

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

**ESCOAMENTO NÃO-ISOTÉRMICO DE ÓLEO PESADO, ÁGUA
E GÁS EM DUTO VERTICAL COM VAZAMENTO**

Lorena Monteiro Cavalcanti Barbosa

**CAMPINA GRANDE
FEVEREIRO/2012**

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

**ESCOAMENTO NÃO-ISOTÉRMICO DE ÓLEO PESADO, ÁGUA, E GÁS
EM DUTO VERTICAL COM VAZAMENTO**

Lorena Monteiro Cavalcanti Barbosa

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação
em Engenharia Mecânica como requisito 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
FEVEREIRO/ 2012**

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECA CENTRAL DA UFCG

B238e Barbosa, Lorena Monteiro Cavalcanti.
 Escoamento não-isotérmico de óleo pesado, água, e gás em duto vertical
 com vazamento / Lorena Monteiro Cavalcanti Barbosa. -Campina Grande,
 2012.

 91f.: il. col.

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

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

 Referências.

 1. Transiente de Pressão. 2. Vazamento. 3. Onda de Pressão Negativa.
I. Título.

CDU 621.3.015.3 (043)

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

Dissertação em Engenharia Mecânica

**ESCOAMENTO NÃO-ISOTÉRMICO DE ÓLEO PESADO, ÁGUA E GÁS
EM DUTO VERTICAL COM VAZAMENTO**

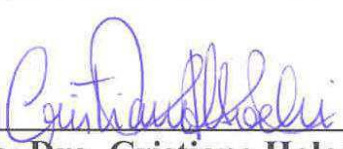
Dissertação Aprovada em 27 de fevereiro de 2012



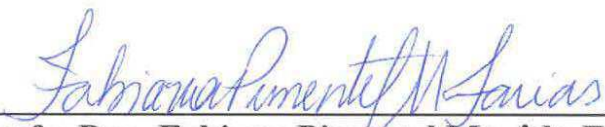
**Prof. Dr. Antonio Gilson Barbosa de Lima
(UAEM/CCT/UFCG – ORIENTADOR)**



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



**Profa. Dra. Cristiane Holanda Sodré
(CTEC/UFAL – MEMBRO EXTERNO)**



**Profa. Dra. Fabiana Pimentel Macêdo Farias
(UATEC/CDSA/UFCG – MEMBRO EXTERNO)**

Campina Grande, fevereiro de 2012.
PB - Brasil

DEDICATÓRIA

A Deus, a minha mãe, Fátima Cristina, e meu pai, José Aroldo, e a toda família, pelos ensinamentos, pelo amor e apoio.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus pelo amor, pela saúde, pela coragem e oportunidades que me foram dadas.

A minha mãe , Fátima Cristina Cavalcanti dos Santos, e meu Pai José Aroldo Barbosa da Silva, pelo amor e carinho, e todo apoio emocional e financeiro.

Ao meu orientador, Dr. Antônio Gilson Barbosa de Lima, por todas as oportunidades dadas, pelos ensinamentos, paciência e por sua brilhante orientação.

Ao meu co-orientador Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto, por todo o apoio prestador e por me orientar nesse trabalho.

Ao Laboratório Computacional de Térmica e Fluidos, LCTF/UAEM/UFCG, que colocaram à minha disposição os recursos necessários para o desenvolvimento deste trabalho.

A todos os meus amigos do LCTF que de maneira indireta contribuíram para o desenvolvimento desse trabalho.

À Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP) pelo financiamento para o desenvolvimento desta pesquisa, bem como ao seu Programa de Recursos Humanos (PRH-25) por todo o esforço e investimento na capacitação de seus bolsistas.

Ao CNPq, CT BRASIL, CTPETRO, FINEP, PETROBRAS, RPCMOD e a UFCG pela parceria na realização deste trabalho.

RESUMO

Barbosa, Lorena Monteiro Cavalcanti, **Escoamento Não-Isotérmico de Óleo Pesado, Água e Gás, em Dutos Verticais Com Vazamento**, Campina Grande: Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Campina Grande, 2012. 91 p. Dissertação (Mestrado).

Um sistema de detecção deve ser capaz de detectar vazamentos em poucos minutos, com o objetivo de reduzir e/ou evitar graves impactos ambientais. Quando um vazamento ocorre em um oleoduto a onda de pressão se propagará através do duto, baseada na posição do vazamento. Portanto é importante determinar e entender a hidrodinâmica do escoamento dentro do oleoduto a cada instante de tempo depois que o vazamento ocorre, de forma a detectar a superfície vazante e evitar a geração de falsos alarmes. Com essa temática, este trabalho tem o objetivo de estudar a termodinâmica do escoamento trifásico (óleo, água e gás) em um oleoduto com e sem a presença de vazamento utilizando o software ANSYS CFX 12.0. Diferentes parâmetros como viscosidade do óleo, velocidade inicial das fases óleo e gás, fração volumétrica das fases, magnitude do vazamento são usados e seus efeitos sobre o escoamento avaliados. Resultados como transiente de pressão total, velocidade, fração volumétrica, e linhas de correntes são apresentados e analisados. Verificou-se que o transiente de pressão é sensível as características termo-hidrodinâmicas do fluido. O aumento da magnitude do vazamento aumenta o valor da queda de pressão e diminui o valor da recuperação da pressão na tubulação. Grande quantidade de gás presente no escoamento pode diminuir a magnitude da queda de pressão, e gerar grandes oscilações na mesma.

Palavras-chave: Transiente de pressão, vazamento, CFD, onda de pressão negativa.

ABSTRACT

Barbosa, Lorena Monteiro Cavalcanti, **Non-Isothermal Transient Three-Phase Flow (Heavy Oil, Water and Gas) in Vertical Pipeline Including Leak**, Campina Grande: Post-Graduate Program in Mechanical Engineering, Federal University of Campina Grande, 2012. 91 p. Master's Thesis.

Leakage monitoring system should be able to detect and locate a leak within minutes, therefore, to reduce or to prevent environmental accidents, and contributing significantly to an operational safety. When a leak occurs in a pipeline a pressure wave will propagate through the pipeline, upstream and downstream relatively to the leak position. Therefore is important to determine and understand the flow characteristics inside the duct in each instant of time, detecting the leak and preventing the generating false alarms. In this sense, this paper aims to present a numerical simulation of multiphase flow (oil, water and gas) in pipeline with and without leaks using the commercial code ANSYS CFX 12.0. Are evaluated different parameters such as oil viscosity, initial velocity of oil and gas phases, volume fraction of phases, the magnitude of the leak and their effects on the flow are appraised. Results as transient total pressure, velocity, volume fraction, and streamlines are presented and analyzed. It was found that the transient pressure is sensitive to characteristics of thermal hydrodynamic fluid. The increase in magnitude of the leak increases the pressure drop value and reduce the value of the pressure recovery in pipe. Large quantities of gas present in the flow can decrease the magnitude of pressure drop, and generate large oscillations in it.

Keywords: Leakage monitoring system, CFD, Oil–water Multiphase Flow.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	1
1.1 Justificativa	3
1.2 Objetivo	4
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	5
2.2 Aspectos teóricos sobre petróleo e reservatório de petróleo.....	5
2.2.1 <i>Petróleo</i>	5
2.2.2 <i>Óleo pesado</i>	6
2.2.3 <i>Cadeia produtiva do petróleo</i>	7
2.2 Escoamento multifásico.....	9
2.2.1 <i>Escoamento multifásico vertical</i>	10
2.2.1.1 <i>Escoamento bifásico vertical</i>	10
2.2.1.2 <i>Escoamento trifásico</i>	12
2.2.2 <i>Modelagem matemática para o escoamento multifásico</i>	13
2.3 Oleodutos.....	15
2.4 Petróleo e o meio ambiente	16
2.4.1 <i>Características gerais</i>	16
2.4.2 <i>Vazamentos em oleodutos</i>	18
2.5 Detecção de vazamentos.....	20
2.5.1 <i>Sistema de detecção de vazamentos (SDV)</i>	20
2.5.2 <i>Comparação entre os métodos de detecção de vazamentos</i>	29
2.5.3 <i>Detecção de vazamentos por computador “online”</i>	30
3. METODOLOGIA	35
3.1 Descrição do problema físico	35
3.2 Tempo de detecção de vazamentos	37
3.3 O modelo matemático.....	37
3.3.1 <i>Notação utilizada pelo CFX[®] 12.0 para resolver problemas multifásicos</i>	38
3.3.2 <i>Modelo não-homogêneo</i>	39
3.3.3 <i>Modelo homogêneo</i>	48

3.3.4 <i>Condições de contorno</i>	50
3.4 Geração de Malha.....	53
3.5 Validação da solução numérica com a analítica	55
4 RESULTADOS	57
4.1 Resultados numéricos e analíticos no escoamento monofásico	57
4.1 Avaliação Numérica	59
4.2.1 <i>Efeito da presença de vazamento</i>	59
4.2.2 <i>Efeito da velocidade das fases</i>	66
4.2.3 <i>Efeito da viscosidade do óleo</i>	69
4.2.4 <i>Efeito da fração volumétrica das fases</i>	71
4.2.5 <i>Efeito do diâmetro do furo de vazamento</i>	74
5 CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	81
5.1 Conclusões	81
5.2 Sugestões futuras	82
6 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	83
APÊNDICES	88

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1: Óleo Pesado	6
Figura 2.2 Mistura óleo-água e areia, Micro-estrutura aumentada 50 vezes por um microscópio eletrônico.	7
Figura 2.3 Escoamento trifásico – ar-água-parafina.....	9
Figura 2.4: Tipos de escoamento bifásicos em dutos verticais	11
Figura 2.5: Imagem de diferentes escoamentos bifásicos em dutos verticais	12
Figura 2.6: Padrões de escoamento trifásico: (a) Gás-água-óleo visivelmente separados; (b) gás, através de uma dispersão de água em óleo e (c) gás sobre uma camada de óleo que transporta areia	13
Figura 2.7: Padrões de escoamento trifásico: a) óleo e ar dispersos na água; b) ar intermitente com dispersão de óleo em água; c) escoamento “caótico” ar intermitente e óleo ; d) <i>core-flow</i> anular com dispersão de água e água; e) <i>core-flow</i> anular com dispersão de óleo e ar	13
Figura 2.8: Conjunto de oleodutos conectados a TRANSPETRO	16
Figura 2.9: Desastres ecológico envolvendo derramamento de petróleo	17
Figura 2.10: Gasoduto subterrâneo rompido em 2007 nos Estados Unidos.....	21
Figura 2.11: Gasoduto de 16 polegadas da Companhia Pipeline Olympic rompido em 1999 nos Estados Unidos. Fonte: Exponent, 2010.....	21
Figura 2.12: Furo na coluna de produção	21
Figura 2.13: Divisão dos métodos de detecção de vazamentos.....	23
Figura 2.14: Sensores e medidores utilizados em sistemas de detecção de vazamento	23
Figura 2.15: Sensor acústico.....	24
Figura 2.16: Sensor ultra-sônico de detecção de vazamentos em oleodutos.....	25
Figura 2.17: Sistema de monitoração e detecção de vazamentos.....	30
Figura 2.18: Transientes de pressão gerados por vazamento para $Re= 5000$, vazamento a 335,26 metros do transdutor 1 e a 176,61 metros do transdutor 2	31
Figura 2.19: Transientes de pressão gerados por vazamento para $Re = 10000$, vazamento a 335,26 metros do transdutor 1 e a 176,61 metros do transdutor 2	32
Figura 2.20: Transientes de pressão gerados por vazamento, durante escoamento contínuo ar-água (vazamento a 750m, $Re=10000$).....	33
Figura 2.21: Fases de um Vazamento.....	34
Figura 3. 1: Oleoduto vertical com vazamento; (a) Vista do duto; (b) Visão frontal da entrada do duto; (c)- Detalhes da região com vazamento	35
Figura 3. 2: Oleoduto com vazamento, evidenciando as superfícies de medição de parâmetros..	36
Figura 3.3: Oleoduto, evidenciando as linhas para medição de parâmetros.....	36
Figura 3. 4: Malha numérica utilizada nas simulações (a) Saída do duto (b) Detalhe do vazamento ($D_f=8,0mm$)	53
Figura 3.5: Malha numérica utilizada nas simulações (a) visão frontal do vazamento (b) Detalhe do refinamento da malha perto da região do vazamento	54
Figura 3.6: Malha numérica utilizada nas simulações (a) visão frontal do vazamento quando $D_f = 12,5 mm$ (b) visão frontal do vazamento quando $D_f = 25,0 mm$	54
Figura 3.7: Malha numérica utilizada nas simulações (a) detalhe do refinamento do vazamento quando $D_f = 37,5 mm$ (b) visão frontal do duto para $D_f = 37,5 mm$	55
Figura 4.1 : – Comparação entre os perfis de velocidade numérico e analítico	57

Figura 4.2 : Comparação entre o comportamento da pressão ao longo do comprimento do duto, analítico e numérico.....	58
Figura 4.3: (a) Comportamento da pressão total ao longo do comprimento do duto caso 01; (b) linha de medição de parâmetros L_1	59
Figura 4.4: (a) Comportamento da pressão total para o caso 02 com vazamento no plano S_1 ; (b) Plano de medição de parâmetros S_1	60
Figura 4. 5: Curvas de contorno do Campo de pressão nos tempos (a) $t = 0s$; (b) $t = 0,001s$, sobre o plano transversal passando no orifício vazante	61
Figura 4.6: Detalhe do vazamento no plano transversal $z = 3.5m$ para $t = 0,001s$	61
Figura 4.7: Distribuição da fração volumétrica da água, na Linha L_2 para diferentes tempos.....	62
Figura 4.8: Distribuição da fração volumétrica do gás, na Linha L_2 para diferentes tempos.....	62
Figura 4.9: Distribuição da fração volumétrica do óleo, na Linha L_2 para diferentes tempos	63
Figura 4.10: Evolução da perda de fluido para cada fase da mistura na superfície vazante até $t=0.05s$	63
Figura 4.11: Velocidade superficial das fases do óleo, água e gás, na linha L_2 , caso 02 para $t = 0,05s$	64
Figura 4.12: Temperatura das fases óleo, água e gás, na linha L_2 para o caso 02 para $t = 0,05s$..	65
Figura 4.13: Velocidade Superficial do óleo - a) sem vazamento; b) com vazamento (caso 2, $t=0.05s$).....	66
Figura 4.14: Linhas de corrente do óleo, caso 01- a) sem vazamento; b) com vazamento ($t=0.05s$)	66
Figura 4. 15: (a) Comportamento da pressão total ao longo do duto (Linha L_1), para $t = 0,001s$, para diversas velocidades do óleo e do gás; (b) zoom da queda de pressão em $z=3,5m$	67
Figura 4.16: Transiente de pressão total na superfície S_1 , para diversas velocidades de entrada das fases óleo e gás	68
Figura 4.17: a) Variação da Temperatura, na linha L_2 ($t=0.05s$) :para diversas velocidades das fases óleo e gás; b) zoom em $z = 3,5m$	68
Figura 4. 18: Comportamento da pressão total ao longo do duto (Linha L_1), para $t=0,001s$, para diversas viscosidades do óleo; (b) zoom da queda de pressão em $z=3,5m$	69
Figura 4.19: Transiente de pressão total na superfície S_1 , para diversas viscosidades do óleo.....	70
Figura 4.20:a) Variação da Temperatura, na linha L_2 ($t=0.05s$) :para diferentes viscosidades do óleo; b) zoom da variação da temperatura na região vazante, em $z=3,5m$	70
Figura 4.21: Pressão Total ao longo do duto Linha L_1 , caso 02- 16 ao 19, ; na Linha L_1	72
Figura 4. 22: Transiente de Pressão para diferentes frações volumetricas caso 02, 16 ao 19; na Linha L_1	72
Figura 4. 23: Transiente de Pressão para diferentes frações volumetricas da fases (caso 02, 16 ao 19), no plano S_1	73
Figura 4. 24 – Variação da Temperatura, na linha L_2 ($t=0.05s$) :para diferente frações volumétricas do fluido; b) zoom da variação da temperatura na região vazante, em $z=3,5m$	74
Figura 4. 25: Transiente de pressão para diferentes diâmetro do furo, na região S_1 , tempo total de simulação $0,02s$	75
Figura 4.26: Transiente de pressão para diferentes diâmetro do furo, na região S_1 , tempo total de simulação $1.6s$	76
Figura 4. 27: Comportamento da pressão total ao longo do comprimento do duto, no plano L_1 , para diferentes diâmetros do furo do vazamento em $t=0,001s$	76
Figura 4. 28: a) Comportamento da Temperatura do óleo, na linha L_2 , para diferentes diâmetros de furos em $t=1,6s$; b) zoom da região vazante em $z = 3,5m$	77

Figura 4. 29: Evolução da perda de fluido na superfície vazante com o tempo $t=1,6s$	78
Figura 4. 30: Evolução da perda de fluido, para cada fase da mistura na superfície vazante com o tempo $t=1,6s$	79
Figura 4. 31: Velocidade superficial do furo da fase óleo ao longo do duto (linha L_2) em $t=1,6s$	80

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 2.1: Custos com vazamentos do período de 2002 a 2009 nos E.U.A.....	19
Tabela 2.2: Formas de detecção de vazamento mais comum nos E.U.A durante o período de 2002 a 2009	19
Tabela 2.3: Produtos mais vazados em tubulações no período de 2002 a 2009.....	20
Tabela 2.4: Comparação entre os métodos de detecção de vazamento	29
Tabela 3.1: Dados usados nas simulações numéricas.....	51
Tabela 3.2: Condições gerais do problema e da solução numérica.	52
Tabela 3.3: Propriedades físico-químicas dos fluidos para os casos avaliados.....	53

LISTA DE SIGLAS

ANP - Agência Nacional do Petróleo

API - *American Petroleum Institute*

CFD - *Computational Fluids Dynamics*

GLP – Gás Liquefeito de Petróleo

HPA - Hidrocarbonetos Policíclicos Aromáticos

ILDS- Sistema integrado de Detecção de Vazamentos

PHMSA - *Pipeline and Hazardous Materials Safety Administration*

SCADA - Sistemas de Detecção de Vazamentos com Controle Supervisório de Aquisição de Dados

SDV- Sistema de detecção de vazamento

UFMG - Universidade Federal de Campina Grande

NOMENCLATURA

Letras Latinas

$A_{\alpha\beta}$	Densidade de área interfacial.....[-]
A	Área de secção transversal do tubo.....[m ²]
β_{RNG}	Constante turbulenta do Modelo RNG $k - \varepsilon$[-]
$C_{\mu\text{RNG}}$	Constante turbulenta do Modelo RNG $k - \varepsilon$[-]
$C_{\varepsilon1\text{RNG}}$	Coefficiente de turbulência do modelo RNG $k - \varepsilon$[-]
$C_{\varepsilon2\text{RNG}}$	Constante do modelo RNG $k - \varepsilon$[-]
C_D	Coefficiente de Arrasto.....[-]
D_f	Diâmetro do furo de vazamento.....[m]
r_o	Fração volumétrica do óleo.....[-]
r_w	Fração volumétrica da água.....[-]
r_g	Fração volumétrica do gás.....[-]
f_n	coeficiente do modelo turbulento RNG $k - \varepsilon$[-]
r_α	Fração volumétrica da fase α[-]
g	Aceleração da gravidade terrestre.....[m.s ⁻²]
h	Coefficiente de transferência de calor.....[W.m ⁻² .K ⁻¹]
h_α	Entalpia estática.....[J.kg ⁻¹]
$h_{\alpha\beta}$	Coefficiente de transferência de calor global.....[W.m ⁻² .K ⁻¹]
k	Energia cinética turbulenta..... [m ⁻² .s ⁻²]
σ_k	Constante turbulenta do modelo k- ε padrão.....[-]
M_α	Força de arraste interfacial.....[N.m ⁻²]
$Nu_{\alpha\beta}$	Número de Nusselt da mistura.....[-]
p	Pressão.....[Pa]
Pr	Número de Prandtl[-]
$P_{\varepsilon b}$	Forças de gravidade.....[N]
P_k	Produção turbulenta devido as forças viscosas.....[kg.m ⁻¹ .s ⁻³]

P_{kb}	Influência das forças de gravidade.....[kg.m ⁻¹ .s ⁻³]
P_{tot}	Pressão total.....[Pa]
Q_{α}	Transferência de calor interfacial da fase α através da interface com outra(s) fase(s).....[W.m ⁻²]
$Q_{\alpha\beta}$	Taxa de transferência de calor por unidade de tempo da fase β para a fase α[W.m ⁻² .s ⁻¹]
$Q_{\beta\alpha}$	Taxa de transferência de calor por unidade de tempo da fase α para a fase β[W.m ⁻² .s ⁻¹]
Re	Número de Reynolds.....[-]
S_{α}	Termo fonte de energia.....[-]
$S_{MS\alpha}$	Fonte de massa.....[N.m ⁻³]
S_M	Fonte de momento devido à força de corpo externa.....[N]
t	Tempo.....[s]
T_{α}	Temperatura da fase alfa.....[K]
T_{β}	Temperatura fase beta.....[K]
V_{α}	Volume da fase α[m ³]
U	Velocidade da mistura.....[m.s ⁻¹]
\vec{U}_{α}	Vetor velocidade da fase alfa.....[m.s ⁻¹]
\vec{U}_{β}	Vetor velocidade da fase beta.....[m.s ⁻¹]

Letras Gregas

α, β	Fases envolvidas[-]
$C_{p\alpha\beta}$	Calor específico da mistura[J/kg.°C]
ε_{α}	Taxa de dissipação de energia cinética turbulenta da fase α[-]
$\rho_{\alpha\beta}$	Densidade de mistura.....[kg.m ⁻³]
ρ_{α}	Densidade da fase α[kg.m ⁻³]
μ	Viscosidade dinâmica.....[Pa.s]
μ_{τ}	Viscosidade turbulenta.....[Pa.s]
μ_{ta}	Coeficiente de arraste.....[Pa.s]

σ_k	Constante do modelo RNG k - ε[-]
$\sigma_{\varepsilon RNG}$	Constante do modelo RNG k - ε[-]
λ_α	Condutividade térmica.....[W.m ⁻¹ .K ⁻¹]
$\Gamma_{\alpha\beta}$	Fluxo de massa por unidade de volume da fase [kg.s ⁻¹ .m ⁻³]
$\Gamma_{\alpha\beta}^+$	Fluxo de massa por unidade de volume da fase β em α[kg.s ⁻¹ .m ⁻³]
$\Gamma_{\beta\alpha}^+$	Fluxo de massa por unidade de volume da fase α em β[kg.s ⁻¹ .m ⁻³]

1. INTRODUÇÃO

Na indústria do petróleo, a ocorrência de fluxo multifásico (óleo, gás e água) se dá nas instalações de produção, movimentação e processamento de hidrocarbonetos de um campo petrolífero. Nos sistemas de produção, o deslocamento multifásico 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, gás e água) quando os fluidos produzidos são transferidos para outras áreas por meios de dutos. Os processos multifásicos são freqüentemente instáveis e caracterizados por complexos padrões de escoamento, os quais influenciam profundamente os transportes de massa e de energia. A capacidade de diagnosticar e controlar as configurações de escoamentos é imprescindível para operação eficaz de instalações industriais de manipulação e transporte de fluidos multifásicos. Na indústria do petróleo existe diversos tipos de óleos, dependendo de sua densidade e viscosidade, sendo classificados em óleos leves, pesados e extra-pesados. O interesse em óleos pesados está relacionado ao fato de que suas reservas mundiais estão estimadas em 3 trilhões de barris.

O aproveitamento comercial de acumulações de óleos pesados e viscosos no mar representa um desafio econômico e tecnológico para as grandes companhias de petróleo, principalmente no que se diz respeito ao seu transporte, devido a alta viscosidade do óleo pesado e a deposição de parafinas nas paredes internas de linhas de transporte. A deposição de parafina pode ainda produzir outros problemas operacionais: altera o comportamento do óleo em escoamento, aumenta o consumo de energia para bombeamento e vazões mais baixas. Além disso, devido à alta viscosidade, torna-se difícil e de alto custo, seu transporte desde o reservatório até a superfície. Assim sendo, a necessidade de desenvolver projetos que permitam a produção e escoamento da produção de petróleo pesado principalmente em ambiente *offshore* é inegável.

A indústria de petróleo tem nos oleodutos e gasodutos seus principais meios de escoamento de produção consistindo em uma maneira barata e eficiente para transporte de fluidos interligando regiões produtoras, plataformas, refinarias, terminais marítimos, parques de

estocagem e os centros consumidores. Embora as empresas executem medidas preventivas, a operação de dutos esta sujeita a falhas, devido a ação de agente de natureza físico-química que acabam por deteriorar a parte do duto (corrosão ou fraturas), tornando as instalações susceptíveis a acidentes operacionais com perda do fluido para o meio exterior (que provocam grandes prejuízos ecológicos e financeiros) e requerendo toda proteção disponível para manter sua integridade.

Pesquisas recentes na indústria de petróleo no Brasil estimaram que o custo de um vazamento é de R\$ 150.000,00 (U\$ 90.000,00) por metro cúbico vazado (COLOMBAROLI, 2008). Mesmo sendo, a Lei Brasileira de Crimes Ambientais, uma das mais severas do mundo, punindo desastres ambientais com pesadas multas e até mesmo com a prisão dos responsáveis, acidentes acontecem. Por isto, a indústria do petróleo exige alto padrão de segurança. As instalações necessitam não só atender às normas técnicas, como também aos requisitos legais, de forma a proporcionar pleno desempenho para as unidades industriais e trabalhadores. A supervisão e inspeção formam parte desse padrão de segurança.

Os sistemas de detecção de vazamentos em oleodutos são conhecidos como métodos de segurança operacional dos dutos. Quando ocorre um vazamento no mesmo, o mais importante é sua imediata detecção e alarme. A parada de bombas e/ou fechamento rápido de válvulas de bloqueio evitarão o desastre. No entanto, nos sistemas de detecção de vazamentos há pontos críticos, dentre eles o tempo de detecção e a confiabilidade dos alarmes. Quando não detectados, os vazamentos resultam frequentemente em graves impactos ambientais, além dos prejuízos econômicos devidos às paradas na produção. Situações de emergência podem ocorrer em locais de difícil acesso ou insalubres, o que pode levar a não serem detectadas a tempo por supervisores humanos.

Assim sendo, um sistema de supervisão adequado, deverá ser capaz de detectar derramamentos e vazamentos nas instalações de petróleo, possibilitando uma intervenção imediata no sentido de reduzir os impactos socioeconômicos e ambientais decorrentes de acidentes dessa natureza e contribuindo de maneira significativa para a segurança operacional. Para isso, diversas técnicas para diagnósticos de falhas em dutos encontram-se em uso. Entre elas, recebem destaque os métodos tradicionais baseados em balanço de massa e volume, os métodos fundamentados na análise de pressão pontual e métodos baseados em simulações on-line

de transientes operacionais. Além destes, atualmente, grandes avanços em processamento digital de sinais, somados a técnicas de inteligência artificial tem trazidos excelentes resultados.

1.1 Justificativa

O transporte dos fluidos petrolíferos é feito via redes de dutos. A operação de dutos, esta sujeita a falhas, devido à ação de agentes de naturezas físico-química que acabam por deteriorar a parede do duto (corrosão ou fraturas), tornando as instalações susceptíveis a acidentes operacionais com perda de fluido para o meio exterior (que provocam grandes prejuízos ecológicos e financeiros) e requerendo toda proteção disponível para manter sua integridade. Quando ocorre um vazamento num duto o mais importante é sua imediata detecção e alarme. A detecção de vazamentos mediante o uso de métodos computacionais vem tendo pouco êxito devido à dificuldade em determinar-se experimentalmente as características reais dos fluidos que escoava através do duto em cada instante de tempo, gerando grande número de alarmes falsos. Assim, tem-se a necessidade de se estudar os padrões de escoamento multifásico não-isotérmico com ou sem a presença de vazamentos no duto (via CFD) visando sua detecção, como também a estimação de parâmetros do fluido, durante o escoamento transiente e em tempo real.

Portanto 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. Desta forma, devido aos vários fatores explicitados, justifica-se um estudo detalhado via simulação numérica do comportamento do escoamento multifásico tridimensional transiente de óleos pesados e ultra-viscosos quanto à sua termofluidodinâmica na presença ou não de vazamentos no duto. 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.

1.2 Objetivo

Este trabalho tem como objetivo estudar o escoamento não-isotérmico, tridimensional e trifásico (óleo pesado, água e gás) em dutos verticais com e sem vazamento por meio de simulação numérica, utilizando o *software* ANSYS CFX.

Como objetivos específicos pode se citar:

- Apresentar a modelagem matemática para descrever o escoamento multifásico na presença de transferência de calor das fases;
- Simular a distribuição de pressão, fração volumétrica e temperatura no interior do duto ao longo do processo e como esses parâmetros são afetados com a presença de vazamento.
- Estudar o comportamento termo-hidrodinâmico do escoamento não-isotérmico do fluido antes e após o vazamento;
- Obter novas informações sobre o escoamento trifásico (óleo pesado, água e gás) que possam ser úteis na otimização de processos produtivos e redução de impactos ambientais, e de uma forma geral, informações que sirvam como subsídios para que estudos mais aprofundados possam ser realizados e implementados na indústria do petróleo.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.2 Aspectos teóricos sobre petróleo e reservatório de petróleo

2.2.1 Petróleo

O petróleo é definido como misturas de hidrocarbonetos (compostos formados por átomos de hidrogênio e carbono) que se apresentam na natureza em estado sólido, líquido ou gasoso, dependendo das condições de pressão e temperatura em que são encontrados. Quando o petróleo se apresenta no estado líquido, é denominado óleo cru ou simplesmente óleo. Este é definido como a parte líquida de uma mistura de hidrocarbonetos proveniente de um reservatório geológico (VAZ, 2008).

Normalmente, os hidrocarbonetos encontrados no petróleo pertencem as series dos alcanos lineares (parafinas), dos alcanos cíclicos (naftênicos) e dos aromáticos. No petróleo encontram-se hidrocarbonetos com até mais de 60 átomos de carbono, enquanto no gás natural, hidrocarbonetos com 1 a 12 átomos de carbono. Dependendo da proporção de compostos hidrocarbonetos na sua composição, o petróleo se mostra mais adequado para a produção de um ou outro derivado (SZKLO, 2004).

A densidade relativa de um produto é definida como a relação entre sua massa específica a uma dada temperatura e a massa específica de um padrão, à mesma ou diferente temperatura. A densidade do petróleo é importante porque ela reflete, por si só, os conteúdos de frações leves e pesadas dos óleos crus, pois se trata de uma propriedade aditiva em base volumétrica.

Um dos parâmetros de caracterização mais importantes do petróleo é o seu grau API, que é uma escala hidrométrica idealizada pelo *American Petroleum Institute* - API, e pelo *National Bureau of Standards*, este parâmetro tem sido utilizado para medir a densidade relativa de líquidos, através de um índice adimensional. Quanto maior for a densidade do petróleo, menor será o seu grau API, ou mais pesado será o petróleo. Um petróleo considerado referência internacional com base no seu valor API é o encontrado no campo de Brend, Mar do Norte, cujo °API varia entre 30 a 35. O petróleo brasileiro, antes da descoberta do pré-sal, era considerado em

sua grande maioria de óleos pesados, e a sua variante mais pesada explorada no Campo de Marlim, 17° API (CANELAS, 2004). Com a descoberta do pré-sal estima-se que o petróleo existente nessa região, seja óleo leve, ou seja, alto grau API, como o encontrado no Campo de Tupi.

2.2.2 Óleo pesado

Segundo a ANP, todo petróleo com densidade relativa superior a 0,92 e igual ou inferior a 1,00 (ou grau API igual ou superior a 10 e inferior a 22) é classificado como óleo pesado (ver Figura 2.1). Este petróleo contém grande proporção de hidrocarbonetos de alta massa molar, tipicamente com mais de 15 átomos de carbono por molécula. Ele ainda possui grandes quantidades de resíduo de carbono, asfaltenos, enxofre, nitrogênio, metais pesados, aromáticos e/ou parafinas (OLSEN e RAMZEL, 1992).



Figura 2.1: Óleo Pesado

Fonte: Schlumberger, 2010

Suas propriedades físico-químicas dificultam a separação de óleo, água e areia e faz com que o seu refino, com as tecnologias atuais, resulte em menores quantidades de GLP (gás liquefeito de petróleo), gasolina, querosene e diesel, o que reduz o seu valor comercial. Além disso, os óleos pesados apresentam elevada viscosidade, de 100 a 10000 vezes a viscosidade da

água, na superfície, o que torna difícil e cara e muitas vezes inviável sua movimentação desde o reservatório até a superfície, etapa denominada produção.

Segundo Chen (2006), os óleos pesados estão geralmente situados em reservatórios rasos, constituído de areias não-consolidadas. Normalmente estes estão presentes em reservatórios jovens; em seu surgimento seu ° API está entre 30 a 40 e por um processo de degradação atuante no reservatório, seu API diminui tornando-o um óleo pesado.

Na Figura 2.2 pode ser observada uma mistura óleo pesado-areia-água, extraída de um reservatório canadense, onde os espaços negros são preenchidos pela mistura óleo-água, e os contornos grossos de grãos representam a areia contida dentro do reservatório.

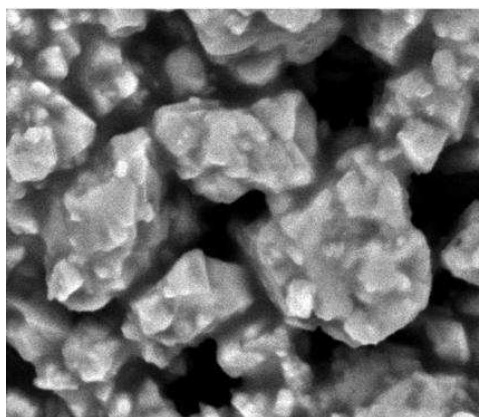


Figura 2.2 Mistura óleo-água e areia, Micro-estrutura aumentada 50 vezes por um microscópio eletrônico.

Fonte: Geoscience World, 2008

2.2.3 Cadeia produtiva do petróleo

Para que o petróleo chegue ao consumidor é necessário que este passe por um conjunto de atividades de produção, transporte, comercialização, processamento até sua distribuição. Estas atividades de forma integrada, com um seqüenciamento lógico, é chamado de cadeia produtiva, e possui as seguintes fases:

a) *Fase de exploração*: O processo exploratório está baseado em pesquisa sísmica e interpretação de resultado, na utilização dos conceitos da geologia e da geofísica. A exploração é

a etapa inicial do processo e consiste no reconhecimento e estudo das estruturas propícias ao acúmulo de petróleo ou gás natural. Essa fase conduz a descoberta dos reservatórios (VAZ, 2008)

b) *Fase de perfuração*: Uma vez identificados os fatores que determinam a possibilidade da existência de petróleo, é feita a perfuração dos poços exploradores. Após a confirmação da existência e havendo viabilidade econômica, mais poços são perfurados para delimitar e desenvolver a formação produtora, permitindo a extração e o escoamento dos produtos.

c) *Fase de produção*: Esta fase é voltada para a extração das reservas de petróleo e gás natural em campos *onshore* e *offshore*, onde são desenvolvidos os planos econômicos do campo, determinação da quantidade de poços e localização, estudo de viabilidade e a definição dos tipos de recuperação que serão realizados além de projetos de implementação dos poços, produção e abandonos são realizados.

d) *Fase de desenvolvimento*: É a etapa central de toda a cadeia produtiva do petróleo e gás natural, onde, efetivamente, são extraídos os petróleo e gás natural. Envolve aspectos múltiplos, além do tecnológico, como a administração da produção, o gerenciamento de projetos, o controle de qualidade, a análise de risco e a otimização de sistemas. Abrange as etapas típicas de perfuração, completação, elevação artificial, sistema de coleta da produção, unidades de produção, sistema de escoamento da produção, segurança operacional, proteção ambiental e, ao final, a desativação do campo.

e) *Fase de transporte e armazenamento de petróleo bruto*: É a etapa que o petróleo é armazenado e escoado até os terminais de tratamento através de oleodutos. Se for óleo cru este será conduzido a uma refinaria, se for gás natural este irá para uma UPGN (unidade de processo de gás natural).

f) *Fase de processamento*: É a etapa onde o óleo cru e o gás natural, têm suas frações separadas, onde os componentes mais pesados são separados dos mais leves, gerando produtos de maior valor agregado e garantido uma especificação técnica adequada para a comercialização do derivado.

g) *Fase de transporte e armazenamento dos derivados*: Uma vez tratado e obtido os derivados, estes precisam chegar ao consumidor, o que implica em atividades de logística, onde o produto parte da base primária de estocagem do produto a bases secundárias de distribuição do produto. No Brasil é utilizado os modais rodoviárias, ferroviários, dutoviário e hidroviário.

h) *Fase de distribuição e comercialização*: É nessa fase que o derivado do petróleo, gás natural, gasolina, diesel entre outros, é entregue ao consumidor final. Essa etapa é realizada pelas companhias distribuidoras.

2.2 Escoamento multifásico

Escoamento multifásico é o termo usado para descrever qualquer escoamento que possua mais de uma fase (FIG. 2.3). Esse tipo de escoamento é comum na indústria petrolífera, como por exemplo, nas colunas de produção de poços e em dutos de produção. Ele pode ser classificado dependendo do tipo de fases constituintes em líquido-líquido, líquido-gás, líquido-sólido e por fim gás-sólido.

Escoamentos multifásicos são governados pelas leis da conservação da energia, da massa e da quantidade de movimento, cuja solução analítica é restrita a casos bastante simplificados, que não refletem a realidade física, portanto precisam de métodos computacionais para solucionar estas equações não-lineares que carecem de soluções analíticas.

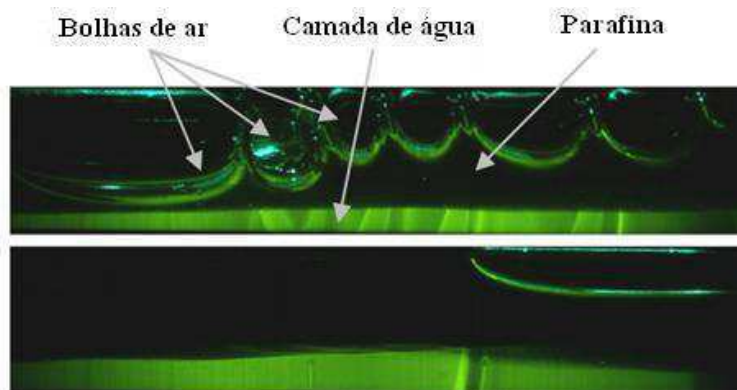


Figura 2.3 Escoamento trifásico – ar-água-parafina

Fonte: Wegmann *et al.*, 2005

Devido à complexidade deste tipo de fluxo, vários estudos são realizados para determinar a composição do fluido, comportamento do escoamento e a perda de carga ao longo da tubulação, em diversas condições de fluxos, tanto em dutos verticais como em dutos horizontais e inclinados.

2.2.1 Escoamento multifásico vertical

Escoamentos multifásicos verticais são comuns na indústria petrolífera principalmente quando o fluido sai do reservatório de petróleo e flui através do poço. Dependendo do tipo de reservatório este fluxo pode conter uma mistura gás-óleo, gás-óleo-água, óleo-água, óleo-água-gás-areia, entre outras configurações. Muitas vezes esse gás no reservatório está em solução e vem acompanhado de gás livre e água. Portanto a determinação com precisão do gradiente de pressão na coluna de produção é complicada, uma vez que ocorre um fluxo multifásico complexo e difícil de analisar, mesmo a condições limitadas (THOMAS, 2001).

Diferenças de velocidade entre as fases e a geometria das partículas das fases líquida e gasosa influenciam de sobremaneira no gradiente de pressão. Dependendo das características dos fluidos no reservatório, das pressões envolvidas e das profundidades dos poços, podem ocorrer mais de um padrão de fluxo no mesmo poço. Ou seja, esse escoamento pode ter diferentes formas e comportamentos (THOMAS, 2001).

2.2.1.1 Escoamento bifásico vertical

Entre os vários padrões de escoamento bifásico vertical, alguns mais conhecidos serão abordados neste trabalho. São eles:

a) *Escoamento de bolhas (bubble flow)*: Neste tipo de escoamento a fase gasosa se encontra distribuída em bolhas dentro da fase líquida; estas bolhas podem apresentar diversos tamanhos, de pequenas a grandes, de esféricas as mais alongadas, e por fim as forças que aparecem sobre as bolhas que dependem do seu formato.

b) *Escoamento Pistonado (Slug Flow)*: Para determinadas quantidades de gás, as bolhas tendem a se unir, de forma que quanto mais se aumenta essa quantidade de gás maior é a tendência dessas bolhas se aglutinarem gerando grandes bolhas que podem chegar ao diâmetro do duto, sua geometria muitas vezes lembra um pistão. O gás é separado da tubulação por uma fina camada de líquido. Geralmente observa-se que, entre duas grandes bolhas, diversas bolhas menores escoam.

c) *Escoamento Anular (Annular Flow)*: Neste tipo de escoamento o gás escoo no centro do duto enquanto isso o fluido se concentra na parede do tubo, em uma fina camada. É interessante ressaltar que as fases presentes apresentam uma menor concentração da outra fase, mas a fase líquida pode sofrer uma instabilização e gotas de líquido podem penetrar o núcleo gasoso.

d) *Escoamento Anular agitado (Wispy-Annular Flow)*: O líquido se concentra na parede do duto, mas em grossas camadas, e o gás continua escoando no núcleo do duto. A diferença para o escoamento anular é que bolhas de gás dispersa penetram a fase líquida da mesma forma que gotas de líquido disperso penetram a fase gás.

e) *Escoamento Agitado (Churn Flow)*: As bolhas características do escoamento pistonado podem se quebrar, com isso gerando bolhas menores. Esse escoamento se torna caótico e instável, principalmente no centro, deslocando o líquido contra as paredes. Seu comportamento pode ter características oscilatórias entre o escoamento pistonado e anular.

O comportamento do escoamento bifásico apresentado pode ser observado nas figuras 2.4 e 2.5.



Figura 2.4: Tipos de escoamento bifásicos em dutos verticais

Fonte: Bratland, 2010

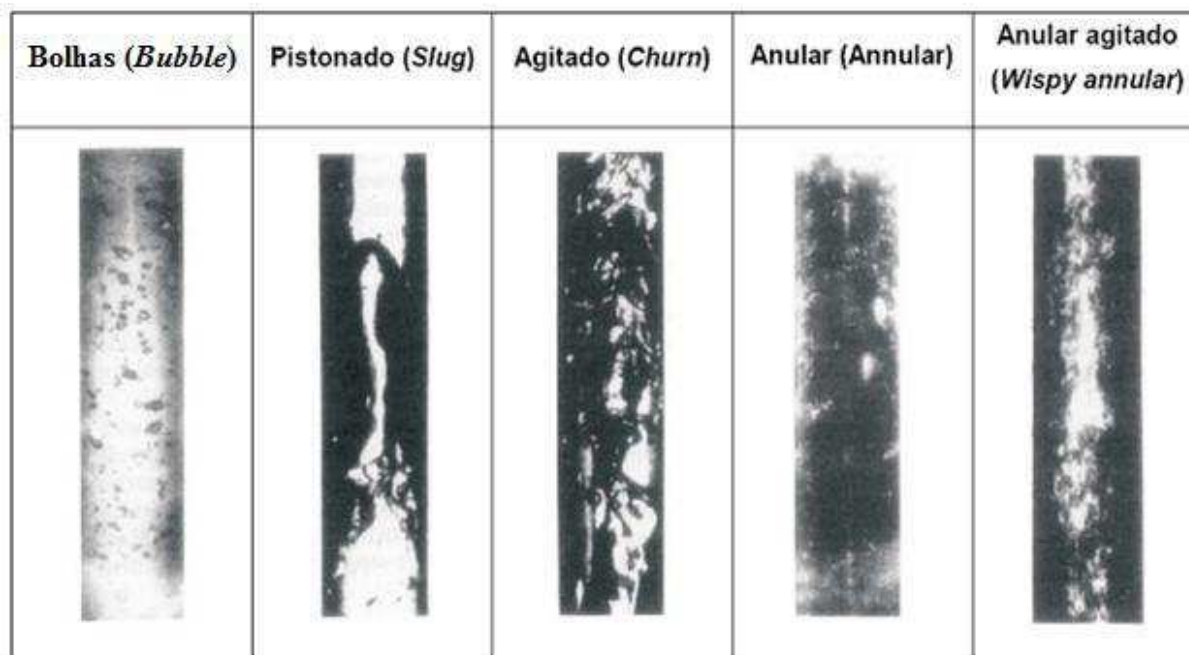


Figura 2.5: Imagem de diferentes escoamentos bifásicos em dutos verticais

Fonte: Collier apud Paladino, 2005

2.2.1.2 Escoamento trifásico

O escoamento água-óleo-gás é um tipo comum de mistura, principalmente na indústria do petróleo. Segundo Bratland (2010), o escoamento trifásico anular é o mais comum encontrado em dutos, como também em poços que contenham gás natural. Esse tipo de escoamento ocorre com grandes e pequenas quantidades de gás, como também em dutos de diferentes inclinações.

A fase líquida pode sofrer uma instabilização e gotas de líquido podem penetrar o núcleo gasoso, ou essas mesmas gotas podem retornar a camada líquida. Esse fenômeno depende da taxa de arraste e deposição. É interessante ressaltar que em casos extremos todo o líquido pode escoar como uma camada de filme ou todo o líquido possa escoar como um conjunto de gotas líquidas (BRATLAND, 2010).

Existem vários comportamentos que um escoamento gás-óleo-água pode assumir. A seguir algumas configurações diferentes relacionadas a esse tipo de escoamento, reportadas na literatura (FIG. 2.6, 2.7).

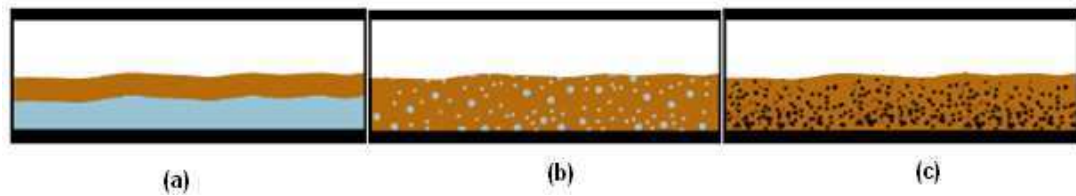


Figura 2.6: Padrões de escoamento trifásico: (a) Gás-água-óleo visivelmente separados; (b) gás, através de uma dispersão de água em óleo e (c) gás sobre uma camada de óleo que transporta areia

Fonte: Bratland, 2010

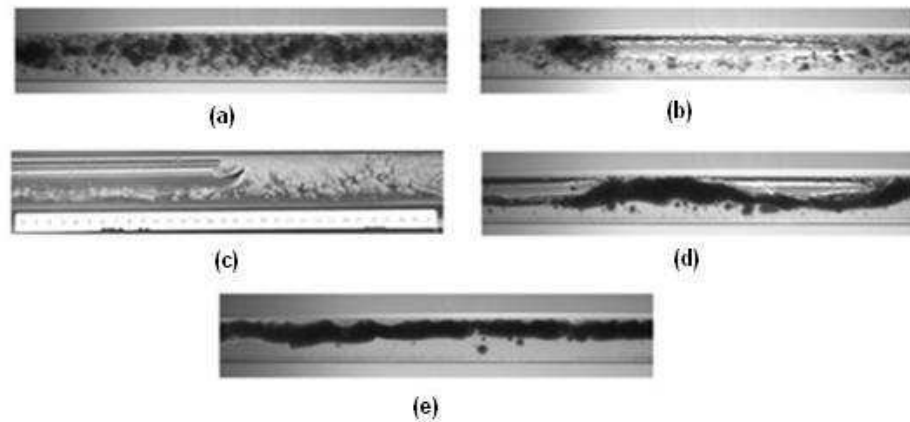


Figura 2.7: Padrões de escoamento trifásico: a) óleo e ar dispersos na água; b) ar intermitente com dispersão de óleo em água; c) escoamento “caótico” ar intermitente e óleo ; d) *core-flow* anular com dispersão de água e água; e) *core-flow* anular com dispersão de óleo e ar

Fonte: Strazza *et al.*, 2010

2.2.2 Modelagem matemática para o escoamento multifásico

Dos diversos modelos matemáticos existentes para classificar o escoamento multifásico, os mais utilizados são os modelos euleriano-euleriano e o euleriano-lagrangeano. Estes se diferenciam conforme a abordagem da fase dispersa. Para o modelo euleriana-euleriana tanto a fase dispersa quanto a fase contínua são consideradas como meios contínuos. Já o euleriano-lagrangeano, ou lagrangeano, é utilizado para sistemas dispersos; nele aplica-se a equação da quantidade de movimento para cada partícula, em um sistema de referência que se movimenta com a partícula.

O modelo lagrangeano é utilizado apenas para fases dispersas. Neste tipo de abordagem as equações da conservação da massa, energia e momento, são resolvidas para a fase contínua. Com as velocidades calculadas destas equações, é calculado as forças exercidas sobre as partículas dispersas, as trajetórias das partículas. Para utilizar esse modelo, a fração volumétrica das fases dispersas tem que ser baixas, visto que para cada partícula dispersa, será necessária uma equação correspondente. Portanto para grande número de partículas, maior será a quantidade de equações, desfavorecendo o uso deste modelo. Segundo Santos (2009), a principal vantagem do modelo Lagrangeano é a fácil utilização para sistemas polidispersos, isto é, sistemas nos quais as partículas possuem uma distribuição de tamanho relativamente largo e, neste caso, não se pode considerar um único tamanho de partícula.

O modelo euleriano-euleriano considera a massa líquida arrastada pela bolha como uma “pseudo-fase” que se movimenta com a velocidade da bolha, porém sua velocidade é considerada na equação de balanço massa líquida (SANTOS, 2009). Estas pseudo-fases variam de tamanho, visto que para cada faixa de diâmetro proposto, diferentes tamanho de partículas serão considerados, logo mais equações precisam ser resolvidas.

O modelo euleriano-euleriano é o mais utilizado, na atualidade, mesmo que existam partículas dispersas estas podem ser consideradas como meio contínuo. É utilizado para escoamento com diferentes fases, e com velocidades relativas entre as fases presentes (SANTOS, 2009). Neste modelo, as fases são consideradas contínuas e interpenetrantes, ou seja, o volume de fases não pode ser ocupado por outra, daí vem à idéia de frações volumétricas de fases.

O modelo euleriano pode ser utilizado para escoamento granulares (líquido - sólido) e não granulares (líquido-líquido). Entre outros exemplos, pode-se citar: escoamento em leitos fluidizados, escoamento em dutos e *risers*, colunas de bolhas e suspensão de partículas.

Para a solução do modelo euleriano, as equações de interface são fundamentais. As mais utilizadas em escoamento multifásico são: força de arrasto, de massa virtual, de sustentação e de dispersão turbulenta. Essas equações expressam as tensões viscosas e turbulentas, os termos de transferências de interfaces em função das propriedades dos fluidos e das variáveis de cálculos como fração volumétrica, pressão, velocidade, etc. (SANTOS, 2009). A seguir estão descrita com mais detalhes os significados das forças citadas acima:

Força de Arrasto: Em escoamentos dispersos internos, como em tubulações, a força de arrasto desempenha um papel fundamental, e é responsável pela maior parte da transferência de quantidade de movimento interfacial (PALADINO, 2005). A força de arrasto é geralmente expressa pelo coeficiente de arrasto; este coeficiente pode ser obtido de várias correlações, que depende principalmente do tipo de problema exposto.

Forças de Massa virtual: Ela pode ser definida como a quantidade de movimento necessária para deslocar a massa da fase contínua pela passagem de uma bolha. Esta força surgiu devido à aceleração relativa oriunda da diferença de velocidade da massa da fase contínua e a bolha, onde esta parcela de massa contínua deverá ser acelerada até alcançar a velocidade da bolha. Desta forma, o fenômeno pode ser visto como se a bolha virtualmente aumentasse a sua massa, daí o nome dado a esta força (SANTOS, 2009).

Força de sustentação: Esta ocorre devido rotação da fase contínua sobre a bolha. Em escoamentos de bolhas em dutos esta força tem o efeito de levar as bolhas para as paredes, induzindo picos de fração volumétrica de gás junto às mesmas (PALADINO, 2005).

Forças de dispersão turbulenta: Segundo Lopez de Bertodano *et al.* citado por Santos (2009) esta força é o resultado das componentes flutuantes das forças atuando sobre uma partícula. Quando ela é utilizada no modelo matemático tem o objetivo de dissipar os picos de concentração de fase, visto que esses são contrários ao gradiente de fração volumétrica.

2.3 Oleodutos

Oleoduto ou simplesmente duto (ver Figura 2.8) é o nome genérico dado as tubulações utilizadas para transportar grandes quantidades de petróleo e derivados (CARDOSO, 2005). No setor de petróleo e gás natural, dada a grande necessidade de interligação entre pólos industriais, sua utilização revela-se intensa.

Segundo Cardoso (2005), o modal dutoviário consiste na forma mais econômica e segura, para a movimentação de petróleo e seus derivados, ainda permitindo a redução do custo com frete que influenciam no preço final do produto ao consumidor. Neste modal um sistema interliga as fontes produtoras, refinarias, terminais de armazenagem, bases distribuidoras e centros consumidores.



Figura 2.8:Conjunto de oleodutos conectados a TRANSPETRO

Fonte: Vectorial, 2010

O Centro de Pesquisa da Petrobras, Pontifícia Universidade Católica, e outros órgãos desenvolveram projetos sobre tecnologia de dutos que visam gerenciar problemas com corrosão, sistemas inteligentes de detecção de vazamento, automação e operação, materiais, aumento da capacidade de transferência, novas técnicas de projeto, construção e montagem, entre outros (CARDOSO, 2005).

Com os avanços da tecnologia e informática, novos sistemas de controle e aquisição de dados nos oleodutos e gasodutos foram desenvolvidos. Estes sistemas permitem o acompanhamento e a supervisão das operações de transferência em tempo real, o que facilita a tomada de decisões eficientes para o cumprimento de metas referentes à utilização de estoques mínimos.

2.4 Petróleo e o meio ambiente

2.4.1 Características gerais

Um dos mais graves problemas ambientais associados ao petróleo é a questão dos derramamentos de óleo. Dependendo da extensão do derramamento, este pode ocasionar graves impactos ambientais na fauna e flora local, além de implicações negativas sobre o turismo, economia local, etc. A Figura 2.9 apresenta algumas imagens de impactos socioambientais ocasionados por desastres envolvendo derramamento de petróleo.



Figura 2.9: Desastres ecológico envolvendo derramamento de petróleo

Fonte: AseI-tech, 2011

A contaminação do ar, dos solos e das águas, por uma gama de compostos orgânicos altamente poluentes, é uma possibilidade sempre presente. No solo, pesquisas na área de biorremediação estão sendo desenvolvidas. A remediação biológica é considerada mais segura e eficiente, em comparação aos processos físicos e químicos. Ela consiste no emprego de microorganismos, tais como bactérias e fungos filamentosos e leveduras, para transformar os compostos do petróleo em substâncias de baixa toxicidade.

Tendo em vista que os hidrocarbonetos de petróleo são poluentes hidrofóbicos eles tendem a ficar sorvido no solo, diminuindo, dessa forma, sua disponibilidade aos microorganismos, o que limita a possibilidade de sua biodegradação. Em função disso, no tocante a biorremediação de derramamentos de petróleo e derivados em solos, o estudo da atuação de surfactantes nos sistemas solo-polvente-microbiota tem sido um dos mais focados (FARIAS, 2008).

Na água, substâncias lipossolúveis como hidrocarbonetos policíclicos aromáticos (HPAs) tendem a se concentrar no fígado de animais marinhos, que além de ser nocivo a fauna marinha, pode também atingir os seres humanos, por meio do consumo desses animais.

Como metodologia de controle de derramamentos de óleo em água, é muito utilizado sólidos adsorventes, destacando as argilominerais como a vermiculita, a qual, em função de sua hidrofobicidade, tem a capacidade de absorver petróleo.

2.4.2 Vazamentos em oleodutos

Segundo o PHMSA (Pipeline and Hazardous Materials Safety Administration) citada pela Asel-tech (2011), acidentes em dutos e derivados podem ser definidos como eventos inesperados que afetam direta ou indiretamente a segurança, a empresa e a saúde da população envolvida, causando impactos ao meio ambiente gerando altos custos de operação.

Os acidentes de origem tecnológica (corrosão, trincas, erro de escavação, etc.) são em sua grande maioria, previsíveis, razão pela qual há que se trabalhar principalmente na prevenção destes episódios, sem esquecer obviamente a preparação e intervenção quando da ocorrência dos mesmos.

Segundo Baghdadi citado por Santos (2009) existem dois tipos de vazamentos: de pequenas proporções e por ruptura. O primeiro ocorre quando a quantidade de fluido vazado é inferior a 5 litros por hora; são vazamentos extremamente perigosos, visto a dificuldade de detecção, assim grandes perdas podem acontecer até serem detectados. Este tipo de vazamento pode ocorrer por corrosão, trincas, falhas em soldas, juntas, por exemplo. Já o segundo é mais fácil de ser detectado devido à grande quantidade de perda de fluido, ocasionando grande impacto ambiental e perdas econômicas. Essas rupturas são de fácil localização devido as elevadas quedas de pressão e diferenças volumétricas.

Segundo dados do PHMSA, colhidos nos Estados Unidos durante os anos de 2002 a 2009, citado pela Asel-Tech (2011), os acidentes decorrente de falhas de corrosão é a causa mais frequente de vazamentos, seguidas por falhas do material e falhas nas juntas soldadas. O PHMSA ainda destaca os acidentes por escavação (interferência de terceiros) e forças naturais, erros de operação e agentes naturais. Ainda segundo os dados da PHMSA citados pela Asel-Tech (2011), os custos com vazamentos nos Estados Unidos ultrapassaram os US\$ 600 milhões no período de 2002 a 2009 (ver Tabela 2.1), não considerando o trágico acidente do golfo do México em abril de 2010.

No Brasil, segundo Colombaroli (2008), o custo de um vazamento é de R\$ 150.000,00 (aproximadamente US\$ 90.000,00), portanto um pequeno vazamento de 15 metros cúbicos dará um prejuízo de mais de 2 milhões de reais e um vazamento de 100 metros representará 15 milhões em perdas.

Tabela 2.1: Custos com vazamentos do período de 2002 a 2009 nos E.U.A

Custos	Valor (US\$)
Operação	261.481.417,00
Emergenciais	\$ 120.033.070,00
Com danos à propriedade da operadora	\$ 97.580.657,00
Com meio ambiente	\$ 94.508.863,00
Com a perda do produto	\$ 28.004.633,00
Custos públicos	\$ 13.029.922,00
Com propriedade publica/privada	\$ 11.827.529,00

Fonte: PHMSA Significant Pipeline Incidents, apud por Asel-tech, 2011

Observa-se que a maioria dos acidentes poderiam ser evitados com sistema de detecções contra vazamento eficientes, que possibilitasse a parada do bombeio de óleo e o fechamento de válvulas quase que imediato. Na Tabela 2.2 tem-se que nos E.U.A apenas 9% dos vazamentos é captada por detectores. A maior parte da detecção ocorre quando o trabalhador está realizando sua função (operação local) e percebe o vazamento.

Os produtos mais vazados pelos oleodutos são: óleo cru, CO₂, NO₂, Gasolina, diesel, óleo combustível e inflamável. Esses dados podem ser melhor analisado na Tabela 2.3.

Tabela 2.2: Formas de detecção de vazamento mais comum nos E.U.A durante o período de 2002 a 2009

Formas de Detecção de Vazamentos	Percentagem
Operação local	46%
Terceiros	32%
Sistemas de Detecção de vazamentos	9%
Vigilância Terrestre	8%
Outros	5%

Fonte: PHMSA Significant Pipeline Incidents, apud por Asel-tech, 2011

Tabela 2.3: Produtos mais vazados em tubulações no período de 2002 a 2009

Volume vazado	
Óleo cru	45%
Inflamáveis	25%
Gasolina, Diesel, Óleo combustível	22%
CO ₂ / NO ₂	8%

Fonte: PHMSA Significant Pipeline Incidents, *apud* por Asel-tech, 2011

As maiores incidências de vazamentos ocorrem no corpo do duto, mas também ocorre em flanges, válvulas, costuras do duto, bombas, parafusos, juntas, soldas, entre outros. Portanto é de fundamental importância detectar e localizar o vazamento dos oleodutos.

Segundo estudos do PHMSA citado pela Asel-tech (2011), 78% dos vazamentos só foram anunciados depois dos desastres terem ocorrido, e apenas 9% dos vazamentos foram alarmados por sistemas de detecção de vazamentos. E o mais impressionante dos dados é que em 76% dos vazamentos registrados, os dutos não pararam de operar, sendo que a maioria se localizava em áreas de risco. Isso prova que um sistema de detecção de vazamentos é imprescindível para evitar danos irreparáveis ao meio ambiente e a economia dos países e empresas envolvidos.

2.5 Detecção de vazamentos

2.5.1 Sistema de detecção de vazamentos (SDV)

Segundo o PHMSA pela Asel-tech (2011), um sistema de detecção de vazamento é todo aquele capaz de localizar o vazamento, seja num duto enterrado ou submarino, com a melhor precisão possível, isto é, em metros, onde o sistema ideal deve reagir e alamar o mais rápido possível depois da detecção do vazamento. A quantificação do volume vazado também é uma

informação importante, dando aos responsáveis a correta dimensão do problema e como agir perante o surgimento do problema.

A Figura 2.10 a 2.12 apresentam o resultado de um vazamento em um gasoduto e uma coluna de produção, ou seja, rompimento ou colapso em suas estruturas.



Figura 2.10: Gasoduto subterrâneo rompido em 2007 nos Estados Unidos.
Fonte: NDTcabin, 2010.



Figura 2.11: Gasoduto de 16 polegadas da Companhia Pipeline Olympic rompido em 1999 nos Estados Unidos.
Fonte: Exponent, 2010.



Figura 2.12: Furo na coluna de produção
Fonte: Henriques, 2008

Segundo Saguna (2007) existem quatro categorias principais de falhas nas linhas de oleoduto: (1) corrosão e desgaste; (2) operação fora dos limites de projeto; (3) danos intencionais e (4) danos não intencionais a tubulação. Os acidentes de origem tecnológica (corrosão, trincas, erro de escavação) são em sua grande maioria previsível, portanto é fundamental trabalhar na prevenção destes episódios, sem esquecer obviamente a preparação e intervenção quando há ocorrência dos mesmos. Por isso, muitos métodos e técnicas para detecção de vazamentos vêm sido propostos para evitar acidentes, catástrofes ambientais e diminuir as grandes quantidades de alarmes falsos (MUHLBAUER, 2004; LIU et. al. 2005, VERDE et. al 2007).

Pode-se detectar um vazamento por três métodos: diretos ou indiretos e por observação (FIG. 2.13). Os métodos diretos consistem na utilização de diferentes dispositivos para detecção e localização do vazamento, por exemplo, sensores acústicos, detectores de gases, pressão negativa entre outros (BEZERRA, 2008). No método indireto, o computador é utilizado como ferramenta auxiliar na detecção de vazamento. Este geralmente trabalha em conjunto com os sensores visando detectar qualquer falha. Sistemas de detecção de vazamentos com controle supervisão de aquisição de dados, por exemplo, estão sendo utilizados para realizar a detecção através de dados de fluxos, pressão, temperatura, etc. Neste caso, têm-se os métodos de detecção por mudança de fluxo e pressão, balanço de massa e volume, por exemplo (BEZERRA, 2008).

Por fim, a detecção por observação é a forma mais simples de localizar um vazamento. É realizada através de inspeções visuais por profissionais capacitados, onde procura-se qualquer sinal de anomalia na tubulação, odores, sons ou qualquer outra característica que possa indicar um vazamento. Este método é limitado visto que não pode ser aplicado em todas as situações, como dutos submersos, na terra ou mar, e depende muito da experiência e capacitação do funcionário.

A Figura 2.13 apresenta os métodos de detecção, subdividido conforme a técnica.

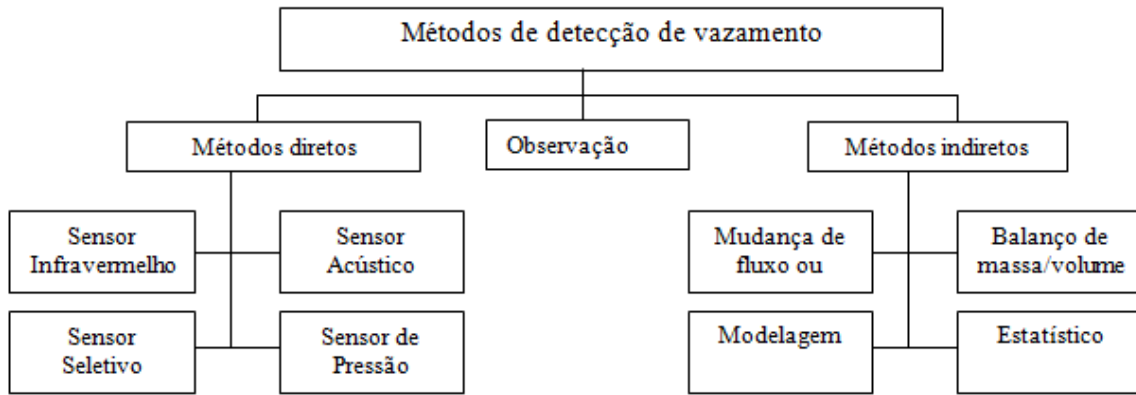


Figura 2.13: Divisão dos métodos de detecção de vazamentos

Fonte: Bezerra, 2008

Alguns equipamentos utilizados na detecção de vazamento são apresentados na Figura 2.14:

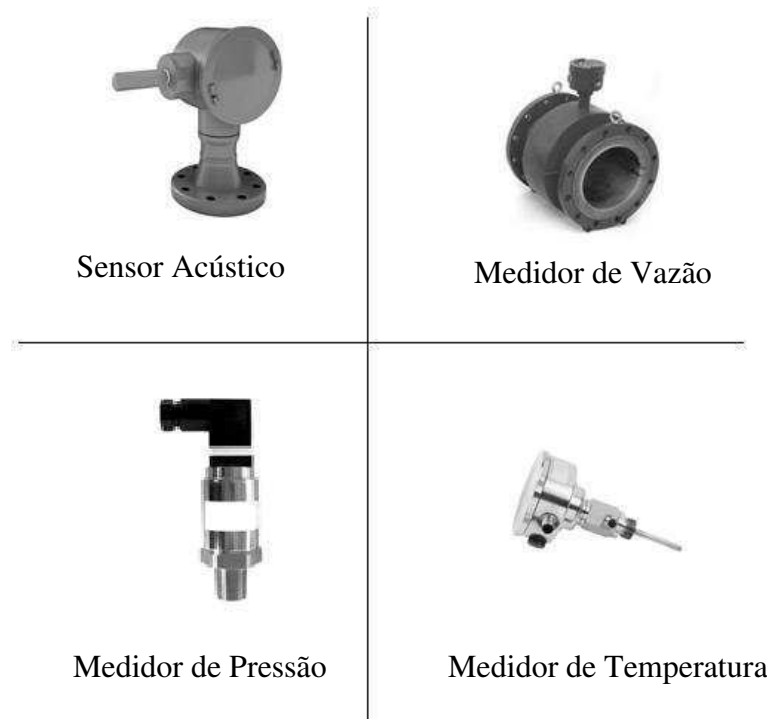


Figura 2.14: Sensores e medidores utilizados em sistemas de detecção de vazamento

Fonte: Asel-tech, 2011

Partindo-se da Figura 2.13, os métodos expostos são discutidos a seguir:

a) *Métodos acústicos*: Com a utilização de sensores acústicos o vazamento é detectado através da energia acústica emitida no escape do fluido (ver Figura 2.15).



(a)



(b)

Figura 2.15: Sensor acústico

Fonte: a) Petroquímica, 2006; b) ILDS, 2011

Segundo Camerini (2004):

“A detecção nos SDVs acústicos é realizada através dos sinais em frequências subsônicas (< 1 Hz) gerados pela abrupta ruptura da parede do duto causada por acidentes. Os sinais de alta frequência sofrem forte atenuação e não se propagam por longas distâncias.

Os vazamentos gerados pela lenta degradação da parede por corrosão não são possíveis de serem detectados, pois não geram energia acústica suficiente para se propagar a longas distâncias.”

Outras limitações deste tipo de detecção são a presença de equipamentos existentes na tubulação como, por exemplo, válvulas e compressores por gerarem também ruídos acústicos, gerando falsos alarmes, limitando, portanto sua escala de detecção. Assim, esses sensores são instalados ao longo da tubulação.

Bathista e Moura citados por Camerini (2004) detectaram vazamentos com esse método, em um oleoduto em Urucu, com 36 km de extensão, com pressões iniciais de 74 kgf/cm² no início e final de 14 kgf/cm². Outros testes foram realizados no:

“Trecho de linha submarina que liga PGA-3 à estação Aracajú/SE de 15,7km, 16” de diâmetro e pressão de 12,6 kgf/cm² foram detectados furos com 8,4 mm de diâmetro (0,53% da vazão da linha) a 194m de distância do sensor acústico com erro na localização de +/- 300m.”
(BATHISTA et al. APUD CAMERINI, 2004)

e no,

“Oleoduto de 18,5 km de extensão, 6” de diâmetro e pressão de 9,7 kgf/cm², que liga PCA-2 à estação de tratamento em Fazenda Cedro no Espírito Santo. Foram detectados furos com diâmetro mínimo de 12 mm com sensores posicionados a 9,2 km de distância e erro na localização de +/- 40m (BATHISTA et al. APUD CAMERINI, 2004).”

b) *Métodos ultra-sônicos*: Detecta vazamentos através de ruídos ultra-sônicos produzidos na tubulação. Como nos métodos acústicos é importante filtrar os ruídos interferentes (FIG. 2.16).

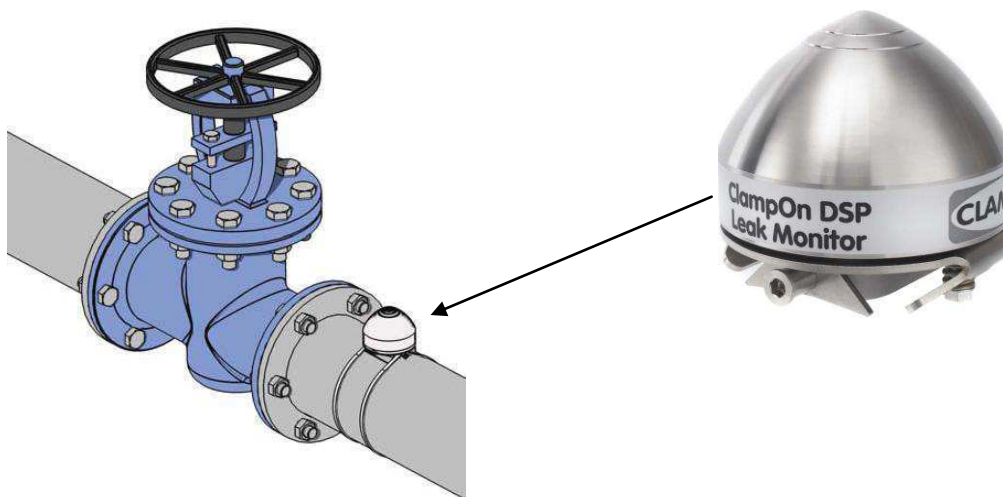


Figura 2.16: Sensor ultra-sônico de detecção de vazamentos em oleodutos

Fonte: Clampon, 2010

c) *Métodos infravermelhos*: O vazamento pode ocasionar mudança de temperatura ao redor da tubulação avariada, assim são colocados sensores sensíveis à presença de metano e etano na atmosfera através de seu espectro infravermelho.

d) *Ondas de pressão negativas*: Quando ocorre um vazamento há uma queda de pressão no local gerando uma onda de pressão negativa que se propaga a montante e a jusante do local do vazamento. Essa onda se propaga a velocidade do som, apresentando uma diminuição gradual em sua propagação devido ao atrito. Atualmente, são utilizados dois transdutores de pressão instalados nas extremidades das seções para calcular a posição do vazamento com razoável precisão (BEZERRA, 2008).

e) *Balanço de massa e volume*: Atualmente é um dos métodos mais utilizados. Realiza a medição de volume/massa que entra e sai da tubulação em determinados trechos. Se essa diferença atingir o valor máximo (2% para líquidos e 10% para gás), será ativado um alarme de vazamento. Sua principal limitação é a exatidão das medidas de volume e das variações associadas a ela, portanto não se pode detectar com exatidão a localização do vazamento. Alarmes falsos podem ser gerados visto que a detecção de vazamento depende de parâmetros como temperatura, pressão, viscosidade, densidade etc., portanto é comum que as medições sejam feitas de forma regular ao longo da tubulação. Vazamentos menores podem ser detectados com métodos não lineares adaptativos baseados na medida do fluxo e pressão na entrada e saída da tubulação (SOUSA, 2007).

f) *Mudança de pressão ou fluxo*: Tem base no princípio de que o vazamento ocasiona uma grande variação do perfil de pressão e fluxo a montante e a jusante ao longo da tubulação. Se em determinado período, a taxa de mudança for maior que um padrão definido, o alarme de vazamento será acionado. Wike citado por Bezerra (2008) afirma que esse método só pode ser aplicado em estado estacionário e fluido incompressível, além disso, só detecta grandes quantidades de vazamentos.

g) *Sistemas baseados em modelagem matemática*: Nesta técnica, modela-se matematicamente o fluxo do fluido na tubulação. De uma forma geral, resolve-se por métodos numéricos as equações da conservação da massa, da quantidade de movimento, da energia e equações de estado de fluidos. Os vazamentos são detectados ao se averiguar discrepâncias entre os valores calculados e os valores medidos na tubulação.

h) *Sistemas baseados em métodos estatísticos*: Zhang citado por Sousa (2007) calculou a probabilidade de ocorrer um vazamento, determinando aproximadamente seu tamanho e localização através das medidas de fluxo e pressão coletadas. Foi constatado que:

“A taxa de alarmes falsos é muito baixa e as variações geradas por mudanças operacionais são registradas assegurando que o alarme de vazamento ocorra quando houver um padrão único de mudanças no fluxo e na pressão. Suas características providenciam ao sistema uma capacidade de aprendizado on-line adaptando-se às mudanças na tubulação e nos instrumentos de medida.” (ZHANG apud SOUSA, 2007).

i) *Sistemas baseados em redes neurais artificiais*: Belsito *et al.* citados por Sousa (2007), desenvolveram um estudo sobre a detecção de vazamento baseados em redes neurais, onde:

“Os dados para treinamento das redes foram adquiridos através da simulação do escoamento nas tubulações com e sem vazamento, levando em consideração os sinais de ruídos existentes nas tubulações e conseqüentemente gerando dados que constituiriam padrões de operação. No sistema em estudo foram detectados vazamentos muitos menores que 1% da vazão do fluxo de entrada. O modelo numérico desenvolvido foi baseado em equações de conservação de massa, movimento e energia, as quais foram resolvidas utilizando diferenças finitas.” (BELSITO apud SOUSA, 2007)

j) *Sistemas de detecção de vazamentos com controle supervisão de aquisição de dados (SCADA)*: Como já dito anteriormente uma das melhores formas de se detectar vazamentos é a monitoração contínua da pressão e /ou vazão e/ou sensores acústico. Geralmente esta é feito por sistemas online que utilizam softwares trabalhando de forma integrada com sensores, 24 horas por dia. Através dos dados fornecidos pelos sensores, principalmente a análise transiente da pressão e da vazão, estes programas de computadores podem detectar

anomalias na tubulação e conseqüentemente detectar e localizar o vazamento com maior eficiência que os métodos comuns (CAMERINI, 2004).

A monitoração através do SCADA registra parâmetros como a pressão, velocidade, a geometria do duto, e as propriedades termoquímicas do duto em diversas posições. Mas esse método não é tão preciso para localizar o vazamento com magnitudes de 0,5% a 10% da vazão total do duto e não detectam vazamentos oriundos de processos lentos de degradação do duto por corrosão, por exemplo (CAMERINI, 2004).

É importante frisar a incerteza na detecção de vazamentos. Segundo Bathista citado por Camerini (2004), existe uma incerteza associada à localização de vazamentos prevista por sistemas de detecção de vazamento cujo algoritmo de localização se baseia na equação da perda de carga em regime permanente:

“A incerteza associada à localização do vazamento independe do regime de escoamento e das características do fluido, sendo função apenas da qualidade da instrumentação da linha, da magnitude do vazamento e de sua localização. Mostra-se, também, que a incerteza da localização do vazamento decresce exponencialmente com a magnitude do vazamento e apresenta uma distribuição parabólica ao longo do duto, com o ponto de mínimo localizado no ponto médio do duto”.

“Para medidores de pressão e vazão muito precisos (0,1% e 0,25%, respectivamente), a incerteza da localização do vazamento atinge valores que variam de 36% a 4% do comprimento do duto para magnitude de vazamento de 1% a 15%, respectivamente. A influência da precisão dos medidores de vazão na incerteza da localização do vazamento é mais significativa do que a dos medidores de pressão.”

“Para vazamentos da ordem de 5%, a incerteza da sua localização pode alcançar valores maiores do que 25% do comprimento do duto se o erro das medidas de vazão for igual ou superior a 1% da vazão nominal da linha”. (BATHISTA apud CAMERINI, 2004).

2.5.2 Comparação entre os métodos de detecção de vazamentos

Mesmo com a evolução das técnicas de detecção de vazamentos, muitos alarmes falsos são detectados devido ao ruído de dutos resultantes de: efeitos dinâmicos do fluxo ou da dificuldade em determinar as características do fluxo no interior do duto em cada instante de tempo, por exemplo, a monitoração das ondas de pressão. Outros problemas são: calibração do sistema de monitorização e nível de ruído dos instrumentos de medição, etc.

Segundo Abhulimen *et al* (2007), as maiores dificuldades encontrada nos sistemas de detecção de vazamento são: (1) grande quantidade de falsos alarmes, ou seja, a detecção de um vazamento inexistente, (2) tempo de resposta lenta, e (3) em alguns casos, o alto custo de implementação do sistema.

Na prática utiliza-se mais de um método para detectar vazamentos; a escolha da técnica depende das condições de operação, projeto da tubulação e da qualidade disponível da instrumentação do sistema (BEZERRA, 2008).

Cada método apresentado nesta revisão bibliográfica possui vantagens e desvantagens, e consequentemente suas limitações, como apresenta a Tabela 2.4.

Tabela 2.4: Comparação entre os métodos de detecção de vazamento

Método	Sensibilidade ao vazamento	Estima localização	Funciona sob mudanças operacionais	Disponibilidade (24 horas)	Taxa de alarmes falsos	Especialização da manutenção	Custos (Implantação e operação)
Observação	Boa	sim	sim	não	baixa	média	alto
Sensor infravermelho	Boa	sim	sim	não	média	média	alto
Acústico	Boa	sim	não	sim	alta	média	médio
Pressão negativa	Boa	sim	não	sim	alta	média	média
Mudança de pressão ou fluxo	pequena	não	não	sim	alta	baixa	baixa
Balanco de massa/volume	pequena	não	não	sim	alta	baixa	baixa
Modelagem	Boa	sim	sim	sim	alta	alta	alta
Estatístico	Boa	sim	sim	sim	baixa	média	médio

Fonte: Bezerra, 2008

De uma forma geral os métodos de detecção de vazamentos trabalham de forma conjunta; uma central de controle monitora os dados capitados pelos sensores atuantes, de forma ininterrupta, 24 horas por dia. Quando algum sinal anormal é detectado as devidas providências são tomadas. Esse tipo de sistema pode ser observado na Figura 2.17, para uma tubulação de 35 km.

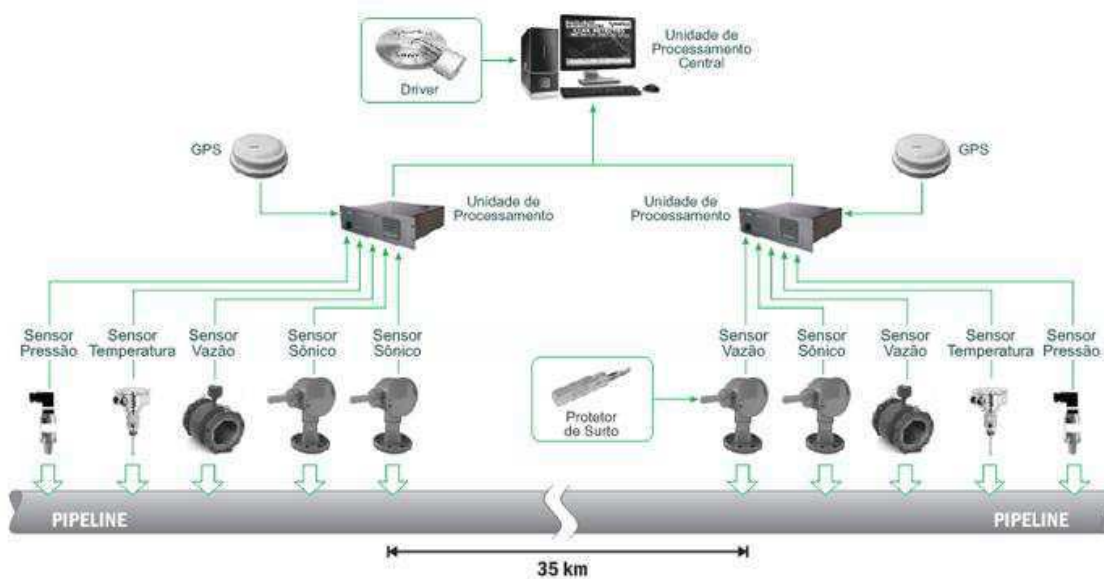


Figura 2.17: Sistema de monitoração e detecção de vazamentos

Fonte: Asel-tech, 2011

2.5.3 Detecção de vazamentos por computador “online”

A detecção de vazamento utilizando o auxílio do computador vem ganhando bastante espaço. Universidades como a UNICAMP e a UFRN vêm apresentando várias dissertações de mestrado nesta área, como Buiatti (1995), Braga (2001), Silva (2003), Azevedo (2010), entre outros. Os transdutores de pressão vêm sendo altamente utilizados para a detecção de vazamentos, principalmente para detectar a propagação da onda de pressão negativa. Esta se propaga a jusante e a montante do vazamento. Estes equipamentos transformam medidas de pressão em voltagem. Os sinais, capturados pelo transdutor por meio de computador e conversores, transformam o sinal emitido em dados de pressão em relação ao tempo.

Buiatti (1995) fez um estudo para detecção de vazamentos usando o método de análise de transientes hidráulicos em uma tubulação de PVC de 427 m de comprimento, $\frac{3}{4}$ " de diâmetro, com a utilização de quatro transdutores de pressão, para o número de Reynolds variando de 5000 a 13000, e vazamentos da ordem de 0,5 a 150% da vazão inicial do escoamento, para escoamento monofásico de água.

Buiatti (1995) concluiu em seus experimentos que a velocidade de propagação da onda de pressão gerada pelo vazamento diminui com o aumento da vazão de líquido e da distância entre o vazamento e os transdutores, sendo maior nas regiões de maior pressão no interior da tubulação. Alguns gráficos do comportamento do transiente de pressão com a presença de vazamento retirados do trabalho de Buiatti são apresentados nas Figuras 2.18 e 2.19.

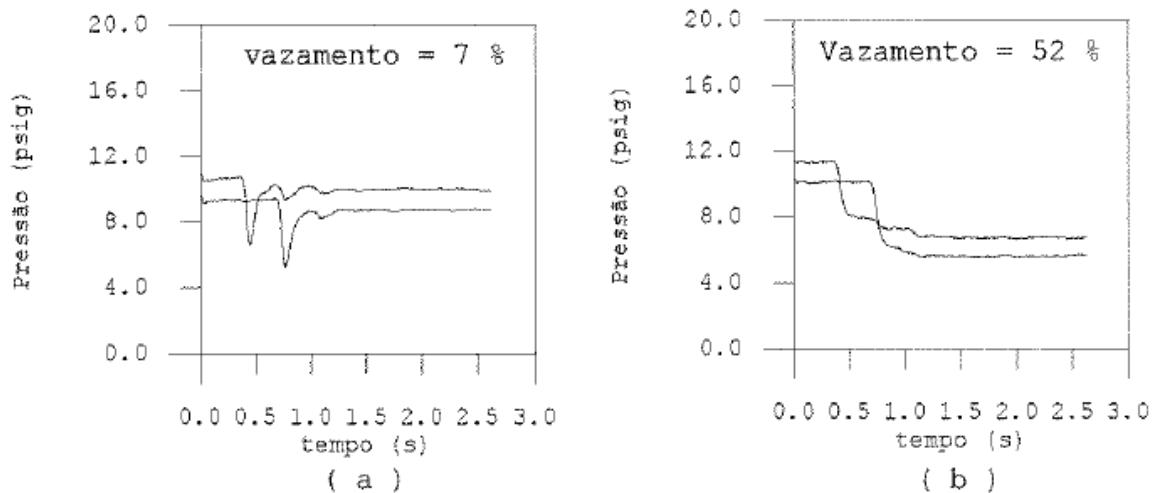


Figura 2.18: Transientes de pressão gerados por vazamento para $Re = 5000$, vazamento a 335,26 metros do transdutor 1 e a 176,61 metros do transdutor 2

Fonte: Buiatti, 1995

Silva *et al.* (1996) estudaram a detecção de vazamento utilizando um método computacional de análise de transientes hidráulicos em tubulações, com o objetivo de detectar e localizar vazamentos, utilizando transdutores de pressão ao longo da tubulação. Seus resultados mostram que a atenuação da onda de pressão ao longo do duto ocorre mais rapidamente em número de Reynolds baixo (faixa laminar). Dependendo da distância entre o vazamento e os transdutores, pequenos vazamentos da ordem de 5% do fluxo nominal líquido são facilmente detectados e localizados com um erro menor do que 5 m para um duto de 1248m de

comprimento. A ruptura do gasoduto (vazamentos superior a 20% do fluxo nominal) podem ser detectados e localizados em toda extensão do oleoduto, mesmo em baixos números de Reynolds. Por fim seus resultados mostraram que a detecção de vazamento é mais fácil em fluxo turbulento do que em fluxo laminar, e vazamentos tão baixo quanto 5% pode ser facilmente detectados no regime turbulento. Para um número de Reynolds baixo (fluxo laminar) os vazamentos são detectados quando a sua ordem de grandeza sejam superiores a 20%.

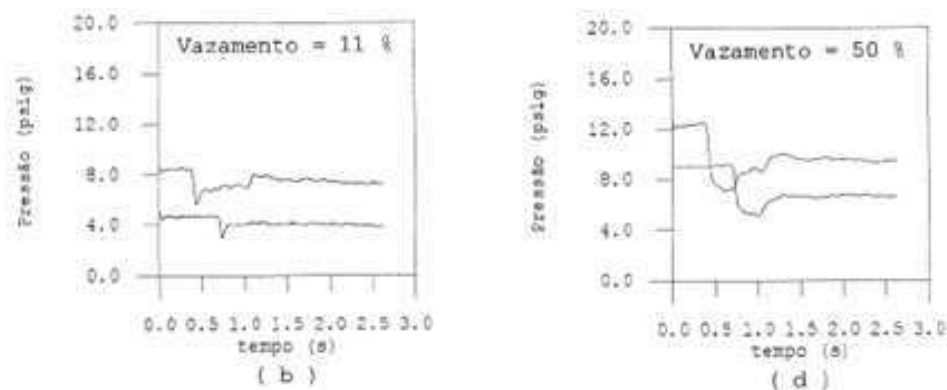


Figura 2.19: Transientes de pressão gerados por vazamento para $Re = 10000$, vazamento a 335,26 metros do transdutor 1 e a 176,61 metros do transdutor 2

Fonte: Buiatti, 1995

Posteriormente Braga (2001) continuou os estudos da detecção de vazamento com método computacional de análise de transientes hidráulicos em tubulações, com a tubulação com as mesmas configurações que as utilizadas por Silva *et al.* (1996), só que desta vez ele acrescentou ar ao fluido, assim trabalhando com um escoamento ar-água. Foi utilizado quatro transdutores de pressão conectados a um computador, onde um programa computacional ler os sinais dos transdutores e gera perfis de pressão. Para o número de Reynolds variando de 4.000 a 10.000, usou-se a porcentagem de vazamento de variou de 10% a 50% da vazão nominal, vazão de ar de 1,6 a 61,4 l/min, e posição de vazamento a 250 m e 750 m da entrada da tubulação.

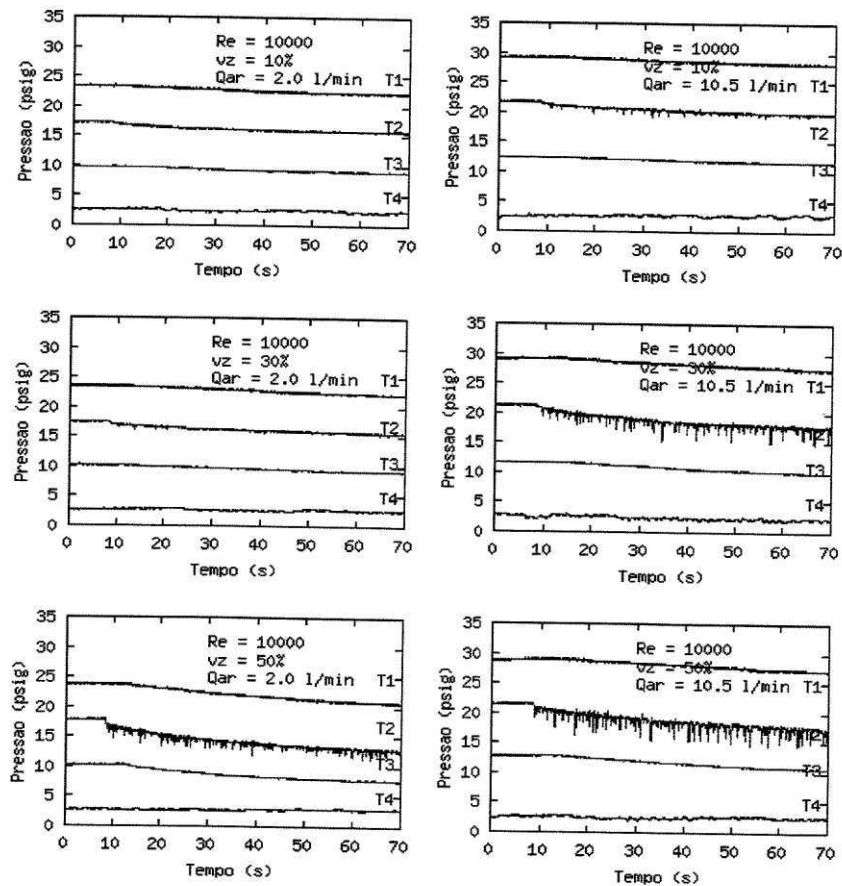


Figura 2.20: Transientes de pressão gerados por vazamento, durante escoamento contínuo ar-água (vazamento a 750m, $Re=10000$)

Fonte: Braga, 2001

O autor concluiu que a posição relativa entre o vazamento e os transdutores interfere na intensidade de detecção do sinal do vazamento; depende da quantidade de ar no fluido esta pode agir como um amortecedor da onda de choque reduzindo o impacto produzido pelo vazamento assim, diminuindo a sensibilidade do sistema. Para escoamento contínuo, a queda de pressão devido ao vazamento é menor comparada aos perfis para o escoamento com uma única bolha. Nestes casos, uma detecção mais precisa só foi possível para $Re > 6.000$ e porcentagem de vazamento maior que 30% da vazão nominal do líquido, para vazamentos posicionados a 750m da entrada da tubulação. A Figura 2.20 demonstra algumas dessas conclusões.

Azevedo (2010) propôs um algoritmo para detecção de vazamentos em dutos utilizando a análise da frequência de sinais de pressão. Em seu trabalho propôs uma divisão da evolução temporal de um vazamento em 3 fases (ver Figura 2.21):

“a) Pré-Vazamento: Corresponde ao comportamento do duto antes da ocorrência de um vazamento, refletindo suas condições de escoamento estacionário normal.

b) Transitório: Corresponde ao comportamento de acomodação do duto desde o momento de início do vazamento até o momento em que um novo regime estacionário é alcançado.

c) Pós-Vazamento: Corresponde ao comportamento do duto após a ocorrência de um vazamento e estabilização das condições de escoamento. Reflete as condições de escoamento estacionário do duto com a presença de um vazamento.”

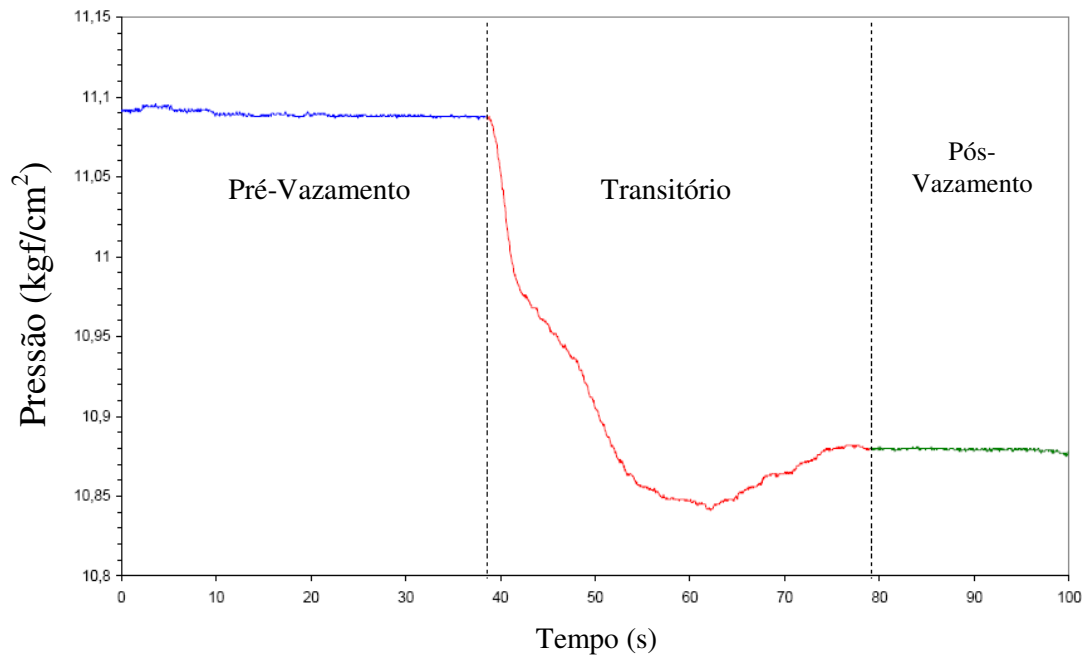


Figura 2.21: Fases de um Vazamento
Fonte: Azevedo, 2010

Apesar de bem caracterizado o comportamento da onda de pressão negativa, esta é dependente das características do vazamento e escoamento. Para furos muito pequenos, volumes vazados muito limitados, ou se a pressão normal de operação do duto é muito baixa, esses comportamentos poderão ocorrer de forma tão fraca a ponto de não serem percebidos pela instrumentação do duto ou não serem distinguidos de outros ruídos presentes no escoamento. (AZEVEDO, 2010).

3. METODOLOGIA

3.1 Descrição do problema físico

O problema físico analisado neste trabalho consiste no escoamento transiente, trifásico (óleo, água, gás) num duto vertical de 7 metros de comprimento, com diâmetro de 12,5 cm, e um furo localizado no meio da tubulação (3,5 metros do início da tubulação) incluindo a transferência de calor. A geometria do duto é apresentada na Figura 3.1. Esta geometria foi escolhida, baseada no trabalho de Wang *et al.* (2010) que estudaram o comportamento do perfil de velocidade do escoamento trifásico (óleo, gás e água), num duto vertical.

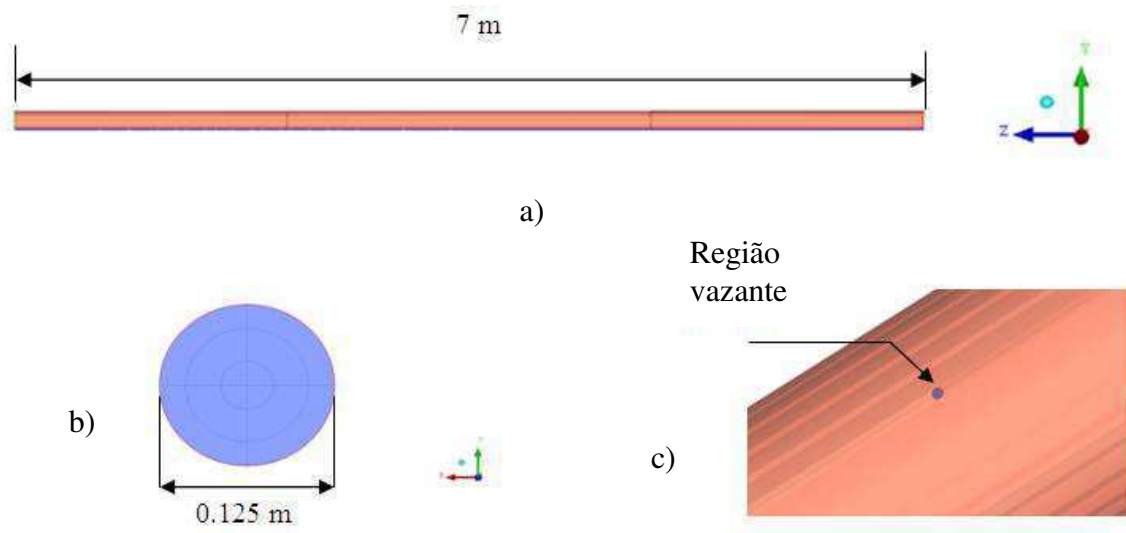


Figura 3. 1: Oleoduto vertical com vazamento; (a) Vista do duto; (b) Visão frontal da entrada do duto; (c)- Detalhes da região com vazamento

A Figura 3.2 apresenta as superfícies onde foram calculadas a média de alguns parâmetros do fluido, a superfície 1(S_1) correspondente ao plano $(x,y, z=4.5m)$, e a superfície vazante esta localizada na posição $S_v (z=3.5m)$, a Linha $L_n(x=0 m, y=y_n, z=z)$. Através desses planos, e linha, os parâmetros termo-hidrodinâmicos foram medidos.

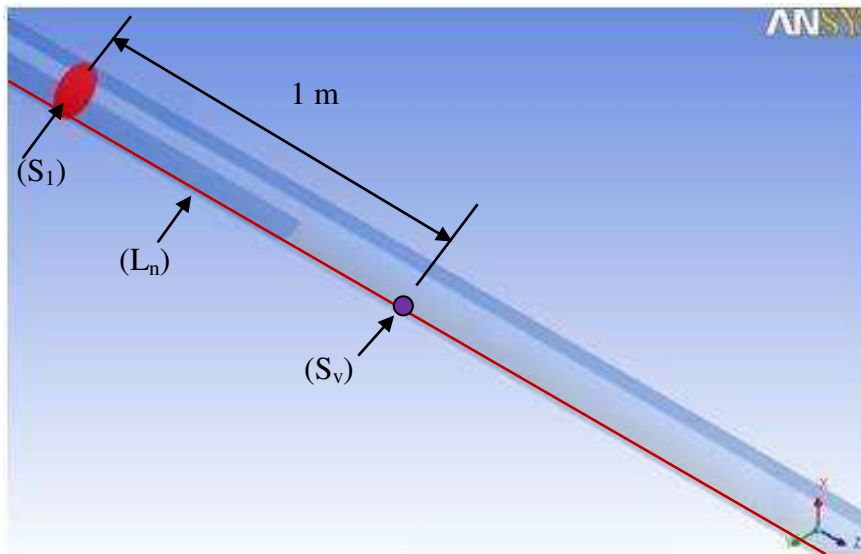


Figura 3.2: Oleoduto com vazamento, evidenciando as superfícies de medição de parâmetros

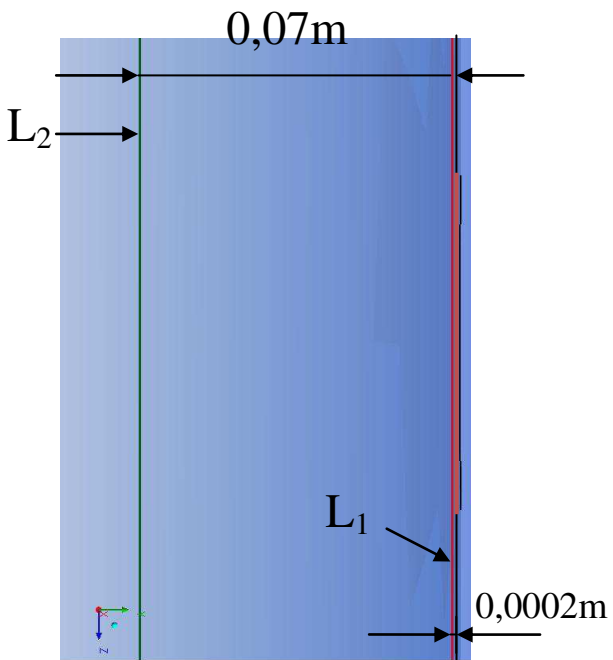


Figura 3.3: Oleoduto, evidenciando as linhas para medição de parâmetros

A Figura 3.3 apresenta detalhadamente as duas linhas utilizadas para medir os parâmetros do escoamento do fluido. O comportamento da queda de pressão ao longo do comprimento foi obtido sempre utilizado a linha L_1 ($x=0$, $y=0,0623\text{m}$, $z=z$), que tenta captar o comportamento da pressão o mais próximo possível do vazamento. A linha L_2 (0 , $0,055\text{m}$, $z=z$), foi usada para quantificar parâmetros como velocidade superficial das fases, temperaturas das fases. Essa

segunda linha foi usada porque a malha é muito refinada na superfície de vazamento e se percebeu que esses parâmetros eram melhores visualizados a uma certa distância do vazamento.

3.2 Tempo de detecção de vazamentos

Para que o ANSYS CFX 12.0 simule o escoamento transiente de forma eficiente é preciso determinar o passo de tempo (Timestep) para cada interação corretamente. Colombaroli (2008) e Silva (2009) utilizaram à seguinte Eq. (1) para detectar o tempo de detecção do vazamento pelos sensores:

$$t_d = \frac{\text{distância do ponto de vazamento do sensor}}{\text{velocidade do som no fluido}} \quad (3.1)$$

onde t_d é o tempo que o sinal de um vazamento no duto requer para se deslocar em frentes de ondas até onde está localizado o sensor, neste trabalho esta localização é referente a superfície S_1 avaliada (SILVA, 2009).

O valor da velocidade do som fluido (v_{sf}) utilizado nesse trabalho é $v_{sf} = 980\text{m/s}$. Este valor foi retirado do trabalho de Silva (2009) que calculou o valor de t_d para uma tubulação de 14,36m. Colombaroli (2008) também usou esses valores, em alguns dos seus experimentos.

Desta forma o passo de tempo utilizado na simulação computacional, para uma superfície a 1 metro de distância do vazamento é $t_d = 0,001\text{s}$.

3.3 O modelo matemático

O modelo matemático usado para descrever o escoamento multifásicos em oleodutos é fundamentado pelas equações básicas da mecânica dos fluidos e transferência de calor, ou seja, as equações da conservação da massa, do movimento e da energia.

Neste trabalho será estudado o escoamento trifásico (óleo pesado-água-gás), não isotérmico incluindo vazamento na tubulação. Nesta modelagem é utilizado o modelo euleriano-euleriano, ou seja, as fases são contínuas e interpenetráveis, onde a fração volumétrica é a variável que quantifica a fase.

3.3.1 Notação utilizada pelo CFX[®] 12.0 para resolver problemas multifásicos

As diferentes fases presentes no escoamento são identificadas pelas letras gregas minúsculas, α , β , γ , etc. Uma variável subscrita com α , β ou γ , representa o valor da variável naquela fase particular. Por exemplo, a fração volumétrica da fase α é representada 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:

$$V_\alpha = r_\alpha V \quad (3.2)$$

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

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 for à única fase presente, isto é, a massa do fluido α , por unidade de volume de α . A densidade efetiva é definida como:

$$\tilde{\rho}_\alpha = r_\alpha \rho_\alpha \quad (3.3)$$

Esta 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 definida por:

$$\rho_m = \sum_{\alpha} \rho_\alpha r_\alpha \quad (3.4)$$

A pressão total em uma simulação multifásica é definida como:

$$p_{tot} = p_{stat} + \sum_{\alpha} \frac{1}{2} r_{\alpha} \rho_{\alpha} \bar{U}_{\alpha}^2 \quad (3.5)$$

Esta definição é usada tanto para fluidos incompressíveis como para fluidos compressíveis.

Dois diferentes modelos são avaliados na abordagem euleriana-euleriana: o modelo homogêneo e o modelo de transferência inter-fluido (heterogêneo).

3.3.2 Modelo não-homogêneo

Neste modelo cada fase possui um campo de velocidade distinto. Estes campos são obtidos através da solução das equações da continuidade e da quantidade de movimento para cada fase. As seguintes equações hidrodinâmicas do modelo não-homogêneo são usadas:

- **Equação da continuidade**

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

onde:

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

- **Equação do momento linear:**

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

onde:

- ✓ $\vec{S}_{M\alpha}$ descreve as forças de momento devido às forças de corpo externas;
- ✓ 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{M}_α descreve as forças interfaciais agindo na fase α devido a presença de outras fases;

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

A transferência de momento interfacial ocorre devido às forças interfaciais na fase α , quando esta interage com outra fase β . 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:

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

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 a força de massa virtual, $\vec{M}_{\alpha\beta}^{TD}$ é a força de dispersão turbulenta e $\vec{M}_{\alpha\beta}^S$ representa a força de pressão do sólido.

Segundo a literatura, a taxa de transferência de momento entre as fases se dá principalmente pela ação da força de arraste, $\vec{M}_{\alpha\beta}^D$. Assim neste trabalho, as demais forças atuantes na interface foram desconsideradas.

Os fenômenos de transferência interfacial como transferências de momento, massa e calor, dependem totalmente da área de superfície de contato entre as fases. Esta área definida como a área interfacial por unidade de volume entre uma fase α e uma fase β , é conhecida como densidade de área interfacial, $A_{\alpha\beta}$. Para a modelagem da transferência interfacial alguns modelos estão disponíveis no ANSYS CFX[®]: o modelo de partícula, de mistura e de superfície livre.

a) *Modelo de partícula*: A utilização do modelo de partícula para a transferência interfacial entre duas fases assume que uma das fases é contínua (fase α), e a outra fase 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 . Usando este modelo, o cálculo da área é feito utilizando a equação:

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

Os coeficientes de transferência entre as fases não-dimensionais podem ser correlacionadas em termos do número de Reynolds da partícula 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.

b) *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 de:

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

onde $d_{\alpha\beta}$ é uma escala de comprimento interfacial que deve-se especificar.

Os coeficientes de transferência entre as fases não-dimensionais podem ser relacionadas em termos do número de Reynolds e do número de Prandtl da mistura definidos como:

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

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

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

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

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

c) *Modelo de superfície livre*: O modelo de superfície livre tenta solucionar o problema da interface entre os dois fluidos. Se apenas duas fases estão presentes na simulação, a equação abaixo é utilizada para o cálculo da densidade de área interfacial:

$$A_{\alpha\beta} = |\nabla r_{\alpha}| \quad (3.18)$$

Quando mais de duas fases estão presentes no escoamento, a equação utilizada é:

$$A_{\alpha\beta} = \frac{2|\nabla r_{\alpha}||\nabla r_{\beta}|}{|\nabla r_{\alpha}| + |\nabla r_{\beta}|} \quad (3.19)$$

- **Equações constitutivas hidrodinâmicas**

As equações constitutivas, ou ainda chamadas de equações de fechamento, são aplicadas as equações de conservação da massa e da quantidade de movimento.

- a) **Equação para fração volumétrica**

Para a equação da continuidade, a soma das frações volumétricas das fases presentes no escoamento é igual a 1. Isto é:

$$\sum_{\alpha=1}^{N_p} r_{\alpha} = 1 \quad (3.20)$$

Para a transferência da quantidade de movimento, o fechamento é dado por uma equação que representa a transferência de quantidade de movimento devido à força de arraste que atua entre as fases. A força de arraste é a força que a fase dispersa age sobre a fase contínua, e é dada por:

$$\vec{M}_{\alpha} = C_{\alpha\beta}^{(d)}(\vec{U}_{\beta} - \vec{U}_{\alpha}) \quad (3.21)$$

Note que nesta equação $C_{\alpha\alpha} = 0$, e $C_{\alpha\beta} = C_{\beta\alpha}$. Assim a soma de todas as fases de todos os termos interfaciais é igual a zero. O termo $C_{\beta\alpha}$ é descrito como:

$$C_{\beta\alpha} = \frac{C_d}{8} A_{\alpha\beta} \rho_\alpha |\vec{U}_\alpha - \vec{U}_\beta| \quad (3.22)$$

onde, $A_{\alpha\beta}$ representa a área de transferência interfacial dado pelo modelo de partícula como sendo a relação da área interfacial por unidade de volume, podendo a partícula ser sólida ou fluida.

O coeficiente C_d pode ser calculado utilizando algumas correlações que estão disponíveis no ANSYS CFX[®], ou pode ser atribuído o valor de 0,44 (no caso de escoamento em regime turbulento), dependendo se as fases que estão interagindo são ambas contínuas, ou se uma é dispersa e outra contínua.

b) Modelo de turbulência RNG k- ϵ .

A modelagem dos efeitos de turbulência em escoamentos multifásicos é mais complexa se comparada com escoamentos monofásicos. Dois modelos distintos estão disponíveis na literatura, o modelo homogêneo e o modelo heterogêneo (não-homogêneo). No primeiro, um único campo de turbulência é calculado para todas as fases presentes no sistema, utilizando as equações adequadas que integram o modelo matemático. No modelo não-homogêneo, os campos de turbulência são calculados para cada fase separadamente. E no caso de uma fase ter sido considerada escoando no regime laminar, as equações que tratam a turbulência não serão aplicadas a esta fase.

Um mesmo modelo de turbulência pode estar sendo utilizado para todas as fases presentes, porém, o modelo utilizado pode ser o não-homogêneo e neste caso, as equações serão aplicadas para cada fase separadamente, mesmo o modelo sendo o mesmo para todas.

Neste trabalho, o modelo de turbulência utilizado foi o RNG k- ϵ . E este modelo foi desenvolvido por Yakhot *et al.* (1991), onde é feita uma re-normalização das equações de Navier-Stokes. Neste modelo a equação da dissipação turbulenta é dado por:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho\varepsilon) + \nabla \cdot (\rho\vec{U}\varepsilon) = \nabla \cdot \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_{\varepsilon RNG}} \right) \nabla \varepsilon \right] + \frac{\varepsilon}{k} (C_{\varepsilon 1 RNG} (P_K + P_{\varepsilon b}) - C_{\varepsilon 2 RNG} \rho \varepsilon) \quad (3.23)$$

onde, ε é a taxa de dissipação turbulenta, μ viscosidade dinâmica, μ_t é a viscosidade turbulenta, $\sigma_{\varepsilon RNG}$, $C_{\varepsilon 2 RNG}$ são constantes pertinentes ao modelo *RNG k-ε*, P_k é a produção turbulenta devido as forças viscosas, e $P_{\varepsilon b}$ representa a influência das forças de gravidade. Neste caso as constantes são dadas como segue:

$$C_{\varepsilon 1 RNG} = 1.42 - f_n \quad (3.24)$$

$$f_n = \frac{\eta \left(1 - \frac{\eta}{4.38} \right)}{(1 + \beta_{RNG} \eta^3)} \quad (3.25)$$

$$\eta = \sqrt{\frac{P_k}{\rho C_{\mu RNG} \varepsilon}} \quad (3.26)$$

onde, β_{RNG} e $C_{\mu RNG}$ são constantes turbulentas, f_n é um coeficiente do modelo turbulento *RNG k-ε*. Os valores das constantes utilizadas das equações são: $\sigma_{\varepsilon RNG} = 0.7179$, $C_{\varepsilon 2 RNG} = 1.68$, $\beta_{RNG} = 0.012$, $C_{\mu RNG} = 0.085$.

E a equação da energia cinética turbulenta k , é dada por:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \nabla \cdot (\rho\vec{U}k) = \nabla \cdot \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \nabla k \right] + P_K + P_{kb} - \rho \varepsilon \quad (3.27)$$

Onde σ_k é a constante turbulenta do modelo *k-ε* padrão, no CFX $\sigma_k = 1.0$, e P_{kb} representa a influência das forças de gravidade.

- **Equação da energia**

A equação da energia para um escoamento multifásico tem a forma:

$$\frac{\partial}{\partial t}(r_\alpha \rho h_\alpha) + \nabla \cdot [r_\alpha (\rho_\alpha \vec{U}_\alpha h_\alpha - \lambda_\alpha \nabla T_\alpha)] = \sum_{\beta=1}^{N_p} (\Gamma_{\alpha\beta}^+ h_{\beta s} - \Gamma_{\beta\alpha}^+ h_{\alpha s}) + Q_\alpha + S_\alpha \quad (3.28)$$

onde

➤ $h_\alpha, \lambda_\alpha, T_\alpha$, descreve a entalpia estática, condutividade e temperatura da fase α , respectivamente.

➤ S_α descreve a fonte de calor externa;

➤ Q_α descreve a transferência de calor para a fase α através das interfaces com outras fases.

➤ $(\Gamma_{\alpha\beta}^+ h_{\beta s} - \Gamma_{\beta\alpha}^+ h_{\alpha s})$ representa a transferência de calor induzida pela transferência de massa.

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

$$Q_\alpha = \sum_{\beta \neq \alpha} Q_{\alpha\beta} \quad (3.29)$$

onde:

$$Q_{\alpha\beta} = Q_{\beta\alpha} \Rightarrow \sum_{\alpha} Q_\alpha = 0 \quad (3.30)$$

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

$$Q_{\alpha\beta} = h_{\alpha\beta} A_{\alpha\beta} (T_{\beta} - T_{\alpha}) \quad (3.31)$$

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

$$Q_{\alpha\beta} = c_{\alpha\beta}^{(h)} (T_{\beta} - T_{\alpha}) \quad (3.32)$$

onde, o coeficiente de transferência de calor volumétrico, $c_{\alpha\beta}^{(h)}$, é modelado usando as correlações descritas abaixo:

$$c_{\alpha\beta}^{(h)} = h_{\alpha\beta} A_{\alpha\beta} \quad (3.33)$$

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:

$$h = \frac{\lambda Nu}{d} \quad (3.34)$$

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:

$$h_{\alpha\beta} = \frac{\lambda_{\alpha} Nu_{\alpha\beta}}{d_{\beta}} \quad (3.35)$$

3.3.3 Modelo homogêneo

No modelo homogêneo, as fases presentes no escoamento compartilham o mesmo campo de velocidade, como também outros campos pertinentes como pressão, 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:

$$\phi_\alpha = \phi \quad 1 \leq \alpha \leq N_p \quad (3.36)$$

Neste modelo, as equações de transporte não são resolvidas para cada fase separadamente, como acontece no modelo não-homogêneo. Desde que as quantidades transportadas sejam compartilhadas no escoamento multifásico, é suficiente resolver os campos compartilhados utilizados as equações de transporte não mais para cada fase, e sim para o conjunto de fases presente.

Estas equações podem ser obtidas somando as equações individuais das fases envolvidas para obter uma única equação de transporte para ϕ , como segue:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho\phi) + \nabla \cdot (\rho\vec{U}\phi - \Gamma\nabla\phi) = S \quad (3.37)$$

onde:

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

$$\vec{U} = \frac{1}{\rho} \sum_{\alpha=1}^{N_p} r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha \quad (3.39)$$

$$\Gamma = \sum_{\alpha=1}^{N_p} \Gamma_{\alpha} r_{\alpha} \quad (3.40)$$

O modelo homogêneo não precisa ser aplicado constantemente para todas as equações. O campo de velocidade pode ser modelado como não-homogêneo, porém o campo de turbulência pode ser modelado como homogêneo em uma mesma simulação.

O modelo homogêneo para o transporte de momento linear assume que:

$$\vec{U}_{\alpha} = \vec{U} \quad 1 \leq \alpha \leq N_p \quad (3.41)$$

A equação do momento é:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \vec{U}) + \nabla \cdot \left\{ \rho \vec{U} \otimes \vec{U} - \mu \left[\nabla \vec{U} + (\nabla \vec{U})^T \right] \right\} = S_M - \nabla p \quad (3.42)$$

onde:

$$\rho = \sum_{\alpha=1}^{N_p} r_{\alpha} \rho_{\alpha} \quad (3.43)$$

$$\mu = \sum_{\alpha=1}^{N_p} r_{\alpha} \mu_{\alpha} \quad (3.44)$$

Uma observação que pode ser notada é que esta é uma equação de transporte de uma única fase, mas com densidade e viscosidade variáveis.

3.3.4 Condições de contorno

Para que o CFX resolva as equações que descrevem o fenômeno estudado, é necessário implantar condições de contornos a fim de complementar o modelo matemático. Nesse trabalho, sempre será considerado o óleo como meio contínuo, o gás disperso no óleo, e a água, dependendo da fração volumétrica, um meio contínuo ou disperso.

As condições iniciais e de contornos aplicadas sobre as fronteiras do problema para resolver as equações da conservação de massa e momento linear são dadas a seguir:

Considerou-se duas condições prescritas na região de vazamento, quando não existe vazamento em $t = 0$ s a região vazante, tem condição de contorno parede ($U=V=W= 0$ m/s). Quando o vazamento ocorre em $t > 0$ s, a região vazante apresenta uma condição de contorno de 1 atm. Os valores da viscosidade do óleo, fração volumétrica e velocidade da fase na entrada do duto, dependerá da condição prescrita utilizada, estas condições estão apresentadas na Tab. 3.1.

Na Tabela 3.1 apresenta as condições utilizadas nas simulações tais como: o diâmetro do vazamento (D_v), viscosidade do óleo μ_o , as frações volumétricas do óleo (r_o), da água (r_w) e do gás (r_g), acompanhado das velocidades de entrada no duto, para as fases do óleo (u_o) e gás (u_g).

As seguintes condições de contorno foram utilizadas:

a) Na entrada do duto

$v = w = 0 \rightarrow$ para todas as fases

$u_o = u_o$

$u_g = u_g$

$u_w = 1.0$ m/s

$T_o = T_w = T_g = 80^\circ C$

b) Na parede do duto

$u_o = u_g = u_w = 0 \rightarrow$ para todas as fases

$T_w = 30^\circ C$

c) Na seção do furo

$U=V=W = 0 \text{ m/s}$, para $t = 0s$;

$P= 1 \text{ atm (14.6 psi)}$, para $t > 0s$;

d) Na saída do duto

$P= 1 \text{ atm (14.6 psi)}$

Tabela 3.1: Dados usados nas simulações numéricas

Casos	D_v (mm)	μ_o (Pa.s)	r_o	r_w	r_g	$u_o = u_g$ (m/s)	Avaliação
01	-	0,1	0,995	0,0025	0,0025	0,5	Validação da malha
02	8	0,5	0,8	0,15	0,05	0,5	Efeitos da velocidade das fases
03	8	0,5	0,8	0,15	0,05	0,2	
04	8	0,5	0,8	0,15	0,05	0,3	
05	8	0,5	0,8	0,15	0,05	0,4	
06	8	0,5	0,8	0,15	0,05	0,6	
07	8	0,5	0,8	0,15	0,05	0,7	
08	8	0,5	0,8	0,15	0,05	0,8	
09	8	0,1	0,8	0,15	0,05	0,5	Efeitos da viscosidade do óleo
10	8	0,2	0,8	0,15	0,05	0,5	
11	8	0,3	0,8	0,15	0,05	0,5	
12	8	0,4	0,8	0,15	0,05	0,5	
13	8	0,6	0,8	0,15	0,05	0,5	
14	8	0,7	0,8	0,15	0,05	0,5	
15	8	0,8	0,8	0,15	0,05	0,5	Efeitos da fração volumétrica das fases
16	8	0,5	0,6	0,3	0,1	0,5	
17	8	0,5	0,7	0,15	0,15	0,5	
18	8	0,5	0,7	0,25	0,05	0,5	
19	8	0,5	0,8	0,1	0,1	0,5	
20	8	0,5	0,9	0,05	0,05	0,5	Efeitos do diâmetro do furo de vazamento
21	12,5	0,5	0,8	0,15	0,05	0,5	
22	25	0,5	0,8	0,15	0,05	0,5	
23	37,5	0,5	0,8	0,15	0,05	0,5	

Tabela 3.2: Condições gerais do problema e da solução numérica.

Tipo de Escoamento	Trifásico
Regime de escoamento	Transiente
Método numérico	Volumes Finitos baseado em elementos finitos
Modelo multifásico	Não Homogêneo
Modelo de transferência interfacial	Modelo de mistura e partícula
Modelo de Turbulência	<i>RNG (K-ε)</i>
Esquema de interpolação para a pressão	Trilinear
Esquema de interpolação para a velocidade	Trilinear
Esquema de advecção	High Resolution
Critério de convergência	Resíduo médio quadrático (RMS) normalizado igual a 10^{-8}
Tensão superficial (N.m-1)	0,072
Esquema transiente	Second Order Backward Euler
Intervalo de tempo (Δt)	0,001 s
Modelo Contínuo	Óleo e água (para $r_w > 10\%$)
Modelo Disperso	Gás e água (para $r_w < 10\%$)
Diâmetro da bolha de gás	3mm
Diâmetro da bolha de água	3mm (para $r_w < 10\%$)

As propriedades da água e do óleo pesado são de fundamental importância para obter resultados condizentes com a realidade. Para tal o banco de dados do CFX já apresenta propriedades de alguns materiais (líquido, sólido ou gás), um exemplo desses materiais é a água. Para o óleo pesado foram estabelecidas suas propriedades físico-químicas retiradas de trabalhos relacionados a esta área de aplicação. Na Tabela 3.3 estão representadas as principais propriedades dos fluidos que foram utilizadas no presente trabalho.

Tabela 3.3: Propriedades físico-químicas dos fluidos para os casos avaliados

Propriedade	Valor	Fonte
ρ_w (kg/m ³)	1000	Incropera e DeWitt (2002)
μ_w (N.s/m ²)	$1,0 \times 10^{-5}$	Incropera e DeWitt (2002)
$(C_p)_w$ (J/kgK)	4181,7	Incropera e DeWitt (2002)
λ_w (W/mK)	0,6069	Incropera e DeWitt (2002)
ρ_g (kg/m ³)	1,12	Rohsenow 53a 53a. (1998)
μ_g (N.s/m ²)	$1,78 \times 10^{-5}$	Rohsenow 53a 53a. (1998)
$(C_p)_g$ (J/kgK)	2230	Rohsenow 53a 53a. (1998)
λ_g (W/mK)	0.03388	Rohsenow 53a 53a. (1998)
ρ_o (kg/m ³)	951	Incropera e DeWitt (2002)
$(C_p)_o$ (J/kgK)	1800	Incropera e DeWitt (2002)
λ_o (W/mK)	0,147	Incropera e DeWitt (2002)

3.4 Geração de Malha

A malha representativa do domínio de estudo (FIG. 3.3 a 3.6) foi confeccionada com auxílio do ICEM-CFD 12.0. Como dito anteriormente o duto possui 7 metros de comprimento, 12,5 cm de diâmetro e um vazamento situado a 3,5 metros da entrada do duto. A malha numérica possui 330.000 elementos hexaédricos.

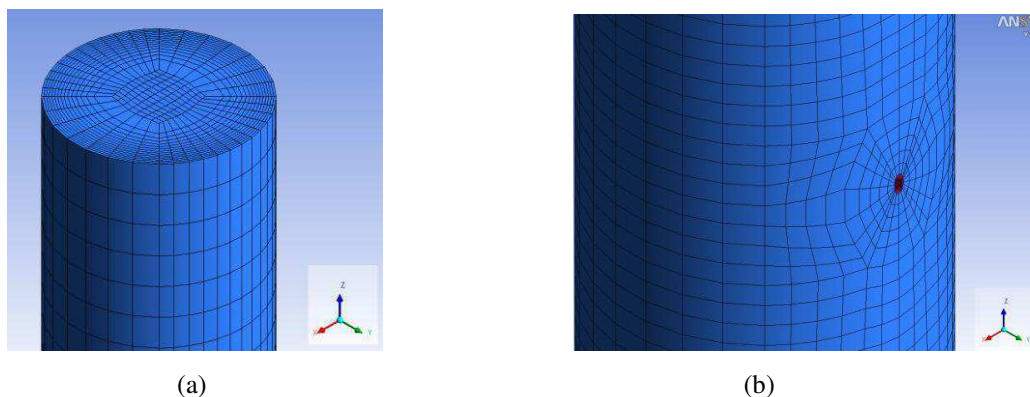


Figura 3.4: Malha numérica utilizada nas simulações (a) Saída do duto (b) Detalhe do vazamento ($D_f=8,0\text{mm}$).

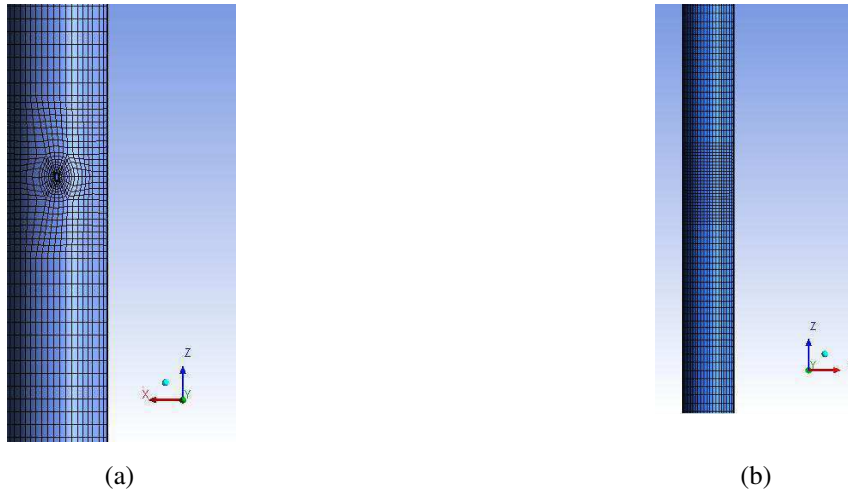


Figura 3.5: Malha numérica utilizada nas simulações (a) visão frontal do vazamento (b) Detalhe do refinamento da malha perto da região do vazamento

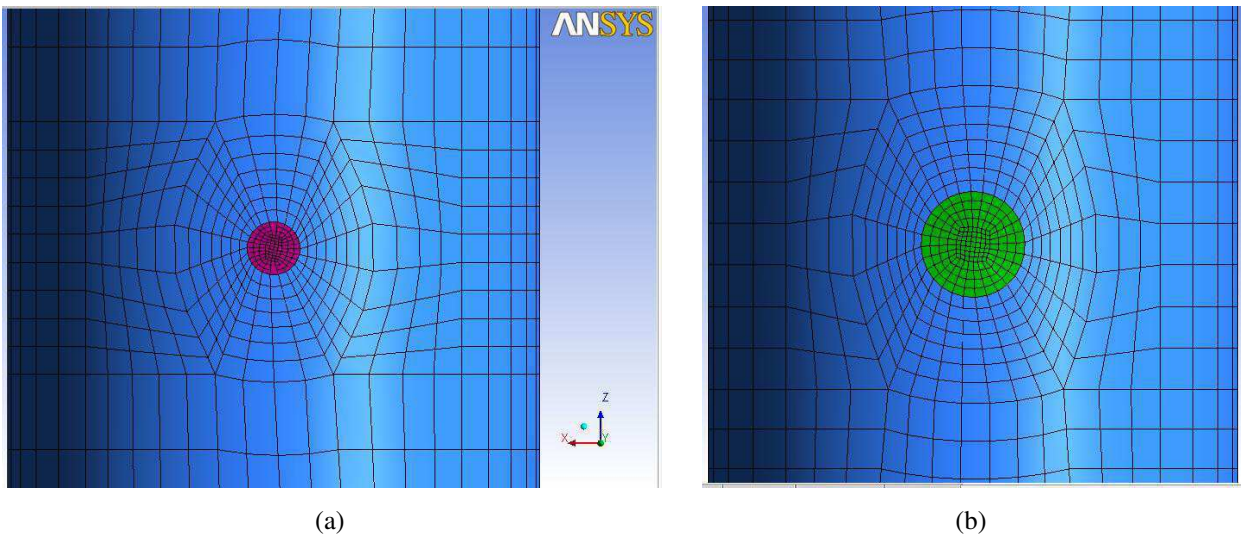


Figura 3.6: Malha numérica utilizada nas simulações (a) visão frontal do vazamento quando $D_f=12,5\text{mm}$ (b) visão frontal do vazamento quando $D_f=25,0\text{mm}$

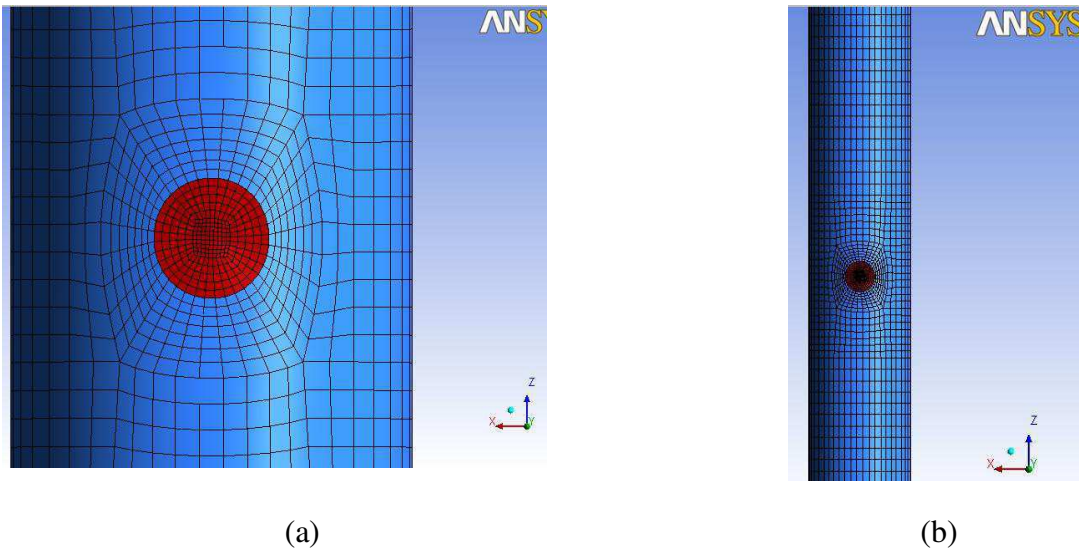


Figura 3.7: Malha numérica utilizada nas simulações (a) detalhe do refinamento do vazamento quando $D_f=37,5\text{mm}$
 (b) visão frontal do duto para $D_f=37,5\text{mm}$

3.5 Validação da solução numérica com a analítica

Para se verificar a eficiência da malha e geometria construída, foram realizadas simulações do escoamento laminar, monofásico de óleo pesado, caso 01, considerando o duto horizontal. Com o intuito de obter os perfis de velocidade desse escoamento, e calcular a pressão a na secção transversal.

A solução analítica do perfil de velocidade para os escoamentos laminar de acordo com Fox e McDonald (1998) é:

$$u = u_{m\acute{a}x} \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right] \quad (3.45)$$

onde, $u_{m\acute{a}x} = 2\bar{u}_x = 2u_o$, R é o raio do duto e r é a coordenada cilíndrica no plano rx , empregada para localizar qualquer ponto no campo de escoamento.

Já a pressão em uma secção transversal é analiticamente calculada utilizando a equação de *Hagen-Poiseuille* (Bird *et. al.*, 2004):

$$u_{max} = \frac{(\Delta P)R^2}{4\mu L} = \frac{(P|_x - P|_{x+\Delta x})R^2}{4\mu L} \quad (3.46)$$

$$P|_x = \frac{8\bar{u}_x\mu L}{R^2} + P|_{x+\Delta x} \quad (3.47)$$

Onde, $u_{max} = 2\bar{u}_x = 2u_o$, R é o raio do duto, L é o comprimento do duto, μ é a viscosidade dinâmica do fluido, onde ΔP é a variação da pressão no comprimento L , do duto.

Assumindo que:

- Escoamento laminar;
- Densidade constante;
- Escoamento permanente (não varia com o tempo);
- Fluido newtoniano;
- Efeitos de extremidade desprezados, mas com a necessidade do cálculo do comprimento de entrada (L_e);
- Não há deslizamento na parede.

4 RESULTADOS

As simulações têm como objetivo analisar o comportamento termo-hidrodinâmico do escoamento trifásico, não-isotérmico do fluido antes e após o vazamento, para os casos apresentados na Tab. 3.1.

4.1 Resultados numéricos e analíticos no escoamento monofásico

A Figura 4.1 apresenta a distribuição radial das componentes de velocidade, em $Y(m)$. Nessa figura são apresentados os perfis de velocidade para o escoamento horizontal obtidos numericamente, para o caso 01, e os obtidos analiticamente, que correspondem a solução clássica das equações de movimento, em regime laminar, disponibilizada na literatura, por exemplo, Fox e Mc Donald (1998).

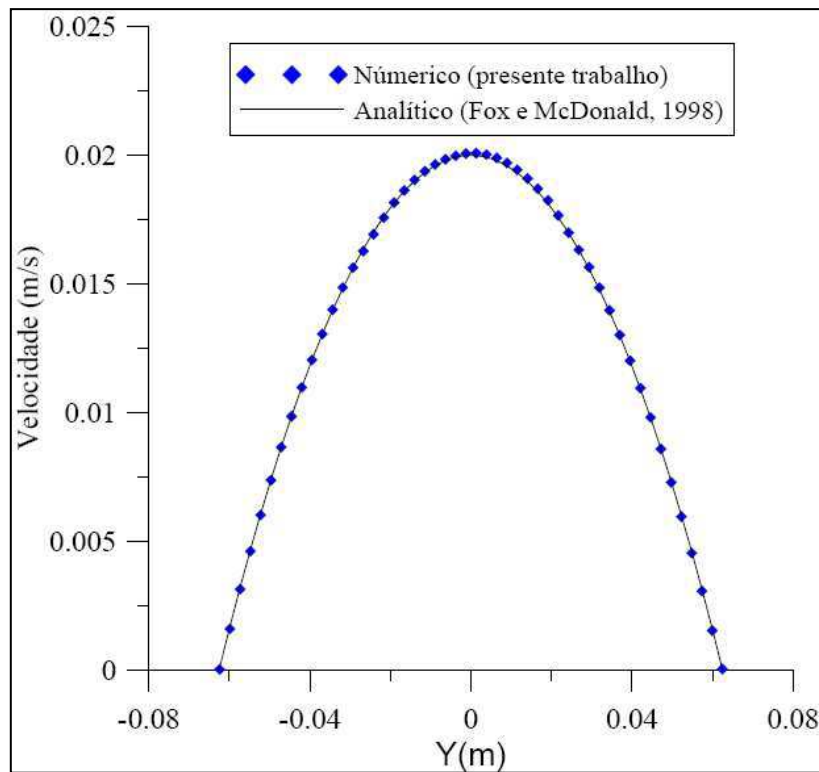


Figura 4.1 : Comparação entre os perfis de velocidade numérico e analítico.

Nota-se que a simulação numérica é capaz de prever o comportamento do perfil de velocidade, e que os resultados analíticos e numéricos são praticamente os mesmos.

A Figura 4.2 apresenta o comportamento da queda de pressão em pascal, ao longo do duto, a partir de $z=4.5\text{m}$ obtidos numericamente (caso 01) e os obtidos analiticamente, que correspondem a solução clássica da equação de Hagen-Poiseuille, disponibilizada na literatura, por exemplo, Bird et al. (2004), a partir de $z=4.5\text{m}$, visto que este ponto é bastante distante dos efeitos de bordas da tubulação, e neste plano será avaliados parâmetros importantes do escoamento.

Observa-se que os valores analíticos e numéricos são muito próximos, muitas vezes se sobrepondo. E que a simulação numérica é capaz de prever a queda de pressão para um escoamento laminar, horizontal.

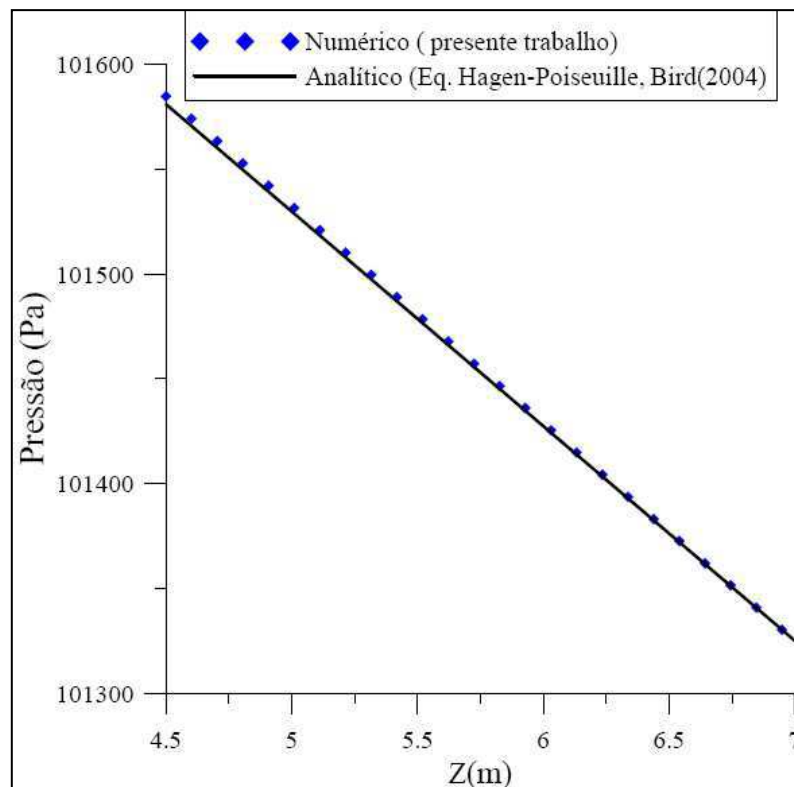


Figura 4.2 : Comparação entre o comportamento da pressão ao longo do comprimento do duto, analítico e numérico

4.1 Avaliação Numérica

4.2.1 Efeito da presença de vazamento

A Figura 4.3 (a) apresenta o comportamento da queda de pressão total ao longo do comprimento na linha L_1 , para o caso 02, com e sem vazamento. Observa-se que quando o vazamento ocorre, para o primeiro passo de tempo ($t = 0,001s$), há uma queda de pressão total em todo o comprimento do duto, principalmente na região vazante (em $z = 3,5m$). Na Figura 4.4 (b) observa-se a linha onde a pressão total foi medida.

Os valores da pressão local diminuem na presença de vazamento. Na simulação em regime permanente, quando não existe o vazamento, obteve-se um $\Delta p = 0,8$ psi ao longo dos 7 metros de duto, enquanto que na presença de vazamento, é de $\Delta p = 0,515$ psi. Devido ao fato de que a pressão na saída do duto em qualquer um dos casos foi mantida constante e igual a 1 atm (14,6 psi). A variação de pressão na superfície de entrada ($\Delta p = 0,286$ psi) é devido a perda de massa de fluido no vazamento.

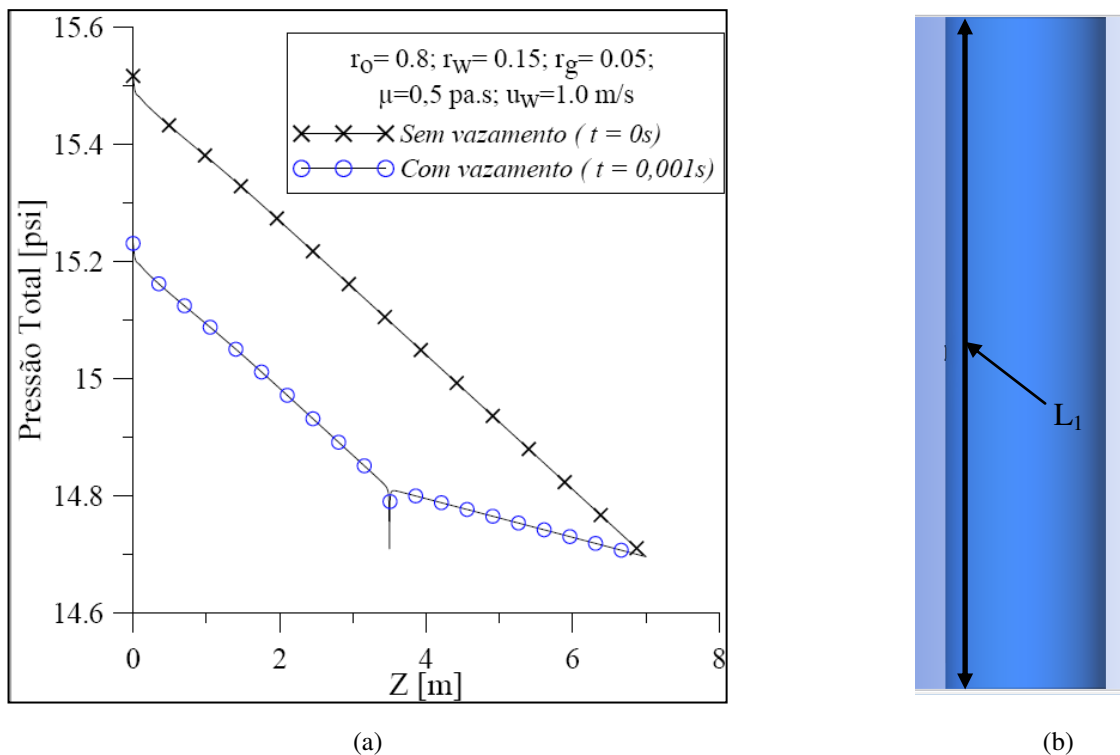


Figura 4.3: (a) Comportamento da pressão total ao longo do comprimento do duto caso 01; (b) linha de medição de parâmetros L_1

Na Figura 4.4 (a) observa-se o comportamento da queda de pressão total ao longo do tempo, para o plano S_1 , ($x, y, z = 4.5\text{m}$; FIG. 4.4(b)), para o caso 02. Percebe-se que a pressão cai no primeiro passo de tempo ($t = 0,001\text{s}$) cerca de 0,2 psi ; a partir do segundo passo de tempo, esta começa a se recuperar rapidamente e quando $t = 0,03\text{s}$ a pressão já apresenta um comportamento de regime permanente e pouco varia. Nota-se que a pressão total recupera-se quase que completamente. Isso deve-se porque o diâmetro do furo é muito pequeno e existe uma pequena concentração de gás ($r_g = 0,05$) no fluido. Este comportamento é similar ao obtidos por Buiatti (1995) e Azevedo (2010).

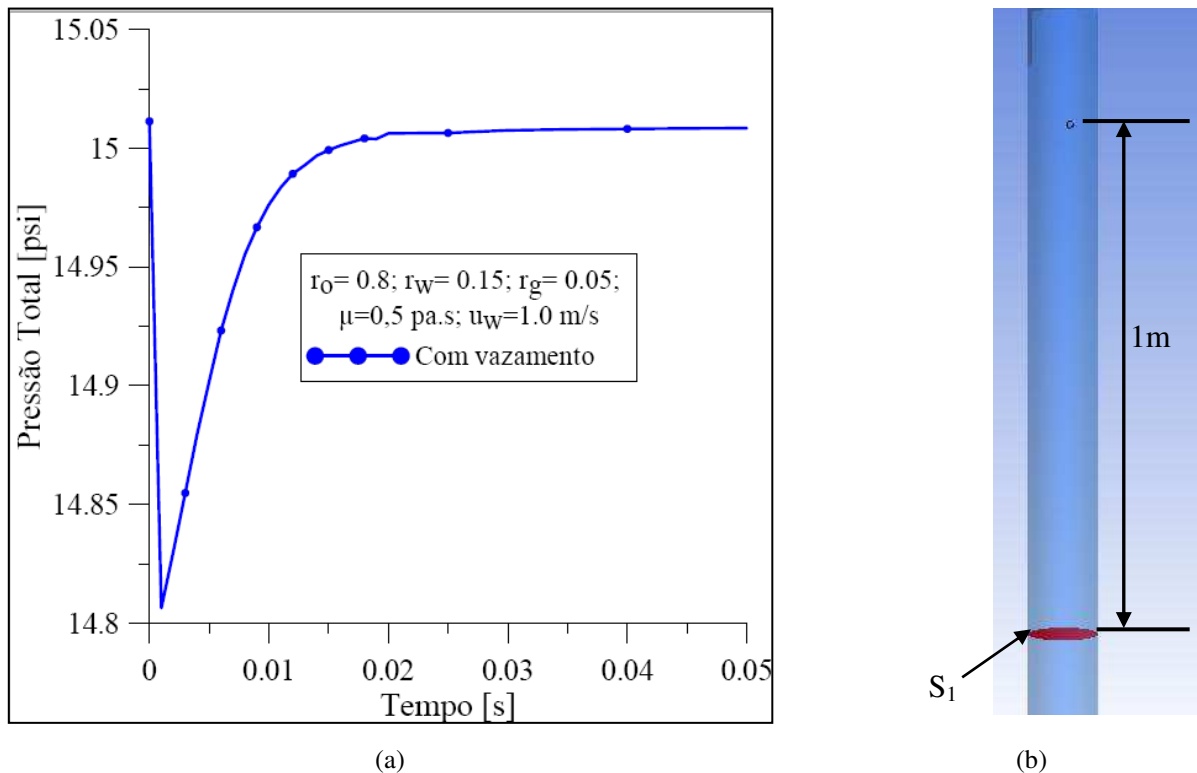


Figura 4.4: (a) Comportamento da pressão total para o caso 02 com vazamento no plano S_1 ; (b) Plano de medição de parâmetros S_1

A Figura 4.5 apresenta o comportamento das curvas de contorno da pressão total no plano $z = 3.5\text{m}$ para $t = 0\text{s}$ e $t = 0,001\text{s}$, no caso 02. Observa-se na Figura 4.5 (b), para o primeiro passo de tempo há grande queda de pressão na zona que envolve o vazamento. A Figura 4.6 apresenta a região vazante da Figura 4.5 (b) com maiores detalhes em $t = 0,001\text{s}$. Nessa região vazante existe uma grande queda pressão, que se propaga por toda a tubulação.

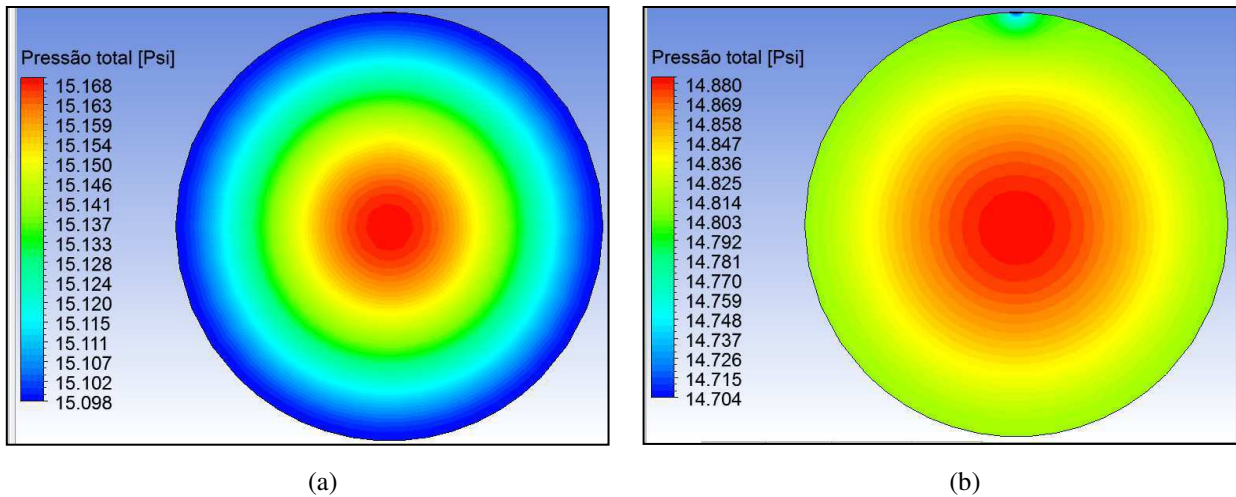


Figura 4. 5: Curvas de contorno do Campo de pressão nos tempos (a) $t = 0s$; (b) $t = 0,001s$, sobre o plano transversal passando no orifício vazante

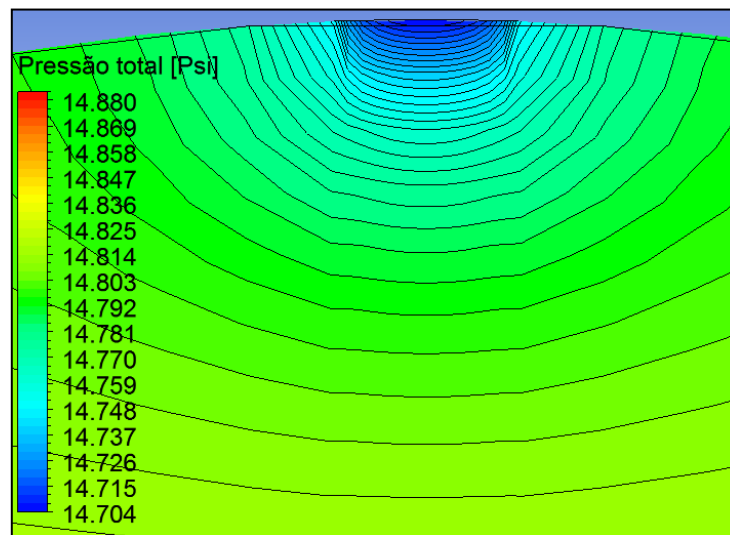


Figura 4.6: Detalhe do vazamento no plano transversal $z = 3.5m$ para $t = 0,001s$

As Figuras 4.7, 4.8 e 4.9 apresentam a distribuição da fração volumétrica das fases para o caso 02, com e sem vazamento ao longo da linha L_2 ($x = 0, y = 0.555m, z = z$). Verifica-se que a distribuição da fração volumétrica para as condições de contorno apresentadas pouco varia com a presença de vazamento, exceto na região vazante, onde ocorre um pico, gerando um aumento na fração volumétrica de água, uma diminuição na fração volumétrica de óleo, e uma instabilidade fração volumétrica de gás, que culmina num aumento e diminuição dessa fase.

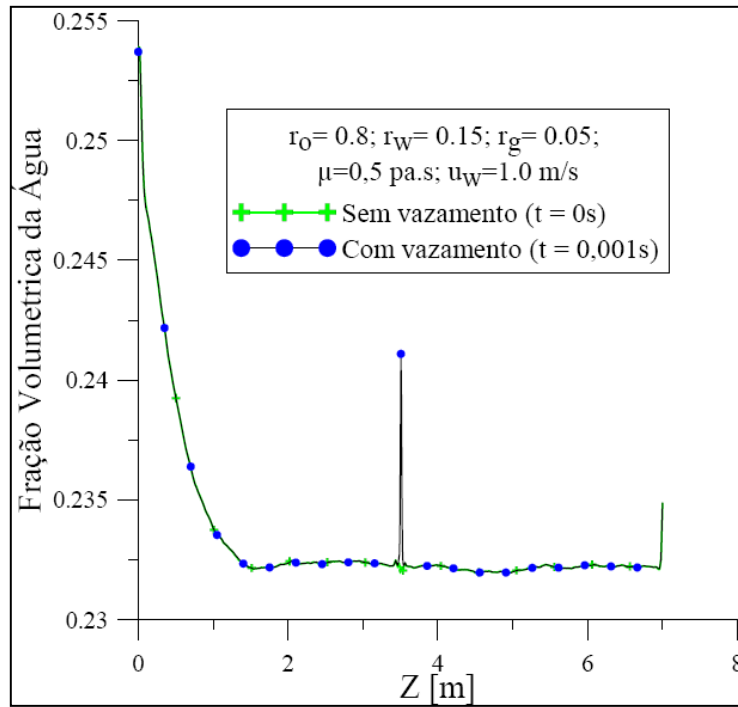


Figura 4.7: Distribuição da fração volumétrica da água, na Linha L_2 para diferentes tempos

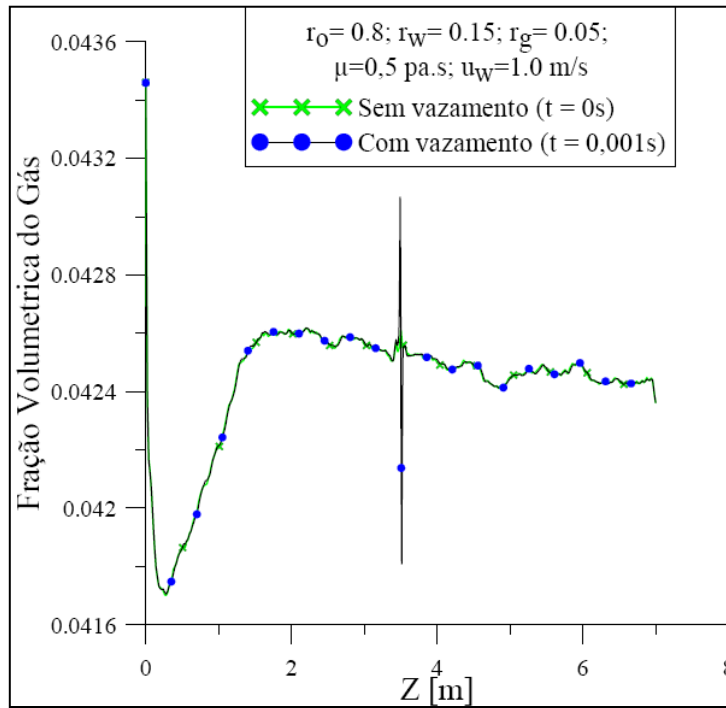


Figura 4.8: Distribuição da fração volumétrica do gás, na Linha L_2 para diferentes tempos

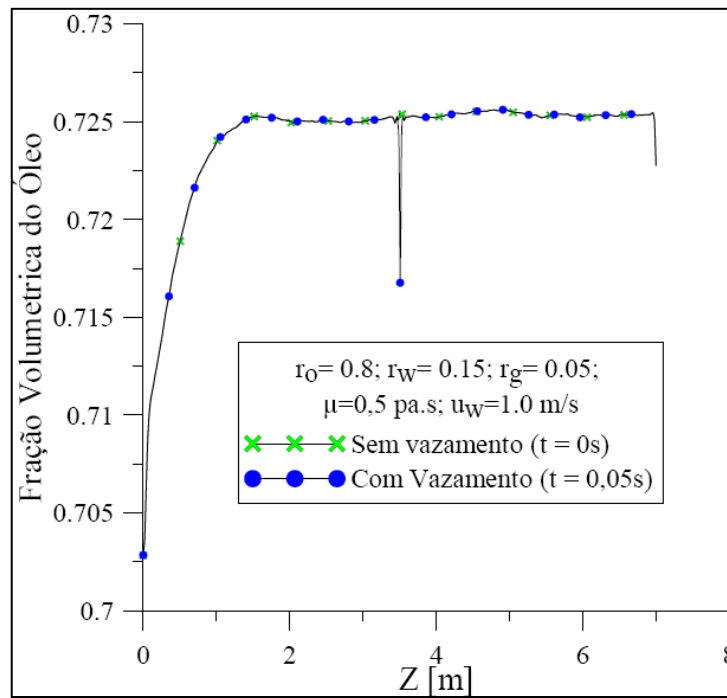


Figura 4.9: Distribuição da fração volumétrica do óleo, na Linha L_2 para diferentes tempos

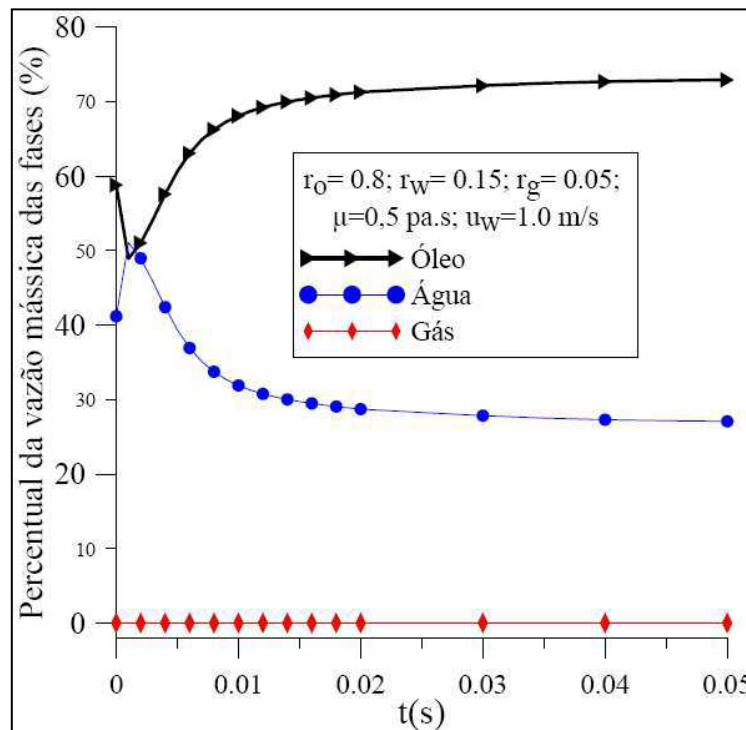


Figura 4.10: Evolução da perda de fluido para cada fase da mistura na superfície vazante até $t=0.05s$

A Figura 4.10 apresenta o perfil da fração volumétrica de fluido na região vazante S_1 ,

para cada fase: óleo, água e gás, em termos de percentual de vazão mássica. Percebe-se que praticamente 70% de fluido expelido, é óleo. E que nos primeiros segundos o percentual de vazão mássica do óleo e da água são iguais, quando a queda de pressão é máxima em $t = 0,001s$.

Verifica-se que quando a pressão começa a se recuperar o percentual de óleo expelido aumenta de 50% a 70% e a perda de água cai de 50 a 30%. O percentual de gás expelido é menor que 1% , isso deve ocorrer visto a pouca quantidade de gás na mistura, ($r_g = 5\%$).

A Figura 4.11 apresenta o comportamento da velocidade superficial das fases óleo, água e gás, para $t = 0.05s$, na linha L_2 , quando existe vazamento, para o caso 02. Observa-se que a velocidade superficial das fases diminui rapidamente nas proximidades da entrada do duto, permanecendo praticamente constante, exceto na região de vazamento. A velocidade superficial do óleo é maior que das outras fases. Isso se deve porque o óleo é a fase dominante com 80% da fração volumétrica. Percebe-se que na região vazante ($z = 3,5m$) existe um aumento da velocidade dos fluidos de cada fase, caracterizando uma perturbação proveniente do vazamento, e quanto menor é a fração volumétrica da fase, menor é o aumento da velocidade, para esta linha.

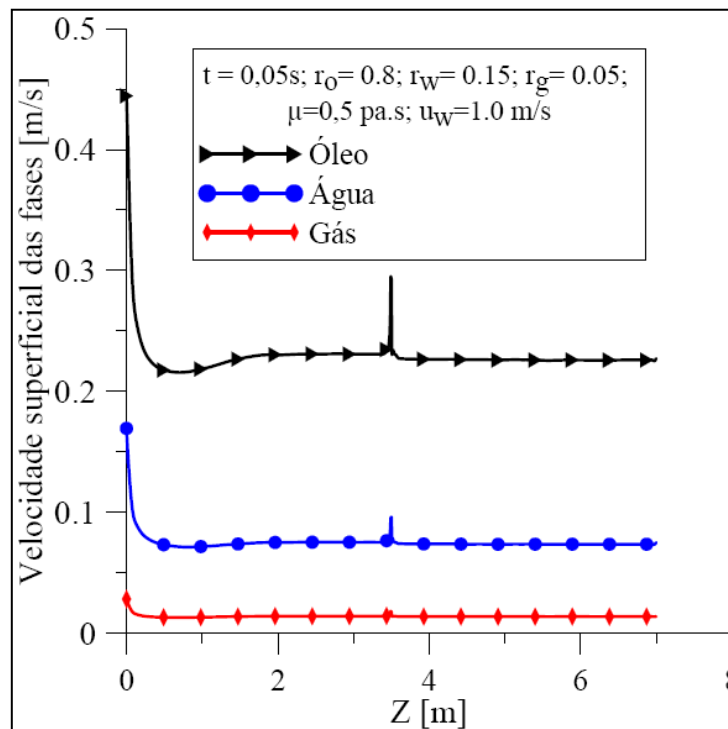


Figura 4.11: Velocidade superficial das fases do óleo, água e gás, na linha L_2 , caso 02 para $t = 0,05s$

A Figura 4.12 apresenta a distribuição da temperatura na linha L_2 , no caso 01, para $t=0.05s$, em cada fase: óleo, água e gás, quando existe vazamento. Novamente observa-se que na região vazante, existe um aumento da temperatura em cada fase, caracterizando o vazamento.

Verifica-se uma diferença de temperatura no óleo $\Delta T_o = 7,3 \text{ }^\circ\text{C}$, para água de $\Delta T_w = 1,88 \text{ }^\circ\text{C}$ e de gás $\Delta T_g = 4,24 \text{ }^\circ\text{C}$. Esta perda de calor está associada a dois fatores: perda de massa das fases no vazamento e as propriedades térmicas dos fluidos.

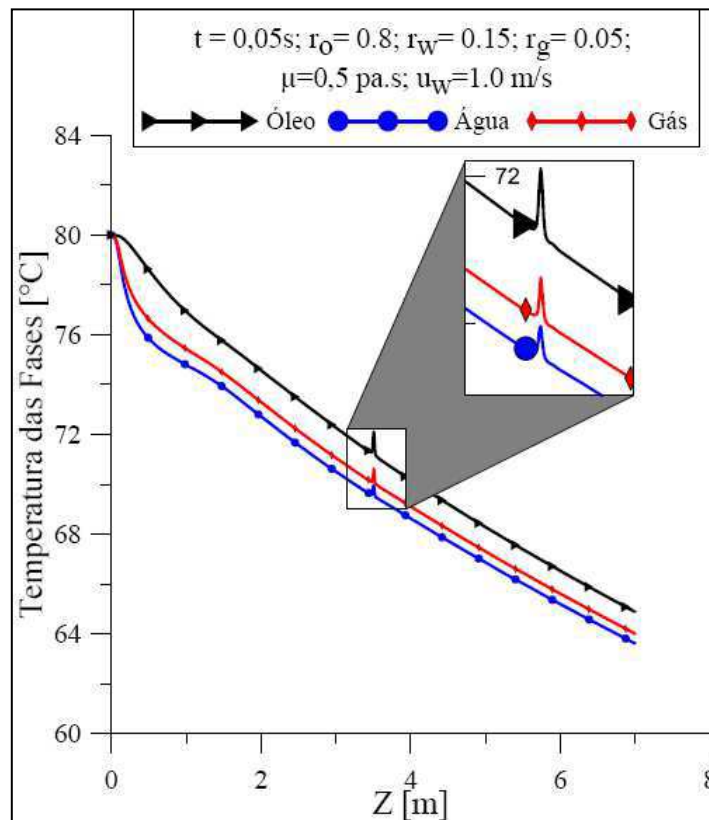


Figura 4.12: Temperatura das fases óleo, água e gás, na linha L_2 para o caso 02 para $t = 0,05s$

A Figura 4.13 apresenta os vetores da velocidade superficial do óleo, para o caso 02, sem vazamento (Fig. 4.13 (a)); e com vazamento (Fig. 4.13(b)) para $t=0.05s$. Percebe-se que o vazamento acarreta grandes variações de velocidade na superfície de vazamento, podendo chegar até $u_o = 1.861 \text{ m/s}$, que é um valor quase 4,5 vezes maior que a velocidade de entrada da fase do óleo.

Na Figura 4.14 ilustra-se as linhas de correntes do óleo, quando não existe vazamento (Fig. 4.13(a)), e quando existe vazamento (Fig. 4.13(b)) em $t = 0.05s$. Percebe-se claramente que

parte do fluido desloca-se para a superfície vazante e outra parte continua a escoar pela tubulação, como esperado.

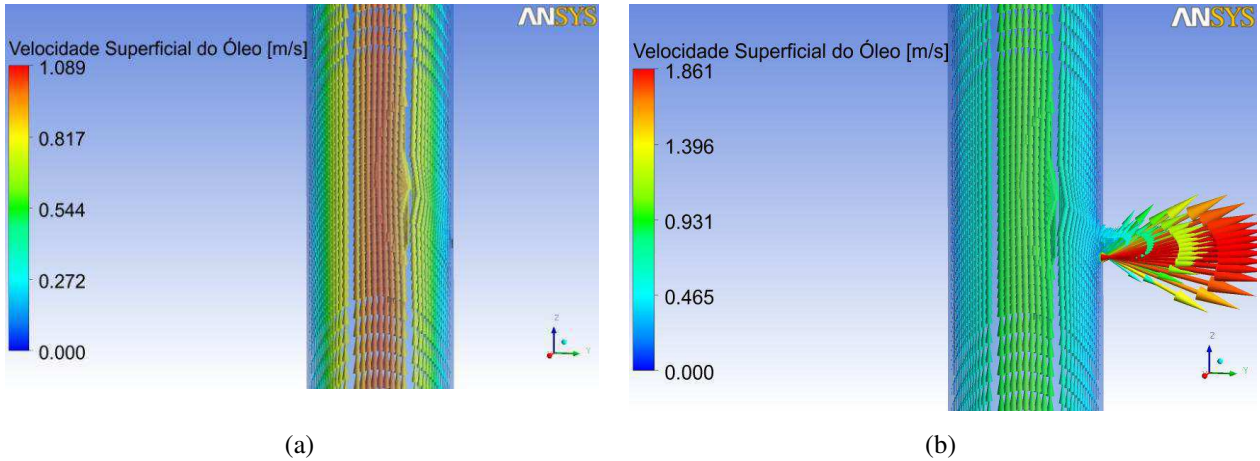


Figura 4.13: Velocidade Superficial do óleo - a) sem vazamento; b) com vazamento (caso 2, $t=0.05s$)

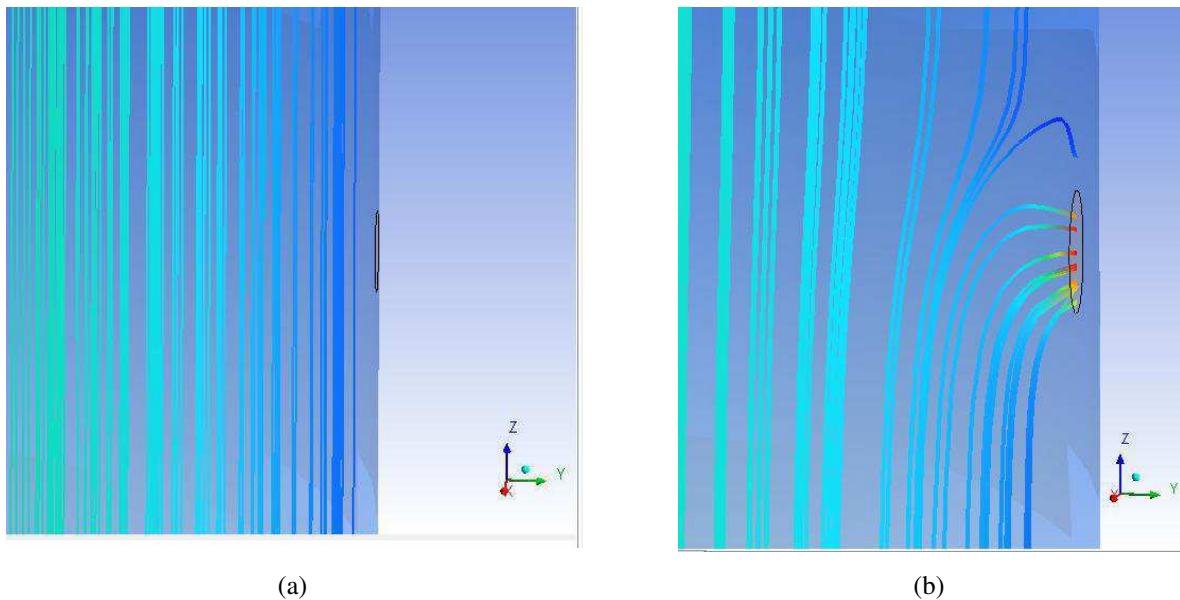


Figura 4.14: Linhas de corrente do óleo, caso 01- a) sem vazamento; b) com vazamento ($t=0.05s$)

4.2.2 Efeito da velocidade das fases

A Figura 4.15(a) apresenta o comportamento da queda de pressão total ao longo do comprimento do duto na linha L_1 ($x=0$, $y=0.0623m$, $z=z$), quando ocorre vazamento, para o

primeiro passo de tempo ($t=0.001s$), para o caso 02 ao 08, quando ocorre a variação da velocidade superficial do óleo e gás, um zoom da queda de pressão na região vazante pode ser examinado na FIG. 4.15(b). Observa-se que o aumento da velocidade das fases provoca um aumento na pressão total na tubulação. Isto é, quanto maior a velocidade na entrada do duto, maior a perda de energia mecânica devido ao atrito viscoso com a parede do duto.

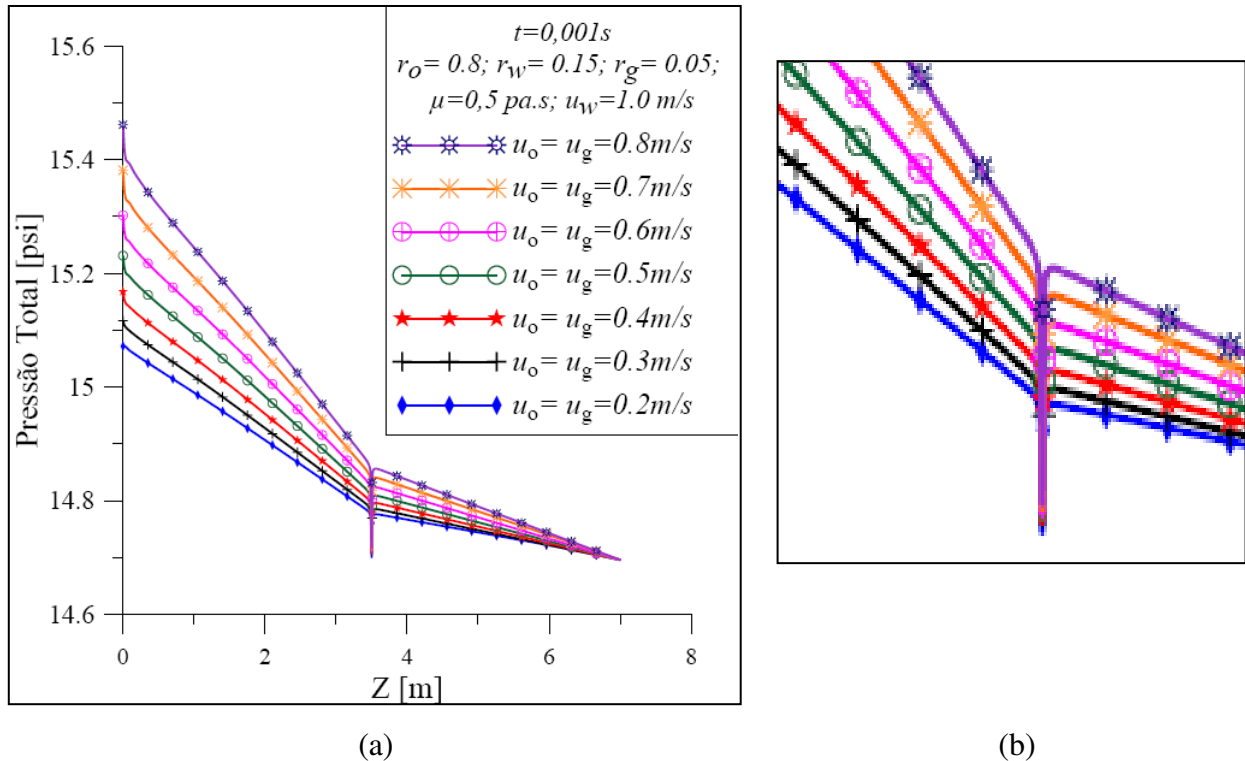


Figura 4. 15: (a) Comportamento da pressão total ao longo do duto (Linha L₁), para $t = 0,001s$, para diversas velocidades do óleo e do gás; (b) zoom da queda de pressão em $z=3,5m$

A Figura 4.16 apresenta o transiente de pressão total no plano S₁ ($x,y,z=4.5m$), para os casos 02 ao 08, no primeiro passo de tempo ($t=0,001s$). Percebe-se que quanto maior a velocidade superficial dos fluidos, maior é a queda de pressão. Quando $u_o=u_g = 0.8m/s$ esta queda é de aproximadamente 0.27 psi, quando $u_o=u_g = 0,2m/s$ esta é de apenas 0,15 psi.

A Figura 4.17 apresenta a distribuição da temperatura na linha, L₂, para o caso 02 ao 08, em $t=0.05s$. Observa-se que a temperatura varia com a velocidade do fluido e quanto maior a velocidade menor é a variação da temperatura. Verifica-se uma diferença de temperatura em S_v para o óleo $\Delta T_o= 9,6\text{ }^\circ\text{C}$, para a água de $\Delta T_w= 1,86\text{ }^\circ\text{C}$ e para o gás $\Delta T_g= 6,6\text{ }^\circ\text{C}$ quando $u_o = 0,8\text{ m/s}$. Para $u_o = 0,2\text{ m/s}$ tem-se $\Delta T_o= 5,4^\circ\text{C}$, $\Delta T_w= 1,81\text{ }^\circ\text{C}$ e $\Delta T_g= 2,6\text{ }^\circ\text{C}$.

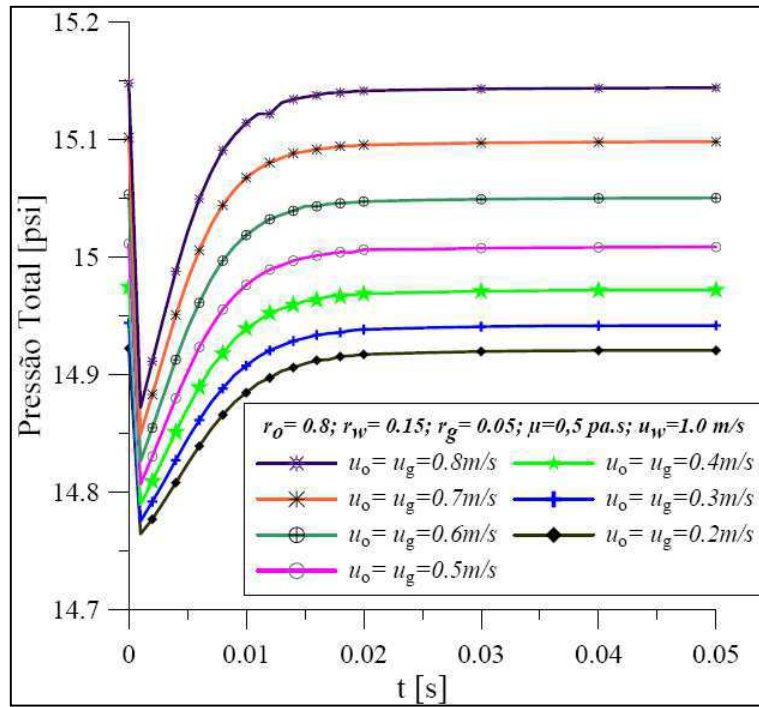
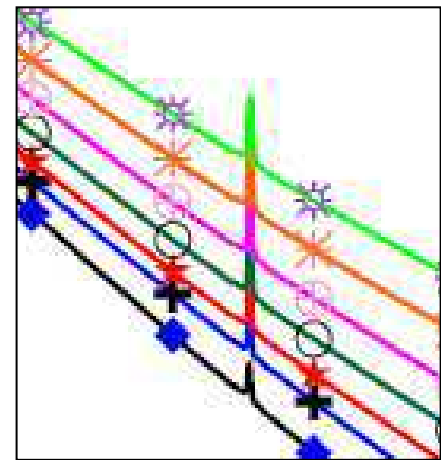
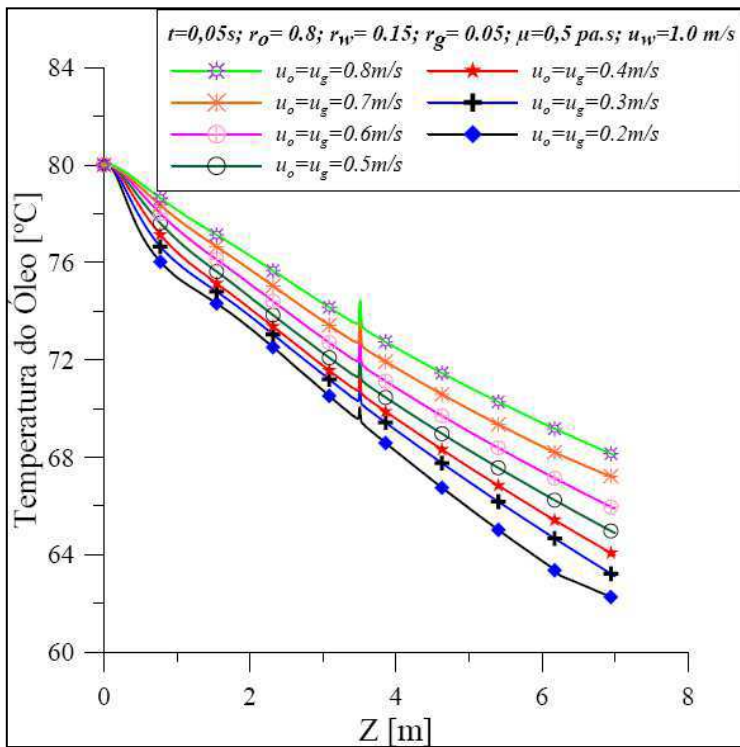


Figura 4.16: Transiente de pressão total na superfície S_1 , para diversas velocidades de entrada das fases óleo e gás



(a)

(b)

Figura 4.17: a) Variação da Temperatura, na linha L_2 ($t=0.05s$): para diversas velocidades das fases óleo e gás; b) zoom em $z = 3,5m$

4.2.3 Efeito da viscosidade do óleo

De forma análoga apresenta-se a Figura 4.18, a influência da viscosidade do óleo, na queda de pressão total ao longo do comprimento do duto, no primeiro passo de tempo ($t=0,001s$) quando existe vazamento (casos 02, 09 ao 15). Observa-se que o aumento da viscosidade do óleo provoca um aumento da pressão total do fluido. Isto é, quanto maior é a viscosidade maior é a energia mecânica dissipada na forma de atrito viscoso, na linha L_1 .

A Figura 4.19 apresenta a pressão total ao longo do tempo na seção S_1 . Verifica-se que quanto maior é a viscosidade do óleo maior é a queda de pressão. Quando $\mu_o = 0,8 Pa.s$, esta queda é de $0.26 psi$, para $\mu_o = 0,1 Pa.s$, esta queda é de apenas $0.12 psi$.

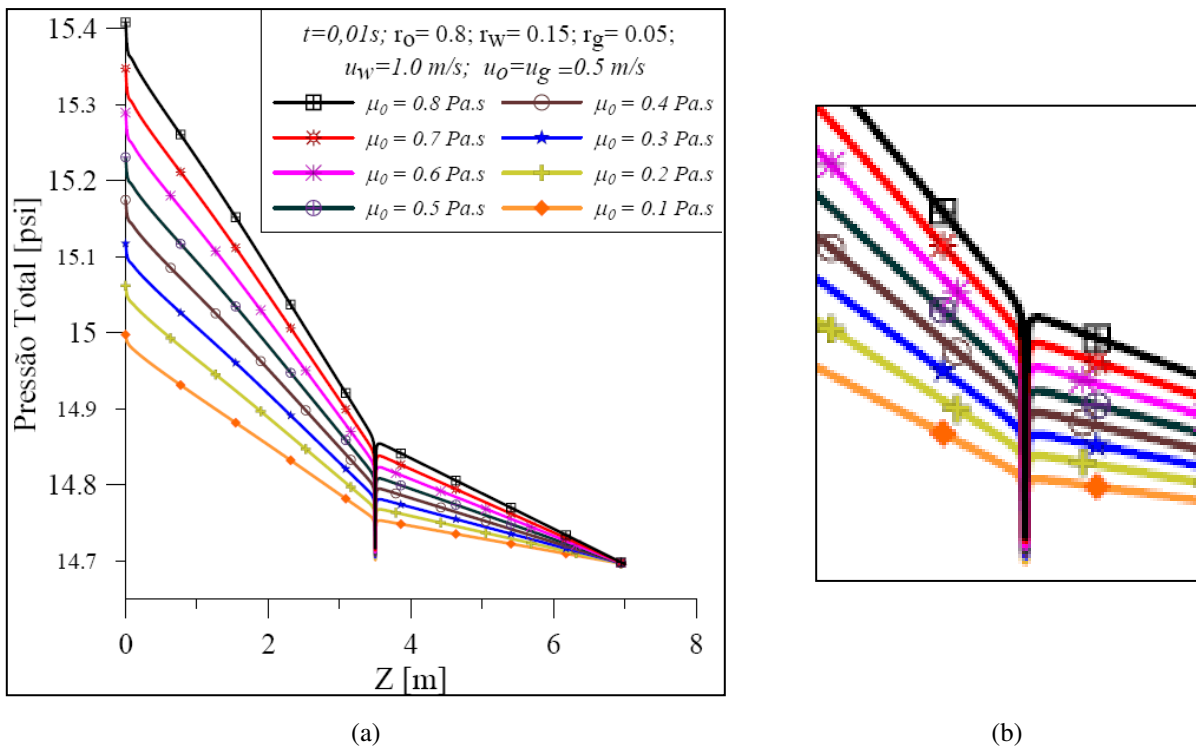


Figura 4. 18: Comportamento da pressão total ao longo do duto (Linha L_1), para $t=0,001s$, para diversas viscosidades do óleo; (b) zoom da queda de pressão em $z=3,5m$

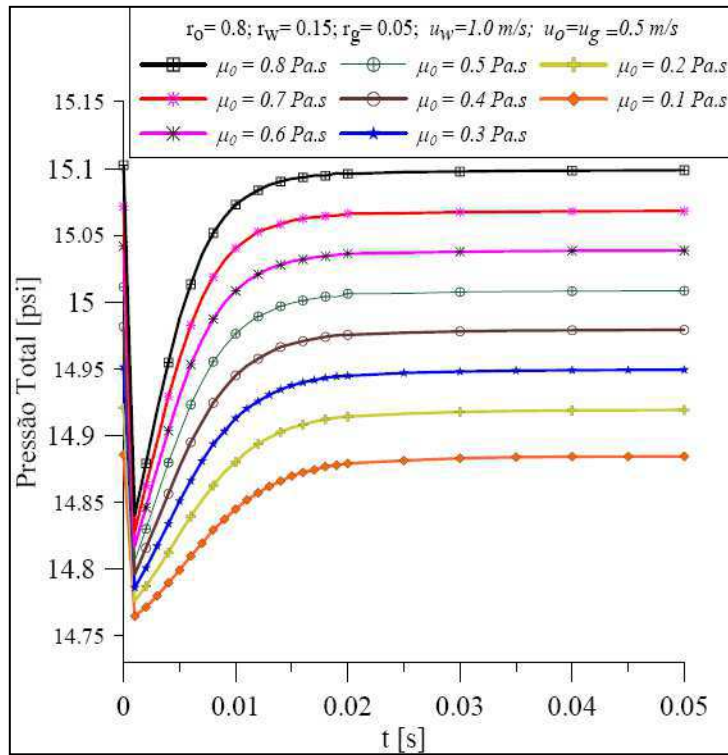


Figura 4.19: Transiente de pressão total na superfície S_1 , para diversas viscosidades do óleo

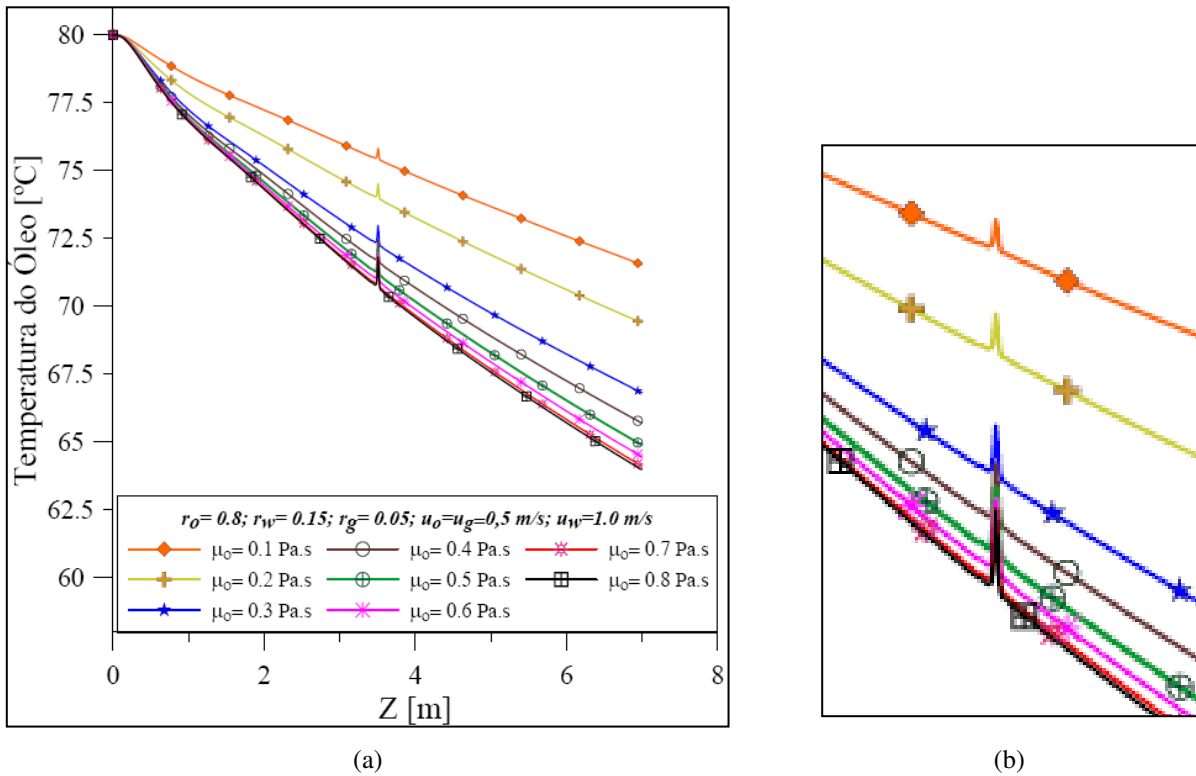


Figura 4.20:a) Variação da Temperatura, na linha L_2 ($t=0.05s$): para diferentes viscosidades do óleo; b) zoom da variação da temperatura na região vazante, em $z=3,5m$

Já na Figura 4.20 ilustra o comportamento da temperatura ao longo da linha L_2 , em $t=0,05s$, verifica-se que quanto maior é a viscosidade do fluido menor é a variação da temperatura, na superfície vazante, S_v ($z=3,5m$). Percebe-se que o vazamento em si é detectado em $z=3,5m$, com o aumento da temperatura na região. Verifica-se uma diferença de temperatura em S_v para o óleo $\Delta T_o= 7,2$ °C, para a água de $\Delta T_w= 2$ °C e para o gás $\Delta T_g= 4,4$ °C quando $\mu_o = 0,8 Pa.s$. Para $\mu_o = 0,1 Pa.s$, $\Delta T_o= 10$ °C, $\Delta T_w= 1,7$ °C e $\Delta T_g= 5,6$ °C.

4.2.4 Efeito da fração volumétrica das fases

As Figuras 4.21 até a 4.25 apresentam os resultados obtidos com os casos 02, 16 ao 20, quando existe uma variação na fração volumétrica dos fluidos.

As Figuras 4.21 e 4.22 apresentam o comportamento da queda de pressão total ao longo do comprimento do duto na linha L_1 , para as situações com e sem vazamentos, quando a fração volumétrica do óleo varia de 60% a 90% respectivamente. Na Figura 4.21 não existe vazamento, nela verifica-se que a presença da fase água e gás influencia fortemente o campo de pressão. Quando a proporção de gás disperso é igual a de água, obteve-se uma menor pressão total na tubulação.

Para a situação sem vazamento a maior diferença de pressão, ao longo dos 7 metros de comprimento do duto foi obtido para o caso 18 ($r_o=70\%, r_w=25\%, r_g=5\%$), $\Delta P_{t=0s}=0,876$ psi, e a menor diferença de pressão foi o caso 16 ($r_o=70\%, r_w=15\%, r_g=15\%$) e 19, com $\Delta P_{t=0s}=0,281$ psi e $\Delta P_{t=0s}=0,294$, respectivamente.

Na Figura 4.22 (situação com vazamento) verifica-se que a queda de pressão total na tubulação sofre influência da composição da fração volumétrica das fases. Quando as fases de gás e a água tem o mesmo valor em percentual, a queda de pressão é menor (caso 17 e 19), comparando-se com o caso em que o percentual de água é muito maior que o de gás.

Quando o vazamento ocorre a situação com maior diferença de pressão, ao longo dos 7 metros de comprimento do duto foi obtido para o caso 18 ($r_o=70\%, r_w=25\%, r_g=5\%$), $\Delta P_{t=0s}=0,561$ psi, e a menor diferença de pressão foi o caso 16 ($r_o=70\%, r_w=15\%, r_g=15\%$): com $\Delta P_{t=0s}=0,178$ psi e o caso 19 com $\Delta P_{t=0s}=0,188$.

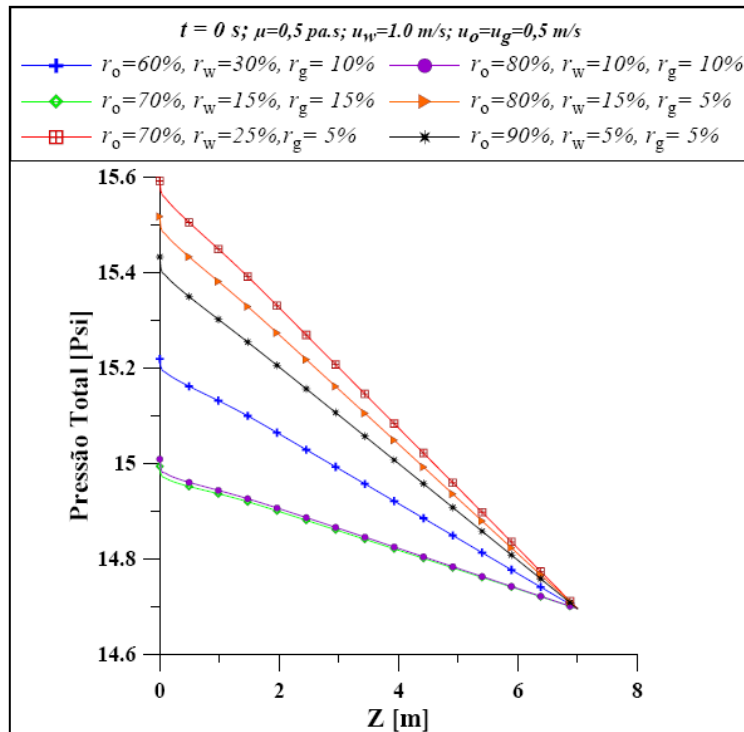
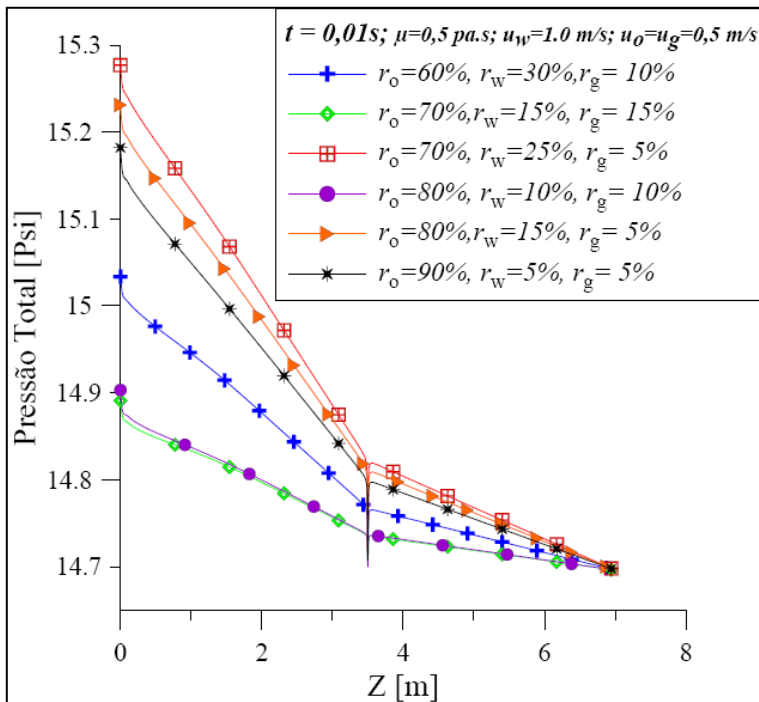
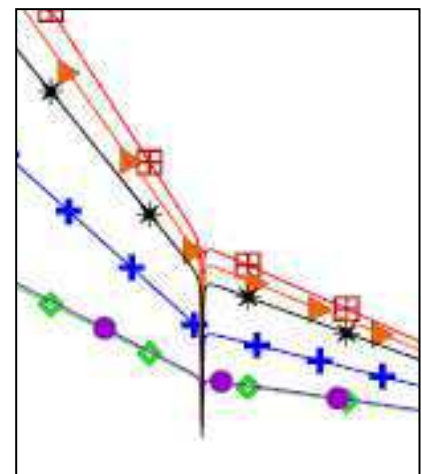


Figura 4.21: Pressão Total ao longo do duto Linha L₁, caso 02- 16 ao 19, ; na Linha L₁



(a)



(b)

Figura 4. 22: Transiente de Pressão para diferentes frações volumetricas caso 02, 16 ao 19; na Linha L₁

Na Figura 4.23, observa-se o comportamento transitório da pressão no plano S_1 , em $t=0.001s$, para diferentes composições de frações volumétricas das fases. Verifica-se nessa figura a influência da configuração das fases. Um aumento da fração de gás, provoca uma espécie de “amortecimento” na onda de pressão negativa. Quando a fração volumétrica da água e do gás apresentam o mesmo valor, a queda de pressão no primeiro passo de tempo é mínima, comparado com aquela obtida quando se tem muito mais água que gás.

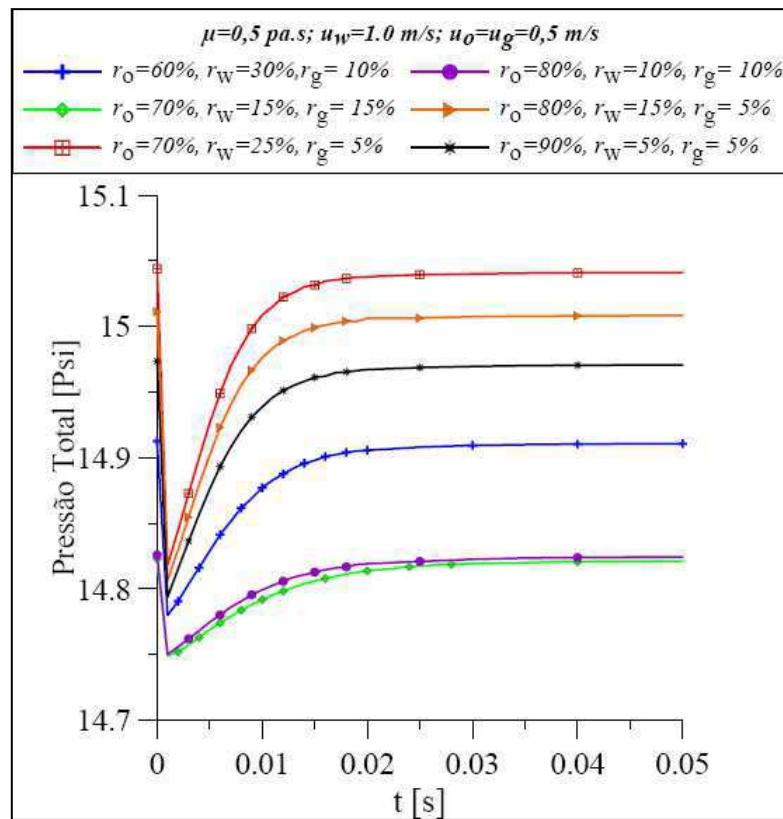


Figura 4. 23: Transiente de Pressão para diferentes frações volumétricas das fases (caso 02, 16 ao 19), no plano S_1

A Figura 24 apresenta o comportamento da temperatura ao longo da linha L_2 , em $t=0,05s$, verifica-se que a temperatura do óleo varia com a composição da fração volumétrica das fases. O vazamento é detectado em $z=3,5m$, com o aumento da temperatura na região, como nas simulações anteriores. A maior variação da temperatura na superfície S_v , depois que o vazamento ocorre, acontece no caso 19, com um $\Delta T_o= 7,6 \text{ }^\circ\text{C}$ para o óleo, um $\Delta T_w= 1,8 \text{ }^\circ\text{C}$ para a água e um $\Delta T_g= 4,4 \text{ }^\circ\text{C}$ para o gás. A menor diferença em S_v é detectada no caso 16, com um $\Delta T_o= 5,7 \text{ }^\circ\text{C}$ para o óleo, um $\Delta T_w= 1,6 \text{ }^\circ\text{C}$ para a água e um $\Delta T_g= 3,3^\circ\text{C}$ para o gás.

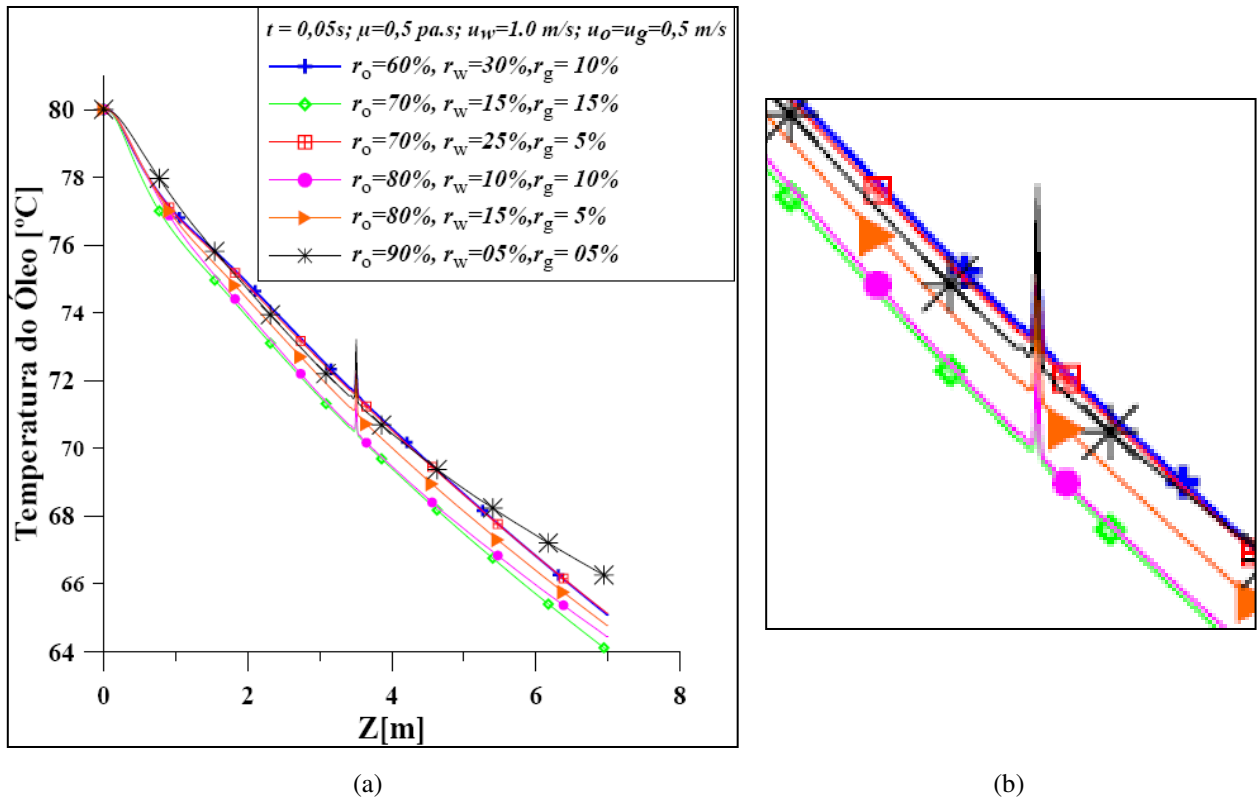


Figura 4. 24 – Variação da Temperatura, na linha L_2 ($t=0.05s$) :para diferente frações volumétricas do fluido; b) zoom da variação da temperatura na região vazante, em $z=3,5m$

4.2.5 Efeito do diâmetro do furo de vazamento

As Figuras 4.25 a 4.31 apresentam a influência do diâmetro do furo de vazamento nos parâmetros termo-hidrodinâmicos dos fluidos, para os casos 02, 21 ao 23, nas superfícies e linhas apresentadas nesse trabalho.

A Figura 4.25 ilustra-se o transiente de pressão para diferentes diâmetros de vazamento, na superfície S_1 , para os primeiros 0,02 segundos. Observa-se que o tamanho do vazamento, que varia de 8 a 37,5mm, influencia a queda de pressão; quanto maior o diâmetro do furo maior é a queda de pressão.

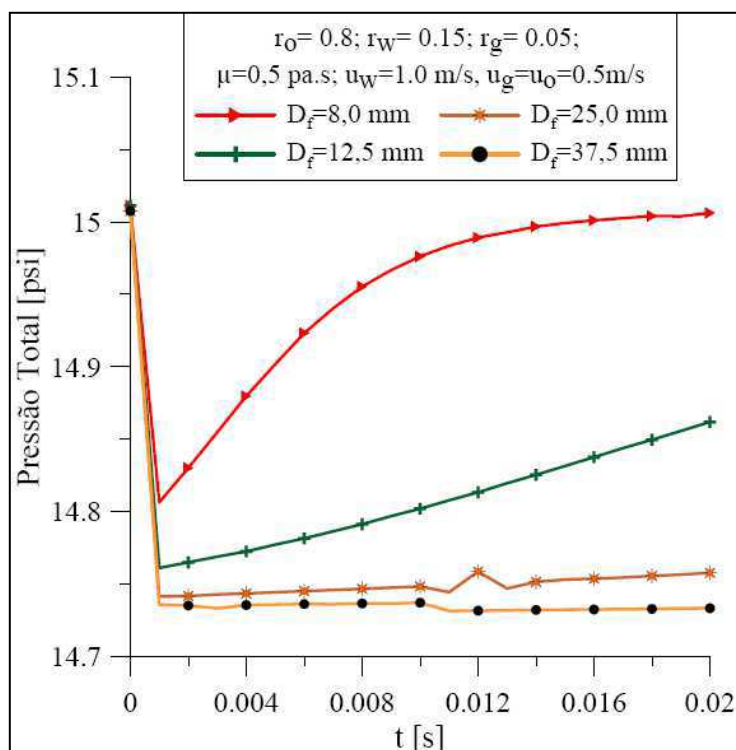


Figura 4. 25: Transiente de pressão para diferentes diâmetros do furo, na região S₁, tempo total de simulação 0,02s

Na Figura 4.26 percebe-se que a recuperação de pressão pode não ser plena, dependendo do tamanho do furo. Embora exista sempre uma recuperação da pressão nos casos avaliados, a pressão não retorna próximo ao seu valor original, como acontece no caso 02, e um novo regime permanente é alcançado pós-vazamento. Contudo o tempo para alcançar esse regime depende também do diâmetro do furo do vazamento, quanto maior o furo, mais lenta é a recuperação da pressão total na tubulação, fixadas as demais condições de escoamento.

Nos casos 02, 21 à 23 o tempo total de simulação foi de 1.5s. Obteve-se uma variação de pressão ao longo do comprimento do duto ($\Delta Z = 7$ m) de $\Delta P_{t=0,001s} = 0,41$ psi no primeiro passo de tempo ($t = 0,001s$), para $D_f = 37,5$ mm. Observa-se que essa variação é muito menor quando o diâmetro do furo é menor, $D_f = 8,0$ mm, a variação de pressão é de $\Delta P_{t=0,001s} = 0,51$ psi. Ressaltando que a pressão ao longo do comprimento do duto sem vazamento é de $\Delta P_{t=0s} = 0,8$ psi, ou seja quando o vazamento ocorre com o diâmetro do furo $D_f = 37,5$ mm, a queda de pressão é quase 50% do valor original, esse valor é bem menor quando o diâmetro do furo é $D_f = 8$ mm, a queda de pressão é de 36% do valor original.

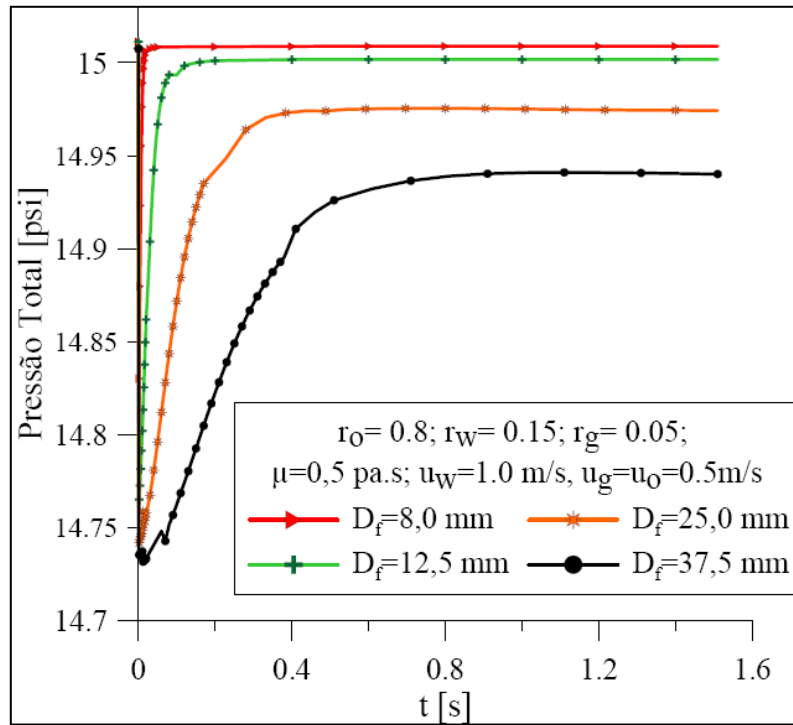


Figura 4.26: Transiente de pressão para diferentes diâmetro do furo, na região S_1 , tempo total de simulação 1.6s

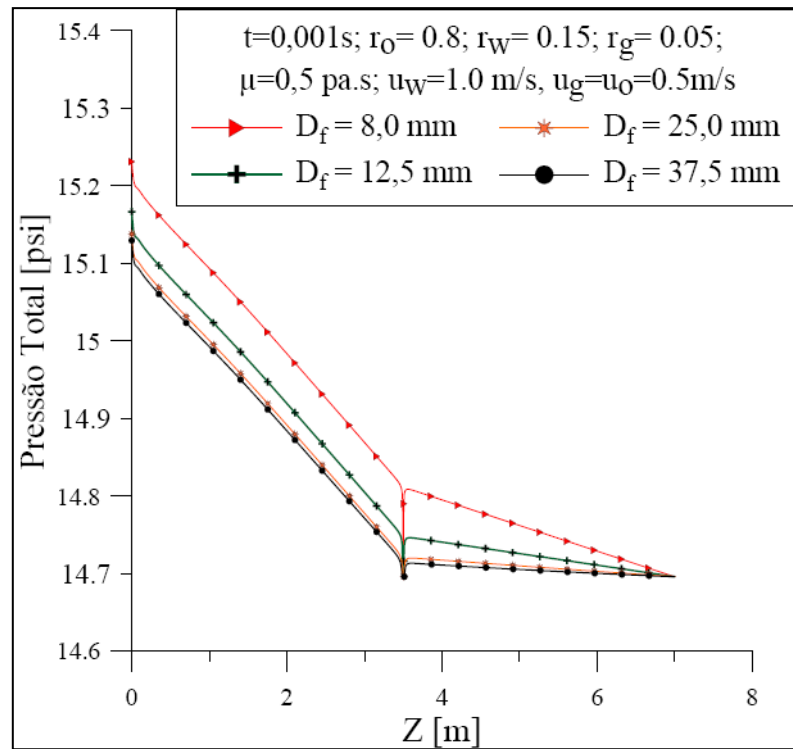


Figura 4. 27: Comportamento da pressão total ao longo do comprimento do duto, no plano L_1 , para diferentes diâmetros do furo do vazamento em $t=0,001$ s

A Figura 4.27 mostra a queda de pressão total em função do comprimento do duto no plano S_1 , para $t=0.001s$. Verifica-se que quanto maior o diâmetro da região vazamento, menor é o valor da pressão na superfície avaliada (S_1). Quando $D_f= 37,5mm$ a queda de pressão na S_1 no primeiro passo de tempo é de $\Delta P_{t=0,001s}=0,27$ psi. Quando $D_f= 25mm$ a queda de pressão é de $\Delta P_{t=0,001s}=0,26$ psi, para $D_f= 12,5mm$ tem-se $\Delta P_{t=0,001s}=0,25$ psi e para $D_f= 8,0mm$ tem-se $\Delta P_{t=0,001s}=0,20$ psi. Ou seja, a queda de pressão é uma função do diâmetro do furo vazante.

A Figura 4.28 apresenta a distribuição da temperatura na linha L_2 , para $t=1,5s$. O aumento da temperatura na região vazante é proporcional ao tamanho do furo, quanto maior o diâmetro do vazamento maior o aumento da temperatura na região. Quando $D_f= 37,5mm$ a a variação da temperatura do óleo (ΔT_o) na superfície vazante S_v em $t=1,6s$ é de $\Delta T_o = 9,7^\circ C$, a da água é de $\Delta T_w = 2,9^\circ C$ e a do gás $\Delta T_g = 5,5^\circ C$. Quando o diâmetro do furo é menor, $D_f= 8mm$ a variação da temperaturas da fases na superfície vazante (S_v) é menor, a variação da temperatura do óleo, água e gás são respectivamente : $\Delta T_o = 7,2^\circ C$, $\Delta T_w = 1,8^\circ C$ e $\Delta T_g = 4,2^\circ C$.

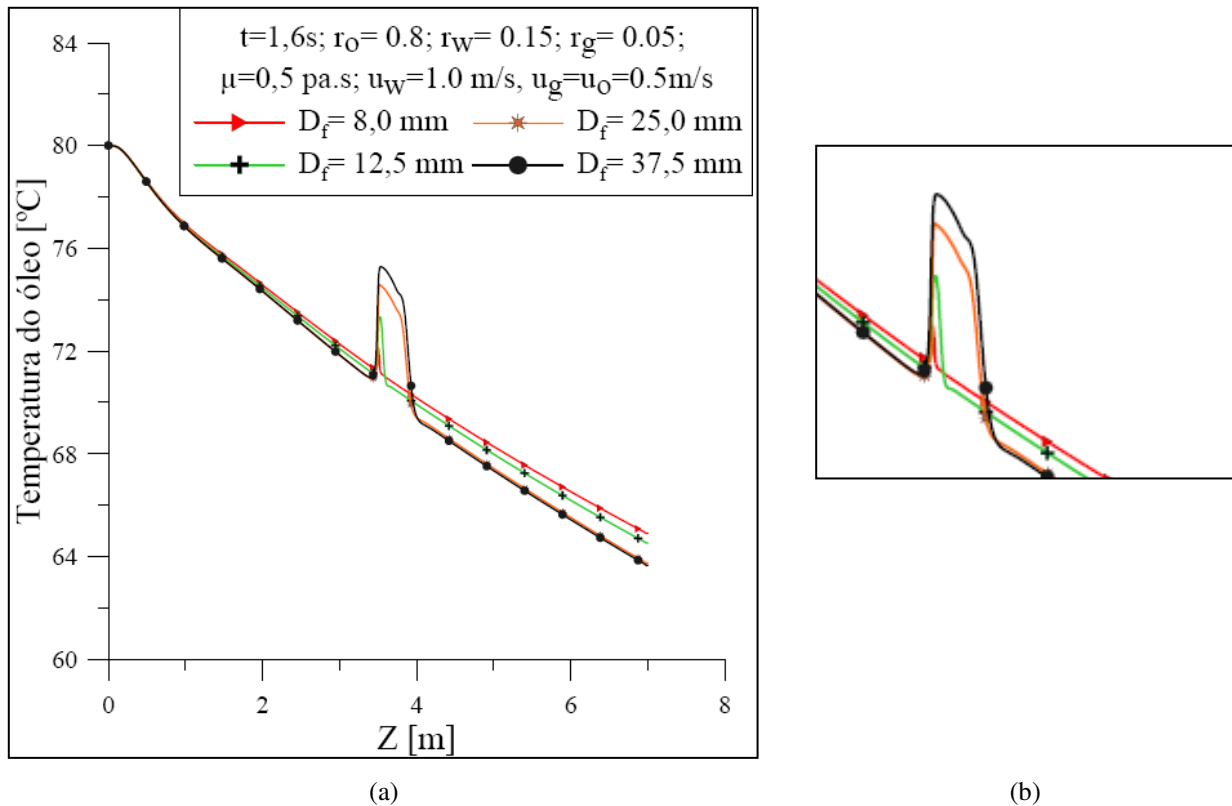


Figura 4. 28: a) Comportamento da Temperatura do óleo, na linha L_2 , para diferentes diâmetros de furos em $t=1,6s$;
 b) zoom da região vazante em $z = 3,5m$

A Figura 4.29 apresenta a evolução do percentual da vazão mássica do fluido, diretamente na superfície vazante. Verifica-se que quanto maior o vazamento obviamente maior o percentual de fluido expelido; quando $D_f = 37.5\text{mm}$ esse percentual chega até 25% da vazão de entrada. Observe que quando é $D_f = 8,0\text{mm}$, a quantidade de fluido vazante é mínima apenas de 1.5% da vazão de entrada.

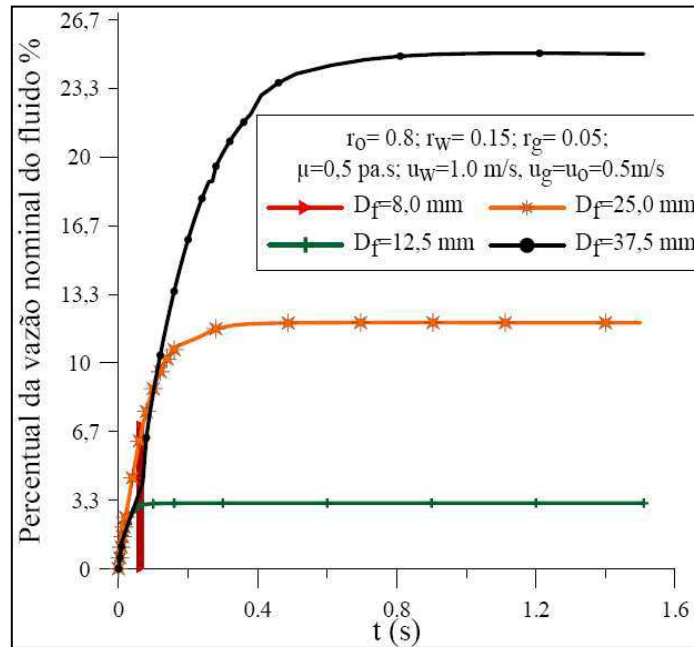


Figura 4. 29: Evolução da perda de fluido na superfície vazante com o tempo $t=1,6\text{s}$

A Figura 4.30 apresenta a evolução da perda de fluido na região vazante S_v , para cada fase: óleo, água e gás, em termos de vazão mássica. Percebe-se que independentemente do tamanho do diâmetro do furo, a maior perda de massa é do óleo. Esta pode chegar até 1.2 kg/s (ou seja, 72% do fluido que vaza é óleo), quando $D_f = 37,5\text{mm}$, para um fluxo mássico de entrada de 6.66kg/s . Quando $D_f = 25,0\text{mm}$ a vazão mássica do óleo em S_v cai para 0.6kg/s , ou seja há um redução de 50% da vazão mássica comparado com $D_f = 37,5\text{mm}$. Quando os diâmetros dos furos são: $D_f = 12,5\text{mm}$ e esta $D_f = 8,0\text{mm}$ esta vazão é $0,15\text{kg/s}$ e $0,03\text{kg/s}$. De forma análoga é o fluxo mássico de água, quanto maior o vazamento maior é a perda de fluido, esta varia entre $0,011\text{kg/s}$ a $0,45\text{kg/s}$ quando o diâmetro varia entre $8,0\text{mm}$ a $37,5\text{mm}$ respectivamente. Percebe-se que a vazão mássica de gás é menor que 1% do total de fluido vazante, independentemente do valor do diâmetro do furo.

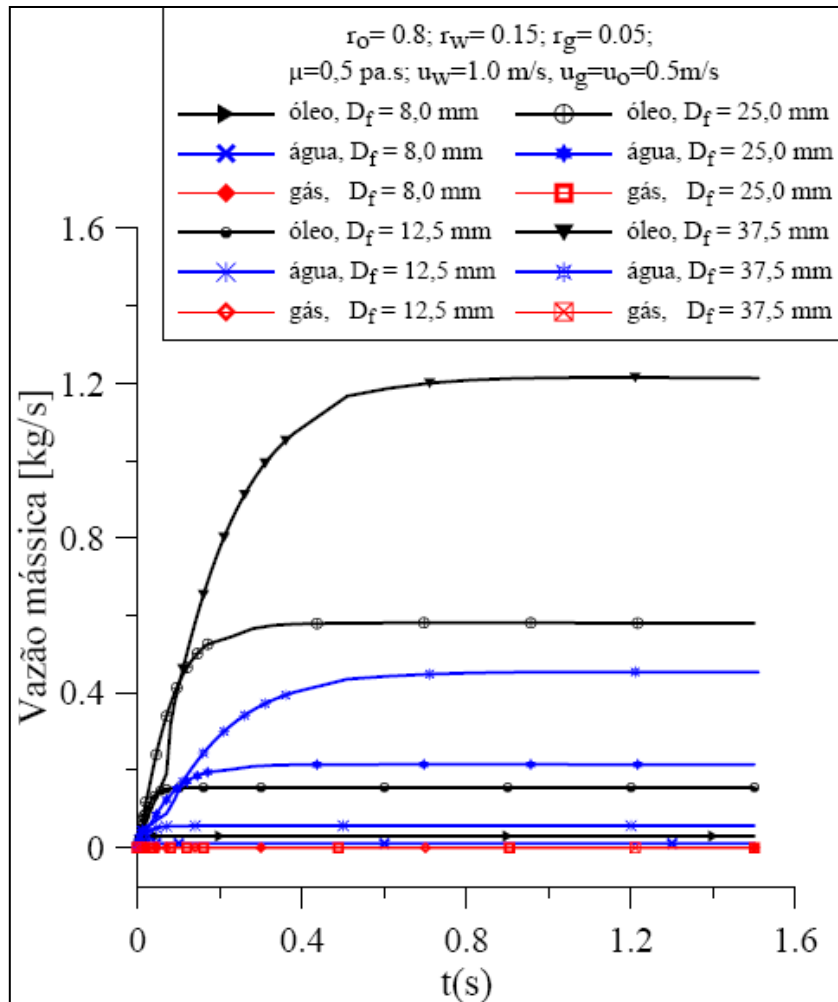


Figura 4. 30: Evolução da perda de fluido, para cada fase da mistura na superfície vazante com o tempo $t = 1,6 \text{ s}$

Na Figura 4.31 observa-se a velocidade superficial do óleo na linha L_2 , em $t = 1,6 \text{ s}$. Este parâmetro também está sob a função do tamanho do furo vazante, quanto maior o diâmetro do furo maior, obviamente, maior a velocidade superficial do fluido na região vazante. Quando o vazamento ocorre observa-se que o pico de velocidade nesta linha pode chegar até $1,2 \text{ m/s}$ quando $D_f = 37,5 \text{ mm}$.

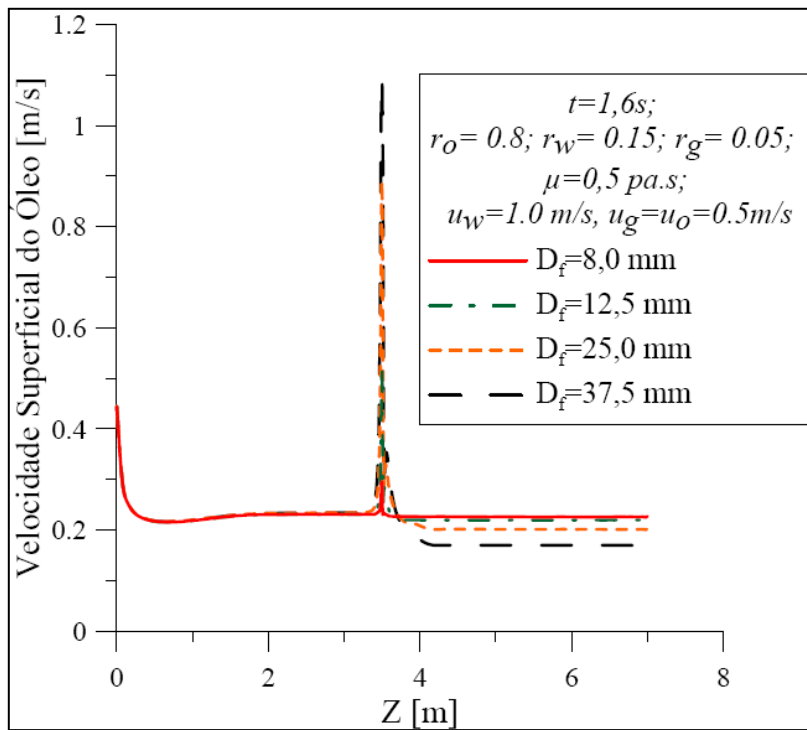


Figura 4. 31: Velocidade superficial do furo da fase óleo ao longo do duto (linha L_2) em $t=1,6s$

5 CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

5.1 Conclusões

Neste trabalho foi estudado o escoamento transiente, não-isotérmico de óleo pesado, água e gás em duto vertical, com e sem a presença de vazamento através de simulação numérica (via CFD). Pode-se concluir dos resultados obtidos:

a) Os parâmetros termo-hidrodinâmicos do fluido, durante o escoamento transiente e em tempo real, são dependentes das velocidades iniciais e frações volumétricas das fases, da viscosidade do óleo, e do diâmetro do furo vazante.

b) O vazamento acarreta grandes variações no campo de pressão ao longo do comprimento do duto. Verificou-se que quanto maior é a viscosidade do óleo maior é a queda de pressão, quando $\mu_o = 0,8 \text{ Pa.s}$, esta queda é de 0.26 psi, para $\mu_o = 0,1 \text{ Pa.s}$, esta queda é de apenas 0.12 psi.

c) O aumento da velocidade inicial do óleo e gás acarreta um aumento da queda de pressão, quando $u_o=u_g = 0,8\text{m/s}$ esta queda é de aproximadamente 0.27 psi, quando $u_o=u_g = 0,2\text{m/s}$ esta é de apenas 0,15 psi.

d) O transiente de pressão também varia com a composição da mistura. Para o caso 18, quando se tem $f_o = 70\%$, $f_w = 25\%$, $f_g = 5\%$, apresenta maior queda de pressão 0,22 psi aproximadamente, comparado com o caso 16 ($f_o = 70\%$, $f_w = 15\%$, $f_g = 15\%$) em que a queda de pressão é de apenas 0,07 psi. Possivelmente o aumento da quantidade de gás na mistura gere um amortecimento na queda de pressão total do fluido, diminuindo assim o valor da queda de pressão total na superfície avaliada.

e) O aumento da magnitude do vazamento aumenta o valor da queda de pressão, bem como diminui o valor da recuperação da mesma na tubulação. Para um $D_f = 37,5\text{mm}$ tem-se um $\Delta P = 0,41 \text{ psi}$, para um $\Delta Z = 7\text{m}$ em $t = 0,001\text{s}$, ou seja, 50% menor do que quando não existe vazamento ($\Delta P = 0,8 \text{ psi}$).

f) O vazamento acarreta um aumento da temperatura apenas na região vazante. Quanto maior a magnitude do vazamento maior é a temperatura do fluido naquela região, de

forma que: para um $D_f = 37,5\text{mm}$ tem-se $\Delta T_o = 9,7^\circ\text{C}$, a da água é de $\Delta T_w = 2,9^\circ\text{C}$ e a do gás $\Delta T_g = 5,5^\circ\text{C}$, ou seja, um aumento de 27% da temperatura da fase óleo, comparando-se a um $D_f = 8,0\text{mm}$. De forma análoga é a velocidade superficial das fases, quanto maior o diâmetro do furo maior é a velocidade do fluido na superfície vazante.

g) O método utilizado nesse trabalho se mostrou eficaz ao apresentar a influência do vazamento no escoamento trifásico, sendo possível detectar a variação da pressão ocasionada pela fuga do fluido, a variação da velocidade das fases, temperatura, vazão mássica entre outros parâmetros apresentados nesse trabalho. Portanto, da forma que foi exposta esta dissertação, provou-se à importância do estudo da simulação de vazamento por métodos de numéricos via CFD e a sua eficiência, para as condições de contornos utilizadas.

5.2 Sugestões futuras

Baseado na pesquisa realizada sugere-se as seguintes atividades:

- ✓ Aumentar o tamanho do duto, nas simulações, visto que a onda de pressão que varre a tubulação é muito maior que 7 metros;
- ✓ Estudar a influência da rugosidade da superfície
- ✓ Variar a geometria vazante no duto, e observa o efeito quando está deixa de ser um cilindro perfeito;
- ✓ Aumentar a quantidade de vazamento e estudar o efeito na onda de pressão quando se tem mais de uma superfície vazante;
- ✓ Realizar simulações considerando o meio externo: terra, ar e água;
- ✓ Um estudo mais aprofundado da influência do gás no vazamento; principalmente com magnitude de vazamento maiores que aquelas aqui estudadas.

6 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABHULIMEN K. E., A. A. Susu. Modelling complex network pipeline leak detection systems. **Chemical Engineering**, Vol 85, p:579-598, 2007.

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

ASEL-TECH, disponível em: <http://www.ase-tech.com.br/index.php?option=com_content&view=article&id=49&Itemid=146&32f13eff2784af8bf89c3f7f9cfff24=83732c92baf30399daad87055b5c5bb5> . Acesso em 15/02/2011

ASEL-TECH. Artigo fatos sobre vazamentos. Disponível em: <http://www.ase-tech.com.br/documentos/artigo-fatos-sobre-vazamentos.pdf> . Acesso em 15/02/2011

AZEVEDO, F.M. **Proposta de algoritmo para detecção de vazamentos em oleodutos utilizando análise freqüencial de sinais de pressão**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Elétrica), UFRN, Natal (2010).

BEZERRA, B. A. F. **Detecção de vazamentos em tubulações de gás pelo método de transitório de pressão utilizando CLP e sensores**. Monografia. (Graduação em Engenharia Eletrônica) Universidade Federal de Pernambuco, Recife, 2008.

BIRD, R. Byron; STEWART, Warren E.; LIGHTFOOT, Edwin N.; **Fenômenos de Transporte**; – 2^a Ed. – Rio de Janeiro: LTC; 2004

BRAGA, C. F. **Detecção de vazamentos por computador "on-line" em tubulações transportando misturas gás-líquido**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), UNICAMP, São Paulo, 2001.

BRATLAND, O. **Pipe flow 2: multi-phase flow assurance**. E.U.A, 2010

BUIATTI , C. M. **Monitoramento de tubulações por técnicas computacionais on-line**. Tese (Doutorado em Engenharia Química), UNICAMP, São Paulo, 1995.

CAMERINI, D. A. **Desenvolvimento de pigs instrumentados para detecção e localização de pequenos vazamentos em dutos**. Dissertação (Mestrado em Ciências e Engenharia Mecânica), PUC-RIO, Rio de Janeiro, 2004.

CANELAS, A. **Investimentos em exploração e produção após a abertura da indústria petrolífera no Brasil: impactos econômicos**. Monografia (Graduação em Economia). Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2004.

CARDOSO, L.C. **Petróleo do poço ao posto**. Rio de Janeiro: Interciência, 2005.

CHEN Z. J. Heavy oil , part 1. **SIAM News**, v.39, p. 3, 2006.

CLAMPON. **Catálogo de monitor de vazamentos clampon**. Noruega, 2010.

COLOMBAROLI, P. L. S. **Detecção acústica de vazamentos em dutos de petróleo**. Anais dos trabalhos de Diploma – Universidade Federal de Itajubá. 2008

CUNHA, A. L. **Recuperação avançada não-isotérmica de óleos pesados em reservatórios de petróleo via simulação numérica**. Dissertação (Pós-Graduação em Engenharia Química). Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande 2010.

EXPONENT – Engineering and Scientific Consulting. Disponível em <<http://www.exponent.com/Gasoline-Creek-Breach-in-an-Olympic-Pipeline>> Acesso em: 16 ago. 2011.

FARIAS, R. F. **Introdução à química do petróleo**. Rio de Janeiro: Editora Ciência Moderna, Ltda., 2008

FOX, Robert W.; MCDONALD, Alan T., **Introdução à mecânica dos fluidos**. – 4^a Ed. – Rio de Janeiro: LTC, 1998.

GEOSCIENCES WORLD. Disponível em:

<http://tle.geoscienceworld.org/cgi/content/full/27/9/1116> . Acesso em 15/02/2011

HENRIQUES C. C. D., Desafios da seleção de matérias na indústria do petróleo. IX Seminário Brasileiro do Aço Inoxidável. Disponível em: <http://www.nucleinox.org.br/upfiles/arquivos/downloads/apresent_petrobras_desafios_sele%C3%A7%C3%A3o_materiais_v2.pdf> Acesso em: 16 ago. 2011.

ILDS. Disponível em : http://www.aseel-tech.com.br/index.php?option=com_content&view=article&id=49&Itemid=146&32f13eff2784af8bf89c3f7f9cfff24=83732c92baf30399daad87055b5c5bb5 . Acessado em 15/02/2010

INCROPERA F.P, D. P. DeWitt. **Fundamentals of Heat And Mass Transfer** , Editora: John Wiley & Sons, New York, p. 981, 2002.

LIU, M., ZANG S., ZHOU D. Fast leak detection and location of gas pipelines based on an adaptive particle filter. **Journal of Applied Mathematics and Computing**. v.15, p. 541–550, 2005.

MUHLBAUER, W. K. Pipeline risk management manual. **Burlington: Gulf Professional Publishing**, 2004.

NASCIMENTO, J. T. **Uso de CFD na otimização das proporções geométricas de um hidrociclone para a separação de dispersões óleo/água provenientes de refinarias**. Monografia (Graduação em Engenharia Química). Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2008.

NDTCabin – The Internet Magazine for NDT Professionals. Rupture weld cause of pipeline explosion, 6 mar. 2010. Disponível em <<http://www.ndtcabin.com/news2.php?item=2010005>> Acesso em: 16 ago. 2011.

OLSEN, D. K. and RAMZEL, E. B. Heavy oil refining and transportation: Effect on the feasibility of increasing domestic heavy oil production. **Fuel**, v.71, p.1391-1401, december 1992

PALADINO, E. E. **Estudo do escoamento multifásico em medidores de vazão do tipo pressão diferencial**. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2005.

PETROQUÍMICA: Para não chorar o petróleo derramado, Edição 283 Abril de 2006 disponível em : http://www.petroquimica.com.br/edicoes/ed_283/283_a.html . Acesso em 15/02/2011

REINALDO, A. S., BUIATTI, C. M, CRUZ, S. L., PEREIRA., J.F.R. Pressure wave behaviour and leak detection in pipelines. **Computers and Chemical Engineering**, v.20, p.491-496, 1996.

ROHSENOW W. M. , HARTNETT J. P. , GANIĆ E.N., **Handbook of heat transfer**, McGraw-Hill, New York, 1998.

SAGUNA, A. Pipeline leak detection techniques. Anale. **Serie Informaticã**. v.1, p.25-34, 2007.

SANTOS, Josué S. T. **Estudo experimental e numérico da parafinação em escoamento de hidrocarbonetos em dutos produtores**. Dissertação (Pós-graduação em Engenharia Oceânica, COPPE). Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.

SCHUMBERGER. **Glossary oilfield**. Disponível em : <http://www.glossary.oilfield.slb.com/search.cfm?Discipline=Heavy+Oil> . Acesso em 15/02/2011

SILVA, E. F. R. **Implementação de um Módulo de Supervisão para um Sistema de Detecção de vazamento em Dutos de Petróleo**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Elétrica), UFRN, Natal, Brasil, 2009.

SILVA, H. V. **Utilização de lógica nebulosa na detecção de vazamentos em dutos**. Dissertação (Mestrado em Ciências e Engenharia de Petróleo), UNICAMP, São Paulo, 2003.

SOUSA. E. O. **Detecção de vazamentos em tubulações através de método acústico e da análise de transientes de pressão**. Dissertação (Pós Graduação em Engenharia Mecânica). Universidade Federal de Itajubá, Minas Gerais- Itajubá, 2007.

STRAZZA, D.; CHIECCHI D.; POESIO P. High viscosity oil-water-air three phase flows flow maps pressure drops and bubble dynamic. 7th **International Conference on Multiphase Flow**, ICMF, Tampa, Flórida, USA, 2010.

SZKLO, A.S. **Fundamentos do refino de petróleo**. Rio de Janeiro: Interciência,2004.

THOMAS, J. E. **Fundamentos de engenharia de petróleo**. Rio de Janeiro: Editora Interciência – PETROBRÁS. 2001.

VAZ, C.E.M et. al. **Tecnologia do gás natural** – 1ª Ed. – São Paulo: Blucher, 2008.

VECTORIAL: Disponível em: http://www.vector.com.br/eneeds/ed9/vectorial_9_pg1.htm
.Acesso em 15/02/2011

VERDE C., VISAIRO N, GENTIL S., Two leaks isolation in a pipeline by transient response. **Advances in Water Resources**, vol. 30, p. 1711–1721, 2007

VERDE, C. Multi-leak detection and isolation in fluid pipelines. **Journal Control Engineering Practice**, vol.9, p.673-682, 2001.

WANG Z.Y. , JIN N.D., GAO Z.K , ZONG Y.B., WANG T. . Nonlinear dynamical analysis of large diameter vertical upward oil–gas–water three-phase flow pattern characteristics. **Chemical Engineering Science**, vol. 65, p. 5226–5236, 2010.

WEGMANN, A.; MELKE,J.; ROHR, P. R. Three phase liquid–liquid–gas flows in 5.6 mm and 7 mm inner diameter pipes. **International Journal of Multiphase Flow**. vol. 33, n. 5, 2005; pp. 484-497.

YAKHOT V. , BALACHADAR S., JACKSON E., ORSZAG S.A, Phenomenological theory of probability distributions in turbulence, **Journal of Computer Science and Technology**, 5,1991.

APÊNDICES

APÊNDICE A

A1. Valor da pressão total na superfície S_1 , para $t=0s$ e $t=0.001s$, para os casos simulados

Casos	Pressão em $t = 0 s$	Pressão em $t = 0.001 s$	ΔP
02	15,0113	14,8064	0,2049
03	14,9222	14,7641	0,1581
04	14,9439	14,775	0,1689
05	14,9743	14,7893	0,185
06	15,0533	14,8261	0,2272
07	15,1017	14,8492	0,2525
08	15,1479	14,8717	0,2762
09	14,8857	14,7647	0,121
10	14,9209	14,7762	0,1447
11	14,9513	14,7861	0,1652
12	14,9816	14,7961	0,1855
13	15,0417	14,8172	0,2245
14	15,0716	14,8281	0,2435
15	15,1025	14,8402	0,2623
16	14,9127	14,78	0,1327
17	14,8228	14,749	0,0738
18	15,044	14,8184	0,2256
19	14,8259	14,75	0,0759
20	14,9736	14,7939	0,1797
21	15,0113	14,7611	0,2502
22	15,0113	14,7414	0,2661
23	15,0113	14,7358	0,2718

A2. Valor da temperatura do óleo na superfície de vazamento S_v , para $t=0s$ e $t=0.05s$, para os casos 02 a 20

Casos	Temperatura do óleo (°C) em S_v em $t = 0 s$	Temperatura do óleo (°C) em S_v em $t = 0.05 s$	ΔT
02	62,68	69,929	7,249
03	63,284	68,688	5,404
04	63,208	69,331	6,123
05	62,978	69,581	6,603
06	62,478	70,362	7,884
07	62,21	70,942	8,732
08	61,9	71,531	9,631
09	63,613	73,622	10,009
10	63,505	72,52	9,015
11	63,167	70,881	7,714
12	62,88	70,319	7,439
13	62,558	69,762	7,204
14	62,481	69,632	7,151
15	62,41	69,545	7,135
16	64,754	70,536	5,782
17	62,638	69,158	6,52
18	64,286	70,6	6,314
19	61,163	68,748	7,585
20	58,821	69,445	10,624

A3. Valor da temperatura do óleo na superfície de vazamento S_v , para $t=0s$ e $t=1.5s$, para os casos 02 a 21 ao 23

Casos	Temperatura do óleo (°C) em S_v em $t = 0 s$	Temperatura do óleo (°C) em S_v em $t = 1,5 s$	ΔT
02	62,68	69,929	7,249
21	62,68	69,929	7,697
22	62,68	70,905	8,713
23	62,68	71,691	9,377

A4. Valor da vazão mássica das fases, óleo, água, e gás em $t=1,5s$, para os casos 02, 21 ao 23

Casos	Óleo (Kg/s)	Água (Kg/s)	Gás(Kg/s)
02	0,0299751	0,0111279	0,00000213598
21	0,155788	0,0566188	0,000011132
22	0,580358	0,214963	0,0000415466
23	1,21331	0,453681	0,000086238

A5. Valor da velocidade do óleo na superfície S_v , para $t=0s$ e $t=1,5s$

Casos	u_o (m/s) em $t=0s$	u_o (m/s) em $t=1.5s$	Δu_o (m/s)
02	0,236	0,293	0,057
21	0,236	0,528	0,292
22	0,236	0,889	0,653
23	0,236	1,095	0,859