com o declínio de produção de óleos leves, a importância, e conseqüentemente o preço, dessas fontes de energia tendem a aumentar, tornando-se um atrativo econômico, e com isso, aumentando a exploração desses óleos pesados.

Assim a recuperação, o transporte, e o refino do óleo pesado passam a justificar investimentos em tecnologia para exploração desse produto. No Brasil esta questão é de alta relevância tendo em vista os expressivos volumes de óleos pesados e viscosos já descobertos em

áreas de produção e exploratórias nas Bacias de Campos, Santos e Potiguar - RN. Dentre os diversos desafios relacionados com a produção e transporte de óleos pesados, cita-se a redução do atrito viscoso no escoamento, a diminuição de sua alta densidade e a deposição de parafinas nas paredes internas de linhas de transporte e produção, as quais dificultam a exploração e transporte desses óleos.

Dentre as várias técnicas existentes para reduzir o atrito durante a elevação e transporte de óleos pesados, o estabelecimento de um padrão de fluxo anular ou similar, mostrou-se muito eficiente, em testes de campo realizados em sítio da Petrobrás em São Mateus, ES.

A operação de uma linha de elevação ou transporte no modo “*core annular flow*” consiste na injeção de água juntamente com o óleo na tubulação, a dadas proporções de velocidades e fluxo mássico (ou volumétrico), de tal forma a se estabelecer um padrão de escoamento no qual a água se mantém em contato com a parede do duto. Os estudos e testes demonstram uma grande redução nos gradientes de pressão por atrito, já que a água “lubrifica” as paredes da tubulação e o coeficiente de atrito se reduz, aumentando a produção e diminuindo o consumo de energia no bombeamento do petróleo. Ao dispensar o aquecimento do óleo, esse método torna-se viável mesmo em linhas longas e em laminais d’água de alta profundidade. Apesar da importância, os trabalhos ainda se restringem ao escoamento bifásico, e muito se tem a esclarecer sobre o problema, para tornar a prospecção “*offshore*” em águas profundas de óleo pesado cada vez mais eficiente e viável economicamente.

Do exposto, para o projeto e produção de instalações que possibilitem a produção e movimentação destes fluidos, é muito importante o conhecimento da termo-mecânica que rege estes escoamentos. Sendo assim, as instalações envolvendo sistemas de escoamento fluido, só poderão ser adequadamente projetadas quando se conhece a pressão, a temperatura e a composição química da mistura e outros componentes / fases envolvidos.

1.1 Justificativa

As reservas mundiais de óleos pesados são estimadas em 3 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 ANP (Agência Nacional do Petróleo, Gás e Biocombustíveis) como óleo pesado. Sua viscosidade cinemática varia, por exemplo, de 10 a 100 cP. A maior parte da reserva brasileira é constituída de óleo pesado em águas profundas, gerando dificuldades técnicas de exploração desses recursos. Procurando situar o avanço atual deste trabalho dentro da linha de pesquisa de transferência de massa e escoamento fluido multifásico, constatou-se que pouquíssimos trabalhos para descrever estes processos foram publicados, e restritos ao escoamento bifásico. Desta forma, é evidente a necessidade de soluções mais amplas, que permitam tomadas de decisão mais seguras acerca do processo de transporte de fluidos e projeto de sistemas hidrodinâmicos mais confiáveis. De fato, verifica-se que diante da escassez de pesquisa em escoamento multifásico de óleos pesados e ultra-viscosos, esta pesquisa é inédita na forma como será abordada. Para concluir, numa perspectiva de justificar a pesquisa, do uso de novas técnicas de solução de problemas e da otimização de processos, esta pesquisa fornecerá subsídios para que estudos mais detalhados e aprofundados sobre o tema possam ser realizados e implementados.

1.2 Objetivos

Investigar o escoamento trifásico, tipo “*core annular flow*”, de óleos pesados e ultra-viscosos, gás e água em dutos verticais via simulação numérica. Em termos específicos, pode-se citar:

- Apresentar uma modelagem matemática para prever o escoamento trifásico (água, óleo pesado e gás) e não-isotérmico usando a técnica “*Core-Annular Flow*” (CAF).
- Simular as distribuições de velocidade, pressão, temperatura e fração volumétricas das fases.
- Comparar os resultados obtidos numericamente com resultados disponíveis na literatura, afim de validar os estudos.
- Avaliar o efeito das variáveis de operação tais como velocidade, fração volumétrica, viscosidade e temperatura das fases na termo-hidrodinâmica do escoamento.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Escoamento multifásico

O escoamento multifásico é tema de grande interesse em diversos setores da indústria, tais como indústria química, alimentícia, petroquímicas, de processamento de materiais, e do petróleo e gás. Segundo Andrade (2008), na produção de petróleo não se faz uma distinção rigorosa do conceito de fase e componente; assim, quando da ocorrência de uma mistura de óleo (fase líquida), gás (fase gasosa) e água (fase líquida) diz-se estar frente a uma mistura multifásica, apesar de que, na realidade, se tem uma mistura bifásica de multicomponentes.

Segundo Soo (1995), um sistema multifásico consiste em uma fase líquida, ou meio fluído, e uma fase particulada ou dispersa com qualquer número de componentes químicos. A fase contínua pode tratar-se de um meio líquido ou gasoso e a fase dispersa pode estar constituída por partículas sólidas, bolhas de gás (exceto claro, no caso da fase contínua ser gasosa) ou gotas de líquido. Entretanto, esta definição é restrita, segundo Paladino (2005), pois engloba apenas escoamentos em padrão disperso. Em escoamentos em dutos aparecem também outros padrões dependentes de variáveis como fração volumétrica ou velocidade das diferentes fases. Assim, Paladino (2005) prefere definir sistema multifásico como uma região do espaço onde coexistem dois ou mais fluídos imiscíveis separados por uma interface, podendo ser esta conexa (escoamento estratificado, anular, etc.) ou desconexa (escoamento de bolhas, gotas, etc.) ou uma combinação de ambos casos onde a mesma fase pode aparecer em forma contínua ou dispersa (padrão anular com gotas, etc.).

Rezende (2008) entende o escoamento multifásico como sendo aquele onde há a presença de mais de uma fase como, por exemplo, água e óleo, ar e água ou ar e poeira; estes são exemplos de sistemas líquido-líquido, gás-líquido e gás-sólido, respectivamente. De acordo com autor, o termo fase é usado para definir um determinado tipo de fluido, ou material que se comporta como um único fluido. Esta fase pode ser uma substância pura, como água; um sistema multicomponente formado por mais de uma espécie química como, por exemplo, água do mar ou

ar atmosférico. O termo fase não deve ser confundido com seu outro significado termodinâmico usado em outras áreas da ciência para definir o estado da matéria (sólido, líquido, plasma, etc.).

Outra definição de escoamento multifásico é dada por Vieira (2004), onde o autor diz que 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.

Estes tipos de escoamentos são comumente encontrados em produção, transporte e refino de petróleo e gás natural. Neste contexto, o conceito de fase é generalizado no sentido de que não está se referindo a fase do ponto de vista do estado termodinâmico, onde uma mesma substância existe nas formas sólida, líquida ou gasosa, mas de forma geral a dois fluidos imiscíveis que formam uma interface entre eles. Por exemplo, um sistema água-óleo, um sistema gás-ar, apesar de ambos os sistemas encontrar-se com as duas substâncias no mesmo estado, formam no contexto desta definição, um sistema bifásico (PALADINO, 2005).

Diferentes padrões de escoamentos podem ocorrer quando óleo e água estão fluindo em diferentes quantidades relativas das duas fases. 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 (BENSAKHRIA et al., 2004).

Belém (2009) relata que a maioria dos autores descrevem os padrões de escoamento e classificam os escoamentos trifásicos em mapas de fluxo de acordo com as propriedades e características dos escoamento.

Segundo Paladino (2005) são amplamente conhecidas na literatura as diferentes configurações geométricas adotadas por um sistema líquido-gás escoando no interior de um duto. Entretanto, em se tratando de um sistema líquido-líquido (óleo e água, por exemplo) ou sistemas trifásicos (óleo, água e gás), as configurações adotadas, dependendo das vazões de cada fase, não são tão bem determinadas. Neste sentido, a seguir são descrito alguns padrões de escoamento em dutos verticais.

2.1.1 Padrões de escoamento trifásico em dutos verticais ascendentes

De acordo com Belém (2009), 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.

Para sistemas trifásicos, compostos por água, óleo e gás, a situação é similar aos sistemas bifásicos líquido-gás, onde a fase líquida (água ou óleo) pode ser considerada contínua; o gás adota as configurações mostradas nas Fig. 2.1a; 2.1b; 2.1c e 2.1d.

Bannwart et al. (2009) apresentaram um estudo sobre os padrões básicos de escoamento trifásico (água-óleo-ar), onde é utilizado óleo pesado. Neste estudo, foram analisados os padrões de escoamento e queda de pressão em um tubo horizontal, vertical e inclinado com 2,84 cm de diâmetro interno. Assim como foram realizados experimentos em escala de campo *onshore*, a fim de investigar a aplicabilidade e eficiência do uso da água para o transporte de óleo pesado em linhas reais. Os autores classificam os escoamentos trifásicos em dutos verticais como:

- a) **Escoamento anular com um núcleo de óleo e bolhas de gás:** Fase contínua de óleo no núcleo, cercado por água e gás disperso fluindo no anel de água. Observaram-se altas taxa de fluxo de óleo e baixas taxas no fluxo de gás.
- b) **Escoamento intermitente:** Bolhas de gás (Taylor), separados por camadas de petróleo. Uma película fina de água adjacente à parede foi detectada, o que explica a alta velocidade observada da fase óleo. Observaram-se baixas taxas de fluxo de óleo e gás.
- c) **Escoamento *churn flow*:** Foi observado que a geometria neste caso não é bem definida. Neste escoamento, observou-se um fluxo com um comportamento pulsante, onde bolhas de gás de grande porte foram transportadas para cima, enquanto o óleo e a água podem apresentar um fluxo ascendente ou descendente, principalmente perto da parede. Observaram-se altas taxas de fluxo de óleo e gás.

- d) **Escoamento anular com um núcleo de gás:** Assemelha-se ao fluxo de gás-líquido anular, no entanto uma dispersão de pequenas bolhas de óleo na água foi detectado na parede. Observou-se baixa taxa de fluxo do óleo e alta taxa de fluxo de gás.

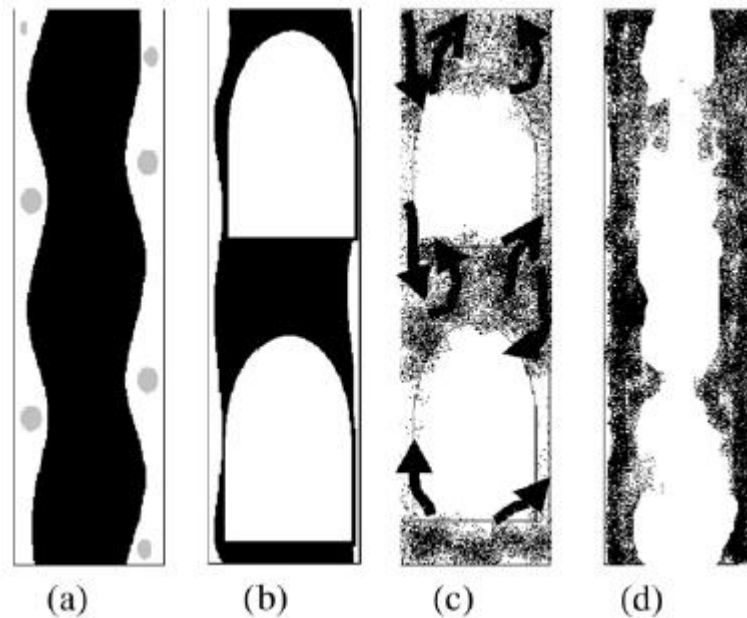


Figura 2.1. Padrões de escoamento trifásicos em dutos vertical ascendente.

Fonte: Bannwart et al. (2009).

2.1.2 Modelagem do escoamento multifásico

Em escoamentos multifásicos, a modelagem matemática é estabelecida com base nas equações de conservação da massa, da quantidade de movimento e da energia. Estas equações, quando submetidas a condições de contorno e iniciais apropriadas representam, matematicamente, um problema particular. A técnica da Dinâmica dos Fluidos Computacional vem, então, para fornecer a solução dessas equações através de métodos numéricos (SANTOS, 2010).

Diversas classificações são apresentadas na literatura para modelos de escoamentos multifásicos. De acordo com Ranade (2002), os modelos Euleriano-euleriano e Euleriano-Lagrangiano vêm sendo utilizados para prever o comportamento do escoamento multifásico.

2.1.2.1 Modelagem do escoamento multifásico Euleriano-Lagrangeano

Na abordagem Euleriana-Lagrangeana, resolve-se uma equação da conservação da quantidade de movimento para cada fase, em um sistema de referência que se movimenta com a partícula (Lagrangiano). Evidentemente, esta abordagem restringe-se apenas a sistemas dispersos (PALADINO, 2005).

Esta abordagem é indicada para sistemas em que a fase secundária (dispersa) ocupa uma pequena fração volumétrica do sistema. A trajetória das partículas ou gotas é calculada individualmente em intervalos determinados durante o cálculo da fase líquida. Assim, a partícula não influencia o escoamento do fluido e este determina a trajetória da partícula. Isso torna o modelo inadequado para a modelagem de misturas líquido-líquido ou qualquer outra aplicação onde a fração volumétrica da fase secundária é significativa (SANTOS, 2010).

2.1.2.2 Modelagem do escoamento multifásico Euleriano-Euleriano

A abordagem Euleriana-Euleriana caracteriza-se por considerar as diferentes fases do sistema como contínuas e interpenetrantes. Uma vez que o volume de uma fase não pode ser ocupado pela outra, surge o conceito de fração volumétrica das fases. As frações volumétricas são consideradas como funções contínuas no espaço e no tempo cuja soma é igual a 1. Forma-se então um conjunto de equações de conservação da massa, quantidade de movimento e energia, para cada uma das fases. Essas equações são completadas através de relações constitutivas que são obtidas a partir de informações empíricas (SANTOS, 2010).

A abordagem Euleriana-Euleriana é útil e computacionalmente eficiente, quando as frações volumétricas das fases são comparáveis, ou quando as forças de campo, como gravidade, atuam na separação das fases, ou quando a interação entre as fases desempenham um papel significativo na determinação da hidrodinâmica do sistema (MASSAH e OSHINOWO, 2000).

De acordo com Santos (2005), na modelagem Euleriana-Euleriana, a força de arraste pode ser considerada de duas formas. A força de arraste pode ser total (chamada de força de arraste

infinita), onde neste caso as duas fases compartilham o mesmo campo de velocidade, e é chamada de modelagem homogênea. No caso da força de arraste não ser total, cada fase possui um campo de velocidade distinto, assim, o campo de velocidade é obtido através da solução das equações da continuidade e quantidade de movimento para cada fase.

No modelo Euleriano-Euleriano, dois sub-modelos são avaliados no escoamento multifásico: o modelo homogêneo e o modelo não-homogêneo, os quais serão apresentados na modelagem matemática (Capítulo 3, item 3.2).

2.2 Óleos Pesados

2.2 .1 Características gerais

Os diversos tipos de óleos existentes na natureza apresentam uma diversidade de valores de densidade e viscosidade. A densidade é uma das características mais importantes para se determinar como o fluido vai se comportar durante o processo de produção, ou seja, durante o escoamento dentro do reservatório e em tubulações. A viscosidade é um dado de grande importância tanto para o refino, quanto para o escoamento em tubulações. De acordo com essas propriedades, o petróleo cru pode ser classificado como: leve, médio, pesado e ultrapesado (MOTHÉ e JUNIOR, 2007).

A progressiva redução de reservas de óleos leves e as estimativas de abundância de óleos pesados têm provocado o aumento da importância de poços caracterizados por material com alta viscosidade. Há previsões de que o óleo pesado alcance em breve posição de destaque no mercado petrolífero e consolide-se como a principal fonte de energia fóssil no mundo em poucas décadas (SANTOS et al., 2003).

Analisando o cenário mundial, percebe-se que o preço do barril de petróleo é função de uma série de fatores e entre os quais, destacam-se os fatores econômicos, tais como o custo de produção e transporte. Muitas vezes é descoberto um grande reservatório, com volume de petróleo considerável, porém o mesmo é descartado após a avaliação técnica e econômica

mostrar que o custo com a produção e transporte é elevadíssimo, tornando-se inviável a exploração do reservatório (BRIGGS et al., 1998). Muitas vezes o reservatório torna-se inviável devido o tipo de petróleo existente no mesmo ser considerado um petróleo pesado e ultra-viscoso, isto porque as empresas do setor muitas vezes não detêm tecnologia suficiente para exploração e transporte.

Os óleos pesados são normalmente negligenciados como fonte de energia devido aos seus altos custos de produção e baixo valor econômico. Porém, deve-se dá mais atenção a esse tipo de óleo, pois estudos estimam que exista um volume de óleos pesados bem superior aos óleos convencionais, chegando a estimar que seja três vezes maior que a quantidade destes. A estratégia de produção de óleos pesados está vinculada às suas características de densidade e viscosidade, que por serem normalmente desfavoráveis, oferecem certas dificuldades (TREVISAN, 2003). Essa combinação de baixo valor comercial e alto custo de produção (se viável) explica porque a produção dos óleos convencionais, mais leves e menos viscosos, tem predominado ao longo de toda a história da indústria do petróleo.

Ocorre que, à medida que as reservas de óleo convencional (leve) vão se exaurindo, a importância dos óleos pesados tende a crescer rapidamente. No ano de 2000, do total de 25 bilhões de barris produzidos no mundo, os óleos pesados responderam por apenas 3 bilhões. Deve ser também notado que grande parte do óleo não recuperado em campos de petróleo convencional é constituída por frações pesadas com as mesmas características dos óleos pesados, contribuindo para aumentar sua importância. Em termos de reservas provadas, sem levar em conta o betumem, os valores mais recentes apontam para a cifra mundial de 434 bilhões, mais de 60 % das quais localizadas na Venezuela (RODRIGUEZ e BANNWART, 2006).

Considera-se que os óleos pesados têm menos de 19°API (entre 10° - 20°), uma densidade maior que 0,90 g/mL e uma viscosidade maior que 10 cP , entre 10 cP - 100 cP em condições de reservatório e, viscosidade de 100 cP a 10.000 cP em condições de superfície. Essas características aumentam as dificuldades e tornam sua exploração onerosa, dificultando sua movimentação desde o reservatório até a superfície. Os óleos pesados são muito viscosos e têm elevada quantidade de carbono em relação ao hidrogênio, em geral com mais de 15 átomos de carbono por molécula. Também têm como características, índices elevados de aromáticos, parafina, asfaleno, enxofre, nitrogênio e metais pesados. Além disso, os óleos pesados têm um ponto de ebulição bem maior que os óleos leves (OBREGÓN VARA, 2001).

A indústria do petróleo utiliza a expressão °API (grau API), do *American Petroleum Institute*, como referência para a densidade do óleo medida em relação à água, com o intuito de identificar rapidamente se o óleo é leve, médio, pesado ou ultrapesado. Quanto maior o grau API, mais leve será o petróleo e maior mercado ele terá (MOTHÉ e JUNIOR, 2007). O grau API é determinado utilizando-se a seguinte correlação:

$$^{\circ}API = \left(\frac{141,5}{\rho_r} \right) - 131,5 \quad (2.1)$$

onde ρ_r é a densidade relativa do óleo (densidade do óleo / densidade da água). O grau API é medido nas condições padrão de 25°C e 1 atm.

De acordo com diversas instituições ligadas à indústria de petróleo, listadas no Quadro 2.1, existem diferentes classificações de óleo cru em relação ao grau API.

Quadro 2.1
°API sugerido por instituições/setores da indústria petrolífera

Órgão	°API (Grau API)			
	Óleo leve	Óleo médio	Óleo pesado	Óleo ultrapesado
Alberta Government/Canadá	> 34	25 - 34	10 - 25	< 10
U.S. Department of Energy	> 35,1	25 - 35,1	10 - 25	< 10
OPEP	> 32	26 - 32	10,5 - 26	< 10,5
Petrobrás offshore	> 32	19 - 32	14 - 19	< 14
Petrobrás onshore	> 32	18 - 32	13 - 18	< 13
ANP/Brasil	> 31,1	22,3 - 31,1	12 - 22,3	< 12

Fonte: Adaptado de Mothé e Junior (2007).

Sabe-se que as reservas de óleos pesados no mundo são mais do dobro dos recursos de petróleo convencional do mundo. Sabe-se ainda onde o óleo pesado está e que precisa-se desse óleo pesado para satisfazer a demanda atual e futura de petróleo, a qual cresce a cada dia, com isso, este tipo de óleo pesado tem se tornado um tema importante na indústria do petróleo com um número crescente de operadores dedicados a exploração e transporte de óleos pesados (SCHLUMBERGER, 2010).

Segundo Gadelha (2011b) 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 podemos 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*”), e entre outras.

2.2.2 Reservas e produção de óleos pesados

A maior parte dos recursos de petróleo do mundo corresponde a hidrocarbonetos viscosos e pesados, os quais apresentam uma dificuldade maior para sua produção, tornando o custo de produção elevado, onde esses custos muitas vezes chegam a ser maiores que o preço do petróleo convencional.

Os recursos recuperáveis de óleo ultrapesado no planeta, atualmente, representam cerca de 35% das reservas provadas de petróleo. O valor das reservas recuperáveis é determinado pela tecnologia disponível de recuperação. Nos dias atuais, essa tecnologia disponível permite uma recuperação máxima por volta de 15%. Entretanto, os projetos existentes na Venezuela vêm empregando tecnologias que permitem uma taxa de recuperação que se situa entre 5 e 10%, por razões de custo (MOTHÉ e JUNIOR, 2007).

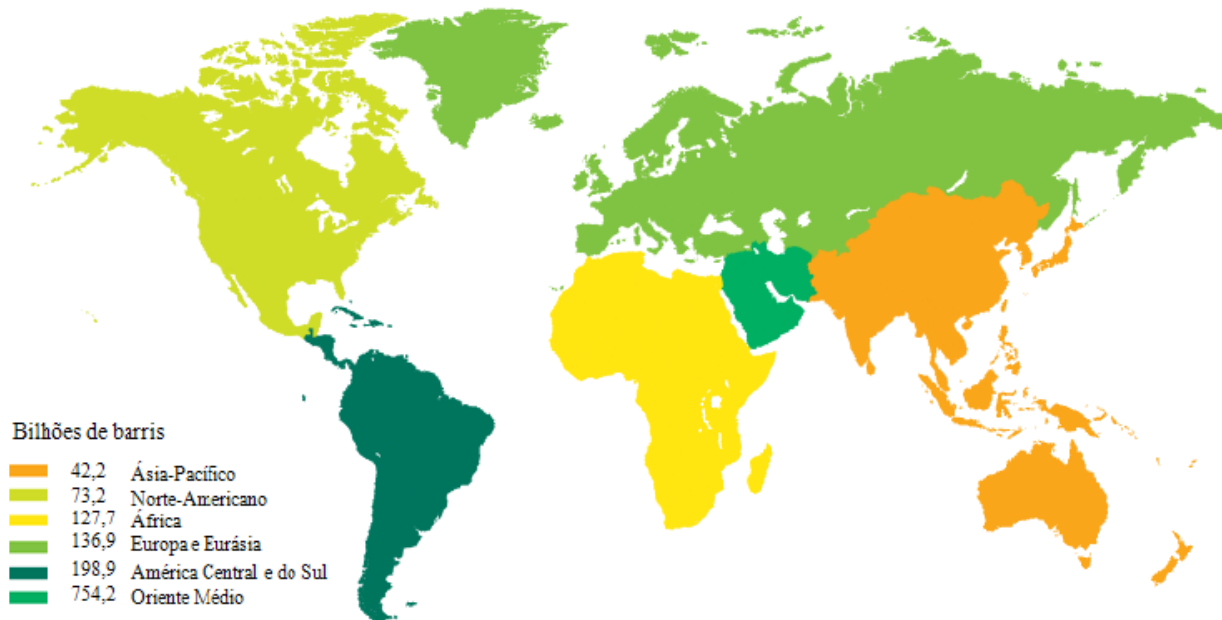


Figura 2.2: Distribuição das reservas de petróleo pelo mundo até o final do ano de 2009.

Fonte: Adaptado de bp.com/statisticalreview (2010).

A Figura 2.2 ilustra a distribuição de reservas provadas de petróleo, incluindo o gás natural, até o final do ano de 2009. Sabe-se que 35% das reservas provadas de petróleo no planeta são compostas por recursos recuperáveis de óleo ultrapesado, daí é de grande importância estudos que viabilizem a exploração desse óleo, pois o aperfeiçoamento da tecnologia para exploração dessas reservas será de grande importância para todo o mundo, visto que o petróleo não está localizado em apenas um continente.

2.2.3 O desafio do óleo pesado

A incidência de óleos pesados está aumentando e aponta para a necessidade de investimentos cada vez maiores na exploração das jazidas e no desenvolvimento de novas tecnologias. Além dos esforços pela produção de petróleo em lâmina d'água de três mil metros, as empresas também precisam encontrar formas de aproveitar o óleo pesado que pode ser encontrado durante a perfuração de poços que imaginava-se ser de óleo convencional (PETROBRÁS, 2010).

De acordo com dados da Petrobrás (2010), a maior parte deste óleo se encontra em águas profundas, o que exige tecnologias sofisticadas e caras para sua extração. Além disso, devido a suas características, os campos portadores de óleo pesado, se comparados aos de óleo leve, tendem a ter menor produtividade e recuperação final. Devido a esta dificuldade, novas tecnologias devem ser desenvolvidas para fazer frente a estas peculiaridades e maximizar as produções e recuperações dos poços produtores.

O desafio com o óleo pesado não é apenas na exploração e produção, vai bem além disso, pois quando analisado na área do refino, este tipo de óleo também gera certas dificuldades para ser refinado, o qual necessita de uma refinaria com uma tecnologia mais avançada que a utilizada para o refino de óleos convencionais. Os produtos obtidos desses óleos são de menor qualidade, produzindo uma menor fração de derivados nobres, como querosene de aviação e gasolina, quando comparado a óleo convencional. Apesar das dificuldades encontradas na exploração, produção e no refino do óleo pesado, com o desenvolvimento de novas tecnologias para produção e refino do mesmo, os custos vão reduzir, tornando-se competitivo com o óleo convencional.

Andrade et al. (2011b), cita que entre os diferentes métodos para transporte de óleos pesados, destaca-se o escoamento anular ou *core annular flow* (CAF), também conhecido como *core-flow*.

A técnica “*core-flow*” tem como objetivo reduzir a resistência do óleo cru no trajeto do poço até a plataforma. Uma certa quantidade de água é injetada no espaço anular junto às paredes da tubulação. Este espaço envolve o óleo, formando uma fase contínua que se desloca ao longo do núcleo da tubulação sem qualquer contato com as paredes e, conseqüentemente, sem fricção. Esse novo sistema reduz os esforços de bombeamento e a pressão interna nas linhas, aumentando a sua durabilidade e reduzindo os riscos de acidentes.

Com o uso da técnica *core-flow*, barreiras encontradas para exploração de óleos pesados podem ser superadas, assim vários autores vêm estudando o escoamento desses óleos através desta técnica, e obtendo resultados consideráveis. Dentre os autores que vêm se dedicando a estudos nessa área podemos citar Silva et al. (2011a), Trevisan (2003), Gadelha et al. (2011), Silva et al. (2011b), Andrade (2008), Bannwart et al. (2009).

2.3 Transporte de óleos pesados e a técnica “*core-flow*”

O custo inerente à recuperação e ao transporte dos óleos pesados é a principal barreira para a ampla exploração das suas abundantes reservas no mundo. A baixa mobilidade e a alta viscosidade desses óleos tornam seu transporte extremamente dispendioso, e muitas vezes impossível (SANTOS et al., 2003).

Segundo Trevisan (2003), as alternativas mais utilizadas são o transporte por caminhões ou tubulação aquecida, porém esses métodos são caros e aplicáveis apenas para distâncias curtas. Para o deslocamento eficiente sobre distâncias consideráveis, é necessário o uso de tubulações convencionais, entretanto a maioria desses dutos tem especificações de viscosidade menor que 0,1 Pa.s, bem diferentes daquelas de óleos pesados, o que exige tubos com maior espessura ou diâmetro interno.

Segundo Trevisan (2003), as principais técnicas de transporte de óleos pesados por dutos são: pré-aquecimento do óleo a uma temperatura que permita que o fluido chegue ao seu destino

sem a necessidade de altas pressões de bombeio e isolando termicamente a tubulação; aquecimento do óleo pela injeção de um fluido aquecido escoando por uma linha concêntrica ao oleoduto ou através de aquecimento elétrico; geração de emulsão de óleo em água; redução da viscosidade pela diluição em frações mais leves de óleo; injeção de água formando um anel envolvendo o óleo (*core flow*).

O transporte de óleo cru através da tecnologia *core flow* é uma alternativa que vem sendo estudada atualmente por diversas companhias de petróleo, visto que a mesma gera ganhos econômicos e não modifica quimicamente as propriedades do óleo.

De acordo com Prada (1999), nada impede pensar-se na aplicação desta tecnologia à elevação de óleos pesados e ultraviscosos, mesmo em situações *offshore*, sendo possível utilizar a água do mar ou mesmo a água produzida no processo como fluido lubrificante.

Beretta et al. (1997) mostraram que uma significativa redução na perda de carga pode ser obtida em tubulações de pequenos diâmetros devido ao efeito do filme aquoso lubrificante, em comparação com perdas geradas em fluxo viscoso monofásico.

De acordo com Granzotto (2008), a grande vantagem do método *core-flow* é o baixo custo da operação, uma vez que não é necessário aquecer os fluidos ou a linha.

Segundo Gadelha (2011a), 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.

No *core-flow* é ideal utilizar a menor quantidade de água possível, para evitar problemas tipo emulsificação da água no óleo e 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 (PRADA, 1999).

Vários autores vem estudando o escoamento *core-flow*, com o objetivo de reduzir a perda de carga por atrito nas tubulações de escoamento de petróleo, desde o poço até as unidades de processamento, visando com este método tornar viável a produção de óleos pesados de alta

viscosidade. Os primeiros estudos foram realizados por Russel et al. (1959) e Charles et al. (1961), mas ao longo do tempo diversos outros autores estudaram esta técnica aplicada a escoamentos diversos, como Guevara et al. (1990), Bannwart (1998), Prada (1999), Rodriguez e Bannwart (2006), Sawant et al. (2009), Pereira Filho (2010) e Silva et. al (2011a).

Prada (1999) fez um estudo buscando determinar experimentalmente a faixa de vazões de óleo e água onde o *core-flow* se mostra estável, bem como as relações ótimas de injeção de água, para o mínimo gradiente de pressão ou para a mínima potência de bombeio, a uma dada vazão de óleo, num trecho de tubulação vertical. Segundo o autor, o *core-flow* permitiu reduzir a perda de carga por atrito em mais de 100 vezes, com relação ao escoamento monofásico de óleo, sendo da mesma ordem da encontrada no escoamento monofásico de água à vazão da mistura. A perda de carga total foi diminuída 93 vezes com respeito ao escoamento monofásico de óleo.

Bannwart (2001) propôs um estudo para estabelecer critérios para a existência de um fluxo no núcleo estável, dando ênfase ao papel essencial desempenhado pela tensão superficial. Neste contexto, ele verificou a estabilidade do padrão de fluxo anular em escoamento anular horizontal e vertical, e baseado nos balanços de massa e quantidade de movimento, propôs correlações para a estimativa de fração volumétrica e gradiente de pressão.

Rodriguez (2002) estudou o fluxo anular vertical ascendente, analisando padrões de fluxo, estabilidade hidrodinâmica do padrão anular, forma da interface, fração volumétrica e perda de carga. O autor propôs uma solução para a interface óleo-água e também novas correlações para a previsão de fração volumétrica e gradiente de pressão.

Rodriguez e Bannwart (2006) apresentaram um modelo analítico para ondas interfaciais no escoamento anular vertical, onde o trabalho centra-se na hidrodinâmica do escoamento vertical ascendente de óleo-água no padrão de fluxo anular para aplicação em projeto de dutos de produção de petróleo pesado. A solução analítica é apresentada com base em simples considerações e observações experimentais. Ela permite a determinação da interface como parte da solução hidrodinâmica sem a necessidade de utilizar métodos numéricos sofisticados.

Andrade (2008) fez um estudo numérico do transporte de óleos pesados empregando a técnica de lubrificação parietal por água conhecida por escoamento anular ou “*Core-Annular Flow*”. O autor analisou a influência da velocidade das fases água e óleo no comportamento do escoamento anular, avaliando a estabilidade do escoamento anular de acordo com o comprimento do tubo. Fez simulação da distribuição de velocidade, pressão e fração volumétricas das fases,

assim como avaliou numericamente a redução das perdas por atrito em dutos com ou sem a lubrificação parietal. Como consequência deste estudo, o autor obteve resultados que mostram uma redução expressiva da perda de carga se comparado ao óleo pesado escoando sozinho na tubulação. Esta redução da perda de carga corresponde a aproximadamente cinquenta e nove (59) vezes, para uma razão de viscosidade entre água e óleo pesado ($\mu_A/\mu_o = 7,408 \times 10^{-5}$) em um tubo horizontal.

Rodriguez et al. (2009) fizeram um estudo que relata o desenvolvimento de um modelo mais refinado para calcular as perdas por atrito em escoamento horizontal e vertical ascendente utilizando a técnica *core-flow*. Através de parâmetros empíricos, o modelo considera os efeitos de irregularidades da interface, excentricidade do núcleo e a turbulência do núcleo, bem como o efeito de flutuação, que é implicitamente incluído através de um termo de deslizamento. Experimentos *onshore* foram conduzidos em uma tubulação de 274 m de comprimento e 7,7 cm de diâmetro interno escoando uma única fase de óleo e outra de duas fases (óleo-água) e gradientes de pressão foram coletados, onde obteve-se um fator de redução do gradiente de pressão por fricção de cerca de 150 vezes em comparação com a mesma quantidade de óleo transportado em um escoamento de uma única fase (óleo).

Poesio et al. (2009) apresentaram um estudo experimental do escoamento trifásico (óleo pesado-água-ar) em um tubo horizontal utilizando a técnica *core-flow* com o objetivo de analisar a queda de pressão, mostrando a influência da injeção do ar no padrão de escoamento e consequentemente apresentando o efeito da terceira fase (gás) em termos de um fator redução da pressão. Notou-se no trabalho que a injeção de uma terceira fase dificulta o controle do escoamento. A presença da fase gás pode ser positiva ou negativa para o escoamento. Concluíram que, sob determinadas circunstâncias, o efeito do gás é benéfico para a queda de pressão (mesmo que apenas em uma faixa estreita), enquanto que, em geral, aumenta a queda de pressão.

Pereira Filho (2010) propôs investigar numericamente o escoamento multifásico não-isotérmico tipo *core-annular-flow*, de óleos pesados e ultra-viscosos em *risers* submersos em forma de catenária, com o intuito de analisar e aplicar a técnica *core-flow* para reduzir a perda de carga devido ao atrito gerado entre o óleo e o *riser*, tornando mais viável a recuperação desses óleos. O autor analisou a influência das variações de velocidade *in situ* do óleo, influência com a variação da temperatura e um estudo dos coeficientes de transferência de calor. Dentre as conclusões do trabalho, o autor cita que o aumento da velocidade *in situ* do óleo, tanto para

injeção de água limpa como água de reservatório, causam aumento da pressão total na região de entrada; a perda de pressão por fricção apresentou um máximo de 110 vezes para razão da velocidade do óleo e da água $U_o/U_a = 1,12$, havendo uma da perda de pressão por fricção com aumento desta razão; o escoamento *core-flow* apresenta perda de pressão por fricção que é capaz de escoar óleo ultraviscoso com, aproximadamente, a mesma perda de pressão de um escoamento com água à vazão da mistura; a pressão total necessária para vencer as perdas viscosas atuantes no escoamento apresenta valores menores para temperatura mais elevadas; a variação do coeficiente de transferência de calor não gera variações significativas de pressões e que o aumento do coeficiente de transferência de calor não afeta o fator de redução de pressão por fricção.

Andrade et al. (2011a) apresentam um estudo numérico envolvendo o transporte de óleos pesados em conexões curvadas, empregando a técnica de lubrificação parietal por água (*Core Annular Flow*) com o auxílio da ferramenta computacional ANSYS CFX[®] Release 12.0. Os autores apresentaram e discutiram resultados do campo de pressão, velocidade e frações volumétricas das fases envolvidas no escoamento, e dentre os resultados obtidos, destacam-se os seguintes: a utilização da técnica proporciona uma redução expressiva na perda de carga; no escoamento anular horizontal com diferença de densidade entre os fluidos, o núcleo de óleo tende a ocupar uma posição excêntrica ao eixo do tubo; o uso da técnica em conexões curvadas podem ser executadas, desde que o raio de curvatura seja suficiente para manter o padrão de escoamento, caso contrário o padrão será perturbado provocando um aumento de pressão que poderá causar sérios danos como, por exemplo, rompimento de válvulas e conexões. Contudo, essas conexões devem de preferência possuir curvas suavizadas, assegurando um escoamento com menores perdas de carga.

Andrade et al. (2011b) estudaram o escoamento bifásico (água-óleo pesado), transiente e tridimensional em uma conexão tipo T por meio da simulação numérica, utilizando o software ANSYS CFX[®] Release 12.0. No trabalho, foi considerado um tubo de 15 cm de diâmetro e comprimento de 6 m, acoplada há uma conexão T com a parede rugosa e inicialmente cheia com água. Após as simulações, os autores analisaram os resultados dos perfis de velocidade, queda de pressão e fração volumétrica para cada fase, e concluíram que o escoamento anular *core-flow* não é mantido na presença de bifurcações do tipo T, embora se perceba uma redução na queda de pressão.

Gadelha et al. (2011b) estudaram numericamente o transporte não-isotérmico de óleos pesados e ultraviscosos na presença de gás utilizando a técnica *core-flow* empregando a fluidodinâmica computacional, levando em consideração o efeito da gravidade em um duto horizontal. O domínio de estudo foi um duto horizontal de 3 metros de comprimento e 2,84 centímetros de diâmetro interno, no qual escoava água-óleo-gás. Os autores analisaram o campo de pressão ao longo do duto; os campos de temperatura para a água e para o óleo; o campo de fração volumétrica para o óleo ao longo da tubulação com objetivo de analisar a estabilidade do padrão de escoamento na horizontal. Os autores fizeram uma comparação entre o gradiente de pressão no escoamento trifásico, bifásico e monofásico, neste caso, o gradiente de pressão obtido no escoamento trifásico obtido numericamente foi comparado com o obtido experimentalmente por Trevisan (2003); e por fim analisaram a variação da queda de pressão com a variação da temperatura. Como resultado deste estudo, os autores concluíram que: a) o padrão de escoamento “*core-annular-flow*” se mantém na presença da terceira fase (gás) e que o núcleo de óleo e gás tende a estratificação (excentricidade) e se mantém afastado da parede por um filme de água formado; b) um aumento na temperatura de injeção dos fluidos ocasiona uma redução na queda de pressão do escoamento, conseqüência da diminuição da viscosidade do óleo e da água; c) uma redução na queda de pressão de cerca de 90 vezes foi observada quando comparado o escoamento monofásico com o trifásico demonstrando a eficiência da técnica “*core-flow*” no transporte de óleos pesados e gases.

Paiva et al. (2011) apresentaram um estudo numérico do comportamento do escoamento multifásico (água-óleo pesado e ultraviscoso) isotérmico tipo *core-flow* em dutos horizontais. Neste trabalho foi estudado um caso específico do escoamento bifásico água/óleo pesado, incompressível, isotérmico e sem transferência de massa entre as fases. Os autores utilizaram na modelagem matemática as equações da conservação de massa, quantidade de movimento e o modelo de turbulência $k-\varepsilon$ para descrever o escoamento. Foram analisados a distribuição de pressão, perfis de velocidade, distribuição de frações volumétricas das fases e eficiência da técnica *core-flow* para escoar óleos com densidades de 946 kg/m^3 e de 989 kg/m^3 . Após as simulações, os autores concluíram que devido à diferença de densidade entre água e óleo pesado, no escoamento anular horizontal, o núcleo de óleo tende a ascender para a região superior do tubo e que o anel de água formado impede o toque ou a aderência do óleo pesado nas paredes da tubulação; foi necessário um $\Delta P = 30796,2 \text{ Pa}$ para deslocar o óleo pesado de densidade igual a

946 kg/m³ durante a técnica *core-flow*, e $\Delta P = 16544,1$ Pa para deslocar o óleo pesado de densidade igual a 989 kg/m³; Comparando a técnica *core-flow* com o escoamento monofásico do óleo, o fator de redução da queda de pressão ficou aproximadamente 21 vezes para um óleo de densidade igual a 946 kg/m³ e 39 vezes para um óleo com densidade igual a 989 kg/m³.

Silva et al. (2011b) apresentam uma análise numérica da influência da fração volumétrica da fase gás no escoamento tipo *core-flow* (óleo pesado-água-gás) em uma conexão T, usando o software ANSYS CFX[®] Release 12.0. Segundo os autores, o objetivo do trabalho foi analisar o efeito da presença do gás nos campos de pressão, velocidade e frações volumétricas durante o escoamento tipo *core-flow* em conexão T, e para isto foram realizadas simulações variando a fração volumétrica do gás e do óleo na região de entrada óleo-gás. Os autores concluíram que: o padrão de escoamento anular não se mantém quando a mistura fluída encontra uma conexão T, devido a má distribuição das fases que ocorrem nestas conexões; a presença do gás causa uma instabilidade no padrão de escoamento anular devido às fases tenderem a se estratificar ao longo do escoamento; o núcleo de óleo não se mantém concêntrico ao duto com o aumento da fração de gás no escoamento; o fator de redução de pressão total (RFT) reduz com o aumento da fração volumétrica de gás disperso no óleo; a presença do gás reduz a eficiência da técnica *core-flow*, sendo necessário métodos ou dispositivos que reduza a fração de gás durante o escoamento.

Silva et al. (2011a) apresentaram um trabalho numérico simulando o escoamento trifásico (óleo pesado e ultraviscoso, água e gás), incompressível, não-isotérmico, transiente em *riser* vertical utilizando a técnica *core-annular-flow*. Para descrever este escoamento foi utilizado na modelagem matemática a equação da conservação de massa, equação da quantidade de movimento, equação da energia e o modelo de turbulência *k-ε*. A geometria estudada foi um tubo na vertical com 2,5 m de comprimento e 0,0284 m de diâmetro interno, admitiu-se o fluxo ascendente, de forma a considerar o efeito da força gravitacional. Foi analisado campo de pressão, campo de temperatura, fração volumétrica das fases e comparado a queda de pressão entre o escoamento trifásico e o monofásico. Diante dos resultados obtidos, concluíram que: a) o padrão de escoamento se manteve estável ao longo da tubulação; b) ocorreu um padrão de escoamento concêntrico e que houve um fator de redução na perda de carga de 26 vezes para escoar o óleo utilizando a técnica *core-flow*.

Segundo Obregón Vara (2001), o problema da técnica “*core-flow*” é a instabilidade hidrodinâmica, pois para alcançá-la é necessário a determinação de condições (velocidade,

propriedades dos fluidos, fração volumétrica) para as quais uma configuração estável do *core-flow* possa ser mantida.

Quanto à estabilidade hidrodinâmica, Ooms (1972) explica que se a espessura da camada anular na parede é pequena em relação ao raio do tubo, ocorrerá um efeito de redução do crescimento das possíveis instabilidades devido ao desequilíbrio das velocidades interfaciais dos fluidos.

Joseph et al. (1984) estudaram a estabilidade hidrodinâmica de dois fluidos imiscíveis de viscosidades diferentes e densidades iguais escoando em um tubo. Verificou-se em seus estudos a tendência do fluido menos viscoso de encapsular o fluido mais viscoso, representando o escoamento *core-flow* em dutos. Desta forma mostrou-se que a estabilidade do escoamento *core-flow* ocorre apenas quando o fluido mais viscoso ocupa a maior parte da seção transversal do tubo.

3 METODOLOGIA

3.1 Abordagem do problema físico

O presente trabalho visa simular o escoamento trifásico (água-óleo-gás), em tubo vertical utilizando a técnica *core-flow*. Esta pesquisa baseou-se no trabalho de Vieira (2004), o qual estudou experimentalmente o escoamento trifásico vertical de óleos pesados em um tubo com 2,84 cm de diâmetro e 2,5 m de comprimento, analisando a influência do gás no escoamento. A Fig. 3.1 ilustra o aparato experimental utilizado por Vieira (2004) para realizar os experimentos. Nesta figura, a letra A representa a entrada na tubulação, B e C representam a primeira e a segunda tomada de pressão, respectivamente. A distância entre A e B é de 30 diâmetros, e entre B e C é 80 cm.

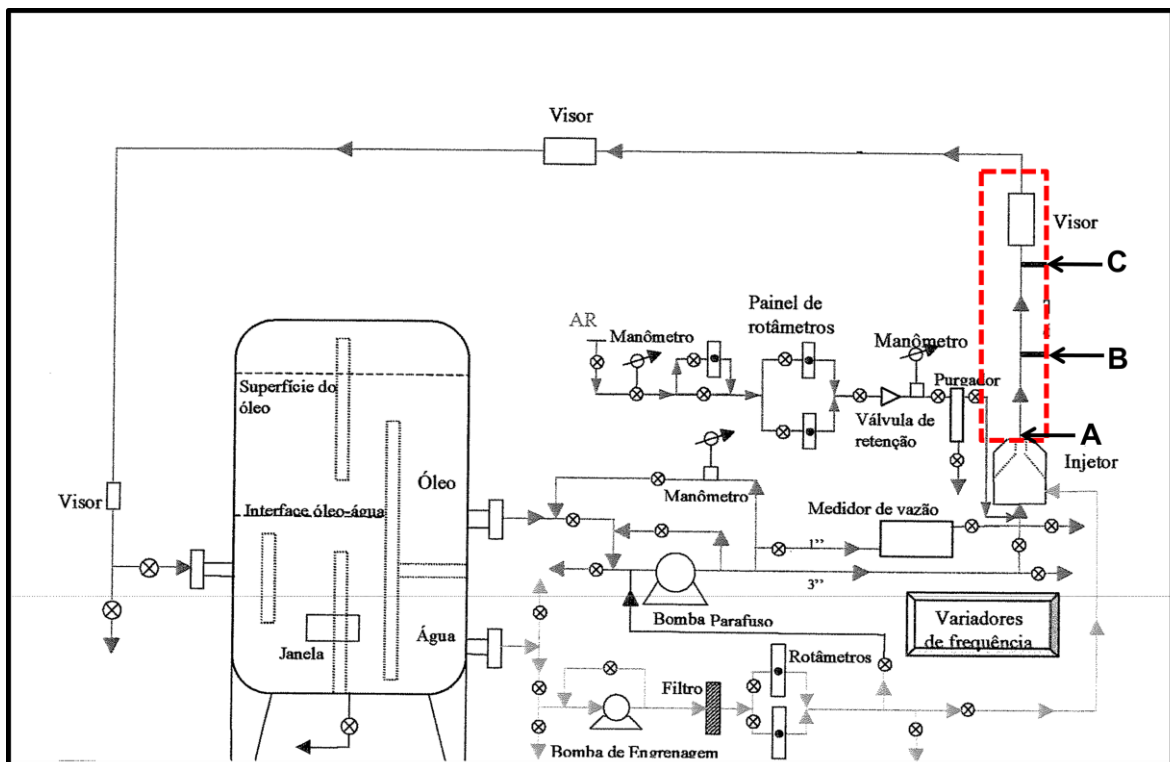


Figura 3.1. Representação do aparato experimental utilizado.

Fonte: adaptado de Vieira (2004).

Para a simulação do escoamento trifásico vertical ascendente, foi criada uma malha estruturada no *software* ANSYS ICEM CFD[®] 11.0 composta por 256.293 elementos. Este domínio foi elaborado por meio da definição de pontos, curvas, superfícies e sólidos descrevendo assim sua forma e dimensões. A Fig. 3.2 mostra uma representação da geometria e suas dimensões.

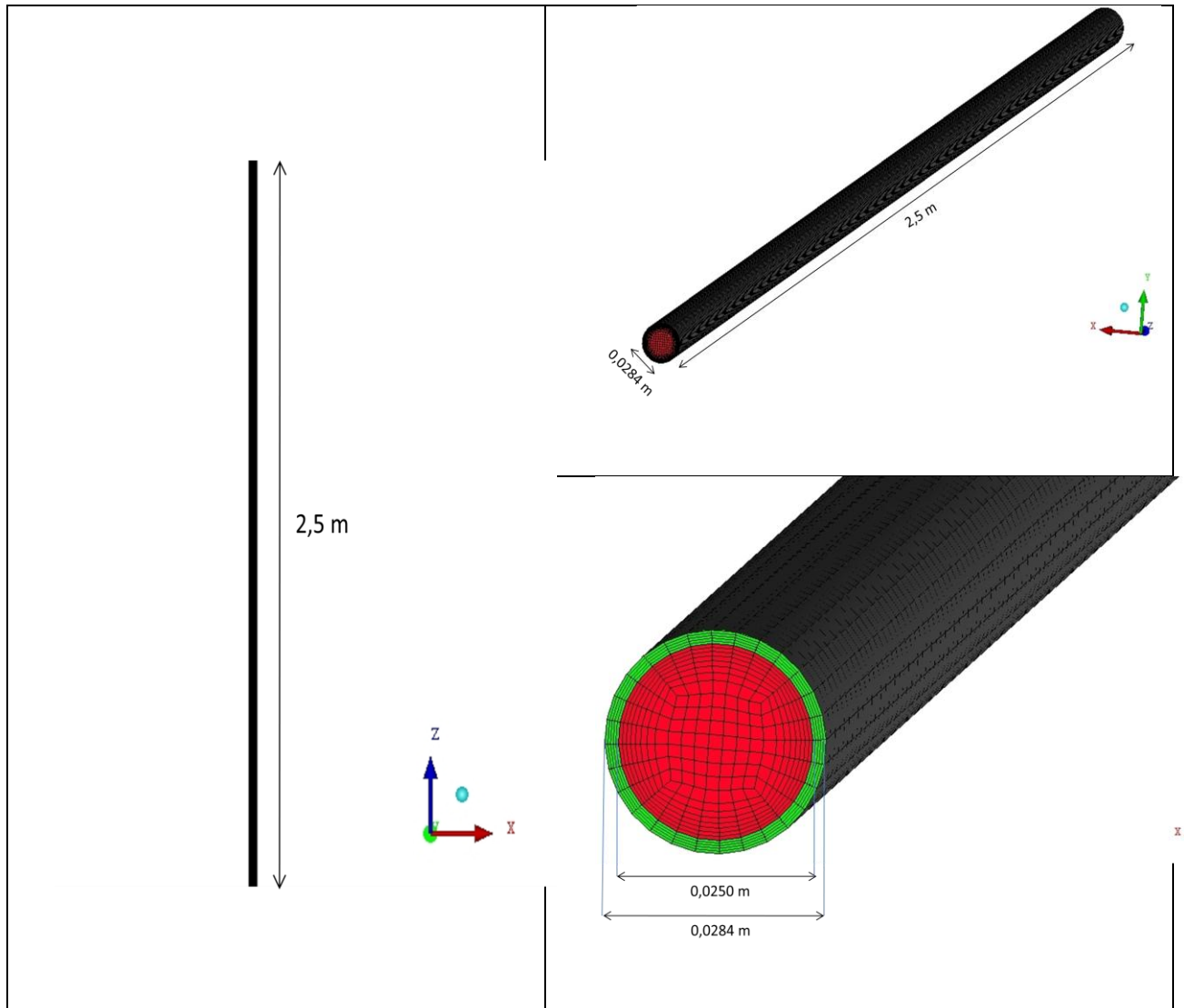


Figura 3.2. Representação da geometria do problema e suas dimensões.

A geometria deste trabalho é um tubo vertical com comprimento de 2,5 m e diâmetro de 0,0284 m, sendo adotada uma região de entrada de água com espessura de 1,7 mm. A Fig. 3.3 mostra detalhes da malha numérica.

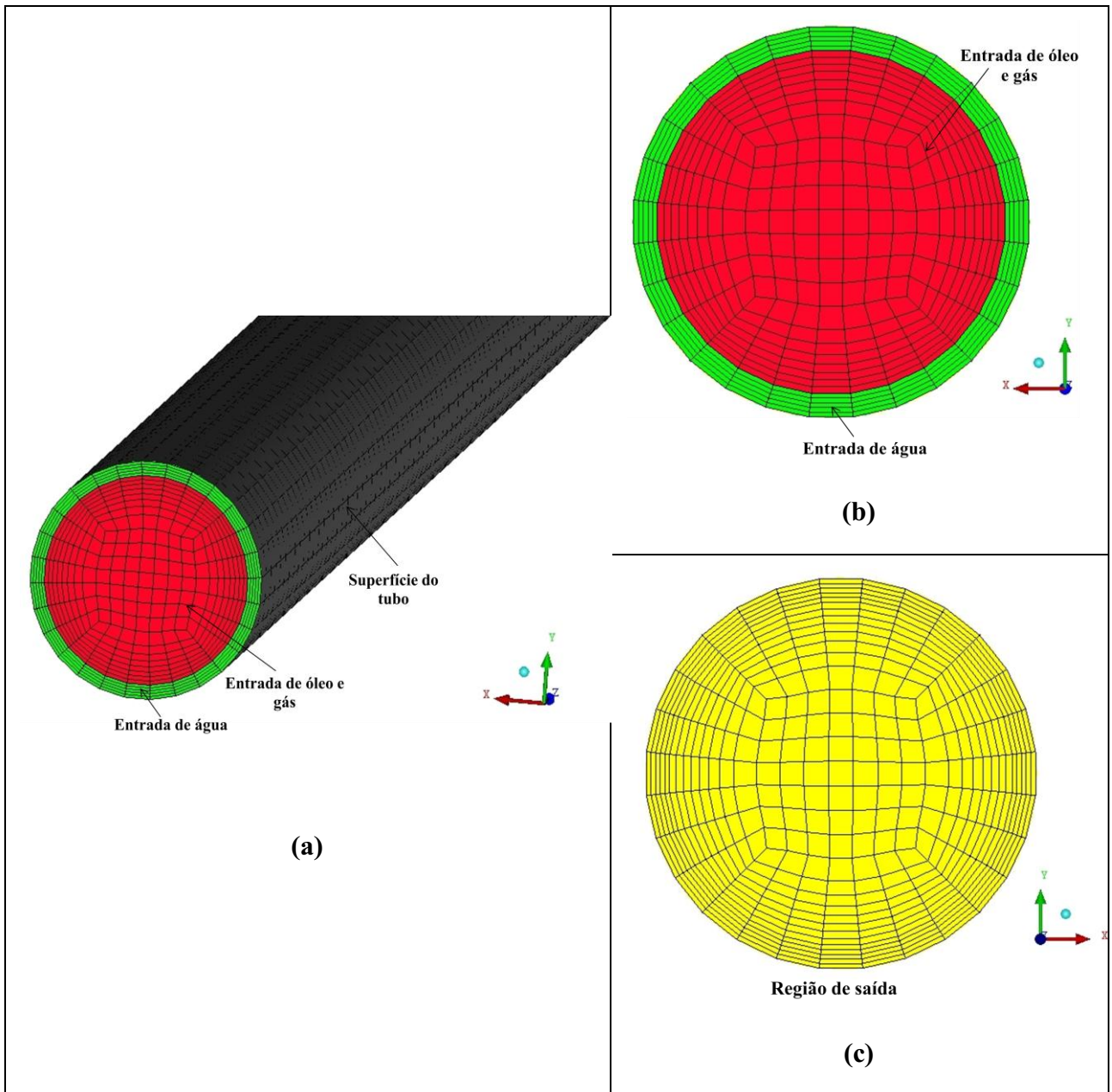


Figura 3.3 Detalhes da malha numérica da tubulação.

A entrada de água (Fig. 3.3a e 3.3b) fica localizada junto à parede da tubulação que permite a formação de um filme de água bastante fino, o qual envolve o óleo e o gás, evitando que ambos toquem a parede da tubulação. A entrada de óleo e de gás está situada na região central do tubo. A Fig. 3.3 está definida com cores diferente para que se possa distinguir as diferentes partes do tubo.

Na Figura 3.3 pode-se perceber ainda que, próximo a parede do tubo e na região de interface entre óleo-água, há um maior refinamento da malha, pois é nesta região que ocorrem as maiores transferências de calor, massa e quantidade de movimento e onde ocorrem os maiores gradientes da grandeza de interesse.

3.2 Modelo matemático de escoamento multifásico disponível no CFX

Dois modelos distintos de fluxo multifásico estão disponíveis no *software* CFX: o modelo multifásico Euleriano-Euleriano e o modelo multifásico Lagrangeano. Nesta seção será analisado o modelo Euleriano-Euleriano (CFX SOLVER THEORY, 2005).

3.2.1 Notação multifásica disponível no CFX

Diferentes fases de um fluido são denotadas usando-se letras gregas como α , β , γ e entre outras. No geral, a variável subscrita com α , β ou γ refere-se ao valor da quantidade naquela fase particular. Por exemplo, a fração volumétrica da fase α é denotada por r_α . Assim, o volume V_α ocupado pela fase α é um pequeno volume V ao redor do ponto de fração volumétrica r_α , dado por:

$$V_\alpha = r_\alpha V \quad (3.1)$$

A fração volumétrica de cada fase é denotada por r_α para $1 \leq \alpha \leq N_p$, onde o número total de fases é denotado por N_p .

É importante distinguir densidade do material e densidade efetiva de um fluido α . A densidade do material, ρ_α , é a densidade do fluido se este estiver na fase presente sozinho, ou seja, massa de α por unidade de volume de α . A densidade efetiva é definida como:

$$\bar{\rho}_\alpha = r_\alpha \rho_\alpha \quad (3.2)$$

Essa é a massa real por unidade de volume da fase α , determinando que a fase α ocupa apenas uma fração de volume, ou seja, a massa de α por unidade de volume de todo o fluido.

A densidade da mistura é determinada por:

$$\rho_m = \sum_{\alpha} \rho_\alpha r_\alpha \quad (3.3)$$

A pressão total numa simulação multifásica é definida como:

$$P_{tot} = P_{stat} + \sum_{\alpha} \frac{1}{2} r_\alpha \rho_\alpha |\vec{U}_\alpha|^2 \quad (3.4)$$

Esta definição é usada tanto para fluidos incompressíveis, quanto para fluidos compressíveis. Porém quando é considerado a gravidade no escoamento multifásico, o *software* CFX modifica a definição de pressão absoluta, a qual passa a ser definida como:

$$P_{abs} = P + P_{ref} + \rho_{ref} \bar{g} (\bar{\gamma} - \bar{\gamma}_{ref}) \quad (3.5)$$

onde p_{abs} representa a pressão absoluta; p é a pressão dinâmica; p_{ref} é a pressão de referência; $\rho_{ref} \bar{g} (\bar{\gamma} - \bar{\gamma}_{ref})$ representa a pressão hidrostática.

Dois diferentes submodelos são avaliados no fluxo multifásico Euleriano-Euleriano: o Modelo Homogêneo e o Modelo Não-homogêneo. Esses submodelos serão analisados a seguir, junto com as equações da conservação da quantidade de movimento e da conservação de massa.

3.2.2 Modelo não-homogêneo

Neste modelo, as seguintes equações conservativas são usadas:

➤ Equação da continuidade

A equação da conservação de massa tem a forma:

$$\frac{\partial}{\partial t}(r_\alpha \rho_\alpha) + \nabla \cdot (r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha) = S_{MS\alpha} + \sum_{\beta=1}^{N_p} \Gamma_{\alpha\beta} \quad (3.6)$$

onde o primeiro termo representa o termo transiente; $\nabla \cdot (r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha)$ este termo representa o termo difusivo; $S_{MS\alpha}$ descreve a fonte de massa específica utilizada; $\Gamma_{\alpha\beta}$ é taxa do fluxo de massa por unidade de volume da fase α para a fase β ; r_α representa a fração volumétrica da fase α

➤ A equação de momento linear:

A equação da quantidade de movimento tem a forma:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha) + \nabla \cdot [r_\alpha (\rho_\alpha \vec{U}_\alpha \otimes \vec{U}_\alpha)] = & -r_\alpha \nabla p_\alpha + \nabla \cdot \left\{ r_\alpha \mu_\alpha \left[\nabla \vec{U}_\alpha + (\nabla \vec{U}_\alpha)^T \right] \right\} \\ & + \sum_{\beta=1}^{N_p} (\Gamma_{\alpha\beta}^+ \vec{U}_\beta - \Gamma_{\alpha\beta}^- \vec{U}_\alpha) + \vec{S}_{M\alpha} + \vec{M}_\alpha \end{aligned} \quad (3.7)$$

onde o termo $(\Gamma_{\alpha\beta}^+ \vec{U}_\beta - \Gamma_{\alpha\beta}^- \vec{U}_\alpha)$ representa a transferência de momento induzido pela transferência de massa na interface; $\vec{S}_{M\alpha}$ descreve as forças de momento devido às forças de corpo externas; \vec{M}_α descreve as forças interfaciais agindo na fase α devido à presença de outras fases, estas forças correspondem 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.

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 força total atuando na fase α é denotada \vec{M}_α , que é dada por:

$$\vec{M}_\alpha = \sum_{\beta \neq \alpha} \vec{M}_{\alpha\beta} \quad (3.8)$$

A força interfacial total agindo entre duas fases podem surgir de vários efeitos físicos independentes e pode ser expressa por:

$$\vec{M}_{\alpha\beta} = \vec{M}_{\alpha\beta}^D + \vec{M}_{\alpha\beta}^L + \vec{M}_{\alpha\beta}^{LUB} + \vec{M}_{\alpha\beta}^{VM} + \vec{M}_{\alpha\beta}^{TD} + \vec{M}_s + \dots \quad (3.9)$$

onde $\vec{M}_{\alpha\beta}^D$ representa a força de arraste, $\vec{M}_{\alpha\beta}^L$ representa a força *lift*, $\vec{M}_{\alpha\beta}^{LUB}$ representa a força de lubrificação da parede, $\vec{M}_{\alpha\beta}^{VM}$ é à força de massa virtual, $\vec{M}_{\alpha\beta}^{TD}$ é à força de dispersão turbulenta e \vec{M}_s representa a força de pressão do sólido.

A transferência interfacial de quantidade de movimento, calor e massa é diretamente dependente da área superficial de contato das duas fases. Esta é caracterizada por uma área interfacial por unidade de volume entre a fase α e a fase β , conhecida como densidade de área interfacial, $A_{\alpha\beta}$. Devido à grande importância da transferência interfacial, o *software* CFX disponibiliza alguns modelos, tais como o modelo de partícula, de mistura e de superfície livre.

➤ Modelo de partícula:

No modelo de partícula para a transferência interfacial entre duas fases assume-se 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 dada por:

$$A_{\alpha\beta} = \frac{6r_{\beta}}{d_{\beta}} \quad (3.10)$$

Os coeficientes de transferência entre as fases não-dimensional 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:

$$\text{Re}_{\alpha\beta} = \frac{\rho_{\alpha} |\vec{U}_{\beta} - \vec{U}_{\alpha}| d_{\beta}}{\mu_{\alpha}} \quad (3.11)$$

$$\text{Pr}_{\alpha\beta} = \frac{\mu_{\alpha} C_{p\alpha}}{\lambda_{\alpha}} \quad (3.12)$$

onde, μ_{α} , $C_{p\alpha}$ e λ_{α} são a viscosidade, calor específico e condutividade térmica da fase contínua α , respectivamente.

➤ Modelo de mistura:

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

$$A_{\alpha\beta} = \frac{r_{\alpha} r_{\beta}}{d_{\alpha\beta}} \quad (3.13)$$

onde $d_{\alpha\beta}$ é uma escala de comprimento interfacial que deve-se especificar e r_{α} , r_{β} são frações volumétricas das fases envolvidas.

Neste modelo, os coeficientes de transferência entre as fases não-dimensional podem ser relacionadas em termos do Número de Reynolds e do Número de Prandtl da mistura definido como:

$$\text{Re}_{\alpha\beta} = \frac{\rho_{\alpha\beta} |\vec{U}_{\beta} - \vec{U}_{\alpha}| d_{\alpha\beta}}{\mu_{\alpha\beta}} \quad (3.14)$$

$$\text{Pr}_{\alpha\beta} = \frac{\mu_{\alpha\beta} C_{p\alpha\beta}}{\lambda_{\alpha\beta}} \quad (3.15)$$

sendo $\rho_{\alpha\beta}$, $\mu_{\alpha\beta}$, $C_{p\alpha\beta}$ e $\lambda_{\alpha\beta}$, a densidade, viscosidade, calor específico e condutividade térmica da mistura, respectivamente, e:

$$\rho_{\alpha\beta} = r_{\alpha}\rho_{\alpha} + r_{\beta}\rho_{\beta} \quad (3.16)$$

$$\mu_{\alpha\beta} = r_{\alpha}\mu_{\alpha} + r_{\beta}\mu_{\beta} \quad (3.17)$$

$$C_{p\alpha\beta} = r_{\alpha}C_{p\alpha} + r_{\beta}C_{p\beta} \quad (3.18)$$

$$\lambda_{\alpha\beta} = r_{\alpha}\lambda_{\alpha} + r_{\beta}\lambda_{\beta} \quad (3.19)$$

➤ Modelo de superfície livre:

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

$$A_{\alpha\beta} = |\nabla r_{\alpha}| \quad (3.20)$$

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

$$A_{\alpha\beta} = \frac{2|\nabla r_{\alpha}||\nabla r_{\beta}|}{|\nabla r_{\alpha}| + |\nabla r_{\beta}|} \quad (3.21)$$

➤ Equação da energia tem a forma:

A equação da energia tem a forma:

$$\frac{\partial}{\partial t} (r_\alpha \rho_\alpha h_\alpha) + \nabla \cdot [r_\alpha (\rho_\alpha \vec{U}_\alpha h_\alpha - \lambda_\alpha \nabla T_\alpha)] = \sum_{\beta=1}^{N_\alpha} (\Gamma_{\alpha\beta}^+ h_\beta - \Gamma_{\beta\alpha}^+ h_\alpha) + Q_\alpha + S_\alpha \quad (3.22)$$

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

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 denotada Q_α é dada por:

$$Q_\alpha = \sum_{\beta \neq \alpha} Q_{\alpha\beta} \quad (3.23)$$

em que:

$$Q_{\alpha\beta} = Q_{\beta\alpha} \Rightarrow \sum_{\alpha} Q_\alpha = 0 \quad (3.24)$$

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.

Deste modo, o fluxo 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:

$$Q_{\alpha\beta} = h_{\alpha\beta} A_{\alpha\beta} (T_\beta - T_\alpha) \quad (3.25)$$

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

$$Q_{\alpha\beta} = C_{\alpha\beta}^{(h)}(T_{\beta} - T_{\alpha}) \quad (3.26)$$

onde o coeficiente de transferência de calor volumétrico, $C_{\alpha\beta}^{(h)}$, é modelado usando a correlação:

$$C_{\alpha\beta}^{(h)} = h_{\alpha\beta}A_{\alpha\beta} \quad (3.27)$$

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, como segue:

$$h = \frac{\lambda Nu}{d} \quad (3.28)$$

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:

$$h_{\alpha\beta} = \frac{\lambda_{\alpha} Nu_{\alpha\beta}}{d_{\beta}} \quad (3.29)$$

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:

$$Nu = 2 + 0,6 \times Re^{0,5} \times Pr^{0,3} \quad (3.30)$$

para $0 \leq Re < 200$ e $0 \leq Pr < 250$.

3.2.3 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. Isso permite que algumas simplificações possam ser feitas para que o modelo multi-fluido resulte num modelo homogêneo.

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:

$$\phi_\alpha = \phi \quad 1 \leq \alpha \leq N_p \quad (3.31)$$

Uma vez que as quantidades transportadas são 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 as equações individuais das fases envolvidas para obter uma única equação de transporte para ϕ :

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho\phi) + \nabla \cdot (\rho\vec{U}\phi - \Gamma\nabla\phi) = S \quad (3.32)$$

onde:

$$\rho = \sum_{\alpha=1}^{N_p} r_\alpha \rho_\alpha \quad (3.33)$$

$$\vec{U} = \frac{1}{\rho} \sum_{\alpha=1}^{N_p} r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha \quad (3.34)$$

$$\Gamma = \sum_{\alpha=1}^{N_p} \Gamma_{\alpha} r_{\alpha} \quad (3.35)$$

O modelo homogêneo não precisa ser aplicado constantemente a todas as equações. Por exemplo, o campo de velocidade pode ser modelado como não-homogêneo, mas junto com um modelo de turbulência homogêneo.

A equação de momento linear no modelo homogêneo assume que:

$$\vec{U}_{\alpha} = \vec{U} \quad 1 \leq \alpha \leq N_p \quad (3.36)$$

Sendo dado por:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \vec{U}) + \nabla \cdot \{[\rho \vec{U} \otimes \vec{U} - \mu [\nabla \vec{U} + (\nabla \vec{U})^T]]\} = \vec{S}_M - \nabla P \quad (3.37)$$

onde:

$$\rho = \sum_{\alpha=1}^{N_p} r_{\alpha} \rho_{\alpha} \quad (3.38)$$

$$\mu = \sum_{\alpha=1}^{N_p} r_{\alpha} \mu_{\alpha} \quad (3.39)$$

Nota-se que as Eq. 3.38 e 3.39 são equações de transporte de uma única fase, mas com densidade e viscosidade variáveis.

3.2.4 Modelo de turbulência κ - ε

Nesse modelo, é assumido 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).

Este modelo utiliza duas equações para tratar os efeitos de turbulência: a equação de transporte para a energia cinética turbulenta, k , e a taxa de dissipação turbulenta, ε , as quais são dadas por:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_\alpha f_\alpha k_\alpha) + \nabla \cdot \left\{ f_\alpha \left[\rho_\alpha \vec{U}_\alpha k_\alpha - \left(\mu + \frac{\mu_{t\alpha}}{\sigma_k} \right) \nabla k_\alpha \right] \right\} = f_\alpha (G_\alpha - \rho_\alpha \varepsilon_\alpha) \quad (3.40)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_\alpha f_\alpha \varepsilon_\alpha) + \nabla \cdot \left\{ f_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha \varepsilon_\alpha - \left(\mu + \frac{\mu_{t\alpha}}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon_\alpha \right\} = f_\alpha \frac{\varepsilon_\alpha}{k_\alpha} (C_1 G_\alpha - C_2 \rho_\alpha \varepsilon_\alpha) \quad (3.41)$$

onde G_α é a geração de energia cinética turbulenta no interior da fase α , f_α representa a fração volumétrica da fase α , C_1 e C_2 são constantes empíricas. O termo ε_α corresponde à taxa de dissipação de energia cinética turbulenta da fase α (Eq. 3.42) e k_α corresponde à energia cinética turbulenta para a fase α (Eq. 3.43), as quais são definidas por:

$$\varepsilon_\alpha = \frac{c_\mu q_\alpha^3}{l_\alpha} \quad (3.42)$$

$$k_\alpha = \frac{q_\alpha^2}{2} \quad (3.43)$$

Onde l_α é o comprimento de escala espacial, q_α é a escala de velocidade, c_μ é uma constante empírica calculada pela Eq. 3.44, dada por:

$$c_\mu = 4c_\alpha^2 \quad (3.44)$$

onde c_α é uma constante empírica.

A variável $\mu_{t\alpha}$ é a viscosidade turbulenta, definida pela Eq. 3.45:

$$\mu_{t\alpha} = c_\mu \rho_\alpha \frac{k_\alpha^2}{\varepsilon_\alpha} \quad (3.45)$$

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

3.3 Modelo matemático utilizado nas simulações

Para se definir a modelagem utilizada no presente trabalho, foram feitas algumas considerações:

- Escoamento não isotérmico, ou seja, ocorre transferência de calor;
- Não há reações químicas;
- Foi considerado o efeito gravitacional e a pressão hidrostática relativa aos fluidos;
- 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 e óleo, água e gás, óleo e ar;
- O gás (ar atmosférico) é considerado incompressível.

Após algumas considerações feitas no modelo matemático podem ser feitas algumas simplificações na equação da continuidade, momento linear, energia e equação do modelo de turbulência. Dessa forma, tem-se;

Equação da continuidade:

$$\frac{\partial}{\partial t}(r_\alpha \rho_\alpha) + \nabla \cdot (r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha) = 0 \quad (3.46)$$

Equação do momento linear:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha) + \nabla \cdot [r_\alpha (\rho_\alpha \vec{U}_\alpha \otimes \vec{U}_\alpha)] &= -r_\alpha \nabla p_\alpha \nabla \cdot \{r_\alpha \mu_\alpha [\nabla \vec{U}_\alpha + (\nabla \vec{U}_\alpha)^T]\} \\ &= \vec{S}_{M\alpha} + \vec{M}_\alpha \end{aligned} \quad (3.47)$$

Equação da energia:

$$\frac{\partial}{\partial t}(r_\alpha \rho_\alpha h_\alpha) + \nabla \cdot [r_\alpha (\rho_\alpha \vec{U}_\alpha h_\alpha - \lambda_\alpha \nabla T_\alpha)] = Q_\alpha \quad (3.48)$$

Modelo de turbulência:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_\alpha f_\alpha k_\alpha) + \nabla \cdot \left\{ f_\alpha \left[\rho_\alpha \vec{U}_\alpha k_\alpha - \left(\mu + \frac{\mu_{t\alpha}}{\sigma_k} \right) \nabla k_\alpha \right] \right\} = f_\alpha (G_\alpha - \rho_\alpha \varepsilon_\alpha) \quad (3.49)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_\alpha f_\alpha \varepsilon_\alpha) + \nabla \cdot \left\{ f_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha \varepsilon_\alpha - \left(\mu + \frac{\mu_{t\alpha}}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon_\alpha \right\} = f_\alpha \frac{\varepsilon_\alpha}{k_\alpha} (C_1 G_\alpha - C_2 \rho_\alpha \varepsilon_\alpha) \quad (3.50)$$

As propriedades dos fluidos utilizados na simulação do transporte de óleos pesados e ultraviscosos empregando a técnica *core-flow* estão apresentadas na Tabela 3.1.

Tabela 3.1

Propriedades termofísicas dos fluidos utilizados nas simulações

Propriedades	Água	Óleo Pesado	Gás (ar)
Massa específica (kg/m ³)	997,2	971	0,77895
Calor específico (J/kg.K)	4181,7	1800	1025,766
	Água/Óleo	Água/gás	Óleo/Gás
Tensão superficial (N.m ⁻¹)	0,06700	0,07257	0,02600

Fonte: Incropera e De Witt (2008).

A Tabela 3.2 mostra as características do modelo matemático e tratamento numérico adotado neste trabalho, para a simulação do escoamento trifásico (óleo pesado e ultraviscoso, água e gás).

Tabela 3.2
Considerações adotadas para a resolução das equações governantes

Características	Considerações
Escoamento	Trifásico (água-óleo-gás), tridimensional, incompressível e não-isotérmico
Regime de fluxo	Transiente
Modelo	Modelo multifásico assumindo campo de pressão e velocidade diferente 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 no sentido do escoamento (eixo z)
Critério de Convergência para a massa	Resíduo médio quadrático (RMS) 10^{-7} kg/s
Método de interpolação para pressão	Trilinear
Método de interpolação para velocidade	Trilinear
Força interfacial	Arraste

A Tabela 3.3 mostra a relação entre as viscosidades dinâmicas dos fluidos e a temperatura.

Tabela 3.3
Relação entre as viscosidades dinâmicas dos fluidos e a temperatura em °C

Fluido	Viscosidade Dinâmica (Pa.s)**	Fonte
Água	$\mu_w = \left(\frac{\rho}{2,443299 \times 10^{-02} \times T + (-6,153676)} \right)$	Santana et al. (2004)
Óleo	$\mu_o = 0,6402 + 18,9612 \times 10^{(-0,074 \times T)}$	Trevisan (2003)
Gás (ar)	$\mu_G = 2,8 \times 10^{-07} \times T^{0,735476}$	Kreith e Bohn (1997)*

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

** Aplicado na faixa de $0^\circ\text{C} \leq T \leq 100^\circ\text{C}$.

3.4 Condições iniciais, de contorno e considerações do modelo

Para a solução do problema foi empregado o modelo de mistura também utilizado por Rezende (2008), citado por Gadelha (2011a). Neste modelo assume-se o mesmo campo de pressão e velocidades diferentes, 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.

Para o modelo de transferência na interface foi adotado o modelo de mistura para a interface água-óleo e o modelo de partícula para as interfaces água-gás e óleo-gás. Para a resolução do modelo de turbulência utilizou-se o modelo $k-\varepsilon$ padrão.

Inicialmente foi considerado que o tubo estava cheio com água, escoando a uma velocidade axial diferente de zero, ou seja, $w_w \neq 0$. Na fronteira, referente à parede do duto, foi considerada a condição de não-deslizamento para todas as fases. Para a solução do problema, foram consideradas as seguintes condições de contorno:

a) Na seção referente à entrada de água foi considerada uma fração volumétrica e uma velocidade de água na direção z não nula, ou seja:

$$R_i < r < R_e, \text{ em } z = 0 \implies \left\{ \begin{array}{l} w_w \neq 0 \\ v_w = u_w = 0 \\ u_o = v_o = w_o = 0 \\ u_g = v_g = w_g = 0 \\ r_o = 0 \\ r_w = 1 \\ r_g = 0 \\ T = T_w \end{array} \right.$$

onde u , v e w representam as velocidades nas direções x , y e z , respectivamente; r representa a fração volumétrica das fases; T representa a temperatura; e os sub-índices w , o , g representam as fases de água (water), óleo (oil) e gás (gás), respectivamente.

b) Na seção referente à entrada de óleo e gás foi considerada uma fração volumétrica e uma velocidade de óleo e gás na direção de z não nula, ou seja:

$$0 < r < R_i, \text{ em } z = 0 \implies \left\{ \begin{array}{l} w_o = w_g \neq 0 \\ v_o = u_o = 0 \\ v_g = u_g = 0 \\ u_w = v_w = w_w = 0 \\ r_o = 0,95 \\ r_w = 0 \\ r_g = 0,05 \\ T = T_o = T_g \end{array} \right\}$$

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

$$r = R_e, \text{ em } 0 \leq z \leq L \implies \left\{ \begin{array}{l} u_w = v_w = w_w = 0 \\ u_o = v_o = w_o = 0 \\ u_g = v_g = w_g = 0 \\ T = T_p = 288.15 \text{ K} \end{array} \right\}$$

onde T_p representa a temperatura na parede da tubulação.

d) Na seção de saída ($x = L$) foi prescrito uma pressão média constante $p_{est} = 101325 \text{ Pa}$, ou seja, considerou-se a pressão atmosférica, sendo L o comprimento do tubo.

3.5 Validação da solução numérica

Para a validação da solução numérica foi realizado a simulação do escoamento monofásico óleo. Posteriormente foram comparados os perfis de velocidade numérico com o analítico, obtido para escoamento laminar e completamente desenvolvido, dado pela Eq. 3.51 (Fox e McDonald, 1998):

$$u = u_{max} \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right] \quad (3.51)$$

Para escoamento laminar, a velocidade máxima é dada por:

$$u_{max} = 2 \times u \quad (3.52)$$

O comprimento hidrodinâmico de entrada é dado por:

$$\frac{Le}{D} = Re \times 0,06 \quad (3.52)$$

O fator de atrito é dado por:

$$f = \frac{64}{Re} \quad (3.53)$$

O gradiente de pressão estática referente a coluna de fluido é dado por:

$$\frac{\Delta P_{est.}}{L} = \rho \times g \quad (3.54)$$

O gradiente de pressão dinâmico referente a perda de pressão por atrito é dado por:

$$\frac{\Delta P_{din.}}{L} = f \times \frac{\rho}{D} \times \frac{\bar{V}^2}{2} \quad (3.55)$$

O gradiente de pressão total é a soma do gradiente de pressão estático com o gradiente de pressão dinâmico.

3.6 Casos simulados

O estudo do escoamento trifásico em um tubo vertical ascendente utilizando a técnica *core-flow* foi desenvolvido no Laboratório de Alto Desempenho (LCAD) e no Laboratório Computacional de Térmicas e Fluidos (LCTF) da Unidade Acadêmica de Engenharia Mecânica (UAEM), do Centro de Ciências e Tecnologia, da Universidade Federal de Campina Grande (UFCG).

O trabalho foi desenvolvido em quatro linhas de estudo (Tabela 3.4):

- Validação do modelo e metodologia (casos monofásicos de óleo e água);
- Estudo do efeito das velocidades *in situ* do óleo, do ar e da água;
- Estudo do efeito da temperatura;
- Estudo do efeito das frações volumétricas das fases;

Inicialmente foi realizado o estudo do efeito da velocidade da água, onde fixou-se a velocidade do óleo e do gás em 1,6 m/s e variou-se a velocidade da água de 0,6 até 2,6 m/s. A temperatura do óleo, do ar e da água foram mantidas em 30°C. Posteriormente foi fixada a velocidade da água em 1,6 m/s e variou-se a velocidade do óleo e do ar de 0,6 até 2,6 m/s com o óleo, gás e água escoando a temperatura de 30°C.

Em seguida, estudou-se o efeito da temperatura, onde escolheu-se o caso 18 e variou-se a temperatura da água, do ar e do óleo de 30°C até 70°C. Nestas simulações a velocidade da água foi de 1,8 m/s, a velocidade do ar e do óleo foram de 1,6 m/s.

Por fim, estudou-se o efeito das frações volumétricas das fases no escoamento, observando a influência que se tem no escoamento quando há essa variação. Foi utilizado o caso 18 e variou-se a fração volumétrica do óleo de 70% até 95%.

O caso 18 foi escolhido para ser analisado devido o mesmo apresentar bons resultados qualitativos e quantitativos. A Tab. 3.4 resume todos os casos simulados.

Tabela 3.4
Dados usados em todas as simulações

<i>Casos</i>	<i>Escoamento</i>	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)
<i>Validação do modelo e metodologia</i>										
Caso 01	Monofásico água	1,645	-	-	1,00	-	-	303,15	-	-
Caso 02	Monofásico óleo	-	1,645	-	-	1,00	-	-	303,15	-
<i>Avaliação das velocidades do óleo e do gás</i>										
Caso 03	Trifásico	1,60	2,60	2,60	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
Caso 04	Trifásico	1,60	2,40	2,40	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
Caso 05	Trifásico	1,60	2,20	2,20	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
Caso 06	Trifásico	1,60	2,00	2,00	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
Caso 07	Trifásico	1,60	1,80	1,80	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
Caso 08	Trifásico	1,60	1,60	1,60	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
Caso 09	Trifásico	1,60	1,40	1,40	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
Caso 10	Trifásico	1,60	1,20	1,20	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
Caso 11	Trifásico	1,60	1,00	1,00	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
Caso 12	Trifásico	1,60	0,80	0,80	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
Caso 13	Trifásico	1,60	0,60	0,60	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
<i>Avaliação da velocidade da água</i>										
Caso 14	Trifásico	2,60	1,60	1,60	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
Caso 15	Trifásico	2,40	1,60	1,60	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
Caso 16	Trifásico	2,20	1,60	1,60	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
Caso 17	Trifásico	2,00	1,60	1,60	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
Caso 18	Trifásico	1,80	1,60	1,60	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
Caso 19	Trifásico	1,60	1,60	1,60	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
Caso 20	Trifásico	1,40	1,60	1,60	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
Caso 21	Trifásico	1,20	1,60	1,60	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
Caso 22	Trifásico	1,00	1,60	1,60	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
Caso 23	Trifásico	0,80	1,60	1,60	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
Caso 24	Trifásico	0,60	1,60	1,60	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
<i>Casos</i>	<i>Escoamento</i>	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)
<i>Avaliação da temperatura das fases</i>										
Caso 25	Trifásico	1,80	1,60	1,60	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
Caso 26	Trifásico	1,80	1,60	1,60	1,00	0,95	0,05	313,15	313,15	313,15
Caso 27	Trifásico	1,80	1,60	1,60	1,00	0,95	0,05	323,15	323,15	323,15
Caso 28	Trifásico	1,80	1,60	1,60	1,00	0,95	0,05	333,15	333,15	333,15
Caso 29	Trifásico	1,80	1,60	1,60	1,00	0,95	0,05	343,15	343,15	343,15
<i>Avaliação da fração volumétrica das fases</i>										
Caso 30	Trifásico	1,80	1,60	1,60	1,00	0,95	0,05	303,15	303,15	303,15
Caso 31	Trifásico	1,80	1,60	1,60	1,00	0,90	0,10	303,15	303,15	303,15
Caso 32	Trifásico	1,80	1,60	1,60	1,00	0,85	0,15	303,15	303,15	303,15
Caso 33	Trifásico	1,80	1,60	1,60	1,00	0,80	0,20	303,15	303,15	303,15
Caso 34	Trifásico	1,80	1,60	1,60	1,00	0,75	0,25	303,15	303,15	303,15
Caso 35	Trifásico	1,80	1,60	1,60	1,00	0,70	0,30	303,15	303,15	303,15

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1 Escoamento monofásico

Afim de validar a metodologia usada neste trabalho, realizou-se uma simulação do escoamento monofásico de óleo (caso 02).

Na Figura 4.1 apresenta-se uma comparação entre os perfis de velocidade em $Z = 1$ m no escoamento monofásico de óleo pesado obtidos numericamente com o obtido analiticamente através da Eq. 3.51, em regime laminar.

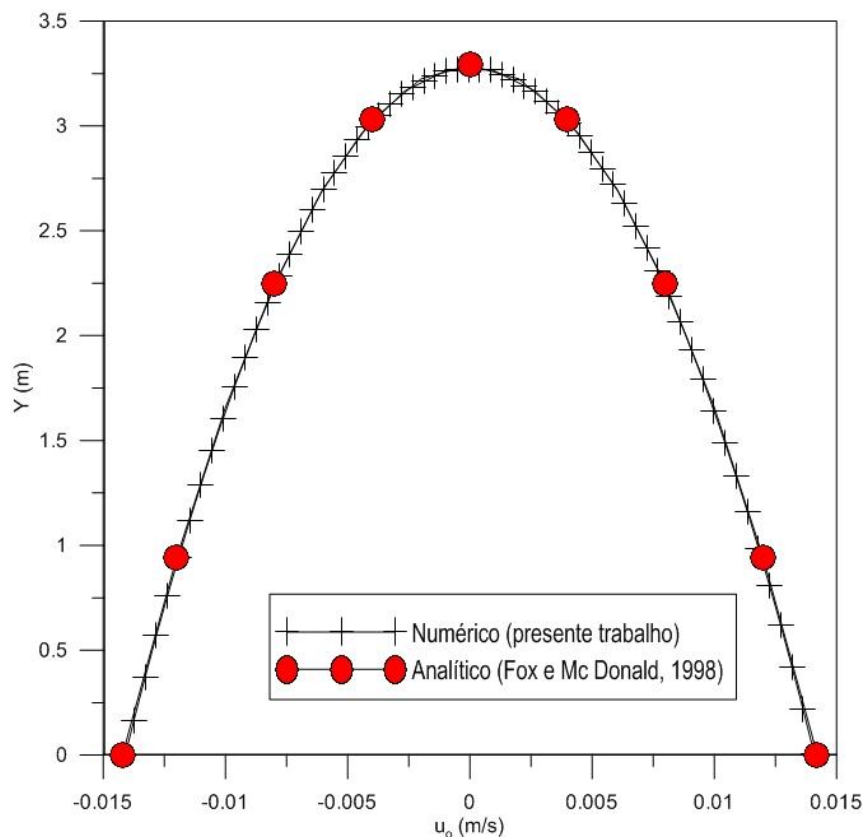


Figura 4.1: Comparação entre os perfis de velocidade numérico e analítico para o óleo em $Z=1$ m.

Analisando os perfis de velocidade da Fig. 4.1 verifica-se uma ótima concordância entre os resultados numéricos e analíticos. Portanto conclui-se que o modelo matemático e a malha

numérica estão coerentes, pois consegue-se prever o escoamento no interior do duto. Gadelha (2011a) e Andrade (2008) validaram sua solução numérica utilizando o mesmo método, portanto a validação numérica está de acordo com outros autores que estudaram escoamento de petróleo no interior de dutos.

4.2 Escoamento trifásico (óleo-água-ar)

4.2.1 Campo de pressão

Após realização de diversas simulações verificou-se que o caso 18 foi o que apresentou os melhores resultados tanto qualitativamente quanto quantitativamente. Por isso este caso foi selecionado para ser estudado com mais detalhes.

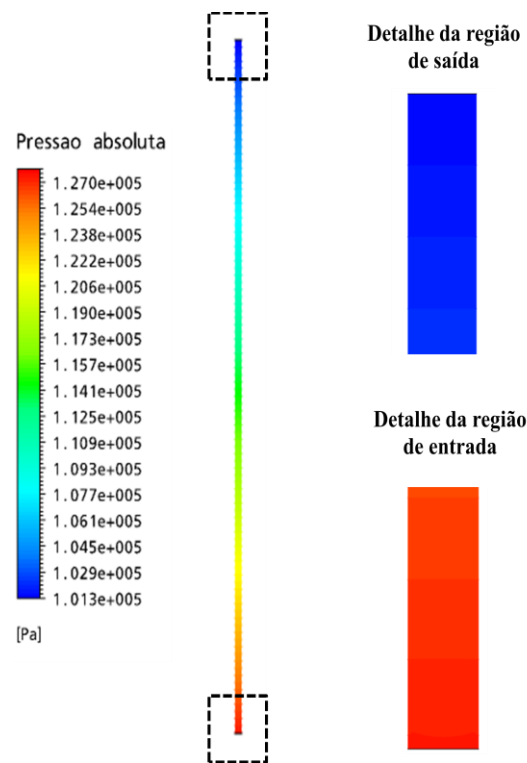


Figura 4.2: Campo de pressão ao longo da tubulação no plano YZ (caso 18).

A Figura 4.2 ilustra o campo de pressão no plano YZ (Caso 18) ao longo da tubulação. O gradiente de pressão absoluta é a soma do gradiente de pressão por atrito mais o gradiente de pressão referente à pressão hidrostática. Neste caso, a Fig. 4.2 apresenta o campo de pressão absoluta para o duto com comprimento de 2,5 m. Observa-se, após análise da Fig. 4.2 que há uma pressão maior no início da tubulação e uma pressão menor ao seu término, o que favorece o escoamento. A saída do fluido está à pressão atmosférica, tornando necessária ter uma pressão de bombeamento que supere a perda de pressão por atrito e a pressão hidrostática referente à coluna de fluido.

4.2.2 Campo de velocidade

Na Figura 4.3 pode-se observar a velocidade superficial do óleo pesado ao longo do tubo. Injetou-se óleo pesado e gás (ar) a uma velocidade de 1,6 m/s e água a 1,8 m/s. A Fig. 4.3 mostra detalhes no início e no final da tubulação.

Nota-se na Figura 4.3 que a velocidade do óleo no centro da tubulação é maior que nas proximidades da parede da tubulação. O mesmo acontece para o gás, devido o gás (ar) ser injetado juntamente com o óleo no centro da tubulação. Porém para a água, a velocidade é maior na seção anular entre a parede e o núcleo de óleo.

A Figura 4.4 mostra a velocidade superficial da água no plano YZ (caso 18), onde observa-se que a velocidade na parede é zero (nula), isto ocorre devido a condição de não-deslizamento na parede. A medida que a camada de fluido vai se afastando da parede, a velocidade da água vai crescendo, como ilustra a Fig. 4.4, até atingir sua velocidade máxima que está entre a parede e a seção anular de óleo ao longo de toda tubulação. Observa-se ainda que a velocidade da água é máxima na região de entrada e tende a um valor limite na região de saída.

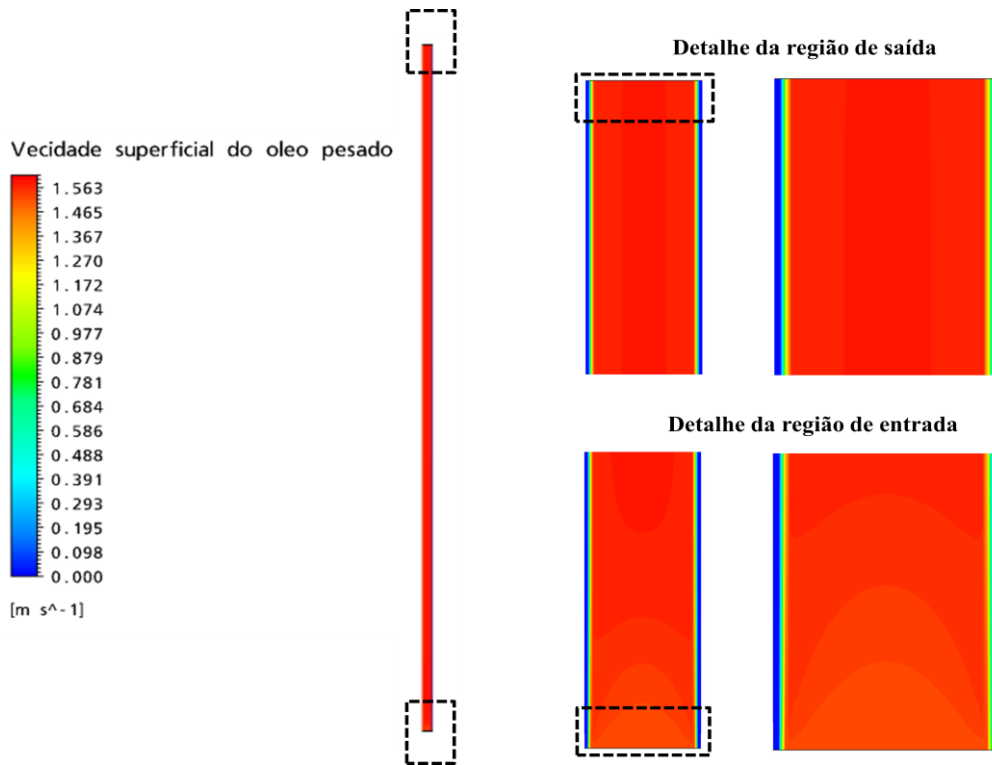


Figura 4.3: Velocidade superficial do óleo ao longo da tubulação no plano YZ (caso 18).

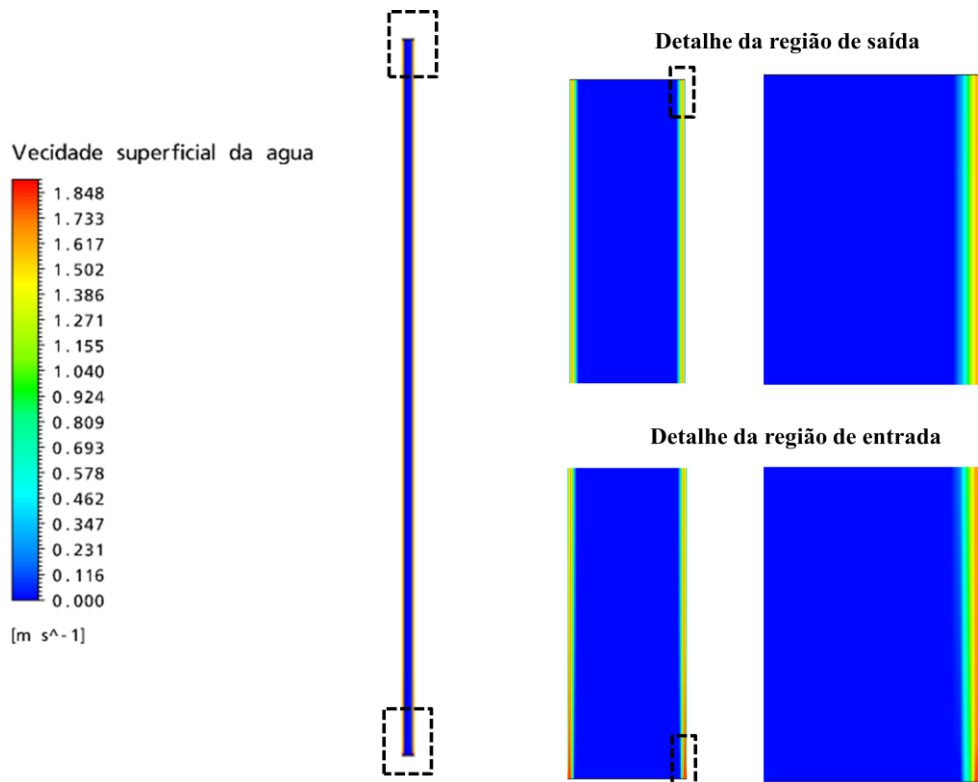


Figura 4.4: Velocidade superficial da água ao longo da tubulação no plano YZ (caso 18).

As Figuras 4.5 e 4.6 apresentam os perfis de velocidade superficial para o óleo e para a água na direção de Z (caso 18), onde a temperatura das fases é 30°C. A Fig. 4.5 mostra o comportamento dos perfis de velocidade do óleo ao longo da tubulação (em $Z= 0$ m, $Z= 1,25$ m, $Z= 2,5$ m); observa-se que o perfil se mantém praticamente constante durante o escoamento, demonstrando uma provável estabilidade hidrodinâmica, onde o óleo ocupa a região central da tubulação, tendo sua velocidade máxima no centro e velocidade nula na extremidade da tubulação, ou seja, na região ocupada pela água. Quando comparado este escoamento vertical com o horizontal, observa-se que no vertical o *core-flow* possui uma estabilidade hidrodinâmica maior, percebendo-se de fato que há uma simetria no perfil de velocidade, tornando o escoamento mais estável, o que não ocorre no escoamento horizontal, o qual tende a estratificar segundo (GADELHA, 2011).

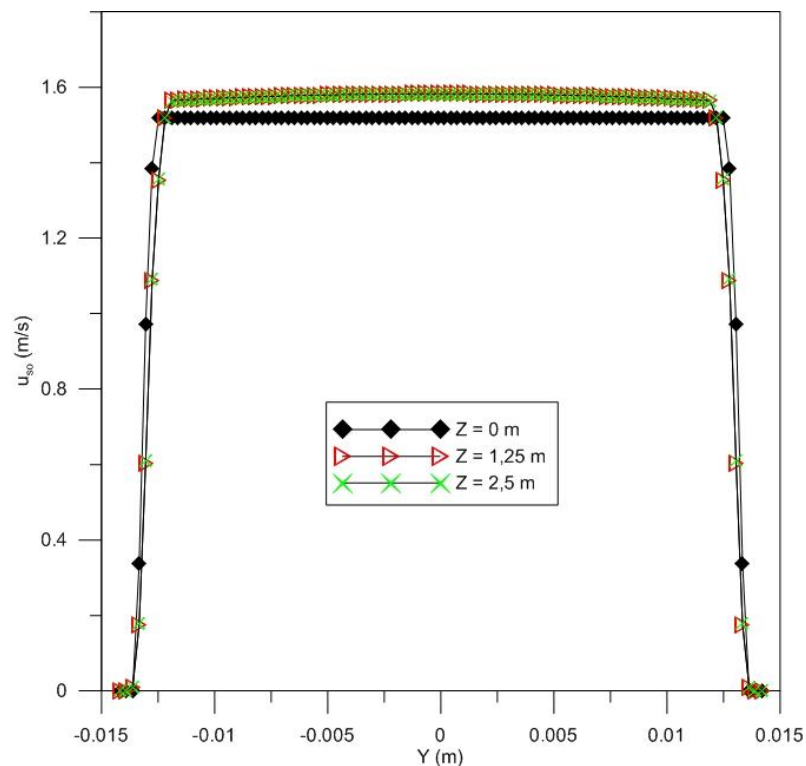


Figura 4.5: Perfis de velocidade superficial do óleo ao longo da tubulação no plano YZ em três posições axiais, referente ao caso 18.

A Figura 4.6 ilustra o perfil de velocidade da água em 3 posições ao longo da tubulação (em $Z= 0$ m, $Z= 1,25$ m, $Z= 2,5$ m). Nota-se que a velocidade no centro da tubulação é zero

(nula), devido a água não ocupar a região central da tubulação, e na região próxima a parede da tubulação a velocidade é máxima, mostrando que a água está fazendo seu papel, que é de lubrificar o escoamento do óleo viscoso. A água atinge a velocidade máxima entre a parede da tubulação e a região que escoo óleo, conforme ilustra a Fig. 4.6. Percebe-se ainda que o escoamento da água é simétrico, concluindo-se que a água está provavelmente com estabilidade hidrodinâmica.

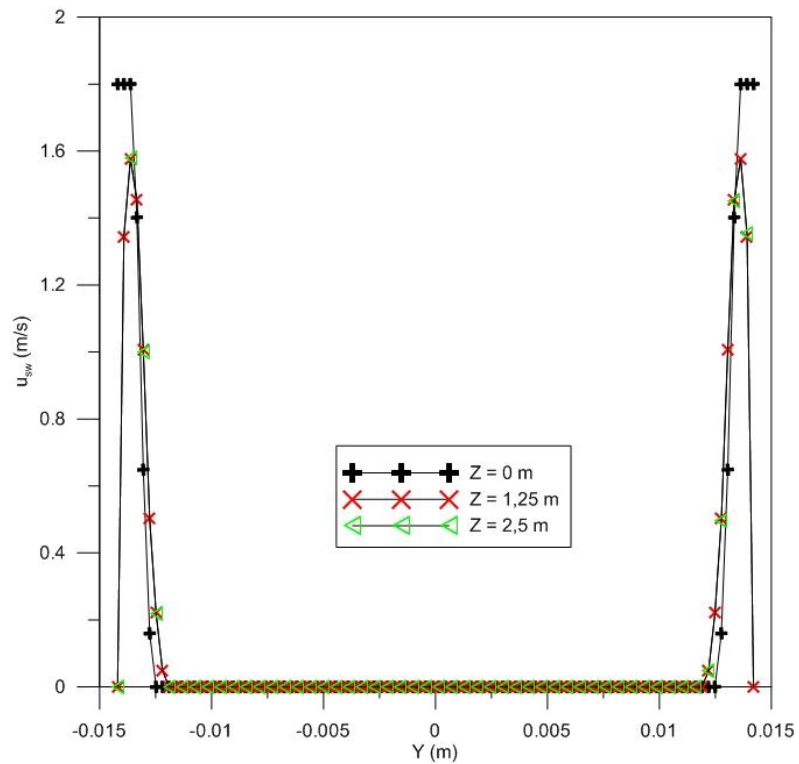


Figura 4.6: Perfis de velocidade superficial da água ao longo da tubulação no plano YZ em três posições axiais, referente ao caso 18.

4.2.3 Campo de fração volumétrica

As Figuras 4.7, 4.9 e 4.11 ilustram a fração volumétrica de óleo, de água e de gás (ar) ao longo da tubulação no plano YZ (caso 18), respectivamente. Observa-se nas Fig. 4.7 e 4.11 que o óleo e o gás (ar) não tocam a parede da tubulação, a qual fica envolvida por uma película fina de

água, formando com isso o padrão *core annular flow*, reduzindo o atrito e conseqüentemente a pressão de bombeamento necessário para escoamento do fluido.

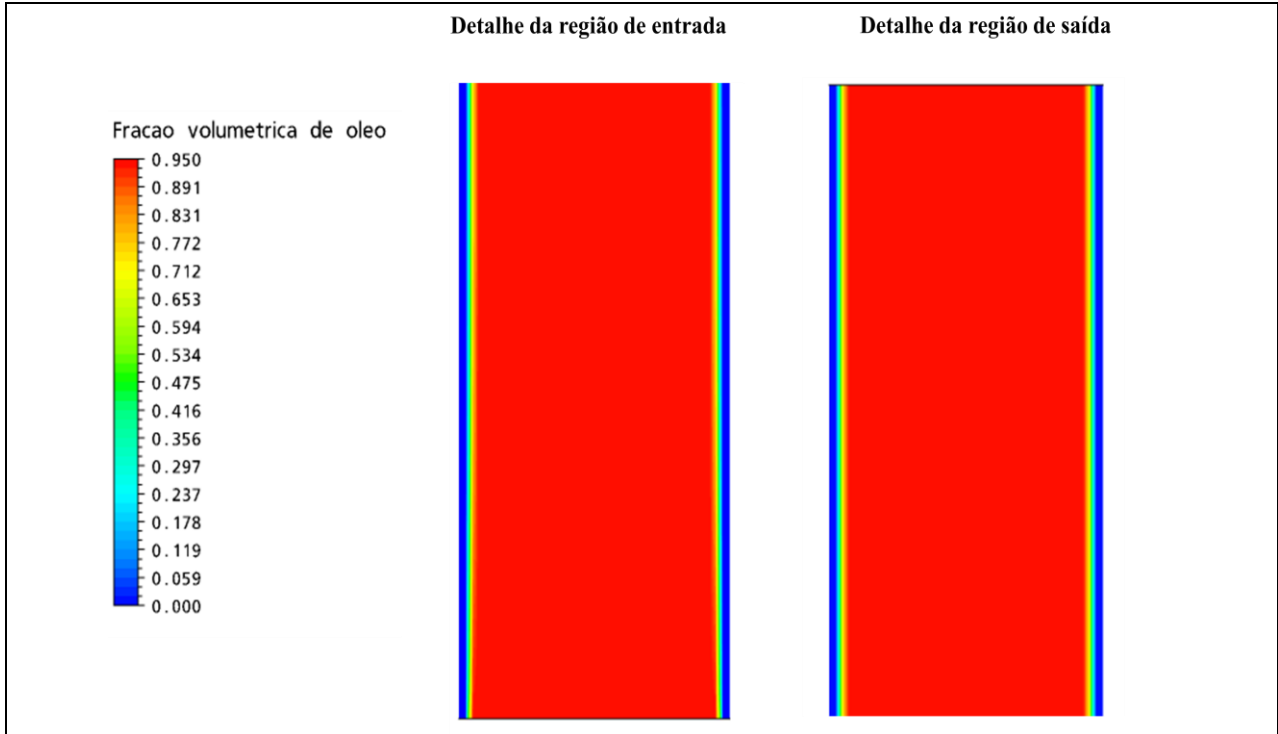


Figura 4.7: Campo de fração volumétrica de óleo ao longo da tubulação no plano YZ, referente ao caso 18.

Verifica-se na Figura 4.11 que o gás está distribuído uniformemente ao longo do tubo, na região anular. A fração volumétrica do gás é de 5%, o qual se encontra disperso e misturado ao óleo pesado.

Durante o escoamento trifásico, do início até o final da tubulação, percebe-se que há uma perfeita simetria do escoamento como esperado, onde verifica-se um fluxo concêntrico ao eixo do tubo, devido ao efeito da gravidade. Porém em escoamento horizontal, o efeito da gravidade influencia significativamente a estabilidade do *core flow*, devido a diferença de densidade entre os fluidos tenderem a desestabilizar o padrão de escoamento. Isto está em concordância com a literatura (Bai et. al., 2000).

As Figuras 4.8, 4.10 e 4.12 ilustram a fração volumétrica do óleo, da água e do gás ao longo da seção transversal no plano XY (caso 18), respectivamente. Nas três figuras observa-se que o *core-flow* se mantém constante, porém inicialmente o filme de água tem uma espessura

menor que no final da tubulação. Isto pode ter ocorrido provavelmente devido ao fato de que na interface água-óleo pode ter sido gerado uma mistura entre água e óleo no final da tubulação, o que não compromete o padrão de escoamento, que por sua vez manteve-se constante ao longo da tubulação.

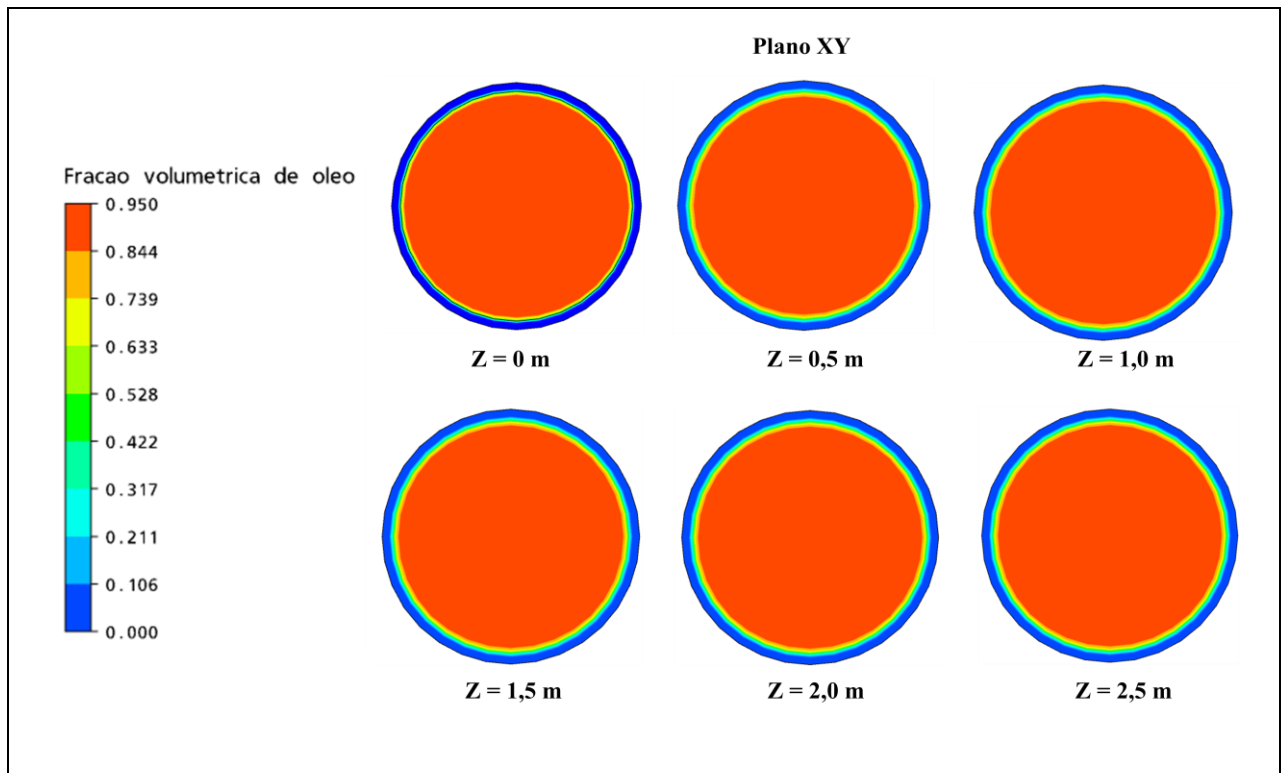


Figura 4.8: Campo de fração volumétrica de óleo no plano XY em diferentes posições, referente ao caso 18.

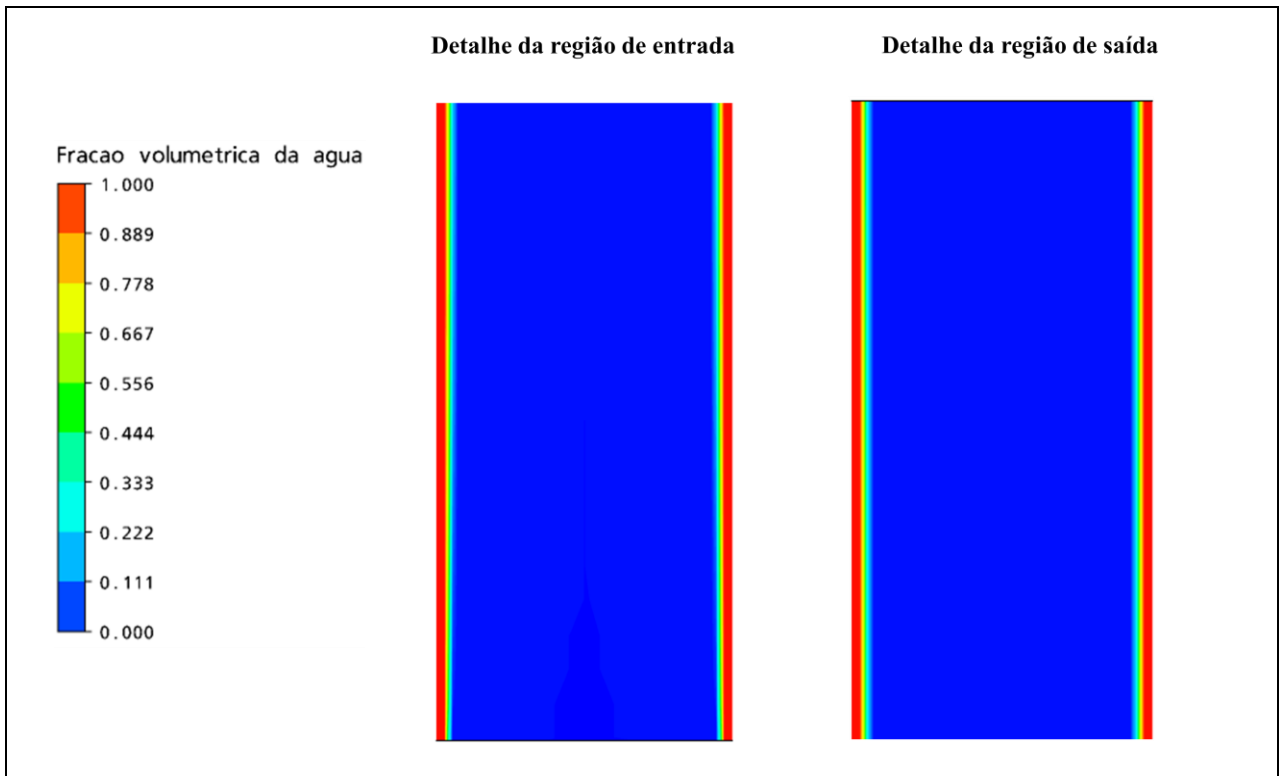


Figura 4.9: Campo de fração volumétrica da água ao longo da tubulação no plano YZ, referente ao caso 18.

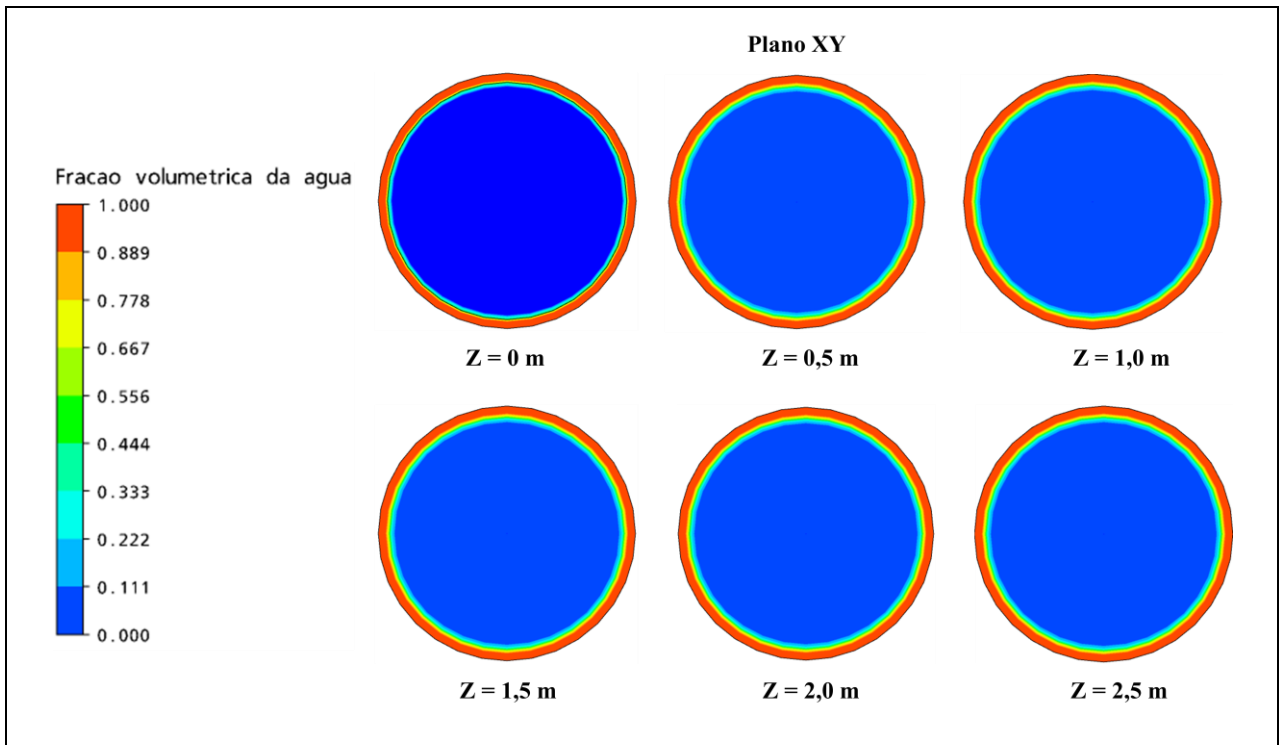


Figura 4.10: Campo de fração volumétrica da água no plano XY em diferentes posições, referente ao caso 18.



Figura 4.11: Campo de fração volumétrica do gás (ar) ao longo da tubulação no plano YZ, referente ao caso 18.

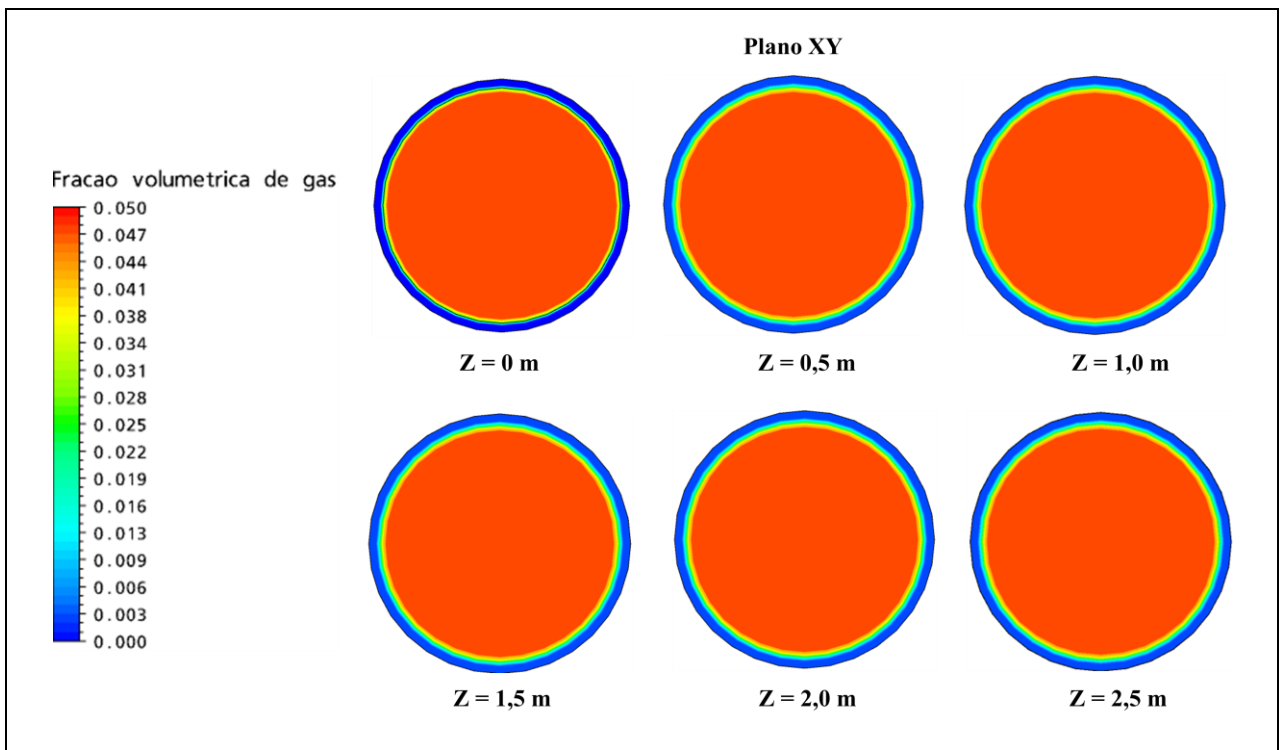


Figura 4.12: Campo de fração volumétrica do gás (ar) no plano XY em diferentes posições, referente ao caso 18.

As Figuras 4.13 a 4.15 ilustram os perfis de fração volumétrica da água, do óleo e do gás (ar) em três seções transversais no plano XY (caso 18), respectivamente. Verificou-se que os perfis se mantêm constantes ao longo da tubulação, o que pode-se supor que o escoamento está desenvolvido hidrodinamicamente.

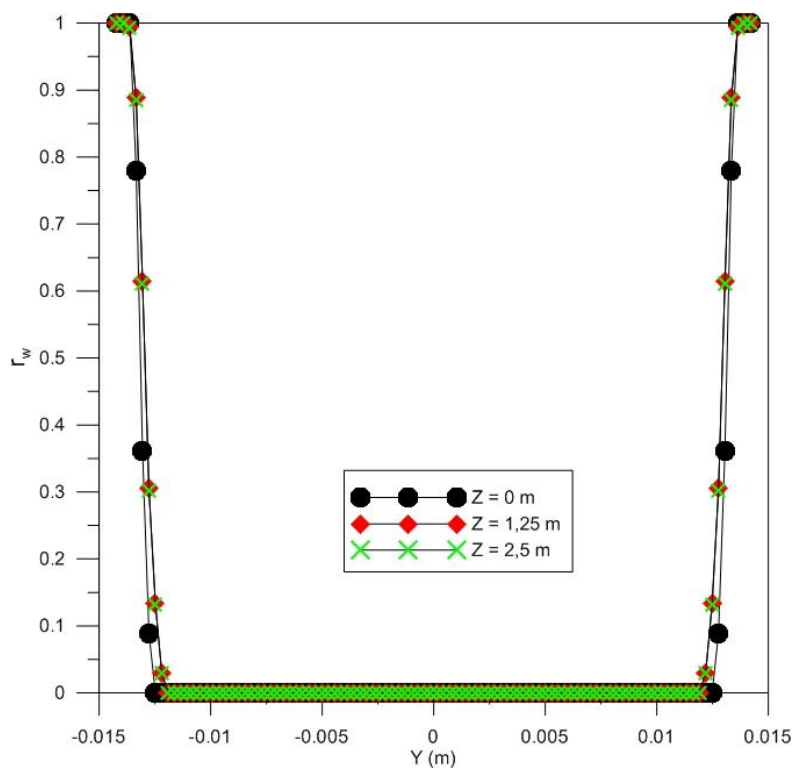


Figura 4.13: Perfis de fração volumétrica da água em três seções transversais no plano YZ, referente ao caso 18.

Observa-se na Figura 4.13 que a água forma um filme lubrificante na parede da tubulação, tendo fração volumétrica igual a 1 e fração volumétrica igual a zero no centro da tubulação, devido o centro da tubulação ser ocupada por óleo e gás (ar).

As Figuras 4.14 e 4.15 mostram que o óleo possui uma fração volumétrica de 95% e o gás uma fração volumétrica de 5%.

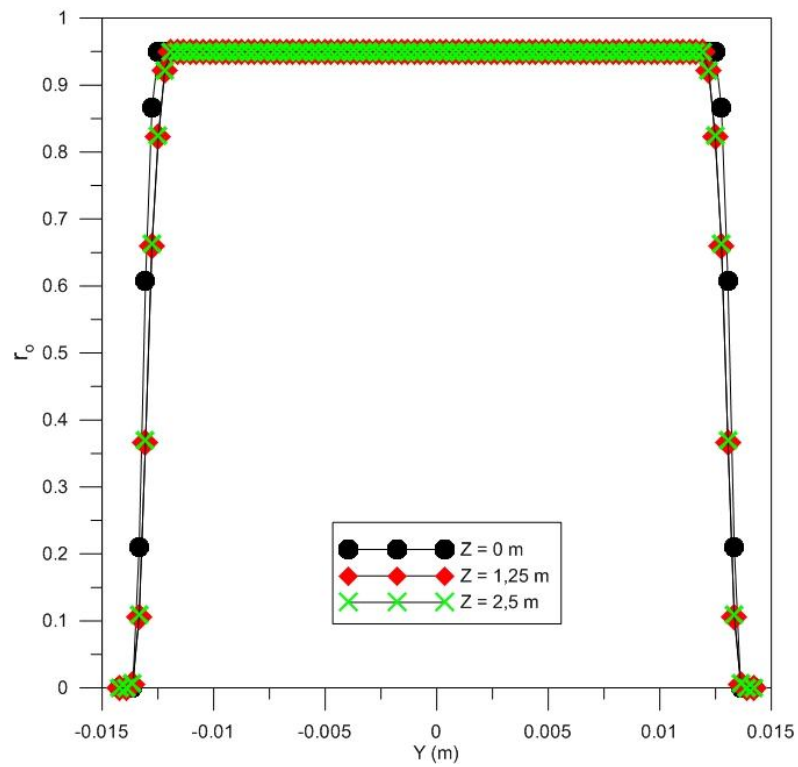


Figura 4.14: Perfis de fração volumétrica do óleo em três seções transversais no plano YZ, referente ao caso 18.

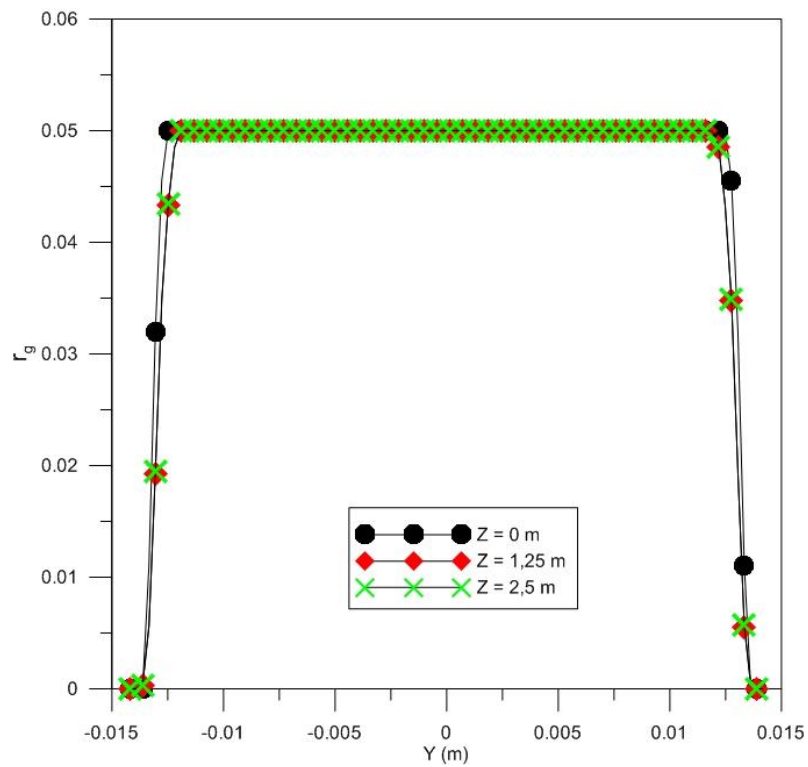


Figura 4.15: Perfis de fração volumétrica do gás (ar) em três seções transversais no plano YZ, referente ao caso 18.

4.2.4 Campo de temperatura

Nas Figuras 4.16 e 4.17 pode-se observar o campo de temperatura para o óleo pesado e para a água, com os fluidos sendo injetados a 30°C e a temperatura ambiente de 15°C. É possível notar a formação da camada limite térmica nas proximidades da parede na entrada da tubulação e, aparentemente ao observar a Fig. 4.16 na saída, deduz-se que o seu escoamento está completamente desenvolvido.

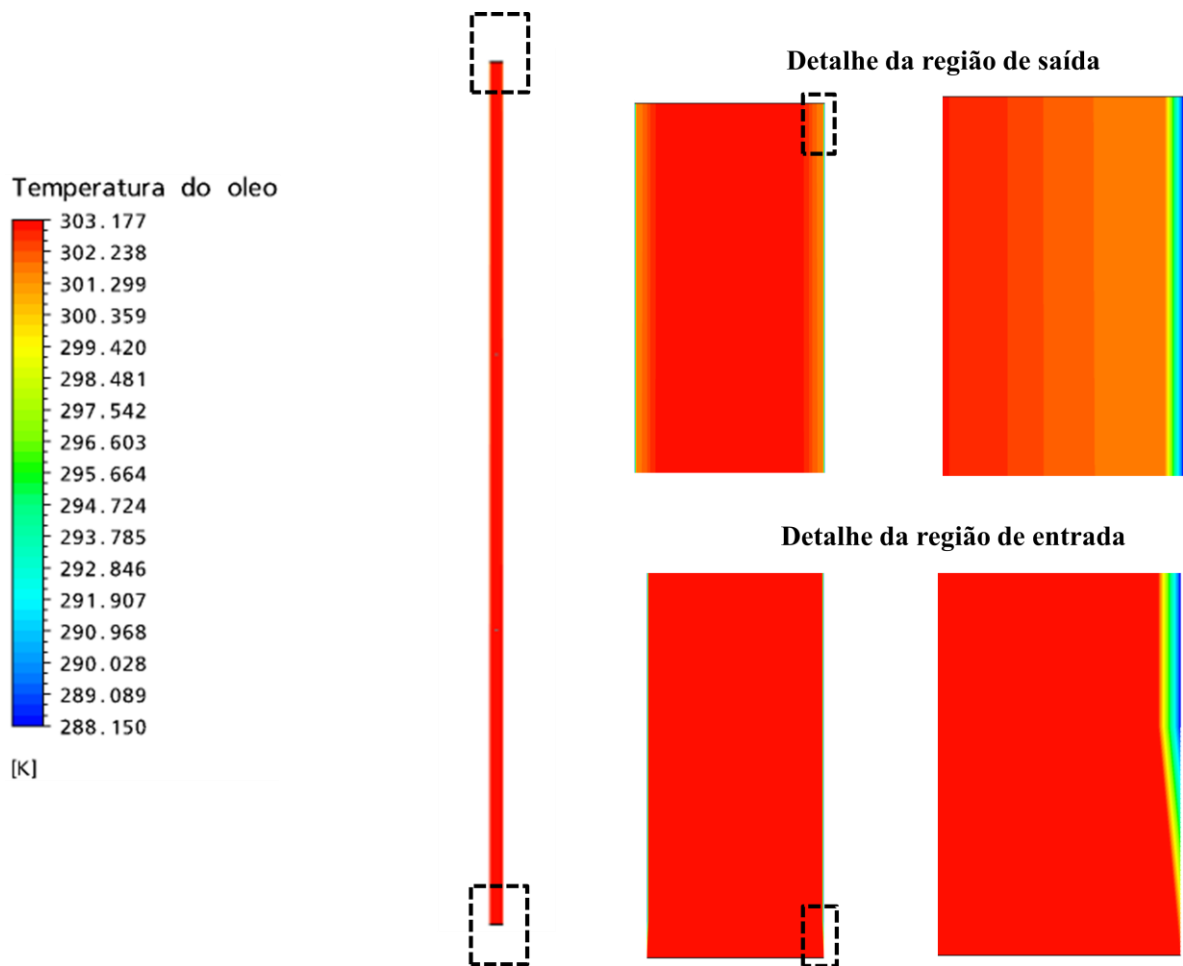


Figura 4.16: Campo de temperatura do óleo ao longo da tubulação no plano YZ (caso 18).

Observa-se ainda na Figura 4.16 que a temperatura do óleo decresce do interior do tubo para o exterior, devido a temperatura ambiente ser menor que a temperatura no interior do tubo, fazendo com que haja um resfriamento na parede do tubo. Além disso, observa-se que no início

da tubulação, a temperatura do óleo está maior que no final da tubulação, isto ocorre devido o óleo perder calor ao longo da tubulação. O comportamento da temperatura do gás é semelhante ao comportamento da temperatura do óleo.

Na Figura 4.17 observa-se, no campo de temperatura da água, que no início da tubulação a água está com uma temperatura em torno de 30 °C, porém ao longo da tubulação a temperatura da película de água vai diminuindo, devido está em contato direto com a parede do tubo, a qual está a uma temperatura de 15 °C, o que faz com que haja uma redução na temperatura da água. Esta variação de temperatura da água é mais acentuada que a do óleo e do gás (ar). Um dos fatores da maior variação de temperatura da água é o fato da água possuir uma capacidade calorífica maior que a do óleo.

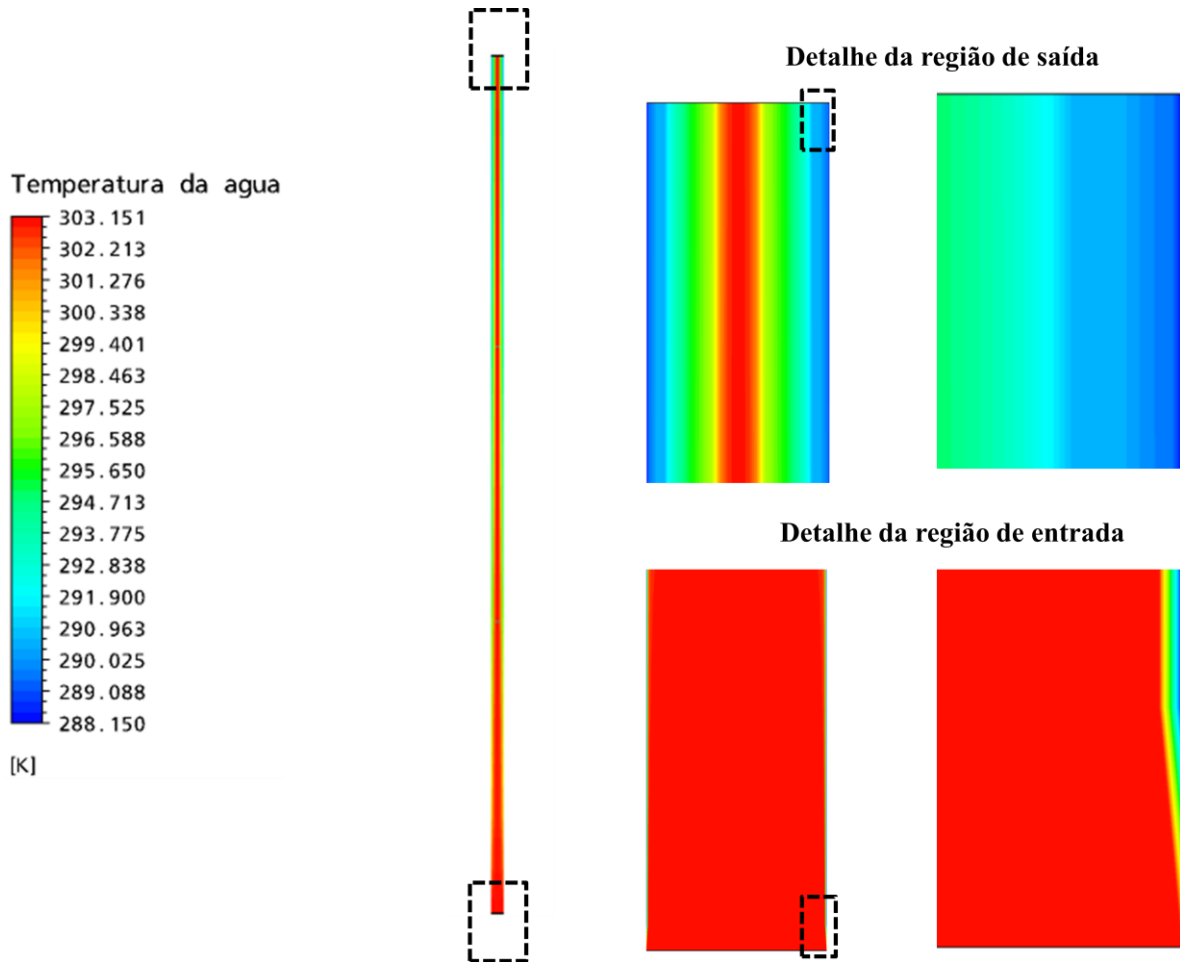


Figura 4.17: Campo de temperatura da água ao longo da tubulação no plano YZ (caso 18).

As Figuras 4.18 e 4.19 ilustram os perfis de temperatura do óleo e da água em três seções transversais no plano YZ (em $Z = 0$ m, $Z = 1,25$ m, $Z = 2,5$ m), referente ao caso 18, respectivamente. Observa-se na Fig. 4.18 que o perfil de temperatura do óleo se mantém praticamente constante ao longo da tubulação, porém a pequena diferença no perfil, que existe quando se aproxima do final da tubulação, pode ser atribuído ao fato da transferência de calor que há durante o escoamento entre o óleo e o ambiente externo que está em uma temperatura menor que a do óleo.

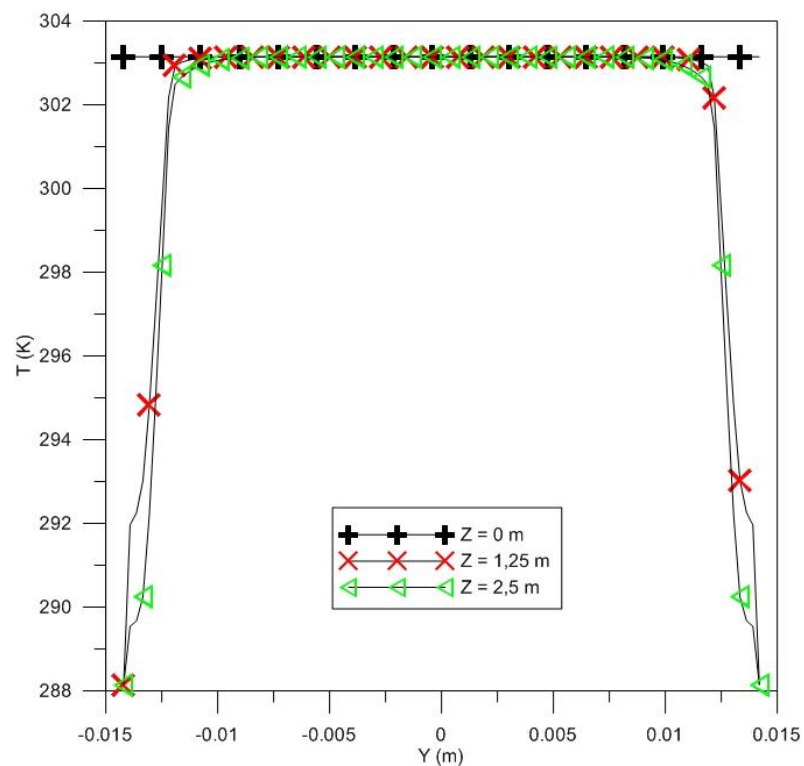


Figura 4.18: Perfis de temperatura do óleo em três seções transversais no plano YZ, referentes ao caso 18.

Analisando a Fig. 4.19, observa-se que há um decréscimo considerável na temperatura da água. Este efeito deve-se ao fato da água estar em contato direto com a parede da tubulação, a qual está em uma temperatura inferior a da água, fazendo com que haja uma considerável transferência de calor entre a água e a parede da tubulação.

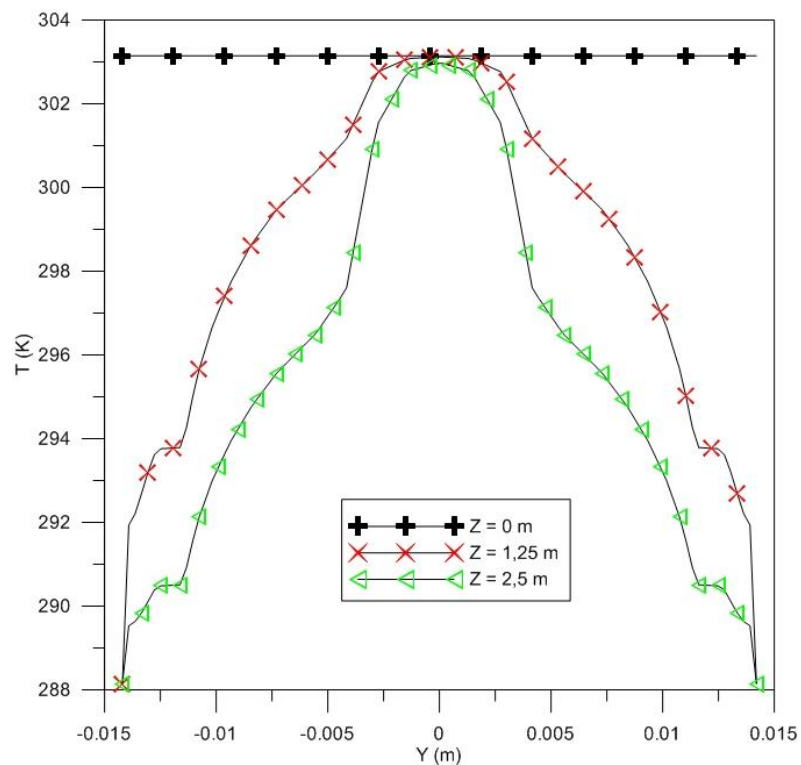


Figura 4.19: Perfis de temperatura da água em três seções transversais no plano YZ, referentes ao caso 18.

4.3 Queda de pressão

4.3.1 Relação entre os escoamentos monofásico de óleo e água e o trifásico óleo-água-gás

A queda de pressão é um parâmetro a ser comparado quando utiliza-se a técnica *core-flow*. Ela serve para avaliar a redução da pressão necessária para escoamento do fluido, pois a partir dela pode-se comparar-se as pressões no escoamento monofásico e trifásico necessárias para escoar a mesma vazão volumétrica, e posteriormente obter o fator de redução de pressão.

A queda de pressão foi realizada baseando-se no experimento de Vieira (2004). Para fins de cálculos, foram obtidas tomadas de pressão na tubulação, sendo a primeira tomada de pressão distante 30 diâmetros (0,852 m) da entrada para que o escoamento se desenvolvesse hidrodinamicamente, e a segunda localizada a 80 cm da primeira.

Segundo Bannwart et al. (2009), o fator de redução do gradiente de pressão monofásico / trifásico (RF) é dado por:

$$RF = \frac{\Delta P_{monofásico}}{\Delta P_{trifásico}} = \frac{\text{queda de pressão do escoamento monofásico}}{\text{queda de pressão do escoamento trifásico}}$$

Na Tabela 4.1, são apresentados os dados da queda de pressão para o escoamento trifásico (óleo pesado-água-gás) e para o escoamento monofásico de óleo e água. Foi analisada a queda de pressão absoluta, a qual é a soma da pressão dinâmica mais a pressão hidrostática referente a coluna de fluido.

Tabela 4.1

Dados do gradiente de pressão absoluto para escoamento monofásico e trifásico.

Escoamento	ΔP (Pa/m)
Monofásico óleo (caso 02)	341.343,00
Monofásico óleo (analítico)	338.431,90
Monofásico água (caso 01)	10.750,75
Trifásico (óleo-água-gás) (caso 18)	10.377,50

Verifica-se na Tabela 4.1 que o gradiente de pressão no escoamento monofásico (óleo) é bem superior ao trifásico (óleo-água-gás). Porém, no escoamento monofásico de água, o gradiente de pressão é maior que no trifásico. Segundo Vieira (2004), o gradiente de pressão total no escoamento trifásico vertical ascendente é sempre inferior ao do monofásico de água à vazão total, devido à predominância da contribuição gravitacional face ao atrito.

No presente trabalho verificou-se que o gradiente de pressão no escoamento monofásico de óleo são 32,8 vezes maior que o gradiente de pressão obtido no escoamento trifásico, enquanto que o gradiente de pressão monofásico de água é 1,08 vezes maior que o do trifásico à mesma vazão volumétrica. A razão pela qual o gradiente de pressão no escoamento monofásico de água é maior que o do trifásico é devido ao fato de que no escoamento vertical, a influência do gás é no sentido de reduzir o gradiente de pressão hidrostático.

O fator de redução de pressão obtido neste trabalho numérico é satisfatório quando comparado ao obtido por Vieira (2004) no trabalho experimental, o qual obteve um gradiente de pressão total de aproximadamente 10.000 Pa/m e um fator de redução de pressão entre 1,5 e 30 vezes. Neste trabalho obteve-se um valor próximo de 32,8 vezes, nas mesmas condições experimentais descritas por Viera (2004).

4.3.2 Relação entre queda de pressão e a velocidade de injeção dos fluidos

A Figura 4.20 mostra o comportamento do gradiente de pressão quando varia-se a velocidade do óleo, da água e do gás (ar).

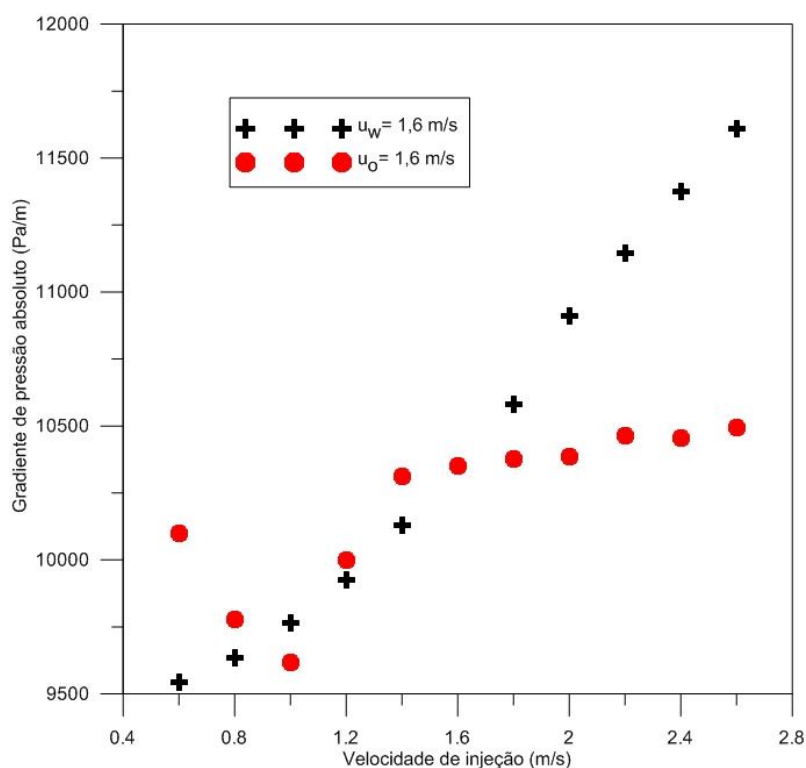


Figura 4.20: Comportamento do gradiente de pressão absoluto em função da variação da velocidade de injeção da água, do óleo e do gás (ar).

A partir da necessidade de obter-se valores para os quais se conseguiria uma maior redução no gradiente de pressão no escoamento trifásico, variou-se a velocidade de injeção da água (casos 14 à 24) e fixou-se a velocidade de injeção do gás (ar) e do óleo. Em seguida fixou-se a velocidade da água (casos 3 à 13) e variou-se a velocidade do óleo e do gás (ar). Para melhor entendimento, os dados estão disponibilizados na Tab. 3.4.

Analisando a Figura 4.20, observa-se que quando fixou-se a velocidade da água e variou-se a velocidade do óleo e do gás, o gradiente de pressão aumentou consideravelmente, isso deve-se ao fato de que o aumento da velocidade do óleo tem-se um aumento na perda de carga por atrito. Entretanto quando fixou-se a velocidade do óleo e do gás e variou-se a da água a valores acima de 1,4 m/s, observou-se um leve aumento no gradiente de pressão. Porém, quando se reduz a velocidade de injeção da água a valores menores que 1 m/s, há um aumento significativo no gradiente de pressão, como mostra à Fig. 4.20. Esse aumento é atribuído a uma instabilidade que ocorre no padrão de escoamento, o qual tende a se desfazer, formando uma mistura na interface entre água, óleo e gás, com isso parte do óleo começa a tocar na parede da tubulação, ocasionando aumento significativo do gradiente de pressão.

4.3.3 Relação entre queda de pressão e a fração volumétrica das fases

A Figura 4.21 ilustra o comportamento do gradiente de pressão em função da fração volumétrica (casos 30 à 35). O caso 30 é o mesmo caso 18; a partir do caso 30 variou-se a fração volumétrica do óleo e do gás (ar), para observar o efeito que a fase gasosa vai causar no comportamento da pressão.

Analisando a Figura 4.21 observa-se que à medida que diminui a fração volumétrica de óleo e conseqüentemente aumenta fração volumétrica do gás (ar), há uma redução no gradiente de pressão absoluto. Este comportamento deve-se ao fato da pressão hidrostática ter maior influência no comportamento do que a pressão dinâmica, pois apesar de uma maior quantidade de gás no escoamento aumentar a velocidade do fluido conseqüentemente aumentar a perda de carga por atrito, esta parcela é menos significativa do que a parcela referente a pressão hidrostática; a

presença do gás (ar) deixa a mistura menos viscosa e com uma densidade menor, reduzindo o gradiente de pressão hidrostático, e conseqüentemente o gradiente de pressão absoluto.

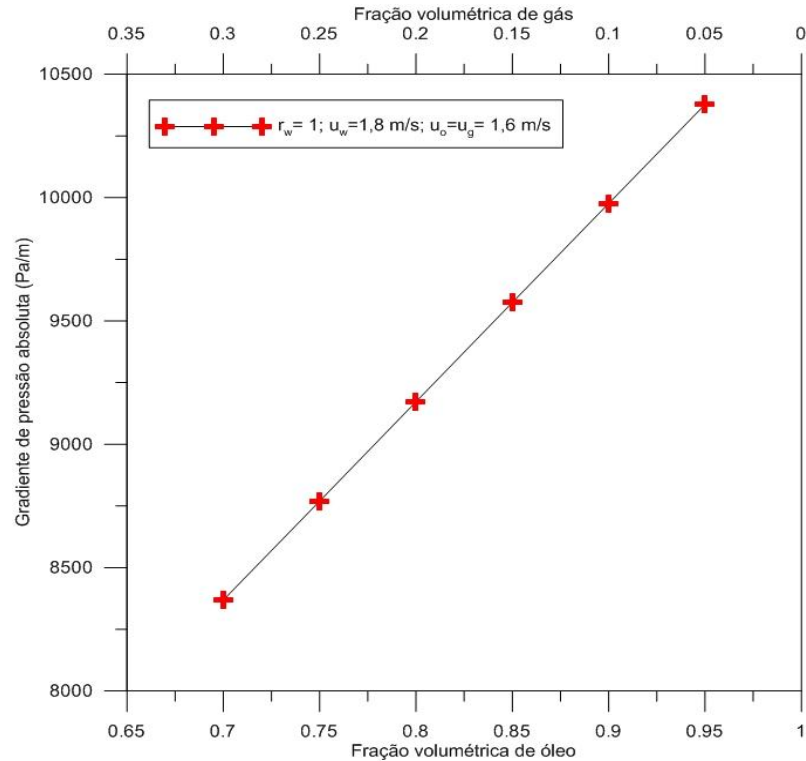


Figura 4.21: Comportamento do gradiente de pressão absoluta em função da fração volumétrica do óleo.

Sendo assim, após análise da Fig. 4.21, verifica-se que no escoamento vertical ascendente, o aumento da fração volumétrica de gás causa uma redução no gradiente de pressão absoluto. Por outro lado, a presença do gás no escoamento horizontal causa uma instabilidade na mistura, tendendo tocar a parede na parte superior, e com isso, desfazer o padrão de escoamento *core-flow* (GADELHA, 2011).

4.3.4 Relação entre queda de pressão e a temperatura de injeção dos fluidos

A Figura 4.22 ilustra o comportamento do gradiente de pressão em função da temperatura de injeção das fases (casos 25 à 29). Variou-se a temperatura de injeção de fases ($T_w = T_o = T_g$) de 303,15 K à 343,15 K.

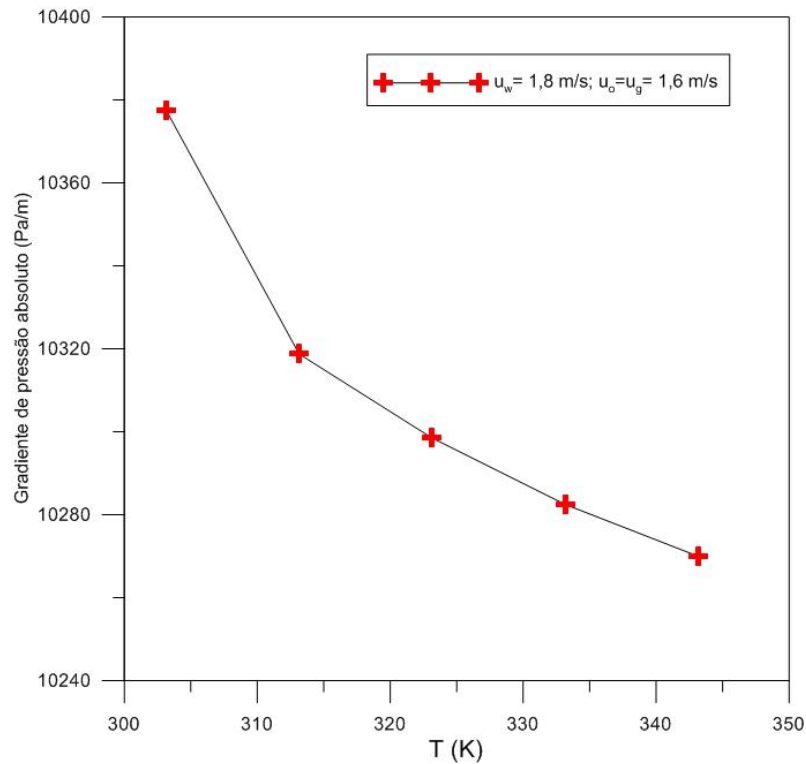


Figura 4.22: Comportamento do gradiente de pressão absoluto em função da temperatura de injeção das fases.

Analisando a Figura 4.22, observa-se que à medida que se aumenta a temperatura de injeção das fases, há uma redução no gradiente de pressão. Este efeito deve-se ao fato das viscosidades da mistura, assim como a da água e do óleo reduzirem-se com o aumento da temperatura, reduzindo conseqüentemente a resistência do escoamento e o gradiente de pressão. Apesar da redução que há no gradiente de pressão com o aumento da temperatura, este efeito tem pouca influência na redução deste parâmetro, pois um aumento da temperatura de 303,25 K para 343,15 K só provocou uma redução no gradiente de pressão absoluto de 100 Pa/m (aproximadamente 1% do gradiente de pressão absoluto).

4.3.5 Queda de pressão entre dois pontos da tubulação ao longo do tempo

Tendo em vista analisar o comportamento da pressão no estado transiente em duas seções do tubo, foi desenvolvido este estudo nesse sentido.

A Figura 4.23 ilustra a tubulação onde foi realizada a simulação. Os planos P_1 e P_2 são seções de tomadas de dados para analisar a queda de pressão ao longo da tubulação, onde a distância entre a entrada e P_1 são 30 diâmetros (0,852 m), e entre P_1 e P_2 são 0,80 m. O tempo total de simulação foi de 10 s.

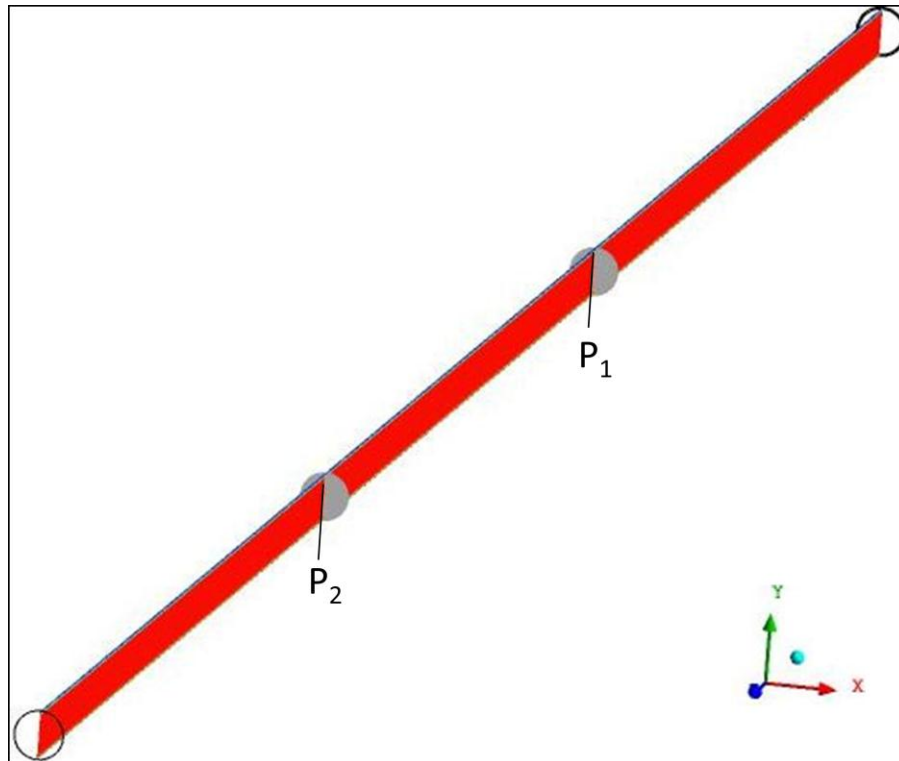


Figura 4.23: Seções de tomadas de pressão na tubulação ao longo do tempo.

A Figura 4.24 ilustra o comportamento do gradiente de pressão absoluto na tubulação em função do tempo. Inicialmente considerou-se que a tubulação estava cheia de água, conforme condição de contorno descrita no modelo matemático. Na análise da figura, observa-se que entre o tempo 0 e 1 segundo há um aumento considerável no gradiente de pressão absoluto, o qual eleva-se e em seguida reduz, mantendo-se constante ao longo da tubulação. Este efeito deve-se ao

fato da tubulação estar apenas com água em $t = 0$ s e quando o óleo e gás (ar) chegam a primeira tomada de pressão P_1 há um aumento na queda de pressão e em seguida há um decréscimo e se estabiliza, mantendo-se constante.

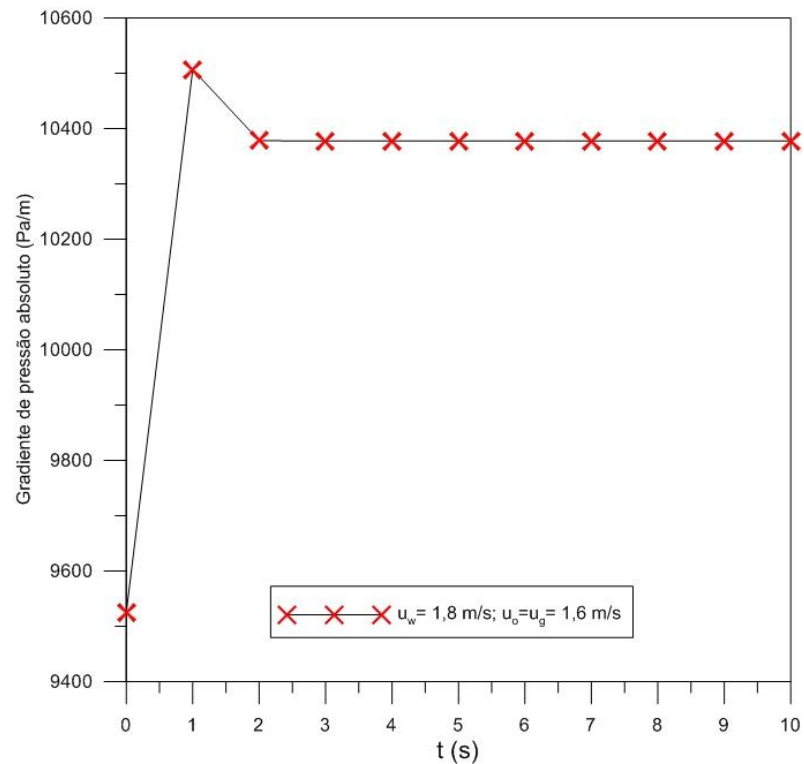


Figura 4.24: Gradiente de pressão absoluta em função do tempo entre as seções 1 e 2 da Figura 4.23.

A Tabela 4.2 apresenta dados do gradiente de pressão absoluto para todos os casos simulados. Verifica-se que o caso 35 é o que apresenta melhores resultados quando leva-se em consideração o gradiente de pressão absoluto, neste caso tem-se 70% de fração volumétrica de óleo e 30% de gás. Devido a este fato, a fração volumétrica de gás apresenta um efeito positivo no gradiente de pressão absoluto.

Tabela 4.2

Dados do gradiente de pressão absoluto obtido em todas as simulações

Casos	Escoamento	Gradiente de pressão absoluto (Pa/m)
Caso 01	Monofásico água	10.750,7
Caso 02	Monofásico óleo	341.343,0
Caso 03	Trifásico	11.609,0
Caso 04	Trifásico	11.373,2
Caso 05	Trifásico	11.142,5
Caso 06	Trifásico	10.911,2
Caso 07	Trifásico	10.578,7
Caso 08	Trifásico	10.351,2
Caso 09	Trifásico	10.130,0
Caso 10	Trifásico	9.925,0
Caso 11	Trifásico	9762,5
Caso 12	Trifásico	9635,0
Caso 13	Trifásico	9542,5
Caso 14	Trifásico	10.495,0
Caso 15	Trifásico	10.456,2
Caso 16	Trifásico	10.461,2
Caso 17	Trifásico	10.386,2
Caso 18	Trifásico	10.377,5
Caso 19	Trifásico	10.351,2
Caso 20	Trifásico	10.311,2
Caso 21	Trifásico	9.998,7
Caso 22	Trifásico	9.617,5
Caso 23	Trifásico	9.778,7
Caso 24	Trifásico	10.100,0
Caso 25	Trifásico	10.377,5
Caso 26	Trifásico	10.318,7
Caso 27	Trifásico	10.298,7
Caso 28	Trifásico	10.282,5
Caso 29	Trifásico	10.270,0
Caso 30	Trifásico	10.377,5
Caso 31	Trifásico	9.976,2
Caso 32	Trifásico	9575,0
Caso 33	Trifásico	9.172,5
Caso 34	Trifásico	8.770,0
Caso 35	Trifásico	8.368,7
Experimental (Viera)	Trifásico	10.000,0

5 CONCLUSÕES

Diante dos resultados obtidos neste trabalho de simulação numérica, conclui-se que:

- ✓ O modelo matemático utilizado foi capaz de descrever o escoamento trifásico vertical ascendente em uma tubulação, utilizando a técnica *core-flow*;
- ✓ Os resultados dos perfis de velocidade analítico e numérico para o escoamento monofásico apresentaram ótima concordância, mostrando que o modelo matemático descreveu o comportamento do escoamento;
- ✓ Os perfis de velocidade da água e do óleo se mantiveram praticamente constantes ao longo da tubulação, fato este que se deve provavelmente a estabilidade hidrodinâmica do escoamento;
- ✓ O padrão de escoamento observado foi o concêntrico, com um núcleo de óleo anular, envolvido por uma película fina de água (o padrão *core-flow*);
- ✓ A fase gasosa (ar) manteve-se dispersa no óleo, durante todo escoamento;
- ✓ Há um decréscimo de temperatura da água durante o escoamento trifásico devido a transferência de calor que ocorre entre a água e a parede da tubulação; e entre a parede da tubulação e o ambiente;
- ✓ A temperatura do óleo e do gás tiveram um pequeno decréscimo durante o escoamento devido ambas as fases estarem envolvidas pela água, a qual faz o papel de isolante térmico;
- ✓ Houve uma redução significativa na pressão de bombeamento usando a técnica *core-flow* quando comparada com a pressão necessária para escoar apenas óleo pesado na tubulação;
- ✓ Houve um fator de redução na perda de carga de aproximadamente 32,8 vezes para escoar o óleo utilizando a técnica *core-flow*;
- ✓ O gradiente de pressão absoluto é fortemente afetado pela variação da velocidade de injeção do óleo e do gás. À medida que aumenta-se a velocidade do óleo e do gás há um aumento na perda de carga no escoamento trifásico;
- ✓ No escoamento trifásico vertical ascendente, o aumento da fração volumétrica de gás causa uma redução no gradiente de pressão absoluto;
- ✓ À medida que aumenta-se a temperatura de injeção dos fluidos, há uma redução no gradiente de pressão absoluto.

6 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Como sugestões para futuras pesquisas pode-se citar:

- Avaliar o comportamento da pressão quando varia-se a densidade e viscosidade do gás;
- Avaliar a influência do diâmetro e comprimento da tubulação na queda de pressão;
- Analisar a influência da espessura do filme de água para lubrificação do escoamento na queda de pressão e na estabilidade do escoamento;

7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ANDRADE, Tony Herbert Freire. **Estudo numérico do transporte de óleos pesados em tubos lubrificados por água**. 2008. 77f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande.

ANDRADE, T. H. F.; SILVA, F. N.; FARIAS NETO, S. R.; CRIVELARO, K. C. O.; LIMA, A. G. B. Simulação numérica do escoamento de água e óleo do tipo *core-flow* em conexões curvadas. In: CONGRESSO IBEROAMERICANO DE ENGENHARIA MECÂNICA – CIBEM, 10, 2011a, Porto, Portugal.

ANDRADE, T. H. F.; SILVA, F. N.; FARIAS NETO, S. R.; LIMA, A. G. B. Escoamento anular água-óleo pesado tipo *core-flow* em conexões tipo T: modelagem e simulação. IN: CONGRESSO IBEROAMERICANO DE ENGENHARIA MECÂNICA – CIBEM, 10, 2011b, Porto, Portugal.

ANSYS, **CFX-Theory Manual**, 2005.

BAI, R.; JOSEPH, D. D. Steady Flow and Interfacial Shapes of a Highly Viscous Dispersed Phase, **International Journal of Multiphase Flow**, vol. 26, p. 1469-1491, 2000.

BANNWART, A. C. Wavespeed and volumetric fraction in core-annular flow. **International Journal of Multiphase Flow**, vol. 24, n.6, p. 961-974, 1998.

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.

BANNWART, A. C.; RODRIGUEZ, O. M. H.; TREVISAN, F. E.; VIEIRA, F. F.; CARVALHO, C. H. M. 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.

BELÉM, E. Z. G. **Escoamento trifásico (gás-água-óleo) em junções angulares: modelagem e simulação**. 2009. 133f. Monografia apresentada ao Programa de Recursos Humanos da Agência Nacional do Petróleo, Gás e Biocombustíveis (PRH-25) – Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande, Paraíba

BENSAKHRIA, A.; PEYSSON, Y.; ANTONINI, G. Experimental study of the pipeline lubrication for heavy oil transport. **Oil & Gas Science and Technology**, vol. 59, n. 5, p. 523-533, 2004.

BERETTA, A., FERRARI, P., GALBIATI, L. ANDREINI, P. A. Horizontal oil-water flow in small diameter tubes - Pressure drop. **International Communications in Heat and Mass Transfer**, Estados unidos, vol. 24, n. 2, p. 231-239, 1997.

BP. 2010. Disponível em www.bp.com/statisticalreview. Acesso em 06 janeiro de 2011.

BRIGGS, P. J.; BARON, R. P.; FULLEYLOVE, R. J.; WRIGHT, M. S. **Development of heavy-oil reservoirs**, SPE 15748, p. 206-214, 1998.

CHARLES, M. E.; GOVIER, G. W.; HODGSON, G. W. The horizontal pipeline flow of equal density oil-water mixtures. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, vol.39, n.1, p. 27-36, 1961.

FOX, R. W.; McDONALD, A. T. **Introdução à Mecânica dos Fluidos**. 4a. Editora LTC, 1998.

GADELHA, A. J. F.; SILVA, A. A.; PAIVA, M. K. N.; NETO, S. R. F. N.; LIMA, A. G. B. Study of oil-water-gas flow in horizontal risers through core-flow technique by numerical simulation. In: IBERIAN LATIN AMERICAN CONGRESS ON COMPUTATIONAL METHODS IN ENGINEERING – CILAMCE, 32, 2011b, Ouro Preto, Brasil.

GADELHA, Antonio José Ferreira. **Transporte multifásico não-isotérmico de óleo pesado, água e ar em tubo horizontal via core-flow: modelagem e simulação**. 2011a. 94 f. Dissertação

(Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande.

GRANZOTTO, Desirée Grenier. **Modelagem e projeto de um sistema de controle aplicado ao escoamento bifásico de óleo viscoso e água em padrão anular**. 2008. 107f. Dissertação (Mestrado em Ciências e Engenharia de Petróleo) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas.

GUEVARA, E.; ZAGUSTIN, K.; PATERNO, J.; TALLERO, J. L.; ZUBILLAGA, V.; ZAMORA, G.; DIAS, T. Research and development in core-annular flow. **Revista Técnica Intevep**, vol. 10, n. 1, p. 63-72, 1990.

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

JOSEPH, D. D.; RENARDY, M.; RENARDY, Y. Instability of the flow immiscible liquids with different viscosities in a pipe, **Journal of Fluids Mechanics**, vol. 141, p. 309-317, 1984.

KREITH, F. E BOHN, M. S. **Princípios de transferência de calor**. Edgard Blücher, 1977, 720p.

MASSAH, H.; OSHINOWO, L. Advanced Gas-Solid Multiphase Flow Models Offer Significant Process Improvements, **Journal Articles by Fluent Software Users**, p. 1-6, 2000.

MOTHÉ, C. G.; JUNIOR, C. S. S. Petróleo pesado e ultrapesado-reservas e produção mundial. **Revista TN Petróleo**, Rio de Janeiro, n. 57, p. 76-81. 2007.

OBREGÓN VARA, Rosa Maribel. **Hidrodinâmica do escoamento bifásico óleo pesado água em tubo horizontal**. 2001. 182f. Dissertação (Mestrado em Ciências e Engenharia de Petróleo) - Universidade Estadual de Campinas, Campinas.

OOMS, G. The hydrodynamic stability of core-annular flow of two ideal liquids. **Applied Science Research**, vol. 26, n. 1, p. 147-158, 1972.

PAIVA, M. K. N.; ANDRADE, T. H. F.; GADELHA, A. J. F.; SILVA, A. A. S.; NETO, S. R. F. N.; LIMA, A. G. B. Evaluation in reducing head loss in transport of heavy oils in horizontal pipes by core-annular flow: modeling and simulation. In: IBERIAN LATIN AMERICAN CONGRESS ON COMPUTATIONAL METHODS IN ENGINEERING – CILAMCE, 32, 2011, Ouro Preto, Brasil.

PALADINO, Emilio Ernesto. **Estudo do escoamento multifásico em medidores de vazão do tipo pressão diferencial**. 2005. 263f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis.

PEREIRA FILHO, G. H. S. **Transporte não-isotérmico de óleos pesados em risers submersos**. 2010. 177f. Monografia apresentada ao Programa de Recursos Humanos da Agência Nacional do Petróleo, Gás e Biocombustíveis (PRH-25) – Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande, Paraíba.

PETROBRÁS. 2010. Disponível em: www.petrobras.com.br. Acesso em 06 janeiro de 2011.

POESIO, P.; SOTGIA, G., STRAZZA, D.;. Experimental investigation of three-phase oil-water-air flow through a pipeline. **Multiphase Science and Technology**. vol. 21, n. 1-2, p. 107 – 122, 2009.

PRADA, José Walter Vanegas. **Estudo experimental do escoamento anular óleo-água (“Core Flow”) na elevação de óleos ultraviscosos**. 1999. 211f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Petróleo) - Universidade Estadual de Campinas, Campinas.

PRADA, José Walter Vanegas.; BANNWART, Antonio Carlos. Pressure Drop in Vertical Core-Annular Flow. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA MECÂNICA, 1981, São Paulo. **Anais** em CD-ROM, Águas de Lindóia, 1981. p.1-10.

RANADE, V. V., Computational flow modeling for chemical reactor engineering – Process systems engineering series, Vol. 5, Academic Press, Pune, India, 2002.

REZENDE, Ricardo Vicente de Paula. **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**. 2008. 286 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Universidade Federal de Santa Catarina, Santa Catarina.

RODRIGUEZ, Oscar Maurício Hernandez. **Forma da interface e gradiente de pressão no padrão líquido-líquido anular vertical ascendente**. 2002. 270f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) - Universidade Estadual de Campinas, Campinas.

RODRIGUEZ, O. M. H.; BANNWART, A. C.; CARVALHO, C. H. M. Pressure loss in core-annular flow: Modeling, experimental investigation and full-scale experiments. **Journal of Petroleum Science and Engineering**, vol. 65, n. 1-2, p. 67–75, 2009.

RODRIGUEZ, O. M. H.; BANNWART, A. C. Analytical model for interfacial waves in vertical core flow. **Journal of Petroleum Science and Engineering**, vol. 54, n. 3-4, p. 173–182, 2006.

RUSSEL, T. W. F.; CHARLES, M. E. The effect of the less viscous liquid in the laminar flow of immiscible liquids. **Canadian Journal of Chemical Engineering**, vol. 37, n. 1, p. 18-24, 1959.

SANTANA, C. W. S.; TÔRRES, E. G.; LACERDA, I, S. Ajuste de equações para a viscosidade cinemática de produtos de petróleo em função da temperatura. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE P & D EM PETRÓLEO & GÁS, 3, 2004, Rio de Janeiro. **Anais...** Rio de Janeiro: Associação Brasileira de P&D em Petróleo e Gás, 2004.

SANTOS, Celso Murilo. **Simulação Tridimensional com Sistema Gás-Líquido em Colunas de Bolhas**. 2005. 120f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Estadual de Campinas, Campinas.

SANTOS, Michelly Martuchele. **Simulação numérica do escoamento bifásico óleo-água em tubos**. 2010. 99f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) - Universidade Federal de Itajubá, Itajubá.

SANTOS, R. G.; MOHAMED, R. S.; LOH, W. Avaliação da molhabilidade de oleodutos através de medidas de ângulo de contato. Efeitos de asfaltenos e ácidos naftênicos do petróleo. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE P&D EM PETRÓLEO & GÁS, 2003, Rio de Janeiro. Anais do 2º Congresso Brasileiro de P&D em Petróleo & Gás, Rio de Janeiro: Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2003.

SAWANT, P.; ISHII, M.; MORI, M. Prediction of amount of entrained droplets in vertical annular two-phase. **International Journal of Heat and Fluid Flow**, vol. 30, n. 4, p. 715-728, 2009.

SILVA, A. A.; GADELHA, A. J. F.; PAIVA, M. K. N.; LIMA, A. G. B.; NETO, S. R. F. N. Modeling and simulation of three-phase flow (heavy oil, water and gas) in vertical pipe by core-flow technique. In: IBERIAN LATIN AMERICAN CONGRESS ON COMPUTATIONAL METHODS IN ENGINEERING – CILAMCE, 32, 2011a, Ouro Preto, Brasil.

SILVA, F. N.; GADELHA, ANDRADE, T. H. F.; LIMA, A. G. B.; NETO, S. R. F. N. Efeito da fração volumétrica da fase gás no escoamento tipo *core-flow* (óleo pesado-água-gás) em uma conexão T. In: IBERIAN LATIN AMERICAN CONGRESS ON COMPUTATIONAL METHODS IN ENGINEERING – CILAMCE, 32, 2011b, Ouro Preto, Brasil.

SCHLUMBERGER. 2010. Disponível em: www.slb.com. Acesso em: 16 janeiro de 2011.

SOO, S. L. **Multiphase Fluid Dynamics**, Science Press, Beijing, 1995.

TREVISAN, Francisco Exaltação. **Padrões de fluxo e perda de carga em escoamento trifásico horizontal de óleo pesado água e ar**. 2003. 101f. Dissertação (Mestrado em Ciências e Engenharia de petróleo) - Universidade Estadual de Campinas, Campinas.

VIEIRA, F. F. **Escoamento trifásico vertical de óleos pesados aplicado à elevação artificial.** 2004. 121f. Dissertação (Mestrado em Ciências e Engenharia de Petróleo) - Universidade Estadual de Campinas, Campinas.