

UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
DOUTORADO EM ENGENHARIA DE PROCESSOS

ESCOAMENTO MULTIFÁSICO NÃO-ISOTÉRMICO
EM RISER FLEXÍVEL: MODELAGEM E SIMULAÇÃO

AUTOR: Genildo Ribeiro do Nascimento

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

Campina Grande–PB, Agosto de 2011.

UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
DOUTORADO EM ENGENHARIA DE PROCESSOS

ESCOAMENTO MULTIFÁSICO NÃO-ISOTÉRMICO
EM RISER FLEXÍVEL: MODELAGEM E SIMULAÇÃO

Tese de Doutorado submetida à Coordenação do Curso de Doutorado em Engenharia de Processos da Universidade Federal de Campina Grande como parte dos requisitos necessários para a obtenção do título de Doutor em Engenharia de Processos.

AUTOR: Genildo Ribeiro do Nascimento

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

Campina Grande–PB, Agosto de 2011.

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECA CENTRAL DA UFCG

N244e Nascimento, Genildo Ribeiro do.

Escoamento multifásico não-isotérmico em riser flexível :
modelagem e simulação / Genildo Ribeiro do Nascimento. – Campina
Grande, 2012.

144 f. : il. color.

Tese (Doutorado em Engenharia de Processos) – Universidade
Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia.

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

Referências.

1. Escoamento Multifásico. 2. Transferência de Calor.
3. Volumes Finitos. 4. Dutos flexíveis. 5. CFX- 3D. 6. Parafina.
I. Título.

CDU 66.096.5(043)

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA TESE DE DOUTORADO DE **GENILDO RIBEIRO DO NASCIMENTO** APRESENTADA AO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE PROCESSOS DO CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE.

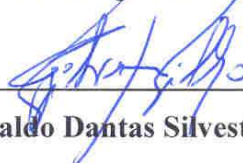
Tese de Doutorado **aprovada** em 24 de agosto de 2011.



Prof. Dr. Antonio Gilson Barbosa de Lima
UFCG/CCT/UAEM – Orientador



Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto
UFCG/CCT/UAEQ – Orientador



Prof. Dr. Geraldo Dantas Silvestre Filho
UFPB/CT/DTQA – Examinador Externo



Profa. Dra. Wilma Sales Cavalcanti
UFCG/CCT/UAEMa – Examinadora Externa



Profa. Dra. Kelen Cristina Oliveira Crivelaro
UFCG/CCT/UAEM – Examinadora Externa



Prof. Dr. Wilton Pereira da Silva
UFCG/CCT/UAF – Examinador Interno

Campina Grande, Agosto de 2011.

PB–Brasil

Este exemplar corresponde à versão final da Tese de Doutorado em Engenharia de Processos, defendida por Genildo Ribeiro do Nascimento e aprovada pela banca examinadora em 24 de agosto de 2011.

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

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

DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho ao meu pai João Cosme do Nascimento e a minha mãe Adalgisa Ribeiro do Nascimento (in memoriam) por estarem sempre dispostos a prestarem apoio incondicional nos momentos mais difíceis de minha vida.

A minha esposa Edite Ribeiro do Nascimento e aos meus filhos Charles Eduardo Barbosa de Barros, Genildo Filho, Geserre Ribeiro do Nascimento, Glendha Ribeiro do Nascimento, Glesna Ribeiro do Nascimento, Gladhyr Ribeiro do Nascimento por compreenderem a minha ausência nos dias dedicados a este curso, acreditando sempre no meu sucesso.

Aos meus irmãos, Genival Ribeiro do Nascimento (in memóriam), José Ribeiro do nascimento, Gesilda Ribeiro do Santos, que sempre se prestaram a ajudar nos momentos necessários e acreditaram em meu desempenho.

A toda minha família de uma forma geral, pela disposição em prestar qualquer ajuda, unidos em fé com Deus o onipotente.

AGRADECIMENTOS

A Deus, o criador, por nos conceder saúde, força e perseverança, essenciais para a conquista de meus objetivos.

A minha família por acreditarem sempre em nosso desempenho.

Aos meus orientadores Professor Dr. Antonio Gilson Barbosa de Lima e Professor Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto, pelos seus conhecimentos, sua experiência e sua eficácia na orientação dos trabalhos.

Ao meu Professor/Amigo Dr. Antonio Gilson Barbosa de Lima, pelo estímulo, dedicação e confiança nos momentos mais precisos.

Ao Professor/Amigo Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto, que esteve sempre ao nosso dispor, oferecendo seus vastos conhecimentos, informações importantes e principalmente sua amizade e compreensão.

Ao meu amigo, Professor Dr. Marcelo Bezerra Grilo, que além da confiança, sempre esteve dando apoio ao longo desta caminhada.

Ao meu amigo, Professor Dr. Yoge Jerônimo Ramos da Costa, pela atenção, apoio e pela oportunidade que sempre me foi dada de participar das experiências no laboratório do curso de engenharia mecânica.

Ao nosso amigo, Professor Dr. Wilton Pereira da Silva, pela sua ajuda constante e incondicional.

A Professora Dra. Kelen Cristina de Oliveira Crivelaro pela grande ajuda nas correções das referências bibliográficas.

A Universidade Federal de Campina Grande pela oportunidade, pela confiança e por tudo que está nos oferecendo para a realização das atividades laboratoriais, metodológicas e de pesquisa, entre outras.

Aos professores do curso de Engenharia de Processos, que através de seus conhecimentos nos proporcionaram informações indispensáveis para a conclusão do trabalho.

Aos meus amigos Dr. Joselito Barbosa da Silva e Dr. Genival da Silva Almeida pelo seu apoio e suas participações nos momentos necessários e acima de tudo pela amizade.

A minha amiga/irmã Moema Lira e sua família, pela consideração, apoio e amizade nos momentos difíceis desta caminhada.

A todos os meus colegas do doutorado de Engenharia de Processos, que vem nos proporcionando incentivos, momentos de descontração, apoio, confiança e satisfação nesta caminhada.

Ao nosso amigo Sizenando Leal Cruz, pela sua disposição em atender as nossas necessidades.

A todos aqueles que direta ou indiretamente contribuíram para a realização deste trabalho.

“O tempo não é uma corda que se possa medir nó-a-nó, o tempo é uma superfície oblíqua e ondulante que só a memória é capaz de fazer mover e aproximar.”

José Saramago

SUMÁRIO

| | | |
|-----------|---|----|
| 1 | Introdução | 01 |
| 2 | Revisão da literatura | 04 |
| 2.1 | Escoamento multifásico | 04 |
| 2.1.1 | Natureza de um escoamento | 04 |
| 2.1.2 | Características gerais do escoamento | 07 |
| 2.1.3 | Padrão de escoamento multifásico | 08 |
| 2.1.3.1 | Padrão de escoamento multifásico em dutos | 10 |
| 2.1.3.1.1 | Padrão de escoamento em dutos horizontais | 10 |
| 2.1.3.1.2 | Escoamento em dutos verticais | 11 |
| 2.1.4 | Medição em escoamento multifásico | 12 |
| 2.2 | Produção e transporte do petróleo | 14 |
| 2.2.1 | Tipos de óleo | 14 |
| 2.2.1.1 | Óleos pesados | 16 |
| 2.2.1.2 | Óleos leves | 18 |
| 2.2.2 | Característica de produção e transporte de óleo | 18 |
| 2.2.2.1 | Produção e transporte de petróleo | 18 |
| 2.2.2.2 | Risers | 21 |
| 2.2.2.3 | Deposição de parafina | 25 |
| 2.2.2.4 | Formação de hidratos | 30 |
| 2.3 | Hidrodinâmica do escoamento | 31 |
| 2.3.1 | Camada limite hidrodinâmica | 31 |
| 2.3.2 | Camada limite térmica | 34 |
| 2.3.3 | Perda de carga | 36 |
| 2.4 | Simulação numérica | 38 |
| 2.4.1 | Simuladores numéricos | 38 |
| 2.4.2 | A malha numérica | 40 |

| | |
|---|-----|
| 3 Modelagem matemática | 43 |
| 3.1. Modelagem matemática para escoamento multifásico | 43 |
| 3.1.1 Modelagem do escoamento multifásico (modelo multifluido) | 44 |
| 4 Resultado e discussão | 53 |
| 4.1 Malha numérica | 53 |
| 4.2 Resultados numéricos | 54 |
| 4.2.1 Caso 1: Simulação do escoamento num duto com 10 metros, velocidades iguais para ambas as fases e fração de volume da fase gás igual a 10^{-5} : Caso similar a um escoamento monofásico | 54 |
| 4.2.2 Caso 2: Simulação do escoamento num duto com 10 metros, velocidades iguais para ambas as fases e fração volumétrica da fase gasosa igual a 0.1. | 57 |
| 4.2.3 Caso 3: Simulação do escoamento num duto com 10 metros, velocidades iguais para as fases e fração volumétrica da fase gasosa igual a 0.2 | 72 |
| 4.2.4 Caso 4: Simulação do escoamento num duto com 10 metros, velocidades iguais para as fases e fração volumétrica da fase gasosa igual a 0.1 e densidade do óleo diferente | 89 |
| 5 Conclusões e sugestões para trabalhos futuros | 104 |
| 5.1 Conclusões | 104 |
| 5.2 Sugestões para trabalhos futuros | 105 |
| Referências bibliográficas | 106 |
| Apêndice | 118 |

RESUMO

NASCIMENTO, Genildo Ribeiro, *Escoamento Multifásico Não-Isotérmico em Riser Flexível: Modelagem e Simulação*, Campina Grande: Pós-Graduação em Engenharia de Processos, Universidade Federal de Campina Grande, 2011. 144p. Tese (Doutorado).

Este trabalho apresenta um estudo teórico sobre escoamento multifásico (gás-óleo pesado-água) em dutos flexíveis que tem uso em diversas aplicações da indústria petrolífera e não petrolífera. As equações governantes são baseadas no modelo multifluido Euleriano-Euleriano não-homogêneo, considerando o escoamento tridimensional em regime permanente laminar e não-isotérmico. As simulações foram efetuadas usando-se o código computacional CFX-3D. Os resultados das distribuições de velocidade, pressão, fração volumétrica e temperatura ao longo do duto são apresentadas e analisadas. Verificou-se que a curvatura do duto e a fração volumétrica das fases presentes têm forte influência na hidrodinâmica do escoamento. Fez-se uma avaliação da região onde pode ocorrer precipitação de parafina e os resultados obtidos são consistentes fisicamente e permitem um melhor conhecimento acerca do escoamento multifásico (água, óleo pesado e gás).

Palavras Chaves: Escoamento Multifásico, Transferência de Calor, Volumes Finitos, Dutos Flexíveis, CFX-3D, Parafina.

ABSTRACT

NASCIMENTO, Genildo Ribeiro, Non-isothermal Multiphase flow in Flexible Riser: Modeling and Simulation, Campina Grande: Pós-Graduação em Engenharia de Processos, Universidade Federal de Campina Grande, 2011. 144p. Tese (Doutorado).

This work presents a theoretical study on multiphase flow (gas-heavy oil-water) in flexible pipe which is used in many applications of petroleum industry and others industries. The governing equations are based on Eulerian-Eulerian multifluid model and non-homogeneous, by considering the steady non-isothermal laminar flow. The simulations were performed using the computer code CFX-3D. Results of the velocity, pressure, volume fraction and temperature distributions along the pipeline are presented and analyzed. It was verified that the curvature of the pipe and the volumetric fraction of the phases has large influence in the hydrodynamic of flow. An evaluation of paraffin precipitation and the results are consistent physically and allow a better knowledge of multiphase flow (water, heavy oil, gas).

Keywords: Multiphase Flow, Heat Transfer, Finite Volume, Flexible Duct, CFX-3D, Paraffin.

LISTA DE FIGURAS

| | | |
|-------------|---|----|
| Figura 2.1 | Ilustração de padrões de escoamento em dutos horizontais | 11 |
| Figura 2.2 | Ilustração de padrões de escoamento multifásico em dutos verticais | 13 |
| Figura 2.3 | Ilustração de medidor multifásico de fração volumétrica, velocidade e densidade (óleo, água, gás) | 14 |
| Figura 2.4 | Ilustração de amostra de óleo | 15 |
| Figura 2.5 | Estrutura típica de uma linha flexível submarina | 19 |
| Figura 2.6 | Ilustração de riser com ângulo de conexão no topo | 22 |
| Figura 2.7 | Diferentes configurações de riser: (a) riser em catenária; (b) riser vertical; (c) riser híbrido | 22 |
| Figura 2.8 | Detalhes de um duto flexível, próprio para uso em águas profundas | 24 |
| Figura 2.9 | Entupimento de duto circular (precipitação de parafina) | 28 |
| Figura 2.10 | Ilustração de formação de hidratos associada a altas pressões e baixas temperaturas | 30 |
| Figura 2.11 | Obstrução de linha por formação de hidrato | 31 |
| Figura 2.12 | Perfil de velocidade e temperatura de um fluido escoando na região de entrada de um duto | 32 |
| Figura 2.13 | Perfil de velocidade no interior de um duto influenciado ou não pela forma do fluxo de calor | 35 |
| Figura 2.14 | Esquema para desenvolvimento de um simulador numérico | 39 |
| Figura 2.15 | Ilustração da entrada (a) e saída (b) do duto provido de malha estruturada | 41 |
| Figura 2.16 | Ilustração de volume de controle centrado na célula (a) e no vértice (b) | 42 |
| Figura 4.1 | Distribuição de pressão do óleo numa catenária de 10 m de comprimento (Caso 1) | 54 |
| Figura 4.2 | Distribuição de temperatura do óleo na catenária de 10 m | |

| | | |
|-------------|---|----|
| | de comprimento (Caso 1) | 55 |
| Figura 4.3 | Distribuição da fração volumétrica do óleo na catenária de 10 m de comprimento (Caso 1) | 55 |
| Figura 4.4 | Distribuição de velocidade do óleo na catenária de 10 m de comprimento (Caso 1) | 56 |
| Figura 4.5 | Comparação entre a velocidade axial do óleo no duto em $x = 5$ m, obtida analítica e numericamente (Caso 1). | 56 |
| Figura 4.6 | Comparação entre a temperatura do óleo em $x = 5$ m, obtida analítica e numericamente (Caso 1). | 56 |
| Figura 4.7 | Distribuição de pressão do óleo, água e gás numa catenária de 10 metros de comprimento (Caso 2) | 57 |
| Figura 4.8 | Distribuição de velocidade da água (a), gás (b) e óleo (c) ao longo da catenária de 10 metros (Caso 2) | 58 |
| Figura 4.9 | Distribuição de velocidade da água (a), gás (b) e óleo (c) na entrada da catenária de 10 metros (Caso 2) | 59 |
| Figura 4.10 | Distribuição de velocidade da água (a), gás (b) e óleo (c) na região intermediária da catenária de 10 metros (Caso 2) | 60 |
| Figura 4.11 | Distribuição de velocidade da água (a), gás (b) e óleo (c) na saída da catenária de 10 metros (Caso 2) | 61 |
| Figura 4.12 | Distribuição de velocidade da água (a), gás (b) e óleo (c) na região de saída da catenária de 10 metros (Caso 2) | 62 |
| Figura 4.13 | Fração de volume da água (a), gás (b) e óleo (c) na catenária de 10 metros (Caso 2) | 63 |
| Figura 4.14 | Fração de volume da água (a), gás (b) e óleo (c) na entrada da catenária de 10 metros (Caso 2) | 64 |
| Figura 4.15 | Fração de volume da água (a), gás (b) e óleo (c) na região intermediária da catenária de 10 metros (Caso 2) | 65 |
| Figura 4.16 | Fração de volume da água (a), gás (b) e óleo (c) na região de saída da catenária de 10 metros (Caso 2) | 66 |
| Figura 4.17 | Distribuição de temperatura da água (a), gás (b) e óleo (c) na catenária de 10 metros (Caso 2) | 67 |

| | | |
|-------------|---|----|
| Figura 4.18 | Distribuição de temperatura da água (a), gás (b) e óleo (c) na entrada da catenária de 10 metros (Caso 2) | 68 |
| Figura 4.19 | Distribuição de temperatura da água (a), gás (b) e óleo (c) na região intermediária da catenária de 10 metros (Caso 2) | 69 |
| Figura 4.20 | Distribuição de temperatura da água (a), gás (b) e óleo (c) na região de saída da catenária de 10 metros (Caso 2). Vista longitudinal | 70 |
| Figura 4.21 | Distribuição de temperatura da água (a), gás (b) e óleo (c) na seção de saída da catenária de 10 metros (Caso 2). Vista frontal | 71 |
| Figura 4.22 | Distribuição de pressão do óleo, gás e água numa catenária de 10 m de comprimento (Caso 3) | 72 |
| Figura 4.23 | Distribuição de velocidade da água (a), gás (b) e óleo (c) ao longo da catenária de 10 metros (Caso 3) | 73 |
| Figura 4.24 | Distribuição de velocidade do óleo (a), água (b) e gás (c) na região de entrada da catenária de 10 m (Caso 3) | 75 |
| Figura 4.25 | Distribuição de velocidade do óleo (a), gás (b) e água (c) na região intermediária da catenária de 10 m (Caso 3) | 76 |
| Figura 4.26 | Distribuição de velocidade do óleo (a), gás (b) e água (c) na região de saída da catenária de 10 m (Caso 3). Vista longitudinal | 77 |
| Figura 4.27 | Distribuição de velocidade do óleo (a), gás (b) e água (c) na região de saída da catenária de 10 m (Caso 3). Vista frontal | 78 |
| Figura 4.28 | Distribuição da fração de volume do óleo (a), gás (b) e água (c) ao longo da catenária de 10 m (Caso 3) | 79 |
| Figura 4.29 | Distribuição da fração de volume do óleo (a), gás (b) e água (c) na região de entrada da catenária de 10 m (Caso 3) | 80 |
| Figura 4.30 | Distribuição da fração de volume do óleo (a), gás (b) e água (c) na região intermediária da catenária de 10 m (Caso 3) | 81 |
| Figura 4.31 | Distribuição da fração de volume do óleo (a), gás (b) e água (c) na região de saída da catenária de 10 m (Caso 3). Vista longitudinal | 82 |
| Figura 4.32 | Distribuição da fração de volume do óleo (a), gás (b) e água (c) na seção de saída da catenária de 10 m (Caso 3). Vista frontal | 83 |
| Figura 4.33 | Distribuição da temperatura do óleo (a), gás (b) e água (c) ao longo da catenária de 10 m (Caso 3) | 84 |

| | | |
|-------------|--|-----|
| Figura 4.34 | Distribuição da temperatura do óleo (a), gás (b) e água (c) na região de entrada da catenária de 10 m (Caso 3) | 85 |
| Figura 4.35 | Distribuição da temperatura do óleo (a), gás (b) e água (c) na região intermediária da catenária de 10 m (Caso 3) | 86 |
| Figura 4.36 | Distribuição da temperatura do óleo (a), gás (b) e água (c) na região de saída da catenária de 10 m (Caso 3). Vista longitudinal | 87 |
| Figura 4.37 | Distribuição da temperatura do óleo (a), gás (b) e água (c) na seção de saída da catenária de 10 m (Caso 3). Vista frontal | 88 |
| Figura 4.38 | Distribuição de pressão do óleo, água e gás numa catenária de 10 metros de comprimento (Caso 4) | 89 |
| Figura 4.39 | Distribuição de velocidade da água (a), gás (b) e óleo (c) ao longo da catenária de 10 metros (Caso 4) | 90 |
| Figura 4.40 | Distribuição de velocidade da água (a), gás (b) e óleo (c) na entrada da catenária de 10 metros (Caso 4) | 91 |
| Figura 4.41 | Distribuição de velocidade da água (a), gás (b) e óleo (c) na região intermediária da catenária de 10 metros (Caso 4) | 92 |
| Figura 4.42 | Distribuição de velocidade da água (a), gás (b) e óleo (c) na saída da catenária de 10 metros (Caso 4). Vista longitudinal | 93 |
| Figura 4.43 | Distribuição de velocidade da água (a), gás (b) e óleo (c) na região de saída da catenária de 10 metros (Caso 4). Vista frontal | 94 |
| Figura 4.44 | Fração de volume da água (a), gás (b) e óleo (c) na catenária de 10 metros (Caso 4) | 95 |
| Figura 4.45 | Fração de volume da água (a), gás (b) e óleo (c) na entrada da catenária de 10 metros (Caso 4) | 96 |
| Figura 4.46 | Fração de volume da água (a), gás (b) e óleo (c) na região intermediária da catenária de 10 metros (Caso 4) | 97 |
| Figura 4.47 | Fração de volume da água (a), gás (b) e óleo (c) na região de saída da catenária de 10 metros (Caso 4) | 98 |
| Figura 4.48 | Distribuição de temperatura da água (a), gás (b) e óleo (c) na catenária de 10 metros (Caso 4) | 99 |
| Figura 4.49 | Distribuição de temperatura da água (a), gás (b) e óleo (c) na entrada da catenária de 10 metros (Caso 4) | 100 |

| | | |
|-------------|---|-----|
| Figura 4.50 | Distribuição de temperatura da água (a), gás (b) e óleo (c) na região intermediária da catenária de 10 metros (Caso 4) | 101 |
| Figura 4.51 | Distribuição de temperatura da água (a), gás (b) e óleo (c) na região de saída da catenária de 10 metros (Caso 4). Vista longitudinal | 102 |
| Figura 4.52 | Distribuição de temperatura da água (a), gás (b) e óleo (c) na seção de saída da catenária de 10 metros (Caso 4). Vista frontal | 103 |

LISTA DE TABELAS

| | | |
|------------|--|----|
| Tabela 2.1 | Intervalo dos óleos leves, médios, pesados ou ultrapesados | 16 |
| Tabela 3.1 | Propriedades físicas das fases usadas na simulação | 51 |
| Tabela 3.2 | Casos estudados nesta pesquisa | 52 |
| Tabela 4.1 | Ilustração de detalhes da malha utilizada | 53 |

NOMENCLATURA

Letras Latinas

| | | |
|-------------------|---|-----------|
| $A_{\alpha\beta}$ | Densidade de área interfacial | [--] |
| C_D | Coeficiente de arraste | [--] |
| C_n | Constante | [--] |
| c_p | Calor específico a pressão constante do gás | [J/kg.K] |
| $C_{p\alpha}$ | Capacidade calorífica da fase contínua | [J/K] |
| $C_{\alpha\beta}$ | Termo de arraste interfacial | [--] |
| D | Diâmetro interno da tubulação (duto) | [m] |
| d | Diâmetro médio da fase dispersa | [m] |
| d_β | Diâmetro da bolha de gás | [m] |
| d_β | Diâmetro principal da fase | [m] |
| f | Fator de atrito | [--] |
| F_n | Auto funções | [--] |
| L | Comprimento da tubulação | [m] |
| k | Condutividade térmica do fluido | [J/m.s.K] |
| M_α | Força interfacial na fase | [N] |
| $h_{\alpha\beta}$ | Quantidade de energia térmica | [J] |
| M_s | Força devido à pressão dos sólidos | [N] |
| N_p | Número total de fases | [--] |
| N_u | Número de Nusselt | [--] |
| P | Pressão do fluido | [Pa] |

| | | |
|-------------------|---|-------|
| p_α | Pressão da fase α | [Pa] |
| P | Pressão | [Pa] |
| P_r | Número de Prandtl | [--] |
| Q_α | Transferência de calor da fase α (interface) para outra fase β | [--] |
| $Q_{\alpha\beta}$ | Taxa de transferência de calor na interface | [--] |
| r | Coordenada radial | [m] |
| r_o | Raio interno do tubo | [m] |
| r_α | Fração de volume da fase α | [--] |
| r_β | Fração de volume da fase β | [--] |
| r_γ | Fração volumétrica da fase γ | [--] |
| R_e | Número de Reynolds | [--] |
| $RCDH$ | Região completamente desenvolvida hidrodinamicamente | [m] |
| $RCDT$ | Região completamente desenvolvida termicamente | [m] |
| REH | Região de entrada hidrodinâmica | [m] |
| RET | Região de entrada térmica | [m] |
| S | Termo fonte | [--] |
| S_α | Fonte de calor externa | [--] |
| $S_{M\alpha}$ | Fonte de momento devido a forças de corpo externa | [N] |
| $S_{MS\alpha}$ | Fonte de massa específica | [--] |
| T | Temperatura do fluido | [K] |
| t | Tempo | [s] |
| U | Velocidade | [m/s] |
| \bar{U} | Velocidade média | [m/s] |
| U_α | Velocidade da fase α | [m/s] |
| U_{\max} | Velocidade máxima | [m/s] |
| U_β | Velocidade da fase β | [m/s] |
| u, v, w | Componentes do vetor velocidade | [--] |
| x, y, z | coordenadas cartesianas | [m] |

| | | |
|----------|--|-------|
| w | Velocidade do fluido na direção z | [m/s] |
| w_m | Velocidade média do fluido | [m/s] |
| z_{cd} | Comprimento da camada limite hidrodinâmica | [m] |

Letras Gregas

| | | |
|-------------------------|--|----------------------|
| α | Fase α | [--] |
| β | Fase β | [--] |
| γ | Fase γ | [--] |
| μ | Viscosidade dinâmica | [Pa.s] |
| μ_α | Viscosidade dinâmica da fase α | [Pa.s] |
| ρ | Densidade | [kg/m ³] |
| ρ_α | Densidade efetiva | [kg/m ³] |
| σ | Tensão superficial | [N/m] |
| θ | Ângulo de inclinação da tubulação | [°] |
| ϕ | Perfil adimensional de temperatura | [--] |
| $\lambda_{\alpha\beta}$ | Condutividade térmica da fase $\alpha\beta$ | [--] |
| λ_n | Autovalores | [--] |
| λ | Condutividade da fase contínua | [--] |
| $\tau_{\alpha\beta}$ | Taxa de fluxo mássico por unidade da fase α para a fase β | [kg/m.s] |
| τ | Difusividade | [--] |

Letras Especiais

| | | |
|-------------------------------|---------------------------------------|------|
| $\frac{\partial}{\partial t}$ | Derivada parcial com relação ao tempo | [--] |
| ∇ | Operador nabla | [--] |

Abreviações

| | | |
|-----|------------------------------|------|
| API | American Petroleum Institute | [--] |
| ANP | Agencia Nacional de Petroleo | [--] |

Subscritos

| | |
|----------|---------------|
| <i>d</i> | Distância |
| <i>e</i> | Entrada |
| <i>h</i> | Hidrodinâmica |
| <i>m</i> | Média |
| <i>t</i> | Térmica |

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

As reservas de petróleo são oriundas da decomposição natural orgânica, sendo desta forma um tipo de energia não renovável de ocorrência limitada. Entretanto movimenta bilhões de dólares diariamente em uma atividade industrial imensa, empregando uma grande quantidade de técnicos, pesquisadores e operários. Consideráveis recursos são reservados para seu desenvolvimento e pesquisa, fazendo surgir diariamente tecnologias e equipamentos mais sofisticados para a descoberta de novos depósitos (jazidas), extração, transporte e conseqüentemente o refino do óleo extraído dos mesmos (Hale, 2002).

Os óleos com grau API menor que vinte (óleo pesado) constituem grande parte da reserva nacional e mundial, a ser explorada e produzida. Devido a dificuldades associadas às características desfavoráveis deste tipo de óleo, como viscosidade e densidade, tem-se procurado métodos que viabilizem economicamente sua produção e transporte (Trevisan, 2006). Rodrigues (2002) afirma que um dos principais problemas referentes à viabilidade econômica da movimentação de óleos pesados são os enormes gradientes de pressão por fricção ocasionada pelo escoamento.

Para se fazer uma caracterização completa sobre o transporte de fluidos, faz-se necessário algumas previsões úteis que vão do reservatório até as unidades de refino, tais como: temperatura, viscosidade, fração de vazios ao longo da tubulação durante o escoamento, tanto no

regime turbulento como no regime laminar. O comportamento das fases no escoamento interno ao duto depende da temperatura para previsão, por exemplo: de depósito de parafinas, asfaltenos e sais, especificamente em produção “offshore”, quando as baixas temperaturas da água do fundo do mar tornam ainda mais críticas às condições operacionais.

Os sistemas de produção “offshore” vêm progressivamente ganhando importância no planejamento industrial e governamental. Embora vários trabalhos publicados avaliem algumas técnicas e os potenciais problemas e riscos relacionados ao final da vida produtiva desses sistemas, as operações são relativamente inovadoras, principalmente nos campos brasileiros, onde mais recentemente a indústria nacional está começando a lidar com o final da vida produtiva de seus campos de exploração e produção de petróleo e gás (Morooka *et al.*, 2006).

A obtenção de previsões precisas da taxa de depósito de parafina no interior do duto é de fundamental importância para auxiliar nas etapas do projeto de produção de novos campos petrolíferos, assim como na programação de intervenções para remoção de depósitos acumulados (Misra *et al.*, 1995). Portanto, faz-se necessário implementar pesquisas e conseqüentemente equipamentos que tornem viável e economicamente seguro a extração de petróleo em águas profundas.

O aparecimento dos cristais de parafina ocorre quando existe ponto de névoa (Temperatura Inicial de Aparecimento de Cristais–TIAC) em algum ponto no fluido. Um dos fatos que ocasiona o surgimento de cristais é a distribuição de temperatura ao longo do duto, isso provoca a precipitação e acúmulo desses cristais ao longo das paredes desse duto. De acordo com Bidmus e Mehrota (2008), os depósitos aumentam mais rapidamente quando existe uma maior transferência de calor nas áreas de baixa temperatura.

Durante o escoamento dos fluidos ao longo do duto existe uma interação entre as temperaturas dos fluidos que escoam e as do meio externo (a água do mar, por exemplo) que possui temperatura inferior. Esta variação de temperatura entre os fluidos escoando na tubulação e o meio provoca a troca de calor entre os mesmos. De acordo com Heindel *et al.* (1995), quando o regime é transiente ou não transiente, o escoamento desses fluidos é regido pela equação de conservação de massa, quantidade de movimento e energia, enquanto que a condução térmica que ocorre na formação é dada pela equação da condução-difusão térmica. Buscando uma melhor aproximação do fenômeno físico é essencial acoplar as equações hidrodinâmicas à

equação do calor, de forma a considerar a interação térmica referida. No caso do escoamento em tubulações de produção, a solução adotada é utilizar o conhecimento global de transferência de calor determinado a partir da condutividade térmica dos materiais da tubulação, isolantes térmicos e de correlações empíricas para transferência de calor convectiva natural ou forçada. A convecção ocorre em gases e líquidos e consiste na transferência de calor dentro de um fluido através de movimentos do próprio fluido, ou seja, é a transferência de calor pela matéria em movimento (Incropera e DeWitt, 2003)

Visando entendimento dos mecanismos responsáveis pela deposição de parafina em dutos, esforços consideráveis de pesquisa e investimento têm sido direcionados para tal finalidade. São problemas complexos que envolvem diversos temas como equilíbrio de fases, transição de fases, termodinâmica, transferência de calor e mecânica dos fluidos.

Diante do exposto, este trabalho tem por objetivo central estudar numericamente o escoamento multifásico e não-isotérmico em risers flexíveis, tendo como fluido principal o óleo pesado. Entretanto, este mesmo objetivo está vinculado em fornecer subsídios para a indústria petrolífera e outras que tenha interesse por este tema. Os objetivos específicos desta pesquisa estão detalhados a seguir:

- Modelar adequadamente o escoamento trifásico de óleo pesado, água e gás, em riser flexível considerando o processo não-isotérmico.
- Simular a distribuição de velocidade, fração de vazios, pressão e temperatura dos fluidos, e possíveis zonas de precipitação de parafina, na linha submarina.
- Estudar a termofluidodinâmica do escoamento trifásico em diversas condições operacionais, avaliando o efeito da fração volumétrica das fases presentes;
- Comparar os resultados obtidos neste trabalho e a validação do modelo com os já existentes na literatura.
- Criar subsídios viáveis, visando o aprimoramento do conhecimento acerca da produção e transporte em linhas petrolíferas.

CAPÍTULO 2

REVISÃO DA LITERATURA

2.1 Escoamento multifásico

2.1.1 Natureza de um escoamento

Os escoamentos evidenciam certas características importantes e podem se apresentar de acordo com as forças inerciais e as forças viscosas. A natureza de um escoamento, laminar ou turbulento e sua posição relativa numa escala de turbulência, é indicada através do número de Reynolds.

Quando um corpo se move através de um fluido, o fluido exerce sobre o corpo uma força resistiva, denominada força de arraste que tende a reduzir a velocidade do corpo. Esta força depende da forma do corpo, das propriedades do fluido e da velocidade do corpo em relação ao fluido. As forças de atrito que impedem as diferentes camadas do fluido de escorregarem entre si são chamadas de viscosidade. A viscosidade é uma resistência de movimento do fluido. Pode-se medir a viscosidade de um fluido medindo-se as forças de arraste. Quando há aumento na densidade do fluido, existirá um aumento nas forças de empuxo e arraste (Dias, 2006).

As forças de interface geralmente em consideração na modelagem de escoamentos multifásicos dispersos são: forças de arraste, de massa virtual, de sustentação e de dispersão

turbulenta. As três primeiras aparecem quando um corpo sólido é submerso numa corrente fluida viscosa, e independe do regime de escoamento, ou seja, se laminar ou turbulento, enquanto a força de dispersão turbulenta indica a dispersão da fase gasosa (bolhas) devido à turbulência da fase contínua (Galimov *et al.*, 2003)

A zona de transição entre escoamento laminar e turbulento, em que o escoamento está sendo desenvolvido é também uma zona de indefinição (“Zona Crítica”). A caracterização do escoamento turbulento plenamente desenvolvido corresponde a uma ampla faixa de valores do número de Reynolds. Para tubos muito rugosos pode-se associar escoamento turbulento plenamente desenvolvido a partir de $Re = 10^4$, enquanto que para tubos muito lisos tem-se $Re = 10^8$ ou superior como condição de caracterização do escoamento turbulento totalmente desenvolvido.

A turbulência ainda é um grande desafio para pesquisadores, pois, escoamentos turbulentos são instáveis e contêm flutuações que são dependentes do tempo e do espaço. Dentre as características mais importantes deste tipo de escoamento, destaca-se a multiplicidade de escalas que os caracterizam, desde as maiores estruturas, controladas pela geometria que as geram, até as menores estruturas as quais são controladas pela viscosidade do fluido, além de serem altamente rotacionais. Indrusiak e Möller (1999) estudaram os escoamentos turbulentos totalmente desenvolvidos em dutos curvos, com raios de curvatura acentuada. Consta da pesquisa perfis de velocidade média e intensidade de turbulência. Escoamentos desenvolvidos em grandes curvaturas são governados por forças de cisalhamento.

As limitações de tecnologia ainda não permitem a resolução direta para escoamentos turbulentos complexos de interesse tecnológico. Devido a estes fatos, os pesquisadores usam ferramentas estatísticas para análise dos mesmos. Porém, as médias estatísticas não permitem o acesso a outras informações dos mecanismos físicos que regem os escoamentos, em especial no que se refere às instabilidades.

Pode-se ter como ponto de partida os trabalhos pioneiros de Reynolds, que estabeleceu os conceitos iniciais de escoamento turbulento, passando por pesquisadores que aprimoraram os conceitos iniciais, tais como Rayleigh, Boussinesq, Prandtl, Von Karman (Guermond, *et al.*, 2004).

O surgimento de um escoamento turbulento depende da velocidade do fluido, sua viscosidade, sua densidade, e o tamanho do obstáculo. Sob turbulência o fluido ganha energia cinética desordenada. Mais trabalho (sob o ponto de vista de energia) é necessário, e uma maior diferença de pressão também é necessária, para se mover um fluido a uma determinada velocidade.

Em regime turbulento a troca de energia térmica e mecânica no interior do escoamento resulta em tensões maiores. Esse movimento também dissipa energia térmica por atrito viscoso. Como resultado dos dois efeitos o fluido se comporta como se sua viscosidade fosse aumentada.

A viscosidade turbulenta ao contrário da viscosidade absoluta não é uma propriedade termodinâmica dos fluidos, e pode ser determinada conhecendo-se, para um estado termodinâmico, a pressão e a temperatura ou quaisquer outras duas propriedades termodinâmicas independentes. A viscosidade turbulenta depende apenas das condições do escoamento.

O entendimento do comportamento do escoamento de fluidos em tubulação está nas leis de conservação de massa, momento linear e energia. A aplicação dessas leis permite determinar: o campo de velocidade e a variação da pressão e temperatura ao longo do escoamento.

Para escoamentos laminares, os modelos são relativamente simples, pois as equações de Navier-Stokes, conservação da massa e conservação de energia, são resolvidos. Entretanto, como a maioria dos escoamentos que acontecem na natureza e no meio industrial são turbulentos, estes tem um alto grau de complexidade e, portanto, deve-se lançar mão de modelos matemáticos de turbulência (Frisch *et al.*, 2005).

Os modelos de turbulência levam em considerações variáveis estatísticas, uma vez que estes escoamentos turbulentos são altamente caóticos, e com isto há a necessidade de ferramentas estatísticas para representar os escoamentos turbulentos. Há diversos modelos de turbulência, tais como o modelo k-épsilon, dos tensores de Reynolds, o de grandes escalas e outros, sendo o k-épsilon mais frequentemente usado (Frisch *et al.* 2005).

a) Modelo K-épsilon

É um modelo de turbulência de duas equações, baseado na viscosidade turbulenta, (que é

idealização conhecida como hipótese de Boussinesq). Este modelo apresenta duas equações de transporte modeladas, separadamente, que são resolvidas, uma para energia cinética turbulenta (k) e outra para o termo de dissipação de turbulência (ϵ), considerando que os tensores de Reynolds são proporcionais aos gradientes de velocidade média (Chen *et al.*, 2006).

b) Modelo LES (Large Eddy Simulation)

Um dos principais modelos utilizados é o de média de volume, também conhecido como modelo LES (Large Eddy Simulation-Simulação de Grandes Escalas). Esse modelo, que em suas simulações resolve a estrutura dos grandes turbilhões e parametriza os processos de pequena escala, é um modelo muito utilizado para simular as propriedades de fluxos turbulentos específicos e fornecer detalhes do escoamento, os quais podem ser usados como dados para testar e refinar outros modelos de fechamento da turbulência.

A metodologia ou método de simulação de grandes escalas é uma metodologia intermediária entre a simulação direta e a simulação via equações médias de Reynolds, as quais os outros modelos são baseados. Esta metodologia filtra as equações de Navier-Stokes e decompõe as variáveis do escoamento em duas partes: Uma corresponde à grande escala (resolvida) e a outra a pequena escala (não resolvida ou modelada). O LES é baseado na separação de escalas dentro do escoamento, consumado pela filtragem das equações. Para se obter resultados satisfatórios no LES, fatores como a resolução da malha, condições de contorno, modelos de escala sub-malha, método numérico e tamanho do domínio precisam ser controlados cuidadosamente (Pereira, 2005).

2.1.2 Características gerais do escoamento

O escoamento multifásico é definido como sendo dois ou mais fluidos com propriedades diferentes fluindo simultaneamente em tubulação petrolífera multifásica (água-óleo-gás). A definição de fase não está apenas relacionada com o estudo da matéria, mas também ao número de interfaces presentes no escoamento dos componentes que fluem no duto (sólido, líquido, gasoso, plasma). Desta forma no escoamento multifásico há a presença de uma interface, e pode ser do tipo líquidos imiscíveis ou líquido-gás. Quando as fases líquida e gasosa escoam juntas dentro de uma tubulação, distribuem-se segundo configurações interfaciais próprias, ou seja, há uma distribuição espacial das fases na mistura, que depende de condições operacionais (vazão,

pressão, temperatura, etc.), geométricas da tubulação (dimensão, inclinação, forma, etc.) e de propriedades das fases (densidade, viscosidade, etc.). Estas características combinadas determinam certas classes de configurações interfaciais, normalmente denominadas padrão de escoamento multifásico.

Em escoamentos petrolíferos, a dissipação de energia provoca o abaixamento da pressão total do fluido ao longo do escoamento que é denominada perda de carga. Esta perda pode ser distribuída ou localizada. Quando causada por perda de pressão distribuída ao longo do comprimento do duto, fazendo com que a pressão dinâmica diminua gradativamente em todo o percurso do escoamento, este fato, denomina-se perda de carga distribuída; quando tais perdas são causadas por acessórios internos na tubulação, estes provocam variação brusca da velocidade, em módulo e direção, intensificando a perda de energia onde estão localizados, portanto, são conhecidas como perda de cargas localizada, ou seja, em válvulas, curvas, etc.

Trabalhos de diversos pesquisadores estão voltados para escoamentos multifásicos nas áreas experimental e/ou numérica.

Carrol (1990) estudou métodos não-lineares de otimização de modelos para simulação computacional de escoamento multifásico. Os métodos de Newton e de Newton com formação de Cholesky foram intensamente utilizados. Kuo e Wallis (1988) fizeram um estudo teórico e experimental de bolhas em bocais convergentes-divergentes utilizando um modelo de dois fluidos simplificado. É apresentada uma descrição das forças de arraste, massa virtual, empuxo e expansão da bolha (variação de diâmetro). Esta última força é geralmente desprezada em modelos para escoamentos multifásicos, por ser de menor ordem do que as forças de massa virtual e arraste, de fato, os experimentos são dirigidos de forma que esta força não seja significativa. Drew (1983) fez um detalhado trabalho de escoamento multifásico, onde são feitas considerações sob uma fase dispersa como um meio contínuo (modelo Euleriano). Entretanto, o autor apresenta as deduções matemáticas sem dar grande ênfase aos fenômenos físicos.

2.1.3 Padrão de escoamento multifásico

Os padrões mais conhecidos, em escoamento multifásico, são classificados em função de como as fases estão arranjadas dentro da tubulação. Essas classificações são concordantes entre diferentes pesquisadores, e podem ocorrer nos escoamentos horizontal e vertical.

Os escoamentos multifásicos, envolvem várias configurações geométricas apresentando interfaces cujas definições dependem das condições que os regem, e possuindo estabilidade condicional. Os diferentes padrões dependem das vazões das fases, da velocidade relativa entre elas, da pressão, do diâmetro e da inclinação do duto, da rugosidade das paredes internas, da mobilidade dos fluidos nas paredes do duto, da tensão superficial e das viscosidades e densidades. As razões de viscosidade e densidade entre as fases são de grande importância. No caso de líquido (água, óleo) e gás, as diferenças são tão grandes que são notados os efeitos das suas variações (Kubota *et al.*, 2005).

Referente ao transporte dos fluidos de interesse, a indústria petrolífera está engajada em estudos detalhados dos padrões de escoamento multifásico. Tais estudos podem ser experimentais ou simulados, e tem por objetivo otimizar a produção do petróleo, minimizar os custos de produção com o aumento da eficiência na extração do óleo nos reservatórios e das vazões de fluidos nos sistemas de transporte, sem que haja prejuízo às estruturas de transporte (Souza, 2010).

Pode-se citar diversos trabalhos sobre escoamento multifásico que envolve as áreas experimental e numérica. Oddie *et al.* (2003) fizeram estudos experimentais do deslocamento multifásico, óleo-gás-água, óleo-água e gás-água. Usaram um duto com 11m de comprimento transparente e com diferentes inclinações. Os resultados obtidos referem-se à perda de carga e tipos de escoamento (monofásico ou multifásico). Ouyang *et al.* (2002) reportam um modelo simplificado para o escoamento multifásico transiente com influxo ou efluxo radial com as equações de balanço de massa e momento. Suas predições estão de acordo com os resultados obtidos experimentalmente e evidenciam características de variação de queda de pressão, “holdup” (É a fração entre a vazão de líquido e a vazão total numa seção do tubo. Varia de zero até um, ou seja, pode ser unicamente gás, somente líquido ou gás-líquido) de líquido, e velocidade das fases durante os períodos transiente e permanente do escoamento.

Nesta pesquisa, Alajvegovic *et al.* (1998) mostraram uma modelagem no código CFX. Alguns resultados num duto de ebulição (ocorre devido a formação de bolhas de vapor, caso a pressão do líquido na linha de sucção caia abaixo da pressão de vapor (ou tensão de vapor) originando bolsas de ar) foram apresentados, em termos de modelagem numérica. Consideraram o fato de que escoamentos multifásicos apresentam novos campos escalares, além da pressão, os quais são susceptíveis de oscilações devidas ao arranjo co-localizado como são também as

frações volumétricas. Ainda foi apresentado um método de sub-relaxação para melhorar as condições de convergência em escoamentos com transferência de calor e mudança de fase.

Henau *et al.* (1995) desenvolveram um modelo multifásico em regime transiente para prever o escoamento “slug-flow”. De acordo com a consideração de interação entre as fases, obtiveram novas relações constitutivas para o coeficiente de arraste e força de massa virtual derivadas das equações da conservação aplicados para a análise de uma bolha de gás (“slug”) simplificada geometricamente. Novos coeficientes no termo de gradiente de pressão na equação da conservação de momento multifásico foram obtidos para considerar a distribuição não uniforme das fases e queda de pressão ao longo da bolha de gás (“slug”).

Existem quatro modelos apresentados por Rao (1998) para discussão na predição de campos de pressão em escoamento multifásico. Os modelos e suas aplicações dependem de vários fatores como diâmetro do duto e razão entre as fases.

2.1.3.1 Padrão de escoamento multifásico em dutos

O escoamento multifásico em tubulação ocorre em trechos horizontais, inclinados ou verticais. Devido a sua complexidade foram desenvolvidas diversas metodologias com a finalidade de identificar os padrões de fluxo multifásico. O conhecimento dessas propriedades é de fundamental importância para o dimensionamento dos dutos e dos equipamentos de produção (Lima Jr., 2010).

2.1.3.1.1 Padrão de escoamento em dutos horizontais

Quando se faz referência ao escoamento de óleo, água e gás, diz-se que o fluxo é multifásico, pode-se, entretanto na verdade ser considerado como escoamento bifásico, onde uma das fases é gasosa e a outra líquida (óleo e água). A produção no mar faz com que as fases gás e líquidas sejam transportadas por longas distancias antes de chegarem até a plataforma. Além do dimensionamento dos dutos de produção com base na perda de carga, torna-se necessário também determinar a composição do fluido que escoar no duto e diversas condições de fluxo.

A Figura 2.1 a seguir mostra diferentes padrões de fluxo que podem ser observados em dutos horizontais. O padrão de fluxo depende principalmente das velocidades do gás e da parte

líquida (óleo e água), e da relação gás/líquido. Para velocidades muito altas do líquido e baixas relações gás/líquido, pode ser observado o fluxo de bolhas dispersas (regime **a**). Para baixas velocidades de líquido e gás, um fluxo estratificado liso ou estratificado ondulado (regimes **b** e **c**) é esperado. Para velocidades intermediárias do líquido, são formadas ondas rolantes de líquidos (regime **d**). Com o aumento da velocidade, as ondas rolantes crescem até o ponto de formarem um fluxo com tampões (regime **e**) ou fluxo de golfadas (regime **f** e **g**). Para velocidades de gás muito altas, o fluxo anular (regime **h**) é observado.

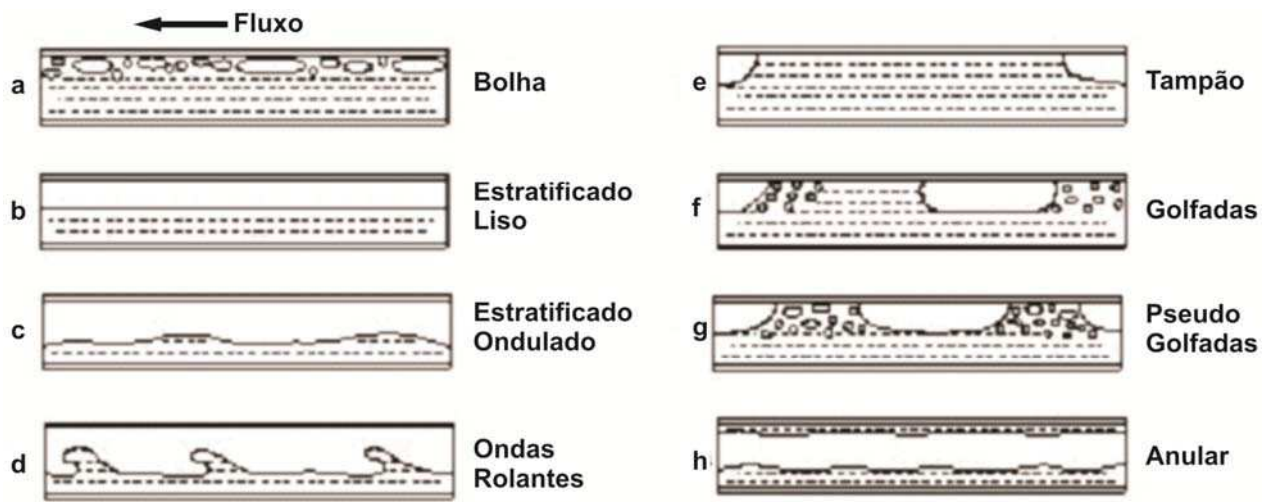


Figura 2.1: Ilustração de padrões de escoamento em dutos horizontais. Fonte: Rosa (2006).

2.1.3.1.2 Escoamento em dutos verticais

Analogamente ao caso horizontal, os padrões de classificação de escoamento podem ser os seguintes:

a) Bolhas: Pode-se observar a fase gasosa distribuída em bolhas discretas em toda a fase líquida. Estas bolhas podem variar desde pequenos diâmetros com formas esféricas até diâmetros maiores apresentando formas alongadas. As forças que surgem sobre as bolhas dependem do formato das mesmas.

b) Pistonado: Neste padrão de escoamento duas bolhas sucessivas com diâmetro próximo do duto aparecem separadas por partes líquidas podendo conter bolhas menores (menor diâmetro) em forma dispersa. Estas bolhas possuem forma esférica na parte superior e o gás é separado da parede do duto.

c) **Agitado:** Existe neste regime oscilação entre os escoamentos pistonados e anular. O escoamento pistonado se torna instável e ocorre a quebra das grandes bolhas aparecendo um escoamento caótico no centro do duto, fazendo o deslocamento do líquido contra as paredes.

d) **Anular com Bolhas:** Ocorre uma concentração de líquido em uma camada que pode ser considerada relativamente grossa junto as paredes e um núcleo de gás contendo uma quantidade considerável de líquido disperso em forma de gotas e ainda existem bolhas de gás dispersas na região líquida junto as paredes.

e) **Anular:** Neste caso o líquido escoia pelas paredes formando um anel fino e o gás escoia pelo centro do duto, as fases (gás, líquido) com pouca ou nenhuma presença gotas de líquido no núcleo gasoso. Em relação ao regime anterior (anular com bolhas), as gotas fluem em grupos separados e não em forma contínua no núcleo de gás.

A Figura 2.2, a seguir, mostra alguns padrões de escoamento que ocorre em dutos verticais

2.1.4 Medição em escoamento multifásico

Existem diferentes princípios físicos e combinações que são usados para medição e determinação de parâmetros e propriedades de escoamento multifásico. Geralmente, as propriedades são medidas diretamente e os parâmetros são determinados, correlacionados com alguma propriedade. Muitas correlações de fluxo multifásico são baseadas em uma variável chamada de velocidade superficial. A velocidade superficial de uma fase fluida é definida como a velocidade na qual essa fase estaria sujeita se fluísse só pela seção transversal total do duto. A velocidade real de fase é a razão entre a velocidade superficial e o holdup. A velocidade de escorregamento é definida como a diferença entre as velocidades reais das fases constantes no escoamento (água-óleo-gás, água-óleo, óleo-gás, água-gás), enquanto que pode-se afirmar que a velocidade da mistura é a soma das velocidades superficiais das fases que escoam no tubo (Thomas, 2004).

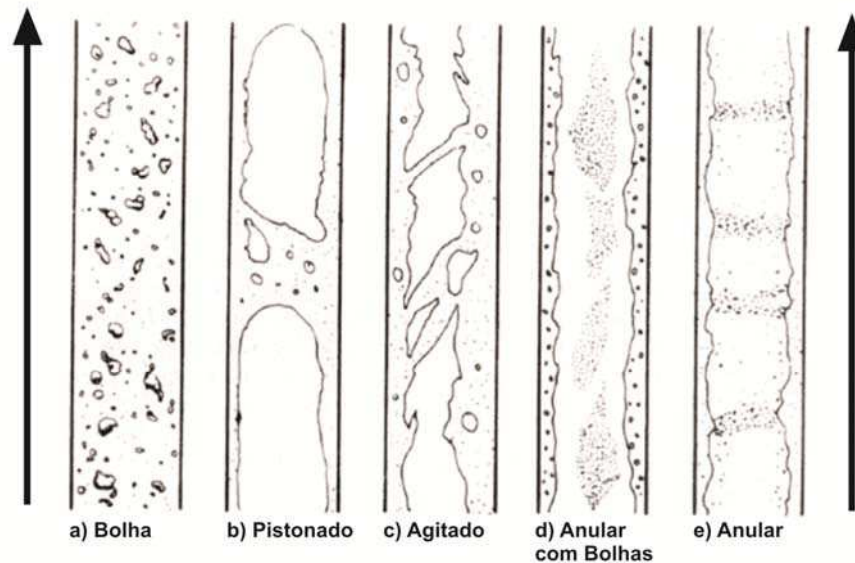


Figura 2.2: Ilustração de padrões de escoamento multifásico em dutos verticais. Fonte: Oliveira (2007).

Em escoamento multifásico, a medida de propriedade, permite a determinação de diferentes parâmetros, tais como: fração volumétrica, conteúdo de água e óleo, e velocidade. A medida de fração volumétrica em um escoamento de duas ou mais fases, é feita combinando-se diferentes princípios físicos no caso de óleo, água e gás (três fases), usa-se dois instrumentos, visto que o número de instrumentos usados na medição das frações é igual ao número de fases do escoamento menos um.

Quando duas ou mais fases escoam em uma tubulação, em geral suas velocidades são diferentes, diz-se que existe um escorregamento entre as fases, e como mencionado, o escorregamento é a diferença entre a velocidade de uma fase em relação à outra. No caso óleo-água-gás, tem-se três velocidades de escoamento: a) diferença entre as velocidades do óleo e da água; b) diferença entre as velocidades do óleo e do gás; c) diferença entre as velocidades da água e do gás. Para medir essas velocidades existem princípios e métodos: a) momentum, venturi, placa de orifício; b) turbina; c) medidor de escoamento; d) diferença entre as velocidades da água e do gás; e) correlação cruzada. Desses métodos, os que são usados com frequência, são a correlação cruzada e o venturi. Outra forma de medir a velocidade de cada fase é a equalização com um misturador. Com a equalização é possível medir a velocidade da mistura (Costa e Silva *et al.*, 2000).

De acordo com Falcone *et al.* (2002) as formas básicas de medição de vazão em sistemas trifásicos (óleo-água-gás) são duas : a) medição de parâmetros de escoamento em função das três vazões, correlacionando-os através de relações já estabelecidas para determinação das vazões das fases óleo, água, gás; b) pode ser aferida por medição direta das variáveis necessárias, desta forma, pode-se verificar a velocidade de cada fase e duas frações volumétricas e a terceira pode-se obter através da conservação do volume. Pode-se salientar ainda que esta medição (medição das variáveis) não é simples e os equipamentos solicitados são sofisticados e onerosos.

A Figura 2.3 mostra esquematicamente as formas de medição de vazão em escoamento multifásico.

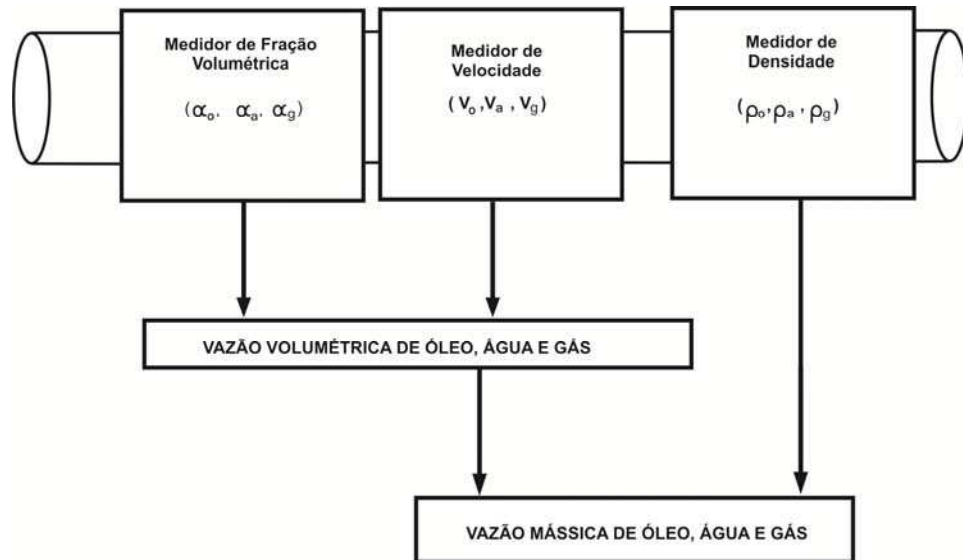


Figura 2.3: Ilustração de medidor multifásico de fração volumétrica, velocidade e densidade (óleo, água, gás). Fonte: Costa e Silva *et al.* (2000).

2.2 Produção e transporte do petróleo

2.2.1 Tipos de óleo

Com a descoberta de óleo no pré-sal aumentou ainda mais a preocupação das empresas petrolíferas instaladas no Brasil e em outros países. A incidência de óleos de baixo °API (menor que 20) está aumentando em relação aos óleos de °API maior que 20. Desta forma, serão necessários investimentos cada vez maiores na exploração de jazidas e no desenvolvimento de novas tecnologias. A incidência de óleos pesados está aumentando e necessita de maiores

investimentos para sua exploração e de novas tecnologias. Além dos esforços pela produção de petróleo em grandes lamina d'água, precisa-se encontrar novas formas de aproveitar o óleo pesado que possa ser encontrado. Algumas empresas começam a dar prioridade aos seus projetos tecnológicos voltados para óleos pesados.

Segundo Mothé (2007), diversos tipos de óleos apresentam uma diversidade de valores de densidade e viscosidade. A densidade é uma das características mais importantes para se determinar como o fluido se comporta durante o processo de produção, ou seja, durante o escoamento. A classificação dos óleos é feita a partir de sua densidade, posto que a viscosidade é altamente influenciada pela temperatura. De acordo com essas propriedades, os petróleos crus podem ser classificados como: leve, médio, pesado ou ultrapesado. A Figura 2.4 ilustra uma amostra de óleo.



Figura 2.4: Ilustração de amostra de óleo. Fonte: Mothé (2007).

A densidade do petróleo é importante, pois, os conteúdos de frações leves e pesadas dos óleos crus tratam numa propriedade aditiva em base volumétrica. A indústria do petróleo utiliza a expressão $^{\circ}API$, como referência para a densidade do óleo medida em relação à água e eles são classificados como leves, pesados ou ultra-pesados. O $^{\circ}API$ é determinado utilizando-se a correlação a seguir:

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

onde ρ é a densidade específica do óleo (densidade do óleo/densidade da água). A qual é medida nas chamadas “condições standard-s t d”, tomando-se como padrão 25° C (68° F) e 1 atm. O grau API é a forma de expressar a densidade relativa de um óleo ou derivado. A escala API, medida em graus, varia inversamente à densidade relativa, isto é, quanto maior a densidade relativa, menor o grau API (França, 2006). Grau API é uma escala desenvolvida pelo API (Americam Petroleum Institute) para definição de densidade relativa em condições padrão de vários hidrocarbonetos líquidos (Corrêa, 2009). A Tabela 2.1 a seguir sugere o intervalo dos óleos leves, médios, pesados ou ultra-pesados.

Tabela 2.1: Intervalo dos óleos leves, médios, pesados ou ultra-pesados.

| Órgão | °API | | | |
|---------------------------------------|-----------|------------|-------------|-------------------|
| | Óleo Leve | Óleo Médio | Óleo Pesado | Óleo Ultra pesado |
| Governo de Alberta Canadá (1) | ≥34 | 25-34 | 10-25 | ≤10 |
| Departamento de Energia Americano (2) | ≥35,1 | 25-35,1 | 10-25 | ≤10 |
| OPEP (3) | ≥32 | 26-32 | 10,5-26 | ≤10,5 |
| Petrobras Offshore (4) | ≥35 | 19-32 | 14-19 | ≤14 |
| Petrobras Onshore (5) | ≥32 | 18-32 | 13-18 | ≤13 |
| ANP/Brasil (6) | ≥31,1 | 22,3-33,1 | 12-22,3 | ≤12 |

Fonte: Mothé (2007)

Considera-se óleos pesados, quando possuem uma densidade maior que 0,90 g/ml e uma viscosidade de 10 cP à 10.000 cP. Obviamente, essas características aumentam as dificuldades e tornam sua exploração onerosa, o óleo pesado é um hidrocarboneto quase tão pesado quanto a água e muito mais viscoso que ela (Trevisan *et al*, 2006).

2.2.1.1 Óleos pesados

No Brasil aproximadamente 30% da reserva de petróleo é de óleo pesado de elevada viscosidade (100 a 1000 vezes a viscosidade da água) e densidade abaixo de 20 graus API, sendo que sua maior parte está situada em campos marítimos com lâminas de água consideradas

profundas. As maiores dificuldades da produção, processamento e transporte de óleos pesados estão diretamente associados à sua viscosidade (Rajagopal *et al.*, 2007).

A indústria petrolífera vem sendo considerada madura tecnologicamente, entretanto, alguns fenômenos que ocorrem no dia-a-dia da produção e processamento do petróleo necessitam de uma descrição mais criteriosa de forma a se obter uma completa avaliação do seu comportamento. Neste contexto, situa-se a necessidade de uma melhor caracterização do petróleo bruto e de suas frações pesadas (Sbaite, 2005).

A viscosidade de óleos pesados é uma propriedade crítica no prognóstico da produção petrolífera. A redução da mesma em conjunto com uma possível expansão térmica são propriedades chave no aumento da produtividade de óleos pesados. Os óleos pesados vivos são misturas variadas de hidrocarbonetos que podem sofrer grandes modificações ao serem submetidos a diferentes condições de temperatura e pressão. Ocorrem mudanças de estado físico de parte da mistura, alterações na composição, variações de viscosidade, variações de densidade, entre outras. Hipoteticamente, as bolhas de gás presentes na mistura atuam como esferas que transladam junto com o escoamento do óleo, atuando como rolamentos no transporte do fluido (óleo pesado). As tecnologias de elevação de óleos pesados são complementadas com técnicas de escoamento cujo alvo é a redução da viscosidade equivalente do fluido (redução do atrito) controle do padrão de escoamento objetiva evitar que o óleo viscoso entre em contato direto com a parede do duto, e isto se pode obter induzindo um padrão de escoamento tendo a água como fase contínua (Bannwart e Trevisan, 2006).

A incidência de óleos pesados está aumentando e aponta para a necessidade de investimento cada vez maior na exploração das jazidas e no desenvolvimento de novas tecnologias capazes de garantir a produção em condições mais severas de carregamento ou a adaptação da tecnologia atual ao novo desafio. Além dos esforços pela produção de petróleo em lamina d'água, as empresas também precisam encontrar formas de aproveitar o óleo pesado que pode ser encontrado. Algumas campanhas começam a dar mais prioridade aos seus projetos tecnológicos voltados para óleos pesados. Em algumas reservas, o óleo extraído para teste revelou um °API de 15 caracterizando-se como óleo pesado. Para viabilizar a produção de reservas, de óleos pesados a PETROBRAS e o CENPES tem projetos sistêmicos de óleos pesados "offshore".

A extração de óleo pesado é extremamente mais complexa e mais onerosa que a do óleo leve, por isso em muitos casos a produção é considerada comercialmente inviável. Atualmente, alguns campos de petróleo offshore produzem óleo cru através de um sistema permanente. Se o óleo for pesado, os desafios são maiores. O refino deste produto também é difícil e os derivados gerados são de baixo valor agregado.

2.2.1.2 Óleos leves

Os óleos leves são tecnicamente mais fáceis de serem produzidos, portanto a um custo menor e rendem, depois de refinados, produtos com maior valor agregado, tais como: gás liquefeito, gasolina querosene, e diesel (França, *et al.* 2006).

Óleos de °API mais altos são considerados leves. Na Bacia do Espírito Santo (BES) existe óleos de °API 40, que é menos leve do que na bacia do Amazonas mais precisamente no Campo do Urucu, com óleo de °API 41 (Silva *et al.*, 2000).

2.2.2 Característica de produção e transporte de óleo

2.2.2.1 Produção e transporte de petróleo

A confirmação de diversas bacias sedimentares terrestres em território nacional viabilizou a exploração inicialmente feita pelo Conselho Nacional de Petróleo (CNP) e, em seguida, pela Petrobras. A exploração continua também em plataformas continentais marítimas. Atualmente existe um crescimento de produção e transporte em águas profundas. A produção ocorre através de poços produtores e sistemas de elevação que transportam o petróleo do reservatório até uma unidade estacionária de produção, no caso de campos marítimos. A previsão da produção do campo é produto do estudo de características inerentes a produção e da mecânica dos fluidos no processo de elevação, sendo que alterações nas mesmas ocasionam reduções ou ganhos significativos, principalmente quando o valor do petróleo negociado está em alta. A Figura 2.5 mostra uma estrutura típica de uma linha flexível submarina, usada na produção e transporte de petróleo.

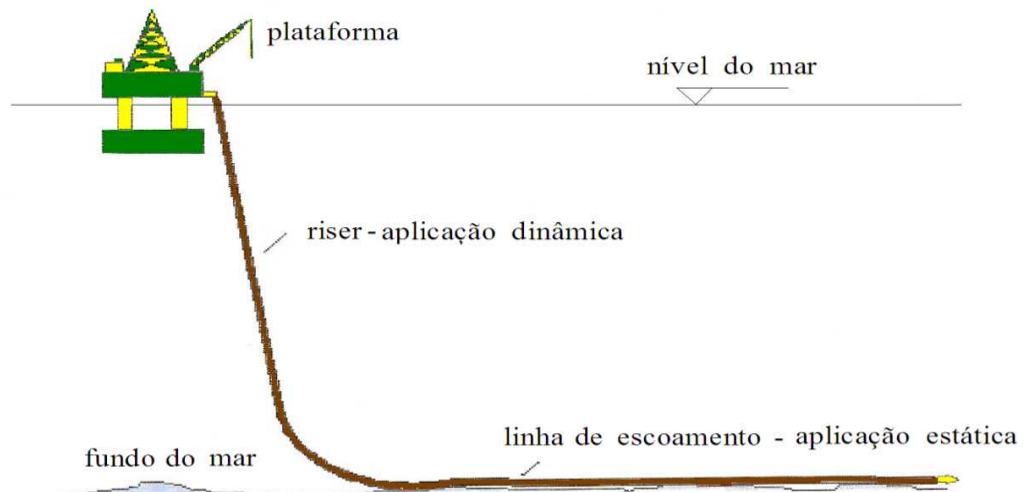


Figura 2.5: Estrutura típica de uma linha flexível submarina. Fonte: Sarmento *et.al.* (2002).

Segundo Ligeró *et al.* (2003), as principais incertezas da produção do petróleo são relacionadas a variáveis estáticas (modelo geológico) e dinâmicas (parâmetros de fluxo) e se refletem diretamente na curva de produção do campo. Para Dimirmem (1996), a produtividade está relacionada ao volume original, qualidade do óleo, duração e transporte adequado.

Xavier *et al.* (2005) declaram que uma informação para ser completa e perfeita, terá que eliminar toda a dúvida sobre uma determinada produção, e ainda quando a confiabilidade não for “perfeita” aumenta a incerteza sobre a produção. Brealey e Myers (1998) desenvolveram um modelo muito simples que avalia se o investimento tem retorno em um teste de máquina para saber se a mesma funciona adequadamente aos seus propósitos. Com isso foi possível reduzir a possibilidade de se ter um custo adicional ao se utilizar outros métodos de produção, caso a máquina não funcionasse dentro da previsão. Dimirmem (1996) utilizou o conceito de validação de informação para justificar a avaliação prévia da produção e também para fazer uma classificação das variáveis consideradas. Portella *et al.* (2003) aplicaram o mesmo princípio em condições de incerteza, para otimizar a exploração de um novo bloco em um campo em águas profundas na bacia de Campos. Galli *et al.* (2004) propõe uma metodologia na qual se aplicam atualizações Bayesianas (método de previsão estatístico/matemático elaborado por BAYES-inferência Bayesiana) e a teoria das opções reais para um modelo de produção probabilístico com o objetivo de calcular o valor econômico.

A priori, faz-se necessário que haja informações detalhadas com respeito às operações para a produção de petróleo e seus derivados. Segundo Carnaham (1989), nas reservas petrolíferas, hidrocarbonetos mais leves (metano, etano, propano, etc.) agem como solventes supercríticos em relação aos hidrocarbonetos mais pesados. Ao escoar, o óleo (petróleo) é submetido a gradientes de temperatura e de pressão provocando o surgimento de uma fase gasosa composta por seus hidrocarbonetos leves. Esses hidrocarbonetos passam de solventes supercríticos para a fase gasosa e isso ocasiona efeitos simultâneos, tais como: 1) incremento relativo da concentração dos hidrocarbonetos alifáticos pesados, no petróleo; 2) redução no parâmetro de solubilidade média do petróleo, posto que os hidrocarbonetos apresentem valores de parâmetro de solubilidade de valor considerado alto no estado supercrítico em relação ao estado gasoso (Martite e Shoham, 1997). O gás é liberado devido à diminuição da solubilidade do gás dentro do óleo, aparecendo à fase gasosa no duto.

Um comportamento padrão esperado em linhas de fluxo petrolífero é que seja produzido óleo, gás natural e água; ocasionalmente poderá produzir areia nos escoamentos dessa produção. Em quaisquer das regiões que a mesma atravessa (linha de produção submarina) poderá ocorrer formação de depósitos orgânicos (parafinação, hidratos de gás) e inorgânicos (incrustações de sulfato de bário). A composição química dos depósitos petrolíferos varia significativamente com a profundidade e localização (tipo de bacia) (Bordalo e Oliveira, 2007). Uma característica comum é o fato de serem formadas por átomos de carbono e hidrogênio (podem possuir em menores proporções átomos de enxofre, nitrogênio, oxigênio etc.). A composição química de um petróleo irá governar suas características de produção. Caso predominem as cadeias moleculares menores ele se apresentará na forma gasosa e se as maiores predominam, ele será um óleo pesado e de alta viscosidade (Trevisan *et al.*, 2006). A depender de sua composição e das condições iniciais de pressão e temperatura, o petróleo pode se encontrar no estado monofásico (óleo, todo o gás se apresenta dissolvido na fase líquida) ou bifásico (óleo e gás livre). Na produção de petróleo não se faz distinção rigorosa do conceito de fase e componente; assim quando da ocorrência de uma mistura de óleo (fase líquida), gás (fase gasosa) e água (fase líquida) diz-se estar-se frente a uma mistura multifásica, apesar de que, na realidade tem-se uma mistura bifásica de multicomponentes (Silva *et al.*, 2006).

Os escoamentos são caracterizados como função, dentre outras, do tipo de fluido neles contidos. O comportamento de um escoamento, no que tange a característica do fluido nele

contido, poder ser descrito, de forma aproximada, através de um diagrama de fases para um sistema de vários componentes (Pizarro e Boldrini, 1999).

2.2.2.2 Risers

As crises de abastecimento e os conflitos geopolíticos nas regiões de produção petrolífera contribuem para elevação do preço internacional do petróleo, entretanto, percebe-se o declínio do número de reservas “onshore” descobertas. A busca para localizar (descobrir) e produzir hidrocarbonetos em águas profundas e ultra-profundas, tornou-se economicamente atrativa. Porém, existem desafios tecnológicos a serem superados que venham viabilizar a produção nas condições de operação.

Dentre os diversos equipamentos utilizados na produção em água profunda os risers merecem destaque especial. Risers são dutos suspensos utilizados para movimentação dos fluidos petrolíferos que são produzidos entre o fundo do mar e a plataforma. São essenciais para a produção de petróleo “offshore”, pois sua operabilidade está correlacionada com o retorno econômico. Os risers são classificados como rígidos ou flexíveis, ou seja, de acordo com sua concepção estrutural, os risers estão constantemente submetidos a diversos tipos de carregamentos dinâmicos durante a operação (Cavalcante *et al.*, 2007).

Uma parte fundamental do sistema de elevação de hidrocarbonetos é o duto suspenso que interliga o poço produtor à plataforma de produção. Pode-se citar o SCR (Steel Catenary Riser), duto rígido de aço, conectado a uma plataforma flutuante na superfície do mar, com ângulo de conexão no topo pré-estabelecido e assumindo o formato de catenária em seu trecho suspenso. A Figura 2.6 mostra um riser com ângulo de conexão no topo.

A elevação do petróleo durante o processo de sua produção ocorre normalmente em regime de escoamento multifásico. A dinâmica do escoamento interno óleo-água-gás, está associada aos gradientes de pressão, temperatura e concentração entre outros. A inclinação do duto é um fator que pode modificar bastante o padrão de fluxo, notadamente existem diferenças marcantes entre os escoamentos horizontais e verticais.

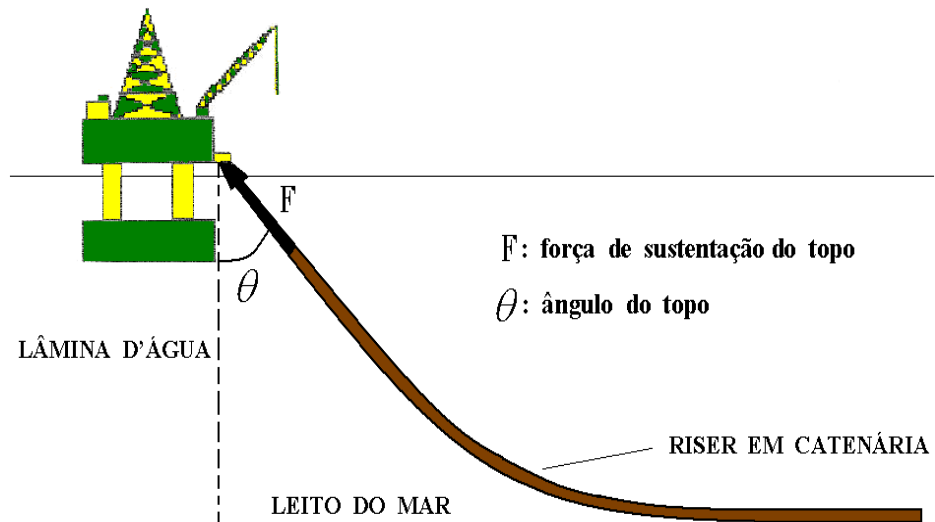


Figura 2.6: Ilustração de riser com ângulo de conexão no topo. Fonte: Cavalcante *et al.* (2007).

Os risers rígidos, são fabricados de materiais mais rígidos como, o aço, e podem ser configurados na vertical, na conformação de catenária, ou ainda, combinado com partes flexíveis na forma híbrida (Coelho *et al.*, 2005b). A Figura 2.7 a seguir mostra as conformações mencionadas anteriormente.

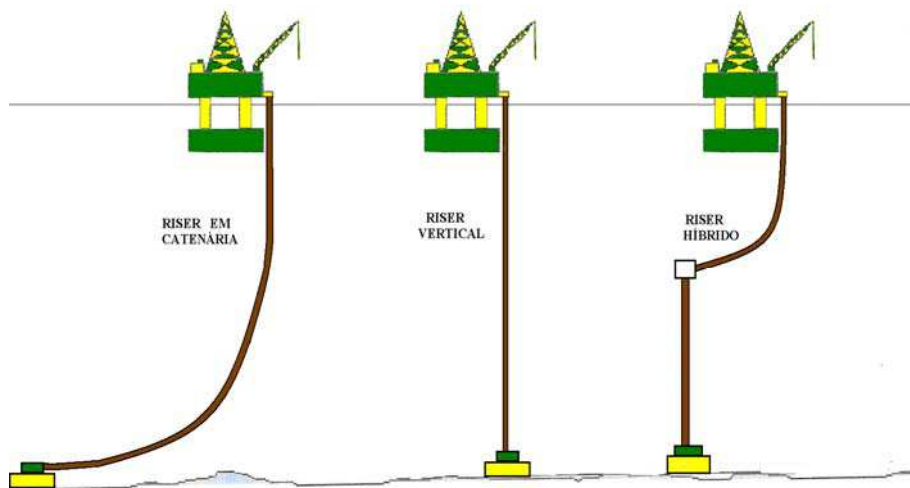


Figura 2.7: Diferentes configurações de riser. (a) riser em catenária; (b) riser vertical; (c) riser híbrido. Fonte: Coelho *et al.* (2005b).

Alguns trabalhos, como os de Morooka *et al.* (2006) e Coelho *et al.* (2005a) comparam a solução do comportamento dinâmico do riser rígido vertical, no domínio do tempo e da frequência, para variações da tração de topo, do período de oscilação forçada e da altura e

período de onda incidente. Os autores não consideraram o efeito das variações induzidas por vórtices. Verificou-se também a influência da densidade do material no comportamento dinâmico da estrutura da análise na frequência.

Os pesquisadores Vieira *et al.* (2002), Pereira *et al.* (2005) e Roveri e Pessoa (2005) abordaram os benefícios da utilização de um sistema de configuração híbrida. Basicamente, estes sistemas são compostos por risers flexíveis na parte superior do sistema e de risers rígidos na inferior. Estes risers rígidos podem adquirir a configuração vertical ou catenária. Uma das maiores vantagens deste tipo de configuração é que os efeitos devido aos movimentos dinâmicos da unidade flutuante no riser rígido são minimizados, buscando assim minimizar, a falha por fadiga. Pereira *et al.* (2006), consideram que o riser híbrido auto-sustentável, constituído de um riser rígido vertical suportado por uma bóia de superfície e conectado à unidade flutuante através de um riser flexível (Jumper) é uma configuração importante para aplicação em águas ultra-profundas.

Um riser flexível é composto por várias camadas de diferentes materiais, que interagem entre si. Tais estruturas podem variar de acordo com o fabricante ou a finalidade de sua utilização, e são basicamente compostos por aço enroladas helicoidalmente e de camadas homogêneas e tem termoplásticos com diferentes geometrias e matérias. A camada interna de termoplásticos assegura que o fluido transportado (óleo, gás, água) não vaze, ao passo que a externa protege contra corrosão, abrasão e proteção mecânica. As camadas helicoidais de aço asseguram a resistência mecânica. Os dutos citados anteriormente podem ser classificados em aderentes (“bonded”) e não aderentes (“unbonded”). A diferença está baseada na liberdade de movimentação das camadas. A Figura 2.8 mostra detalhes de um duto flexível, próprio para uso em águas profundas. Ele consiste de estruturas cilíndricas concêntricas de material polimérico e metálico (aço).

Estima-se um percentual alto nos anos seguintes para que a produção nacional de petróleo obtida a partir de poços situados em águas profundas, utilizando-se dutos flexíveis com capacidade de seus grandes deslocamentos. Outra vantagem da utilização de dutos flexíveis sobre dutos rígidos de aço é a simplificação das operações de transporte e instalação pela pré-fabricação destes dutos em comprimentos longos e armazenagem em carretéis. Porém, apesar da crescente utilização de dutos flexíveis em águas profundas, sua análise de colapso local, nos últimos anos, recebeu menos atenção do que a análise global. Desta forma, torna-se necessária a

avaliação dos métodos analíticos e numéricos existentes, bem como o desenvolvimento de formulações mais consistentes para que se possam prever as cargas de colapso local destas estruturas. Devido à complexidade de estrutura dos dutos flexíveis, torna-se difícil estabelecer analiticamente as relações entre os esforços atuantes e as tensões e deformações resultantes, devido, principalmente às não-linearidades geométricas introduzidas.

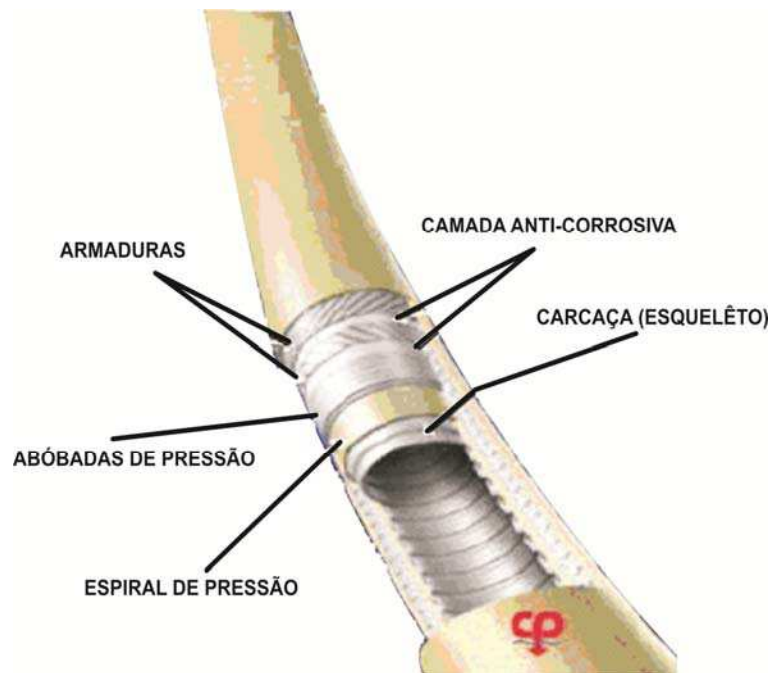


Figura 2.8: Detalhes de um duto flexível, próprio para uso em águas profundas.

A Petrobras é uma das maiores usuárias de dutos flexíveis, próprios para aplicação “offshore”, tanto em águas profundas quanto em águas não profundas. Dutos flexíveis são tubos espiralados, compostos por varias camadas, que consistem em complexas estruturas cilíndricas concêntricas de material polimérico e metálico (aço). Uma realidade do intuito das estruturas cilíndricas concêntricas é conjugar boas propriedades de resistência aos esforços incidentes em dutos submarinos, características que os dutos rígidos não possuem. Um problema de relevância em dutos flexíveis é a prevenção de falha devido à instabilidade estrutural. Este fenômeno caracteriza-se pela queda abrupta de rigidez quando o carregamento sobre algumas das camadas metálicas atinge determinado limite. A partir desse ponto a estrutura entra no chamado colapso estrutural, em que grandes deformações são geradas e o risco de falha torna-se eminente (Nogueira e Netto, 2007).

A literatura apresenta trabalhos especializados somente com equações analíticas aproximadas referentes ao colapso dos dutos flexíveis sob pressão externa, não oferecendo, porém, uma descrição do mecanismo do colapso. Entretanto, os dutos flexíveis vêm sendo muito utilizado no Brasil, em águas profundas, então, precisa-se conhecer melhor o comportamento dessa estrutura sob carregamento de pressão externa até o colapso. Muitos dos modelos utilizados nas análises tomam por base os métodos desenvolvidos para cabos e cordas. Outros trabalhos foram publicados por diversos pesquisadores, tais como os de Oliveira *et al.* (1991) e Peraire *et al.* (1988). Entretanto, existem publicações posteriores às dos autores citados, tais como: Santos (2001), Lagendijk *et al.* (2001), que fornecem melhores métodos analíticos para calcular a resposta local destes dutos em águas profundas.

Segundo Ellis e Joubert (1974) e Hunt e Joubert (1979), em geometrias curvas, a natureza diversificada das forças geradas pelas curvaturas da geometria do duto, torna-se necessário a classificação dos escoamentos em dutos curvos segundo a ordem de grandeza dos raios de curvatura. Escoamentos em grandes raios de curvatura são caracterizados como governados, predominantemente, por forças de cisalhamento. Nos escoamentos com pequenos raios de curvatura, as forças governantes são basicamente inerciais. Predominam as forças de cisalhamento nos escoamentos turbulentos internos, em dutos com grandes raios de curvatura Hunt e Joubert (1979). Apesar de constatarem a formação de vórtices de Taylor-Goertler na região central de escoamento, a estrutura da camada limite é preservada, conservando desta forma sua similaridade com os perfis convencionais.

2.2.2.3 Deposição de parafina

O transporte do óleo em águas profundas ocasiona a perda de solubilidade e precipitação das parafinas de alto peso molecular. A deposição de parafinas nas paredes internas dos dutos é um dos problemas críticos para o transporte dos fluidos (água-óleo-gás-asfaltenos, etc.), causando bloqueio parcial ou total da linha, um incremento da potência de bombeamento e elevados custos de manutenção em grandes lâminas de água. Ocorre devido à transferência de calor do fluido durante o escoamento. A presença de cristais de parafina pode alterar o comportamento do óleo em escoamento, de Newtoniano para não-Newtoniano. A presença de cristais de parafina no óleo proporciona viscosidades efetivas mais elevadas. Se for necessário interromper o bombeamento, haverá precipitação de solução oleosa quando houver redução da temperatura, e, após algum tempo a parafina sólida deposita-se nas paredes internas do duto

impedindo o fluxo total ou parcial na linha de produção e desta forma haverá aumento de perda de carga.

A temperatura inicial de aparecimento de cristais (TIAC) é um parâmetro importante para avaliar se haverá ou não a precipitação de fração do óleo. Entretanto, o desafio da produção de óleos parafínicos e óleos pesados tem sido destaque no cenário de inovação tecnológica na indústria de petróleo (Khalil *et al.*, 2004).

É de fundamental importância desenvolver técnicas experimentais confiáveis e/ou ferramentas preditivas para determinar o equilíbrio da parafina. Entretanto, sabe-se que não é possível uma descrição completa do óleo identificando todos os seus componentes. Estes problemas não são fáceis de serem resolvidos e são específicos de cada óleo. Os resultados obtidos indicam que a presença da fase água tem um efeito sensível nesse processo, afetando tanto a magnitude quanto a variação do gradiente de pressão, e alterando também o padrão de deposição (Bordalo, 2007).

Entre os constituintes na fração pesada de petróleo que vem despertando interesse e atenção mundialmente estão os asfaltenos e a parafina. A comprovação de que os petróleos produzidos no Brasil contêm quantidades apreciáveis de parafina de alta massa molecular, juntamente com asfaltenos vem despertando interesse de alguns grupos para realização de pesquisas nesta área (Visintin *et al.*, 2005).

Os depósitos orgânicos são constituídos por várias substâncias onde predominam as parafinas. Dentre as principais substâncias, co-depositadas às parafinas, estão os asfaltenos, as resinas e a parte do próprio petróleo aprisionado no depósito, além de outros materiais de constituição inorgânicos tais como, areia, argilas e resíduos de corrosão. Entretanto, diversas ferramentas podem ser usadas para permitir uma melhor previsão do perfil esperado dos depósitos ao longo das linhas. Isso poderá ser feito através de métodos numéricos ou de simulações físicas em laboratório (Santos, 2009).

Segundo Azevedo e Teixeira (2003), a correta predição do fenômeno de deposição de parafina pode auxiliar a minimizar os custos para evitar o surgimento do problema, para isso propõem uma revisão crítica detalhada referente a deposição de parafina. Dentre os possíveis mecanismos de deposição, a difusão molecular tem sido amplamente aceita como o mecanismo

dominante (Burger *et al.*, 1981). Leiroz *et al.* (2007) consideram que a deposição de parafina é devido a solidificação da mesma. Pode-se salientar outros efeitos como a difusão Browniana, que precisa ser considerada para se obter uma melhor concordância com os resultados experimentais.

Os pesquisadores Velásquez (2005), Brown *et al.* (1995), Ribeiro *et al.* (1997) e Mendes *et al.* (1997), fizeram estudos referentes à deposição de parafina. Brown *et al.* (1995) estudaram experimentalmente e desenvolveram um modelo computacional para prever o percentual de deposição de parafina e os efeitos causados quando a permanência de deposição é longa no duto. Velásquez (2005) analisaram um tratamento matemático mais complexo, porém, sem reproduzir fielmente o perfil da camada parafínica depositada. As análises de Mendes *et al.* (1997) é semelhante às de Brown *et al.* (1995), entretanto, em escala de campo com dutos de aço liso de 301 mm (12”) de diâmetro e 47Km de extensão. A medição, realizada por técnicas viscosimétricas com a ajuda de um microscópio, mostram uma taxa de precipitação de parafina em torno de 28 °C para o óleo empregado. Foi verificado ainda, para duto limpo, uma taxa de deposição alta no início, devido a alta diferença de temperatura entre o óleo e o ambiente externo, ocasionando um crescimento rápido do depósito. O depósito formado fornece, desta forma, um isolamento térmico, que altera dinamicamente as condições do balanço térmico.

Diante do exposto, torna-se necessário a obtenção da temperatura de precipitação de parafina para fluidos (óleos) com diferentes concentrações parafínicas, e também de outras variáveis, tais como, a viscosidade e o gradiente de pressão. O aumento de viscosidade é, ainda, incrementado pela contínua queda de temperatura a jusante do óleo resfriado na linha submarina. A combinação destes efeitos resulta em um aumento considerável do gradiente de pressão, que deve ser levado em consideração. Desta forma, a incrustação de parafina nas paredes do duto não é a única causa de deficiência na movimentação da produção de petróleo, embora, em certo ponto, torne-se a mais dramática (Bordalo e Oliveira, 2007).

Existem métodos relativos a deposição de parafina que estão a disposição da indústria de petróleo, porém, estes são considerados tradicionais para prevenir ou, ainda remover acúmulo de parafina em dutos. Estes métodos são: remoção mecânica, inibidores químicos e aquecimento (químico ou elétrico). A deposição de parafina é na verdade um dos problemas críticos da indústria petrolífera. O óleo nas linhas de produção escoam a uma temperatura próxima de 60 °C. Em águas profundas, a temperatura da água é de aproximadamente 5 °C. A solubilidade da parafina no óleo perde calor para a água do mar e ao atingir um nível crítico de temperatura,

haverá precipitação da parafina, podendo depositar-se na parede do duto. Entretanto quando a temperatura do petróleo que escoar no duto está próxima de certo valor (temperatura de precipitação de parafina), a solubilidade da parafina no óleo decresce, indicando precipitação. As partículas sólidas tendem a unirem-se através do processo físico-químico, e se depositam nas superfícies sólidas vizinhas (paredes do duto). A Figura 2.9 mostra entupimento de duto circular, causado por precipitação de parafina.



Figura 2.9: Entupimento de duto (precipitação de parafina) circular. Fonte: Azevedo e Teixeira (2003).

Existem reportados na literatura alguns mecanismos de deposição de parafina que são relevantes. Estes mecanismos são descritos a seguir:

a) Difusão molecular

Difusão molecular é um mecanismo de deposição que transporta parafina em solução devido a um gradiente de concentração. Quando o óleo quente escoar em um duto, o qual perde calor para o ambiente, gradientes de temperatura se estabelecem nas paredes do duto na direção radial de modo que o fluido próximo as paredes estará mais frio que o fluido na região central do duto. Como a solubilidade é uma função decrescente da temperatura produz um gradiente de concentração. Se em alguma região do escoamento a temperatura do óleo estiver abaixo do ponto de névoa, cristais de parafina precipitarão da solução até que a fase líquida entre em equilíbrio com a fase sólida (Burger, 1981). A região mais fria junto a parede apresentará uma menor concentração de parafina, induzindo o transporte de parafina do centro para a parede do duto. Segundo Brown (1993) e Misra (1995), a difusão molecular é o mecanismo de deposição que mais contribui no processo da deposição de parafina.

b) Difusão Browniana

O parafinamento por difusão Browniana é outro mecanismo de deposição que considera o transporte de parafina devido a um gradiente de concentração de partículas sólidas. Em regiões do duto onde óleo encontra-se escoando com temperatura abaixo da TIAC, cristais de parafina que se formam da solução, inicialmente ficam suspensos no fluido que escoava e se precipitam para as paredes do duto. Essas pequenas partículas formadas colidirão com moléculas termicamente agitadas de óleo, gerando movimentos randômicos dos cristais suspensos. Na presença de um gradiente de concentração de partículas, estas serão difundidas na direção de menor concentração de cristais sólidos. Alguns modelos de deposição disponíveis na literatura “desprezam” o mecanismo de difusão Browniana (Burger *et al.*, 1981; Brown, 1993). Estudos mais recentes (Leiroz *et al.*, 2007) indicam que existe evidência experimental suficiente para esta conclusão.

Um perfil de concentração esperado na seção transversal de um duto devido ao resfriamento da parede é apresentado por Burger *et al.* (1981), ou seja, apresenta a variação de concentração em volume da parafina sólida, em função da coordenada radial adimensional do duto (r/R). A condição de contorno que impõe concentração nula de cristais na parede produz um pico no perfil de concentração na região próxima a parede. De acordo com o exposto, existirá a difusão Browniana nos dois sentidos, para a parede e na direção central do duto.

c) Dispersão por cisalhamento

Dispersão por cisalhamento é um mecanismo de deposição, baseado no transporte lateral de partículas sólidas em suspensão. O mecanismo das pequenas partículas suspensas no escoamento sofre, devido à viscosidade do fluido, um movimento rotacional. A rotação induz um movimento circulatório em uma região adjacente à partícula. Quando existe uma grande densidade de partículas suspensas, acontecerá um número significativo de iterações, este movimento rotacional poderia ocasionar o desvio de algumas partículas de sua trajetória original, fazendo com que estas partículas se depositem na interface líquido/sólido (Burger *et al.*, 1981).

d) Deposição de parafina por efeito gravitacional

Geralmente os cristais de parafina, são mais densos que o óleo solvente, portanto, a deposição gravitacional é um mecanismo de deposição que deve ser considerado. Burger *et al.*

(1981) fizeram estudos usando centrífugas e determinaram a distribuição de tamanho dos cristais de parafina e as velocidades terminais de sedimentação. Para condições típicas de operação em oleodutos, as velocidades de deposição encontradas foram consideradas pequenas e desprezíveis (Burger *et al.*, 1981).

Os experimentos foram realizados em escala laboratorial com dutos verticais e horizontais sob as mesmas condições termo-hidráulicas e para o mesmo óleo. De acordo com os autores, dentro dos níveis de incertezas experimentais, não houve diferença nas taxas de deposição para as duas configurações.

2.2.2.4 Formação de hidratos

Os hidratos são sólidos cristalizados, de aparência semelhante ao gelo, formados por moléculas de gás natural, sulfídrico ou dióxido de carbono em contato com água. A ocorrência em linhas de produção está associada ao aumento da pressão e à redução da temperatura, podendo causar obstrução parcial ou total em dutos submarinos. A Figura 2.10 mostra a formação de hidratos associada a altas pressões e baixas temperaturas.

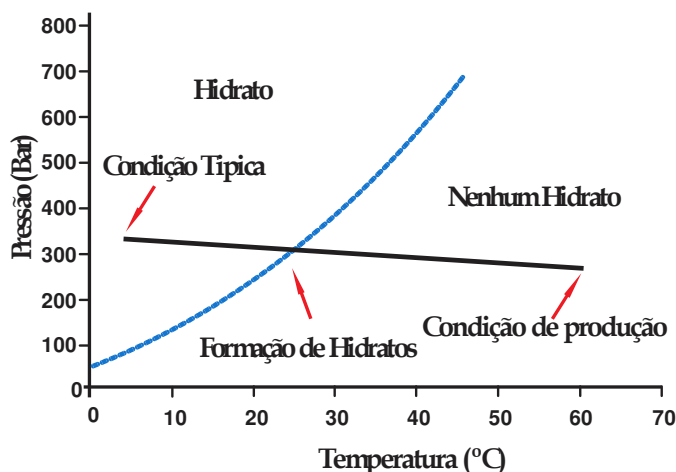


Figura 2.10: Ilustração de formação de hidratos associada a altas pressões e baixas temperaturas.

Fonte: Clennell (2001).

A água é um componente presente naturalmente na maioria das produções de óleo e gás. Entretanto, pode-se considerar que não haja água no escoamento ou que a mesma seja removida; a presença de água possibilita a formação de hidratos e isto pode ocasionar risco tanto econômico quanto ambiental.

Normalmente nas tubulações de petróleo encontram-se uma fase gasosa (gás natural), uma ou duas fases líquidas de hidrocarbonetos (óleo) e água, além de uma fase sólida que causa obstruções. Essa fase sólida pode ser composta por sólidos puros (como gelo, dióxido de carbono sólido, etc.) hidrocarbonetos, parafina, ceras (misturas de sais cristalinos orgânicos) e compostos asfálticos (Oliveira *et al.*, 2008). Os hidrocarbonetos de gás ou simplesmente hidrocarbonetos, são compostos cristalinos semelhantes ao gelo, formado por dois ou mais componentes gasosos por meio de um complemento encapsulamento. A formação ocorre quando as moléculas de água através das pontes de hidrogênio originam uma rede cristalina (Hornbach *et al.*, 2003). A Figura 2.11 ilustra a obstrução de duto submarino por hidrato.

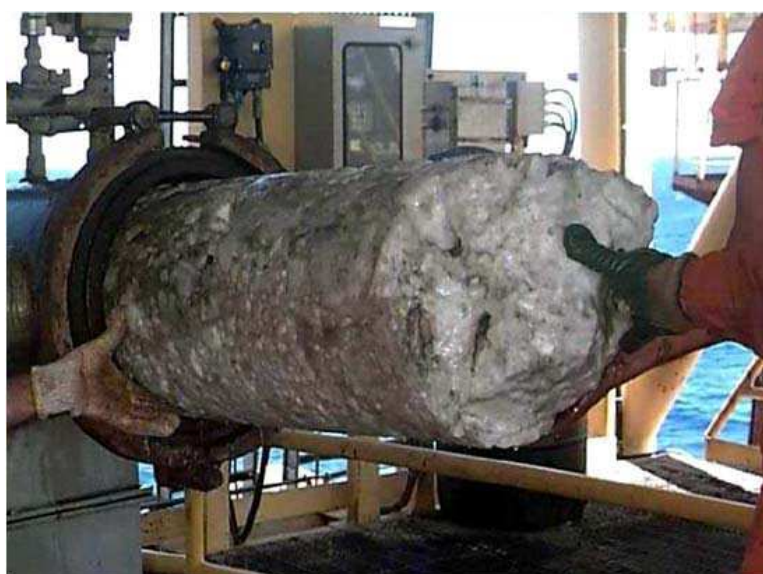


Figura 2.11: Obstrução de linha por formação de hidrato.

Fonte: <http://budsoffshoreenergy.wordpress.com/2010/05/30/hydrate-formation-problem-or-solution> (2011)

2.3 Hidrodinâmica do escoamento

2.3.1 Camada limite hidrodinâmica

Considere o escoamento no interior de um duto circular de raio r com fluido entrando no duto com uma velocidade uniforme (Figura 2.12). Quando o fluido entra em contato com a superfície, os efeitos viscosos se tornam importantes e se desenvolve uma camada limite ao longo do duto. Este desenvolvimento ocorre à custa do retraimento da região com escoamento invíscido e termina quando a camada limite se torna única no eixo do duto. Portanto, após a

unificação da camada limite os efeitos viscosos se estendem sobre toda a seção reta e o perfil de velocidade não mais se altera ao longo do duto. Diz-se então que o escoamento está completamente desenvolvido e a distância entre a entrada do ponto do início desta condição é o comprimento de entrada hidrodinâmica.

Quando se trata de um escoamento interno, é importante saber o comportamento do mesmo, classificando-o em laminar ou turbulento. O número de Reynolds é um parâmetro que relaciona as forças de inércia de um elemento fluido e os efeitos viscosos nesse elemento, de forma a distinguir se um escoamento é laminar ou turbulento. Para o escoamento num duto circular, tem-se que:

$$Re_D = \frac{\rho W_m D}{\mu} \quad (2.2)$$

onde μ representa a viscosidade dinâmica do fluido, ρ é a massa específica do fluido, W_m é a velocidade média do fluido sobre a seção reta do duto e D é o diâmetro do duto.

A Figura 2.12 mostra a representação dos perfis de velocidade e temperatura em um escoamento na região de entrada de um duto.

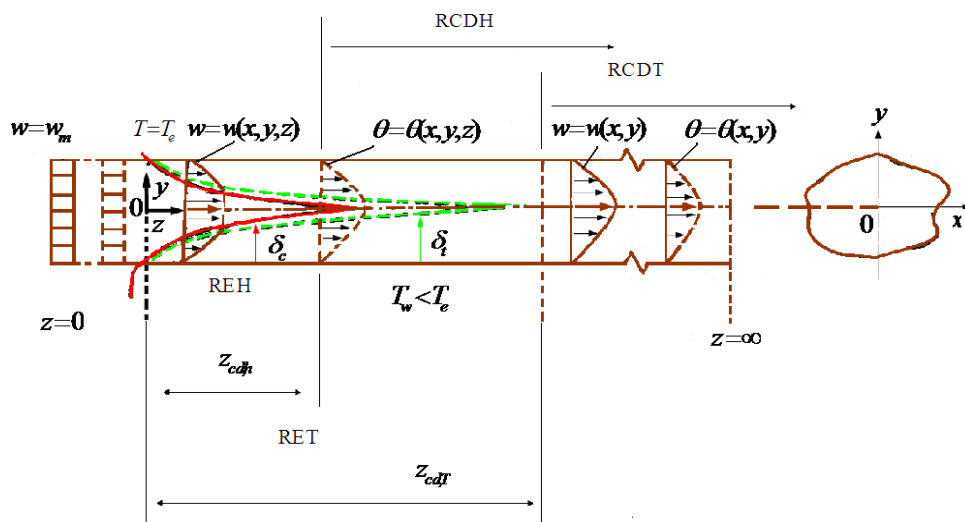


Figura 2.12: Perfil de velocidade e temperatura de um fluido escoando na região de entrada de um duto. Fonte: Kakaç *et al.* (1987).

No escoamento completamente desenvolvido, o número de Reynolds crítico que, corresponde ao surgimento da turbulência, é dado por ($Re_D \approx 2300$), embora números de Reynolds muito mais elevados ($Re_D \approx 10000$) sejam os que caracterizam as condições completamente turbulentas. A transição para a turbulência ocorre, possivelmente, pelo desenvolvimento da camada limite da região de entrada. O comprimento de entrada hidrodinâmico é dado por (Incropera e DeWitt, 2003):

$$Z_{e_{d,h}} = 0,05D Re \quad (2.3)$$

A análise de escoamentos laminares internos é importante para aplicações em lubrificação, processos químicos, etc. Esta análise baseia-se na escolha de um volume de controle diferencial, procurando esclarecer a natureza básica dos escoamentos turbulentos em dutos e tubos, bem como efetuar medições dos escoamentos.

Considerando que o fluido tem velocidade uniforme w_o na entrada do tubo (Figura 2.12), então uma camada limite desenvolve-se ao longo das paredes do tubo, devido a superfície sólida exercer uma força de cisalhamento retardante sobre o escoamento; assim, a velocidade do fluido nas vizinhanças da superfície é reduzida, enquanto que na linha central do tubo, aumenta com distância em relação à entrada.

Quando a camada limite em desenvolvimento atinge a sua linha de centro, a qual se dá longe da entrada do tubo, o escoamento torna-se inteiramente viscoso. Quando a forma do perfil de velocidade não muda mais ao longo do duto em forma, diz que o escoamento está completamente desenvolvido. A forma real do perfil de velocidade completamente desenvolvido depende se o escoamento é laminar ou turbulento.

Se o número de Reynolds for grande o suficiente, os efeitos viscosos só serão importantes na região da camada limite. A camada limite é necessária para permitir a existência da condição de não-escorregamento. Os gradientes de velocidades normais ao escoamento são relativamente pequenos fora da camada limite e o fluido se comporta como se fosse invíscido.

Na região completamente desenvolvida o perfil de velocidades é dado por (Kakaç *et al.*, 1987):

$$W = -\left(\frac{r_o^2 - y^2}{4\mu}\right) \frac{dP}{dz} \quad (2.4)$$

ou ainda:

$$\frac{W}{W_m} = 2\left[1 - \left(\frac{y}{r_o}\right)^2\right] \quad (2.5)$$

onde $W_m = -\frac{1}{8\mu} \left(\frac{dP}{dz}\right) r_o^2$, é a velocidade média na seção.

No escoamento completamente desenvolvido hidrodinamicamente a queda de pressão é equilibrada apenas pelas forças de cisalhamento nas paredes do tubo. A tensão de cisalhamento do fluido varia linearmente na direção transversal do tubo, de zero na linha de centro até o máximo na parede. Esta tensão de cisalhamento está relacionada com o gradiente de pressão axial. No escoamento turbulento não há relação simples entre o campo de tensões de cisalhamento aparentes que devem ser adicionadas àquelas provocadas pelos gradientes da velocidade média. Para escoamento monofásico laminar e completamente desenvolvido em duto reto de seção circular, a queda de pressão é dada por:

$$\Delta P = f \frac{L}{D} \cdot \rho \frac{W_m^2}{2} \quad (2.6)$$

onde L e D representam o comprimento e diâmetro do duto reto respectivamente. O fator de atrito f pode ser obtido pelo diagrama de (Moody) ou através de correlações matemáticas. Por exemplo, para tubo liso, f pode ser obtido por:

$$f = \frac{64}{R_{eD}} \quad (2.7)$$

consequentes, para estes escoamentos, a distribuição de tensão de cisalhamento, apóia-se em dados experimentais.

2.3.2 Camada limite térmica

Considere-se, na Figura 2.12, que o fluido entra no duto com velocidade w_o . Se este fluido entra no duto a uma temperatura $T(r,0)$ maior que a temperatura da superfície do tubo, ocorrerá

transferência convectiva de calor e principia o desenvolvimento de uma camada limite térmica. Além disso, se a condição na superfície do tubo for constante (temperatura ou fluxo de calor), termina-se por atingir uma condição térmica completamente desenvolvida. A forma do perfil de temperatura completamente desenvolvido $(T_w - T)/T_w - T_m$ difere de acordo com a condição de fornecimento de energia na parede do duto. O comprimento de entrada térmica é dada por (Incropera e DeWitt, 2003):

$$Z_{e,t} = 0,05 D Re Pr \quad (2.8)$$

A Figura 2.13 ilustra o comportamento do perfil de velocidade no interior de um duto circular, para um escoamento laminar de líquido, na região completamente desenvolvida.

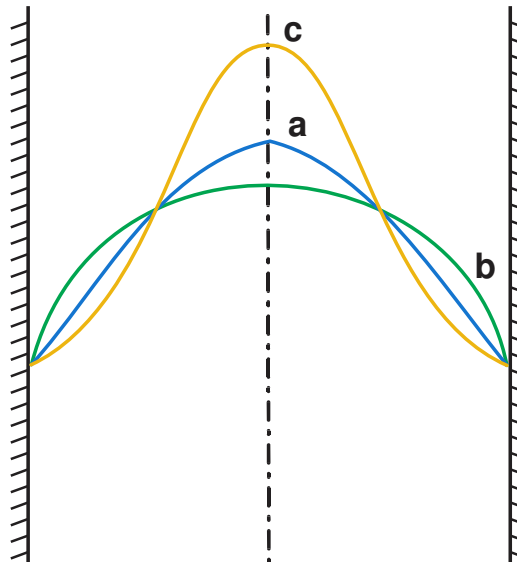


Figura 2.13: Perfil de velocidade no interior de um duto influenciado ou não pela forma do fluxo de calor. Fonte: Burmeister (1983).

Como se vê, uma viscosidade independentemente da temperatura pode resultar em perfil de velocidade parábólico (curva a). Se ocorrer um fluxo de calor dentro do líquido (do líquido para a parede), o perfil de velocidade resultante é achatado (curva b), uma vez que a viscosidade próxima à parede é menor que no centro do tubo. Se o fluxo de calor ocorre fora do líquido (da parede para o líquido) o perfil de velocidade é mais pontiagudo (curva c). Para o gás, os efeitos dão o oposto daqueles líquidos, uma vez que a viscosidade do gás aumenta com a elevação da temperatura.

Comparando-se os comprimentos de entrada térmica e entrada hidrodinâmica, verifica-se que quando o número de Prandtl, $\left(\text{Pr} = \frac{\mu c_p}{k}\right)$, $P_r \gg 1$, como é o caso de óleos, o perfil de temperatura necessita de grandes distâncias para desenvolver. Neste caso, a camada limite cinética se desenvolve mais rapidamente do que a térmica e o perfil de velocidade está praticamente desenvolvido em todo o duto.

Se a parede do duto é mantida a uma temperatura constante diferente do fluido na entrada e a condução axial do fluido, dissipação viscosa, trabalho de fluxo e fonte de energia térmica são desprezíveis, o perfil adimensional de temperatura na região de entrada para o escoamento laminar, é dado por (Kakaç *et al.*, 1987):

$$\phi = \frac{T_w - T}{T_w - T_e} = \sum_{n=0}^{\infty} C_n F_n \left(\frac{r}{R}\right) \exp(-2\lambda_n x^*) \quad (2.9)$$

onde λ_n , $F_n(r/R)$ e C_n são os autovalores, autofunções e constantes, respectivamente e $x^* = \frac{x}{D \text{Re} \text{Pr}}$, sendo x a distância da seção entrada do duto até a seção de interesse ao longo do duto.

2.3.3 Perda de Carga

O estudo sobre perda de carga é de muita importância para os diversos ramos da indústria que lidam com movimentação de fluidos. A perda de carga é a diferença da energia mecânica por unidade de massa entre duas seções de um duto.

As perdas de cargas são classificadas em dois tipos: perda de carga distribuída, e perda de carga localizada ou singular. A perda de carga distribuída pode ser expressa como a perda de pressão para escoamentos completamente desenvolvidos através de um tubo horizontal de área constante. Para avaliar a perda de carga distribuída faz-se um balanço de energia. Fox e McDonald (1998) mostram que a perda de carga representa a energia mecânica convertida em energia térmica por efeitos do atrito, e conclui-se que para o escoamento completamente

desenvolvido em tubos de área constante a perda de carga depende somente dos detalhes do escoamento através do conduto, ou seja, a perda de carga é independente da orientação do tubo.

A perda de carga que ocorre devido aos acessórios dos tubos (junções, joelhos, reduções, etc.) é chamada perda de carga localizada ou singular. Essas perdas de cargas são resultados da separação do escoamento. A energia eventualmente dissipada pela mistura violenta nas zonas separadoras (Fox e McDonald, 1998). Este tipo de perda de carga em acessórios de dutos como junções, joelhos, reduções ainda não está bem analisada em muitos detalhes e ainda não são conhecidos; geralmente se analisa a perda de carga localizada por meio de experimentos (Munson e Young, 1994).

Segundo Trevisan (2003) a determinação do fator de atrito e perda de carga é de extrema importância no dimensionamento de tubulações e mecanismo de elevação. Entretanto, para o escoamento trifásico, óleo-água-gás, este tema é pouco explorado e poucas correlações matemáticas ou métodos de estimativas deste fator de atrito foram elaborados.

Ferrine *et al.* (1990) estimaram através de cinco modelos diferentes a queda de pressão de um fluxo trifásico de água, gás e condensado de gás. Foi observado que o modelo que melhor representou o escoamento trifásico foi o que considerou como sendo um fluxo bifásico de dois fluidos equivalentes, um composto por água e óleo e o outro por óleo e gás.

Nädle e Mewers (1995) utilizaram uma tubulação de 5,9cm de diâmetro interno para escoar óleo, água e gás observando o gradiente de pressão gerado. Mantendo as vazões dos líquidos constante variando a velocidade superficial do gás, os autores concluíram que o gradiente de pressão de um fluxo trifásico, tendo como um dos líquidos como fase contínua, se aproxima ao gradiente do fluxo bifásico deste líquido com gás.

Chen e Guo (1999) utilizaram os dados da queda de pressão e estabeleceram uma correlação para prever este gradiente adotando os métodos de Chisholm modificado e também o de Lockhart-Martinele, considerando as fases líquidas como um único fluido escoando com o gás.

2.4 Simulação numérica

A simulação numérica é um dos métodos empregados na engenharia de petróleo para se estimar propriedades e prever o comportamento de um reservatório e/ou poço de petróleo, ou ainda de uma linha de transporte de petróleo.

A simulação numérica ou outra ferramenta de modelagem influencia muito o processo de tomada de decisão relacionada à exploração e produção de petróleo, pois é através dela que se testam as várias alternativas de produção. A análise deste risco pode ser calculada com o simulador numérico. Esta ferramenta, abastecida com dados precisos, torna mais técnica a decisão de investimento e da estatística de valor das informações (Suslick *et al.*, 2008).

2.4.1 Simuladores Numéricos

Os simuladores de sistema podem ser classificados entre físicos e matemáticos. Os simuladores físicos são, por exemplo, os simuladores analógicos, os reduzidos e os protótipos. Os simuladores matemáticos podem ser subdivididos em analíticos e numéricos.

A classificação dos simuladores numéricos é feita normalmente em função de três características básicas: o tratamento matemático utilizado, o número de dimensões consideradas e o número de faces admitidas.

A primeira etapa do desenvolvimento de um simulador numérico consiste em se formular o problema físico que se deseja representar matematicamente. Posteriormente, são feitas as suposições e simplificações com o grau de satisfação que se espera do modelo. Formulam-se então as equações matemáticas que descrevem os problemas físicos desejado, considerando as hipóteses adotadas. Finalmente, a resolução das equações e a análise da solução foram obtidas. Verifica-se, então, a validade do simulador através da calibração com uma solução existente. Por exemplo, comparam-se os resultados obtidos do simulador numérico com soluções analíticas, com resultados reais ou com resultados obtidos de modelos físicos de laboratório (dados experimentais) ou de campo. Caso a validade seja verificada, o simulador estará pronto para se representar o fenômeno desejado. Caso contrário, volta-se para um novo ciclo em que são realizadas as hipóteses adotadas até a conceituação do modelo físico.

Construir um modelo que atenda aos dados do problema conhecido e que possa fazer previsão dos fenômenos em estudo e confirmem as previsões do modelo, terá que ser um modelo que represente a síntese do(s) fenômeno(s) baseado em lógica ou matemática. A modelagem numérica pode partir de um conjunto de parâmetros e processos determinados e com eles obter os resultados desejados, ou partir de uma geometria (modelagem inversa).

No caso de se desejar construir um simulador numérico para o estudo de dutos flexíveis, por exemplo, o modelo físico e o escoamento de fluidos (água, gás, óleo ou outro fluido qualquer) na coluna de produção. Várias são as suposições e hipóteses simplificadas possíveis a serem adotadas: fluxo monofásico, comportamento isotérmico, fluxo unidimensional, inexistência de transferência de massa, etc. A Figura 2.14 ilustra um esquema simplificado para a construção de um simulador.

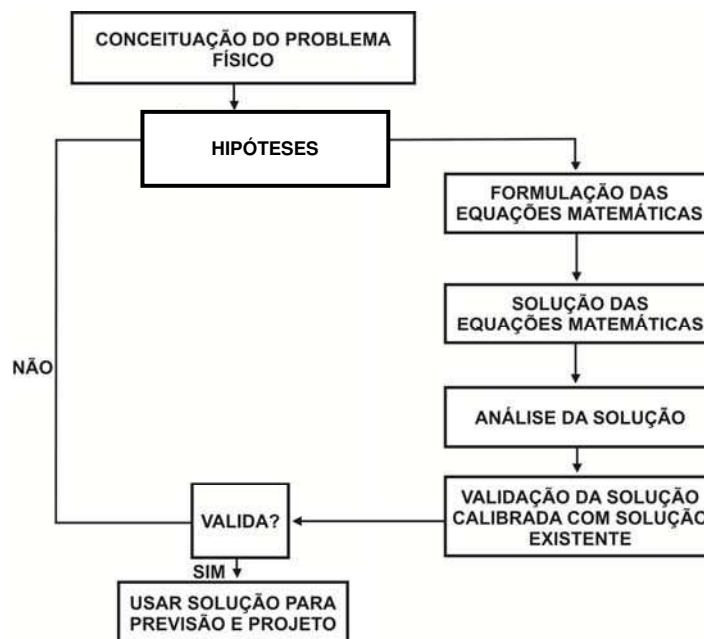


Figura 2.14: Esquema para desenvolvimento de um simulador numérico. Fonte: Rosa *et al.* (2001).

As equações que descrevem qualquer processo físico são formuladas através da aplicação de um conjunto de leis básicas a uma região do espaço (volume de controle); descrição matemática de um fenômeno de transporte, relacionado com a natureza do processo; utilização das equações de espaço apropriadas e uso de relações auxiliares, se necessário.

Vários são os métodos numéricos usados para a solução de equações diferenciais parciais, tais como: elementos finitos, diferenças finitas, elementos de contorno e volumes finitos. O método de volumes finitos (Patankar; 1980; Maliska, 2004; Versteeg e Malalasekera, 1995; Fortuna, 2000), consiste em dividir o domínio de cálculo em um número finito de subdomínios de um volume de controle, tal que haja um volume de controle ao redor em cada ponto da malha. A discretização é feita integrando todos os termos das equações que descrevem o fenômeno no volume e tempo para cada volume de controle, usando, por exemplo, o sistema de interpolação upwind (Upstream Differencing Scheme) para os termos convectivos, que são nada mais que perfis lineares expressando a variação da grandeza de interesse entre os pontos de malha, e que são usados para avaliar as grandezas nas interfaces dos volumes requeridas. O resultado e as equações discretizadas contendo os valores de grandeza de interesse para o grupo de pontos da malha.

A característica importante desta formulação é que solução resultante implica que a conservação das quantidades de interesse é satisfeita em qualquer campo de volume de controle e, conseqüentemente o domínio em estudo. Então, as equações diferenciais que regem o problema físico podem ser representadas por um sistema de equações algébricas, representando os valores de ϕ (valor adimensional da temperatura) em cada ponto nodal.

2.4.2 A malha numérica

A discretização das equações deve ser feita para uma malha de volumes que deve abranger todo o domínio de estudo. A complexidade das configurações, da geometria e da topologia dos escoamentos existentes, requerem métodos numéricos eficazes para modelagem dos mesmos. O desenvolvimento de ferramentas numéricas eficientes são necessárias para se fazer estudo de fluxos monofásicos, bifásicos ou multifásicos. As principais vantagens de utilizar malhas cartesianas são a simplicidade na realização de balanço e a solução dos sistemas lineares resultantes. Nas geometrias de maior complexidade, existem pontos negativos, principalmente na grande dificuldade para se modelar de acordo com a conveniência do problema proposto. Em caso de geometrias complexas, pode-se utilizar um sistema de coordenadas generalizadas.

Qualquer geometria física tridimensional complexa, definida num sistema coordenado cartesiano, pode ser mapeada numa geometria regular no sistema de coordenadas generalizadas. A geometria irregular, definida no plano físico, pode mudar de forma sem que seja alterada sua

representação no plano transformado, e um programa computacional poderá ser desenvolvido para uma geometria fixa nesse plano. A alteração da geometria do plano físico não acarreta mudanças no programa computacional.

A escolha da malha está diretamente associada pelo desempenho e precisão dos resultados da simulação. Estes resultados estão relacionados com o formato e tamanho dos elementos. Podendo ser do tipo estruturadas ou não-estruturadas. A Figura 2.15 ilustra o tipo de malha estruturada.

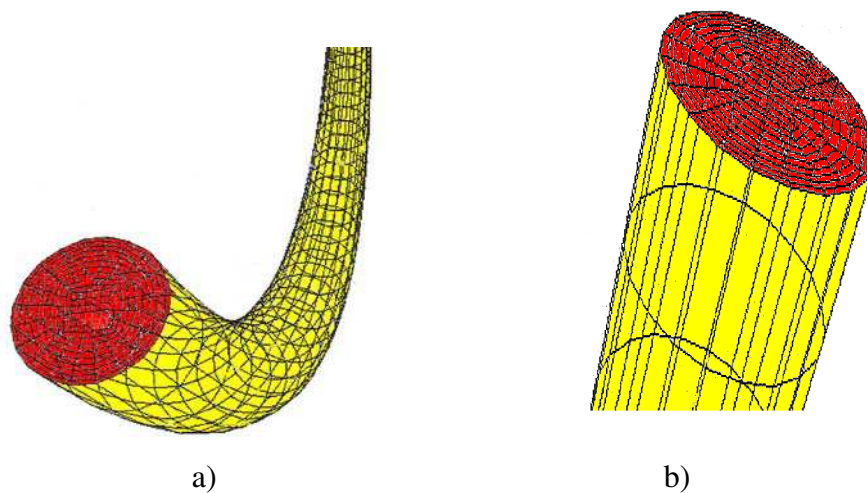


Figura 2.15: Ilustração da entrada (a) e saída (b) do duto provido de malha estruturada.

Estão a favor das malhas estruturadas a grande facilidade de geração associativa e o alto grau intuitivo dos algoritmos numéricos utilizados na resolução de problemas que envolvem CFD e que usam este tipo de malha. Entretanto a adaptação das malhas não-estruturadas em geometrias mais complexas é substancialmente melhor devido à variedade de suas células. Podem-se citar inúmeros exemplos que fazem comparação entre as malhas estruturadas e as malhas não estruturadas os quais possuem referências que podem ser encontradas em Maliska (2004), Ferziger e Péric (2002) e Lohner (2001).

As malhas estruturadas apresentam uma conectividade regular, o que significa que todos os seus pontos não internos têm o mesmo número de vizinhos. Uma malha estruturada, ao contrário de uma malha não-estruturada, pode ser definida pelo número e distância entre os nós em cada uma das dimensões do espaço. Para domínios simples, malhas estruturadas são preferidas (Cavendish, 1974). A quantidade de elementos de uma malha influencia no custo do algoritmo

de simulação, ou seja, quanto mais elementos, mais onerosa a simulação Berg *et al.* (1997). Portanto, a malha deve ser refinada somente onde seja necessário.

As malhas não-estruturadas são cada vez mais utilizadas na modelagem numérica de problemas de fenômenos de transporte, devido a sua flexibilidade na discretização de geometrias complexas.

As malhas não-estruturadas tornaram-se o foco de uma quantidade considerável de pesquisas, envolvendo a modelagem de problemas de fenômeno de transporte. As malhas não-estruturadas, em geral, formadas por um arranjo de triângulos e tetraedros, em duas e três dimensões, respectivamente apresentam grande flexibilidade para discretizar geometrias complexas, e permitem adensar a malha somente em regiões de interesse, sem a necessidade de se modificar toda a malha. Além disso, vários avanços foram realizados na construção de algoritmos mais eficientes para a construção de malhas não-estruturadas bi e tridimensionais (Mavriplis, 1997).

A Figura 2.16 a seguir mostra o volume de controle de uma malha não-estruturada: (a) centrado na célula; (b) centrado no vértice.

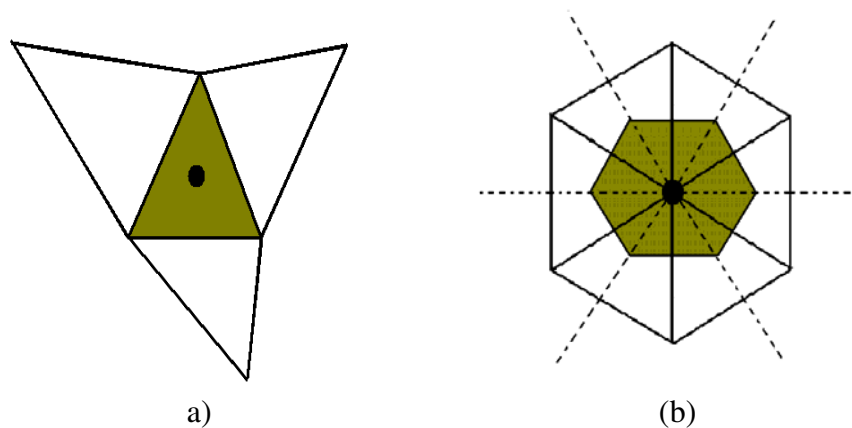


Figura 2.16: Ilustração de volume de controle centrado na célula (a) e no vértice (b).

Fonte: Mavriplis (1997).

CAPÍTULO 3

MODELAGEM MATEMÁTICA

3.1 Modelagem matemática para escoamento multifásico

Existem, na literatura, diversas classificações para modelos de escoamentos multifásicos. São utilizados com mais frequência as abordagens Euleriana-Euleriana e Euleriana-Lagrangeana. Estas classificações são consideradas em relação às fases dispersas. Na abordagem Euleriana-Euleriana tanto a fase contínua quanto dispersa são consideradas como meios contínuos. Na abordagem Euleriana-Lagrangeana ou Lagrangeana, resolve-se uma equação da conservação da quantidade de movimento para cada partícula, em um sistema de referência que se movimenta com a partícula. Evidentemente, esta abordagem restringe-se apenas a sistemas dispersos.

Essas divisões existem a partir da consideração de campos de velocidade. As abordagens Euleriana-Euleriana levam em consideração velocidades diferentes para as fases, enquanto que o modelo homogêneo considera um campo de velocidade representativo da velocidade média da mistura multifásica (Vegini *et al.*, 2005)

Os modelos eulerianos do contínuo ou de dois ou mais fluidos são corretamente considerados a escolha mais prática (Ropelato *et al.*, 2005).

A abordagem Euleriana-Lagrangeana, resolve um sistema de equações de conservação (massa, quantidade de movimento, energia) para a fase contínua e, com os campos de velocidades desta fase, são calculadas as trajetórias das partículas que compõe a fase dispersa. A limitação deste modelo é que este é restrito a escoamentos dispersos, e com baixas frações volumétricas das fases dispersas, já que são necessárias tantas equações quanto o número de partículas presentes no domínio. Ainda para baixas frações volumétricas, o número de partículas será muito grande, e isto inviabiliza a utilização desse modelo. E também, esse modelo considera que as partículas são pontuais, ou seja, sem volume, de forma que, quando o tamanho das partículas é grande, como em escoamento de bolhas, este modelo perde validade (Paladino, 2005).

Os modelos Euleriano-Euleriano e o Euleriano-Lagrangeano fazem parte do software CFX e estão entre os modelos de fluxo do CFX solver.

3.1.1 Modelagem do escoamento multifásico (modelo multi-fluido)

No modelo multi-fluido, há um campo de solução para cada fase separadamente. Neste modelo, duas fases podem ter campo de velocidade e pressão diferentes, havendo uma tendência para os campos se igualarem.

Nesta pesquisa, o modelo matemático usado para descrever o fluxo multifásico é o modelo Euleriano-Euleriano não-homogêneo (Teoria CFX Solver, 2005). Neste caso, as equações governantes são:

a) Equação da continuidade

$$\frac{\partial}{\partial t}(r_{\alpha}\rho_{\alpha}) + \nabla \cdot (r_{\alpha}\rho_{\alpha}\vec{U}_{\alpha}) = S_{MS\alpha} + \sum_{\beta=1}^{N_p} (\Gamma_{\alpha\beta}) \quad (3.1)$$

sendo, α e β as fases envolvidas; r_{α} é a fração volumétrica da fase α ; ρ_{α} é a densidade da fase α ; \vec{U}_{α} é o vetor velocidade da fase α ; N_p é o número de fases; $S_{MS\alpha}$ descreve as fontes de massa

especifica usadas, e $\Gamma_{\alpha\beta}$ representa a taxa do fluxo de massa por unidade de volume transferida da fase β para a fase α . Este termo só será usado se houver transferência de massa na interfase.

b) Equação do momento linear

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha) + \nabla \cdot [r_\alpha (\rho_\alpha \vec{U}_\alpha \otimes \vec{U}_\alpha)] = -r_\alpha \nabla p_\alpha + \nabla \cdot \left\{ r_\alpha \mu_\alpha \left[\nabla \vec{U}_\alpha + (\nabla \vec{U}_\alpha)^T \right] \right\} + \\ + \sum_{\beta=1}^{N_p} (\Gamma_{\alpha\beta}^+ \vec{U}_\beta - \Gamma_{\beta\alpha}^+ \vec{U}_\alpha) + S_{M_\alpha} + \vec{M}_\alpha \end{aligned} \quad (3.2)$$

onde μ_α é a viscosidade dinâmica da fase α ; S_{M_α} descreve fontes de impulso devido a forças de corpo externas, M_α descreve as forças interfaciais que agem na fase α devido à presença de outras fases. O termo $(\Gamma_{\alpha\beta}^+ U_\beta - \Gamma_{\beta\alpha}^+ U_\alpha)$ representa transferência de impulso induzida pela transferência de massa na interfase.

A transferência de momento interfacial, $M_{\alpha\beta}$, é consequência das forças interfaciais em cada fase α devido à interação com outra fase β . A força total na fase α devido à interação com outras fases é denotada M_α (presente na Equação 3.2) e dada por:

$$M_\alpha = \sum_{\beta \neq \alpha} M_{\alpha\beta} \quad (3.3)$$

Note que as forças interfaciais entre duas fases são iguais e opostas, de modo que a soma das forças interfaciais é zero:

$$(M_{\alpha\beta} = -M_{\beta\alpha}) \Rightarrow \sum_\alpha M_\alpha = 0 \quad (3.4)$$

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

$$M_{\alpha\beta} = M_{\alpha\beta}^D + M_{\alpha\beta}^L + M_{\alpha\beta}^{LUB} + M_{\alpha\beta}^{VM} + M_{\alpha\beta}^{TD} + M_S + \dots \quad (3.5)$$

As forças indicadas acima respectivamente representam a força de arraste, força de elevação, força de lubrificação de parede, força de massa virtual, força de dispersão turbulenta e força de pressão de sólidos.

A fração volumétrica da fase α denotada por r_α e definida pela relação entre o volume v_α ocupado pela fase α em um pequeno volume v definido. Assim pode-se escrever:

$$r_\alpha = \frac{v_\alpha}{v} \quad (3.6)$$

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 estiver na fase sozinho, ou seja, massa de α por unidade de volume de α . A densidade efetiva é definida como:

$$\bar{\rho}_\alpha = r_\alpha \rho_\alpha \quad (3.7)$$

E representa a massa atual por unidade de volume da fase α , determinando que a fase α ocupa apenas uma fração de volume, ou seja, a massa de α por unidade de volume de todo o fluido. A densidade da mistura é determinada por:

$$\rho_m = \sum_\alpha r_\alpha \rho_\alpha \quad (3.8)$$

c) Equação da energia

$$\frac{\partial}{\partial t}(r_\alpha \rho h_\alpha) + \nabla \cdot [r_\alpha (\rho_\alpha \vec{U}_\alpha h_\alpha - \lambda_\alpha \nabla T_\alpha)] = \sum_{\rho=1}^{N_p} (\Gamma_{\alpha\beta}^+ h_{\beta s} - \Gamma_{\beta\alpha}^+ h_{\alpha s}) + Q_\alpha + S_\alpha \quad (3.9)$$

sendo $h_\alpha, \lambda_\alpha, T_\alpha$, respectivamente, a entalpia estática, a condutividade térmica da fase α e a temperatura da fase α ; S_α é o termo que descreve a fonte de transferência de calor externa; Q_α

denota a transferência de calor para a fase α que atravessa a interface de outras fases. O termo $(\Gamma_{\alpha\beta}^+ h_{\beta s} - \Gamma_{\beta\alpha}^+ h_{\alpha s})$ representa a transferência de calor induzida pela transferência de massa.

A soma das frações é unitária:

$$\sum_{\alpha=1}^{N_p} r_{\alpha} = 1 \quad (3.10)$$

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

$$\sum_{\alpha} \frac{1}{\rho_{\alpha}} \left[\frac{\partial \rho_{\alpha}}{\partial t} + \nabla \cdot (r_{\alpha} \rho_{\alpha} \vec{U}_{\alpha}) \right] = \sum_{\alpha} \frac{1}{\rho_{\alpha}} \left[S_{MS_{\alpha}} + \sum_{\beta=1}^{N_p} \Gamma_{\alpha\beta} \right] \quad (3.11)$$

Do mesmo modo o campo de pressão é usado para as fases da forma a seguir:

$$p_{\alpha} = p_i = p \quad 2 \leq \alpha \leq N_p \quad (3.12)$$

A pressão total numa simulação multifásica é definida como

$$P_{tot} = P_{stat} + \sum_{\alpha} \frac{1}{2} r_{\alpha} \rho_{\alpha} \left| \overline{U}_{\alpha} \right|^2 \quad (3.13)$$

A transferência de momentum, calor e massa é diretamente dependente na área da superfície de contato entre as duas fases. Estes são caracterizados pela área interfacial por unidade de volume entre as fases α e β , $A_{\alpha\beta}$. A ordem para os termos específicos das fases ($\alpha\beta$ ou $\beta\alpha$) é necessária para especificar a área interfacial por unidade de volume e o coeficiente de transferência de calor global.

O modelo de partícula para transferência interfacial entre duas fases assume que uma das fases é contínua (fase α) e a outra é dispersa (fase β). A área superficial por unidade de volume existente é calculada assumindo-se que a fase β está presente como partículas esféricas de diâmetro médio d_{β} . Usando-se este modelo, a interfase da área de contato é:

$$A_{\alpha\beta} = \frac{6r_{\beta}}{d_{\beta}} \quad (3.14)$$

O coeficiente de transferência interfásico não-dimensional está correlacionado com o número de Reynolds das partículas e o número de Prandtl para fluido. Estes são definidos usando-se o diâmetro médio da partícula e as propriedades das fases contínuas, como segue:

$$\text{Re}_{\alpha\beta} = \frac{\rho_{\alpha} |\vec{U}_{\beta} - \vec{U}_{\alpha}| d_{\beta}}{\mu_{\alpha}} \quad (3.15)$$

$$\text{Pr}_{\alpha\beta} = \frac{\mu_{\alpha} c_{p_{\alpha}}}{\lambda_{\alpha}} \quad (3.16)$$

sendo μ_{α} , $c_{p_{\alpha}}$ e λ_{α} respectivamente, a viscosidade, a capacidade de calor específico e a condutividade térmica da fase contínua α .

A forma geral seguinte é usada para representar a força de arraste da fase α sobre a fase β .

$$\vec{M}_{\alpha} = C_{\alpha\beta}^{(d)} (\vec{U}_{\beta} - \vec{U}_{\alpha}) \quad (3.17)$$

Nota-se que, nesta equação, $c_{\alpha\alpha}=0$ e $c_{\alpha\beta}=c_{\beta\alpha}$. Conseqüentemente o somatório de todas as fases de todos os termos de transferência na interface é zero. A forma implementada no ANSYS CFX para descrever $C_{\alpha\beta}^{(d)}$ é dada por:

$$C_{\alpha\beta}^{(d)} = \frac{C_D}{8} A_{\alpha\beta} \rho_{\alpha} |\vec{U}_{\alpha} - \vec{U}_{\beta}| \quad (3.18)$$

onde C_D é o coeficiente de arraste, ρ é a densidade do fluido, \vec{U} é velocidade e A é a área do corpo na direção de fluxo.

A transferência de calor na interface ocorre devido ao não-equilíbrio térmico transversal na interface entre as fases. A transferência de calor por unidade de volume transferido para a fase α dá-se devido a interação com outras fases é dado através de:

$$Q_{\alpha} = \sum_{\beta \neq \alpha} Q_{\alpha\beta} \quad (3.19)$$

sendo:

$$Q_{\alpha\beta} = -Q_{\beta\alpha} \Rightarrow \sum_{\alpha} Q_{\alpha} = 0 \quad (3.20)$$

A transferência de calor transversal na fronteira de uma fase é usualmente descrita em termos de um coeficiente de transferência de calor global, $\bar{h}_{\alpha\beta}$, ele representa a quantidade de energia térmica que a atravessa uma unidade de área por uma unidade de tempo por unidade de diferença de temperatura entre as fases. Portanto, a taxa de transferência de calor, $Q_{\alpha\beta}$, que atravessa a fronteira da área interfacial $A_{\alpha\beta}$ por unidade de tempo por unidade de volume, através da fase β para fase α , é dada por:

$$Q_{\alpha\beta} = \bar{h}_{\alpha\beta} A_{\alpha\beta} (T_{\beta} - T_{\alpha}) \quad (3.21)$$

Estas equações podem ser escritas de forma análoga para transferência de momento linear, como a seguir:

$$Q_{\alpha\beta} = c_{\alpha\beta}^{(h)} (T_{\beta} - T_{\alpha}) \quad (3.22)$$

sendo o coeficiente de transferência de calor volumétrico, $c_{\alpha\beta}^{(h)}$, é modelado usando-se a correlação descrita abaixo.

Para o modelo de partícula, o coeficiente de transferência volumétrico é modelado como:

$$c_{\alpha\beta}^{(h)} = \bar{h}_{\alpha\beta} A_{\alpha\beta} \quad (3.23)$$

É conveniente muitas vezes expressar o coeficiente de transferência de calor em termos de uma dimensão e do número de Nusselt, como segue:

$$\bar{h} = \frac{\lambda Nu}{d} \quad (3.24)$$

No modelo de partícula, o termo de condutividade λ é tomado como sendo o termo de condutividade térmica da fase contínua, e o tamanho da escala d é dado pelo diâmetro médio da fase dispersa, assim pode-se escrever:

$$\bar{h}_{\alpha\beta} = \frac{\lambda_{\alpha} Nu_{\alpha\beta}}{d_{\beta}} \quad (3.25)$$

Para as partículas de um fluido Newtoniano incompressível em movimento, o número de Nusselt é escrito em função do número de Reynolds de partícula e o número de Prandtl do fluido circundante.

Para se obter o coeficiente de transferência de calor, usa-se, por exemplo, a correlação RANZ-MARSHALL, dada por:

$$Nu = 2 + 0,6 Re^{0,5} Pr^{0,3} \quad 0 \leq Re \leq 200 \quad 0 \leq Pr \leq 250 \quad (3.26)$$

Neste trabalho assumiram-se as seguintes considerações:

- escoamento trifásico (óleo-gás-água);
- escoamento tri-dimensional e em regime permanente;
- Fluxo laminar;
- escoamento incompressível;
- escoamento não-isotérmico;
- fluido Newtoniano;
- propriedades termofísicas constantes.

Além disso, nenhuma transferência de massa entre fases e efeitos gravitacionais foram considerados. Como força interfacial considerou-se apenas a força de arraste. Mesmos sabendo da importância dos efeitos gravitacionais no problema físico em análise, estes efeitos gravitacionais, foram desconsiderados tendo em vista que não foi possível obter convergência numérica ao considerar este termo no solver do CFX. Tendo em vista a não disponibilidade de uma equação matemática que relacionasse a viscosidade do óleo com a temperatura, todas as propriedades forem consideradas constantes.

As seguintes condições de contorno foram usadas:

- $u = v = 0$ e $w = w_\alpha$ em $z=0$ para $\forall (x,y)$ na entrada do duto para todas as fases;
- $u = v = w = 0$ para $\forall (x,y)/x^2+y^2 = R^2$
- Condição de contorno parabólica na saída do duto;
- Na entrada, $z = 0, T_o = T_g = T_a = 320K$;
- Nas paredes da catenária, $T = 280K$.

Neste trabalho, vários casos foram estudados, utilizando o software CFX-3D. As Tabelas 3.1 e 3.2 resumizam as propriedades dos fluidos e parâmetros de processo. O gás foi considerado como sendo o metano (CH_4) e a fase óleo como sendo óleo pesado de alta viscosidade. Para a determinação do coeficiente de transferência de calor entre fases utilizou-se a correlação de Ranz Marshall. O coeficiente de arraste foi igual a 0,44.

Tabela 3.1: Propriedades físicas das fases usadas na simulação

| Fluido | Propriedade | Valor | Fonte |
|--------|-----------------------------------|--------------------------------------|---------------------------|
| Água | $\rho_a (kg / m^3)$ | 1000 | Incropera e DeWitt (2002) |
| | $\mu_a (N.s / m^2)$ | $1,0 \times 10^{-3}$ | Incropera e DeWitt (2002) |
| | $(c_p)_a (J / kgK)$ | 4181,7 | Incropera e DeWitt (2002) |
| | $k_a (W / mK)$ | 0,6069 | Incropera e DeWitt (2002) |
| | db_a (diâmetro da gota de água) | 8 mm | ----- |
| | Regime de fluxo para a água | Disperso | ----- |
| Gás | $\rho_g (kg / m^3)$ | 1,12 | Rohsenow et al. (1998) |
| | $\mu_g (N.s / m^2)$ | $1,78 \times 10^{-5}$ | Rohsenow et al. (1998) |
| | $(c_p)_g (J / kgK)$ | 2230 | Rohsenow et al. (1998) |
| | $k_g (W / mK)$ | 0,03388 | Rohsenow et al. (1998) |
| | db_g (diâmetro da bolha de gás) | 1 mm | ----- |
| | Regime de fluxo para o gás | Disperso | |
| Óleo | $\rho_o (kg / m^3)$ | 970 (casos 1, 2 e 4) 951 (caso 3) | Incropera e DeWitt (2002) |
| | $\mu_o (N.s / m^2)$ | 0,5 | Incropera e DeWitt (2002) |
| | $(c_p)_o (J / kgK)$ | 1800 | Incropera e DeWitt (2002) |
| | $k_o (W / mK)$ | 0,147 | Incropera e DeWitt (2002) |
| | Regime de fluxo para o óleo | Contínuo | |

Tabela 3.2: Casos estudados nesta pesquisa.

| Casos | Fração de volume das fases (r_α) | | | Velocidade de entrada (w_α) | | | Duto (tipo catenária) | |
|-------|---|------|-----|--------------------------------------|------------|-----------|-----------------------|--------------|
| | Óleo | Água | Gás | Óleo (m/s) | Água (m/s) | Gás (m/s) | Comprimento (m) | Diâmetro (m) |
| 1 | 1,0 | 0,0 | 0,0 | 0,065 | 0,065 | 0,065 | 10 | 0,15 |
| 2 | 0,7 | 0,2 | 0,1 | 0,065 | 0,065 | 0,065 | 10 | 0,15 |
| 3* | 0,5 | 0,3 | 0,2 | 0,065 | 0,065 | 0,065 | 10 | 0,15 |
| 4 | 0,7 | 0,2 | 0,1 | 0,065 | 0,065 | 0,065 | 10 | 0,15 |

*Densidade do óleo diferente conforme Tabela 3.1.

CAPITULO 4

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1 Malha numérica

Todo o trabalho foi desenvolvido no Laboratório Computacional de Térmica e Fluidos, da Unidade Acadêmica de Engenharia Mecânica do Centro de Ciências e Tecnologia, da Universidade Federal de Campina Grande. A máquina utilizada para a simulação do escoamento foi um Pentium 4 Dual Core 3.00 GHz, com 2048 MB RAM e 4 HD de 40 GB de alto desempenho.

A Tabela 4.1 a seguir ilustra detalhes da malha utilizada neste trabalho, assim como o número de elementos e quantidade de pontos nodais contidos na geometria em forma de catenária. O duto tem comprimento de 10 metros e 0,15 metros de diâmetro. O fato de se trabalhar com um duto de 10 m deu-se por limitações da capacidade dos computadores utilizados. Detalhes da construção da malha encontra-se no apêndice

Tabela 4.1: Ilustração de detalhes da malha utilizada.

| Tipo de Malha | Número de Elementos | Número de Nodos |
|-----------------|---------------------|-----------------|
| Não-Estruturada | 113625 | 117912 |

4.2 Resultados numéricos

Quatro (4) casos foram simulados, observando a influência de alguns dados importantes tais como: o comprimento do duto, a velocidade de entrada do gás, a fração volumétrica das fases e o diâmetro do duto.

4.2.1 Caso 1: Simulação do escoamento num duto de 10 m, velocidade igual para ambas as fases e fração de volume da fase gás igual a 10^{-5} : Caso similar a um escoamento monofásico.

Analisar-se-á o comportamento dos campos de pressão, velocidade, fração volumétrica e temperatura para um caso muito próximo do escoamento monofásico. Para isto foi tomado uma fração volumétrica muito pequena, próxima de zero, para as fases água e gás.

A Figura 4.1 descreve o campo de pressão ao longo do duto. Um ΔP de 492,09 Pa foi necessário para deslocar a mistura gás-óleo-água em todo o trecho do duto, sem considerar os efeitos da gravidade. Com relação à simulação, cuja velocidade de entrada era de 0,065 m/s e fração volumétrica para fase gasosa de 0,1, observa-se que o valor de ΔP foi superior. Isto ocorre devido a concentração absoluta e elevada viscosidade da fase óleo no interior do duto, elevando a pressão no interior do mesmo. Se fosse considerado um duto liso reto e escoamento laminar monofásico e completamente desenvolvido hidrodinamicamente, seria obtido um $\Delta P = 462,22$ Pa, obtido conforme reportado por Incropera e DeWitt (2003).

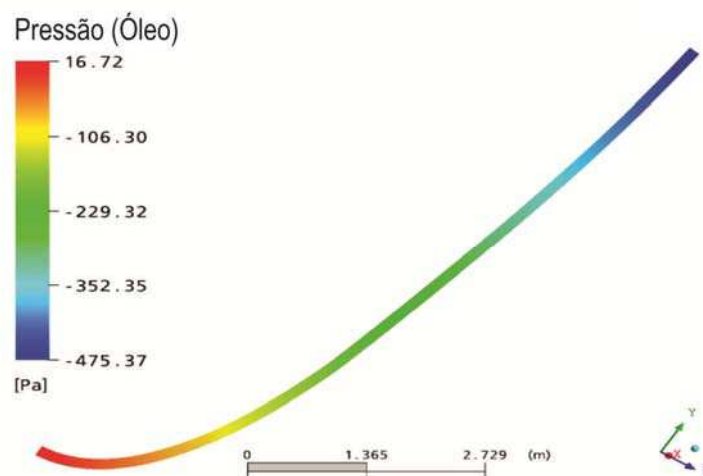


Figura 4.1: Distribuição de pressão do óleo numa catenária de 10 m de comprimento (Caso 1).

A Figura 4.2 ilustra o campo de temperatura da fase líquida (óleo). A temperatura é de 280 K na parede e eleva-se em direção ao centro do duto, onde atinge seu valor máximo. As Figuras 4.3 e 4.4 mostram a distribuição da fração de volume e de velocidade para a fase líquida (óleo).

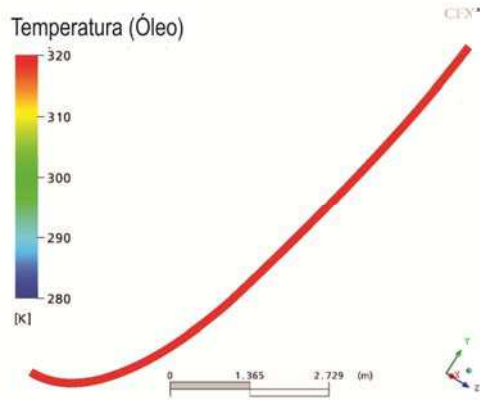


Figura 4.2: Distribuição de temperatura do óleo na catenária de 10 m de comprimento (Caso 1).

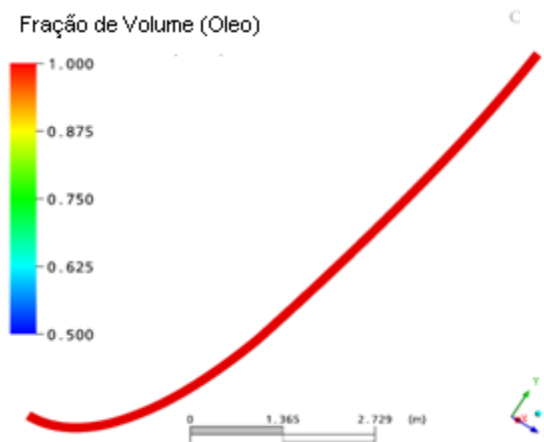


Figura 4.3: Distribuição da fração volumétrica do óleo na catenária de 10 m de comprimento (Caso 1).

Para validar a solução numérica para o caso monofásico (e com isto a malha numérica), resultados do perfil de velocidade e temperatura axial do óleo em $x = 5\text{m}$, são comparados com os resultados analíticos dado pelas equações 2.4 e 2.6, respectivamente. As Figuras 4.5 e 4.6 ilustram esta comparação para a velocidade e temperatura, respectivamente. Observam-se em ambos os casos uma excelente concordância entre os resultados.

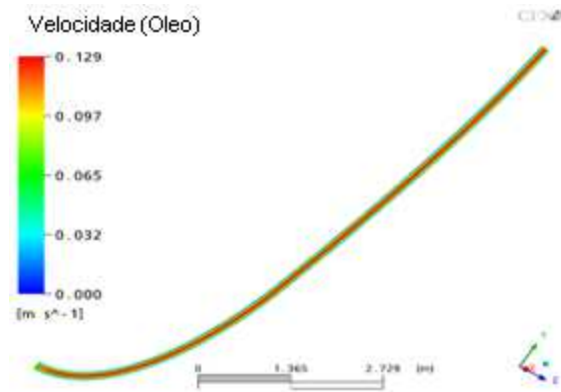


Figura 4.4: Distribuição de velocidade do óleo na catenária de 10 m de comprimento (Caso 1).

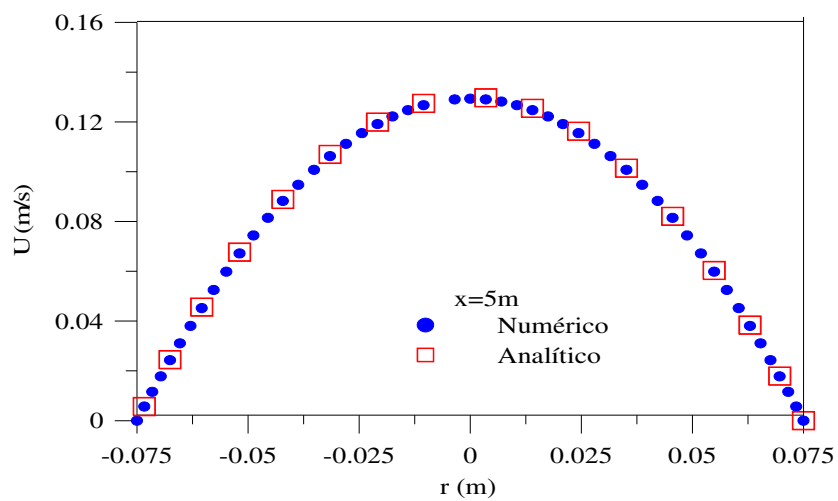


Figura 4.5: Comparação entre a velocidade axial do óleo no duto em $x = 5$ m, obtida analítica (Kakaç *et al.*, 1987) e numericamente (Caso 1).

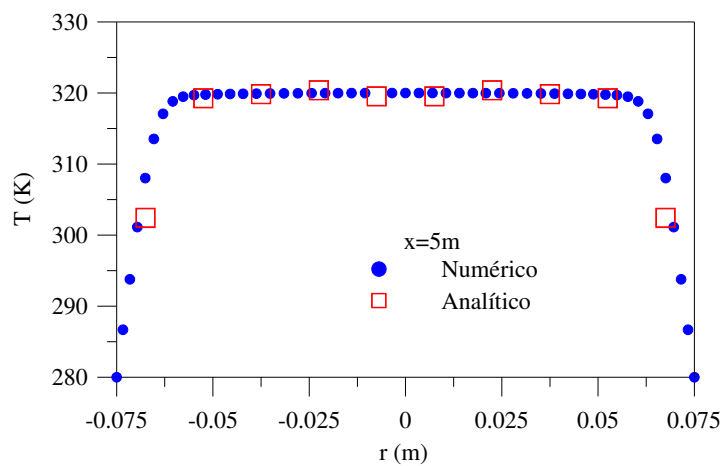


Figura 4.6: Comparação entre a temperatura do óleo em $x = 5$ m, obtida analítica (Kakaç *et al.*, 1987) e numericamente (Caso 1).

4.2.2 Caso 2: Simulação do escoamento num duto com 10 metros, velocidades iguais para ambas as fases e fração volumétrica da fase gasosa igual a 0,1.

Na Figura 4.7 que descreve o campo de pressão ao longo do duto verificou-se que a variação da pressão, $\Delta P = 207,00$ Pa, foi necessário para deslocar a mistura gás-óleo-água em todo o trecho do duto, sem considerar os efeitos da gravidade. Levando-se em consideração este efeito deve-se adicionar a este valor, ΔP equivalente.

Neste caso, os resultados obtidos ao longo do duto, estão de acordo com o previsto. Observam-se os mesmo gradientes de pressão para ambas as fases. Existe um decréscimo da pressão ao longo do duto, com uma pressão máxima na entrada do duto e mínima no final, conforme esperado. Os maiores gradientes de pressão estão próximos à entrada do duto decrescendo gradativamente devido ao atrito viscoso.

O tempo de CPU para este caso foi de $1,752 \times 10^5$ s (2 dias 40 minutos e 31 segundos), sendo realizadas 1000 iterações, com um fluxo de massa de 0,7646 kg/s, 0,2297 kg/s e $1,2865 \times 10^{-4}$ kg/s e para as fases óleo, água e gás, respectivamente.

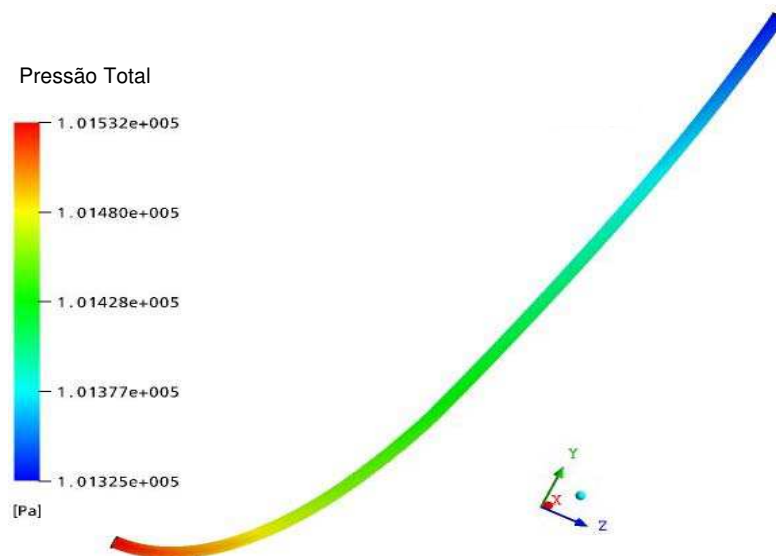


Figura 4.7: Distribuição de pressão do óleo, água e gás numa catenária de 10 metros de comprimento (Caso 2).

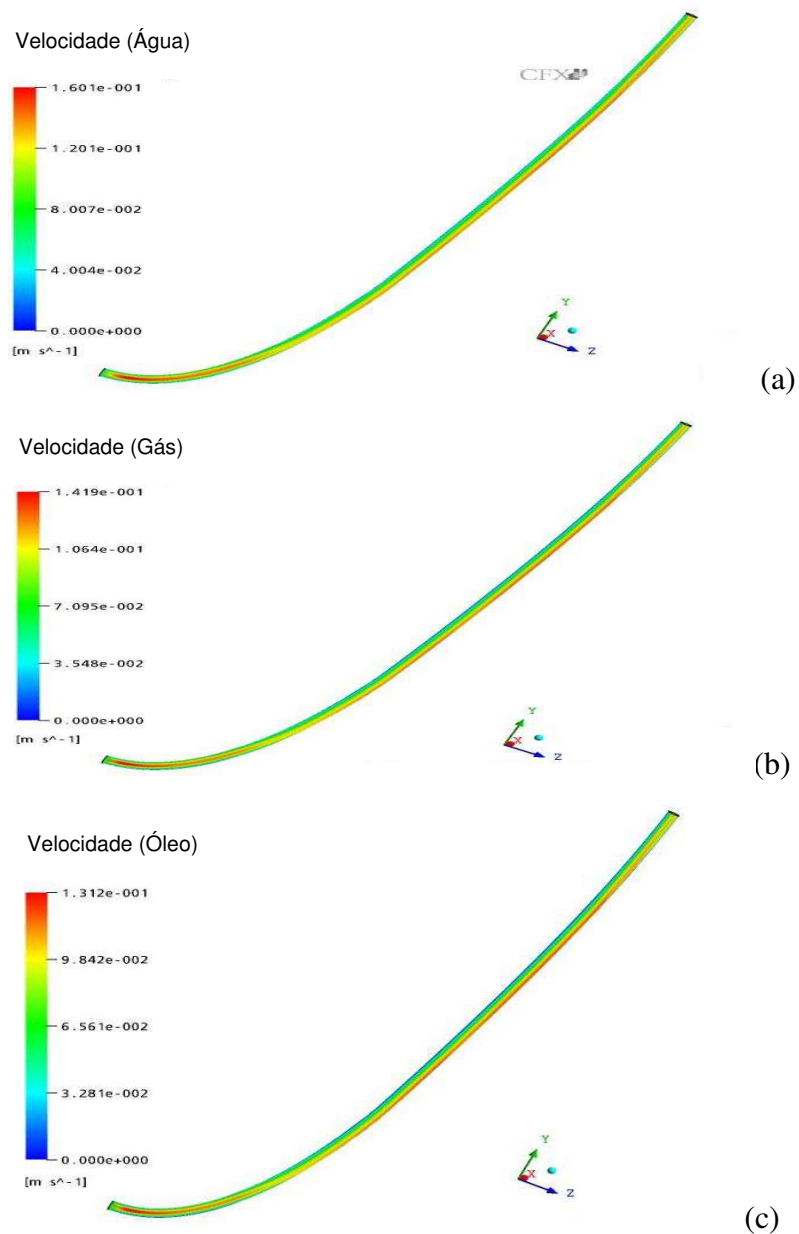


Figura 4.8: Distribuição de velocidade da água (a), gás (b) e óleo (c) ao longo da catenária de 10 metros (Caso 2).

As Figuras 4.9 a 4.13 ilustram o campo de velocidade das fases óleo, água e gás ao longo do duto e na região de entrada, respectivamente, onde se pode observar que a velocidade é zero na parede e vai aumentando em direção ao centro do duto. Devido à condição de não-escorregamento este efeito é transmitido a todas as camadas de fluido adjacentes, ocorrendo a formação de uma camada limite hidrodinâmica. Este aumento da velocidade no centro do duto à medida que o fluido escoar, já era esperado, pois para que haja conservação da massa, é necessário um aumento da velocidade na região central do duto, para manter a mesma massa

escoando (fluxo de massa). A velocidade do gás apresenta valores superiores à do óleo, concordando com o esperado.

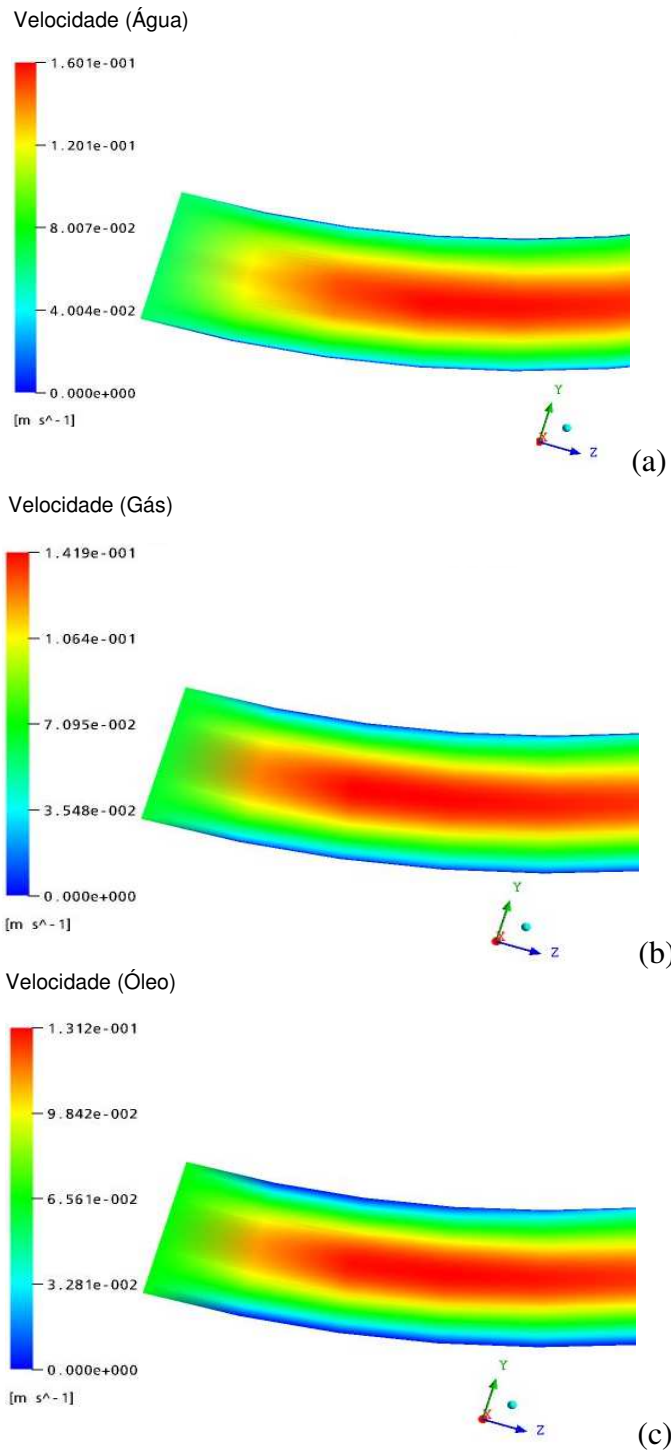


Figura 4.9: Distribuição de velocidade da água (a), gás (b) e óleo (c) na entrada da catenária de 10 metros (Caso 2).

Na Figura 4.10 (região intermediária do duto), e nas Figuras 4.11 e 4.12 (secção de saída do duto), verifica-se a formação de um perfil assimétrico de velocidade das fases presentes provocado pela curvatura do duto.

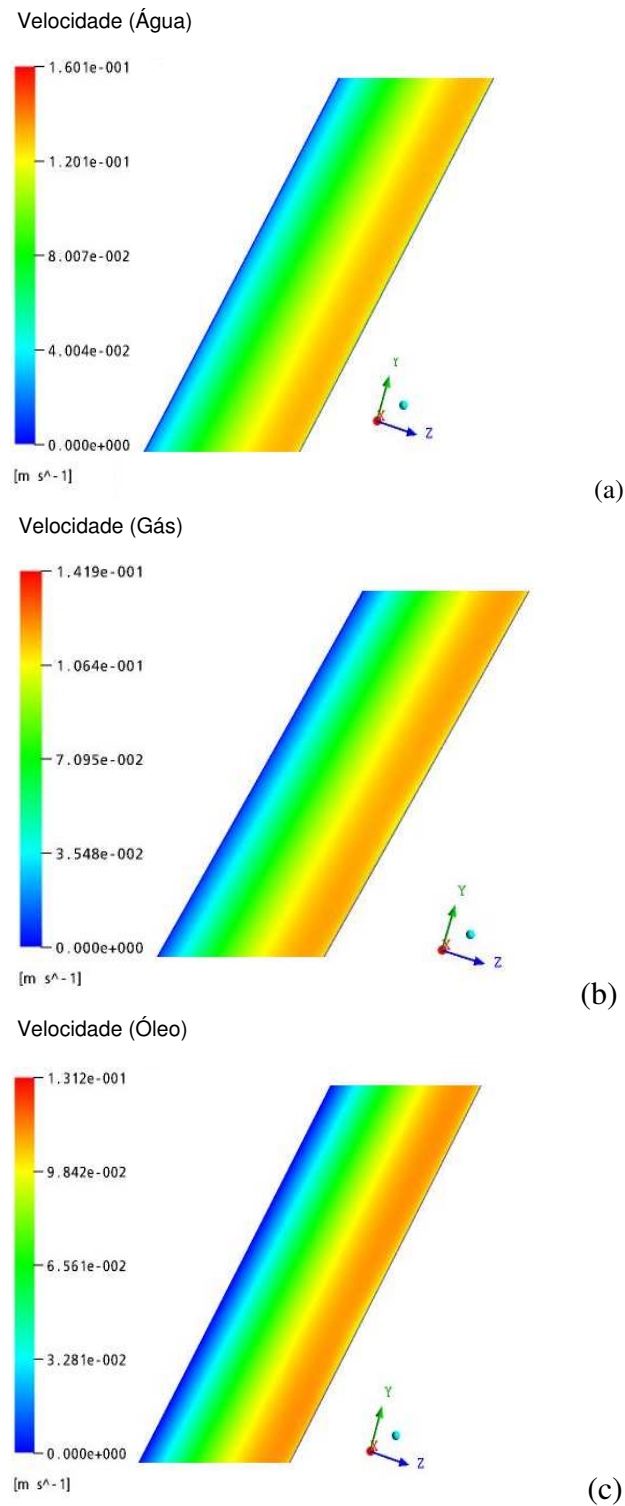
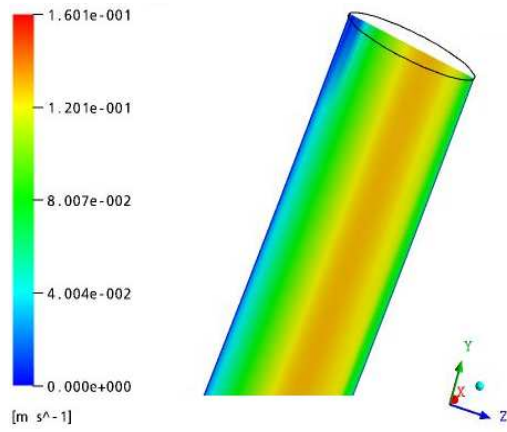


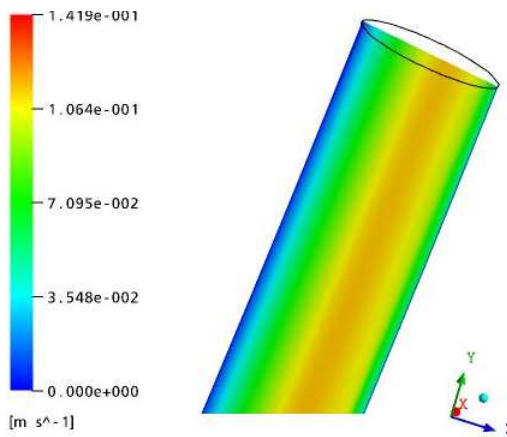
Figura 4.10: Distribuição de velocidade da água (a), gás (b) e óleo (c) na região intermediária da catenária de 10 metros (Caso 2).

Velocidade (Água)



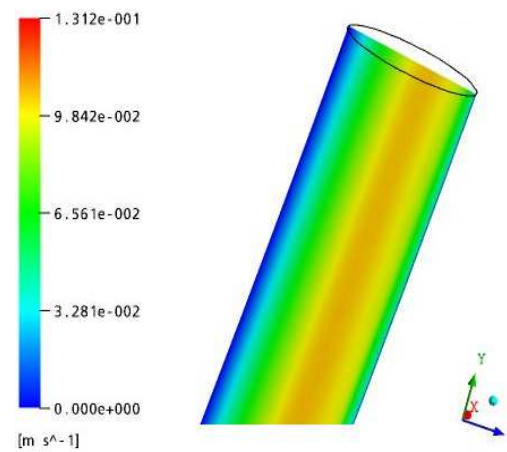
(a)

Velocidade (Gás)



(b)

Velocidade (Óleo)



(c)

Figura 4.11: Distribuição de velocidade da água (a), gás (b) e óleo (c) na saída da catenária de 10 metros (Caso 2).

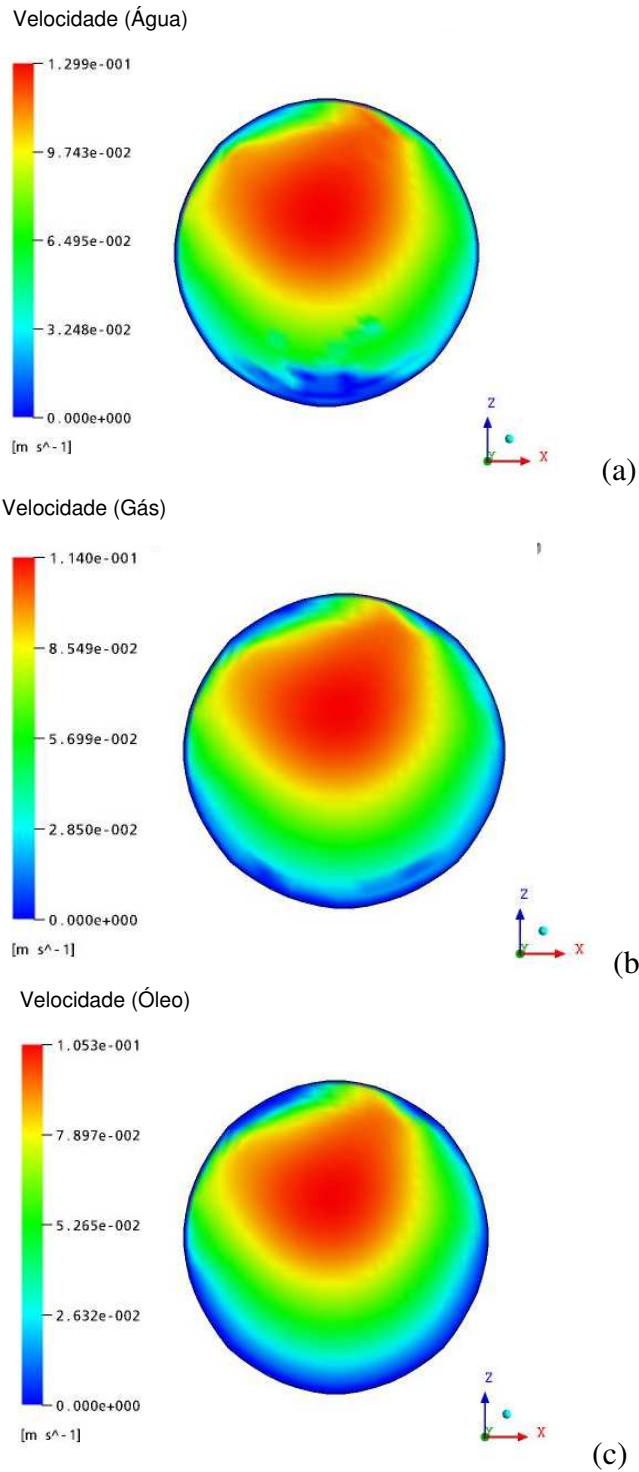


Figura 4.12: Distribuição de velocidade da água (a), gás (b) e óleo (c) na região de saída da catenária de 10 metros (Caso 2).

As Figuras 4.13-4.16 mostram a distribuição da fração de volume das respectivas fases óleo, água e gás. Foi adotada uma fração volumétrica de 0,1 para o gás e 0,2 para a fase água na entrada do duto (as fases gás e água estão dispersas em bolhas e a fase óleo está na forma contínua).

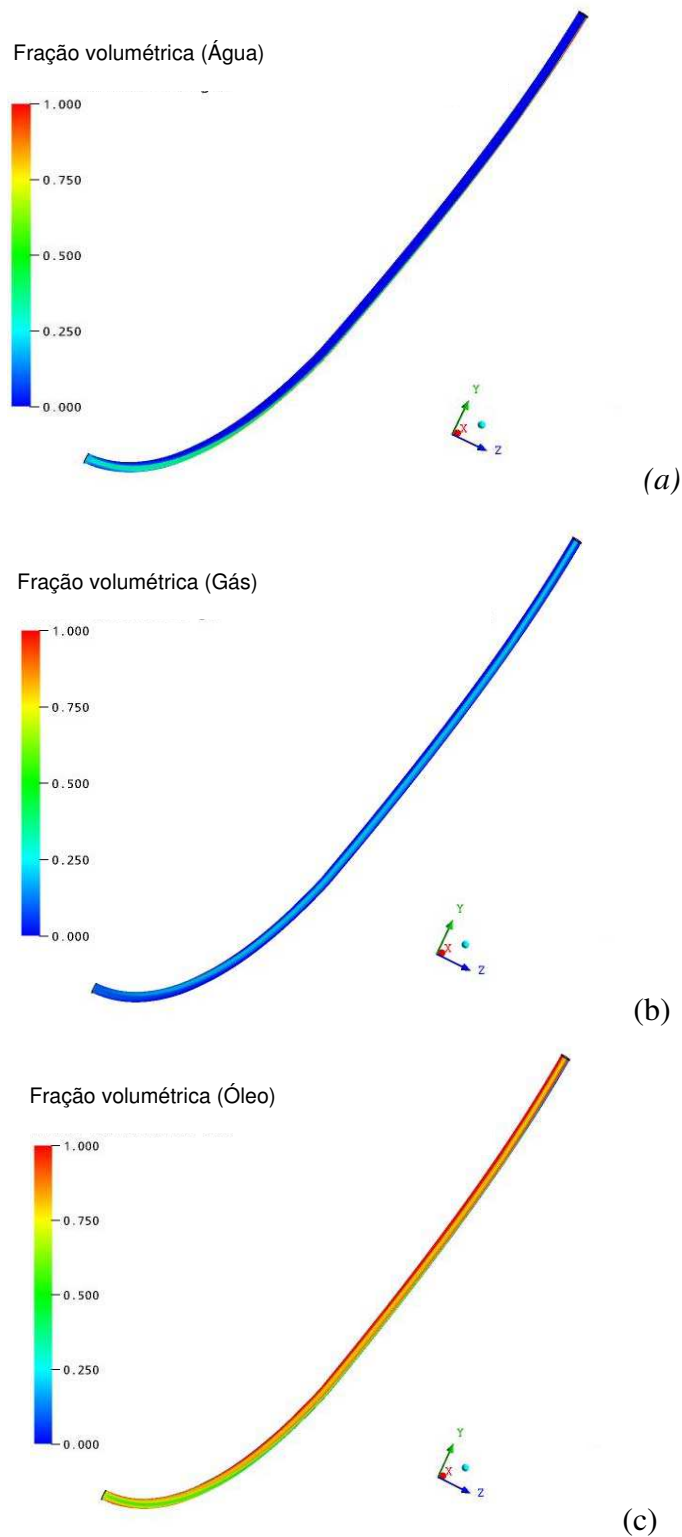


Figura 4.13: Fração de volume da água (a), gás (b) e óleo (c) na catenária de 10 metros (Caso 2).

Nas Figuras 4.14 a 4.16 observa-se a influência da curvatura do duto na distribuição das fases. Verifica-se que a fase líquida (água) (densidade mais elevada) tende a se chocar contra a parede na parte de baixo no interior do duto. Já a fase gasosa (menos densa) se concentra na

parte de cima no interior do duto, devido ao efeito da força centrífuga. Contudo, devido a baixa fração volumétrica desta fase e a alta fração volumétrica do óleo, esta tende a se concentrar mais pelo centro, disperso no óleo.

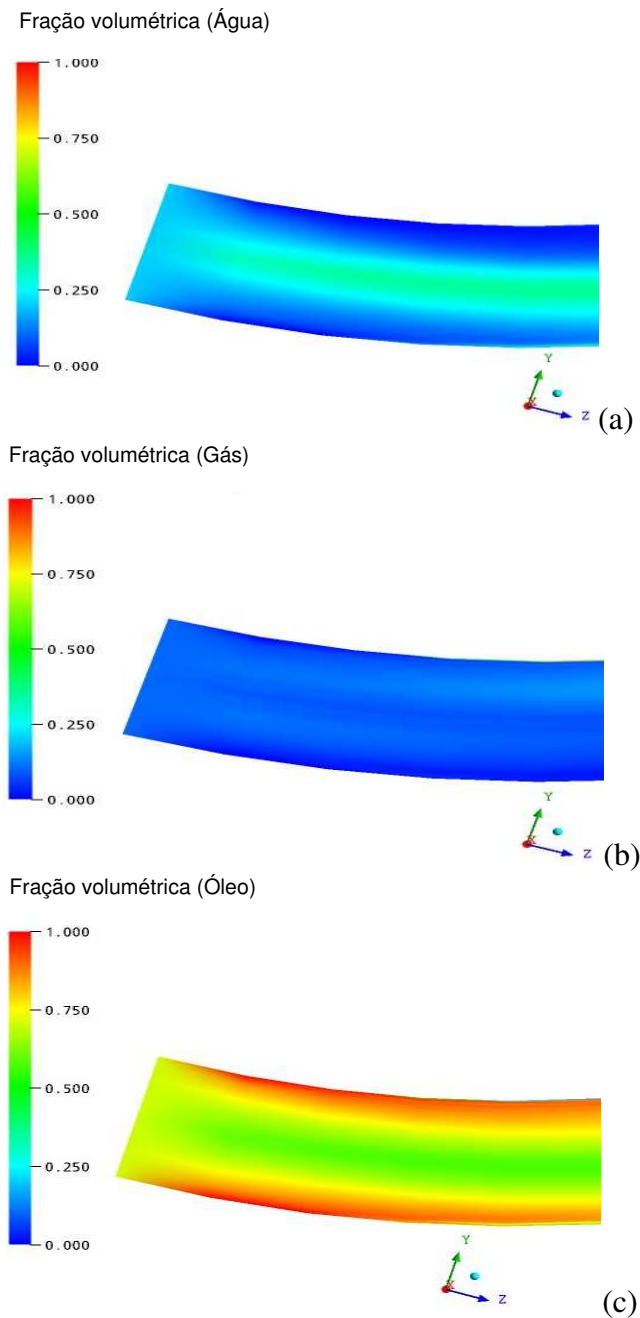


Figura 4.14: Fração de volume da água (a), gás (b) e óleo (c) na entrada da catenária de 10 metros (Caso 2).

A Figura 4.16 ilustra o campo de temperatura das fases óleo, água e gás. Verifica-se que a temperatura é de 280 K na parede e eleva-se em direção ao centro do duto, onde atinge seu valor máximo. Evidentemente, devido à transferência de calor para a parede do duto, a mistura de

fluidos vai se resfriando ao longo do escoamento, formando uma camada limite térmica (Kakaç et al., 1987). Observa-se também que devido a grande fração volumétrica do óleo, o campo de temperatura para todas as fases tende ao equilíbrio.

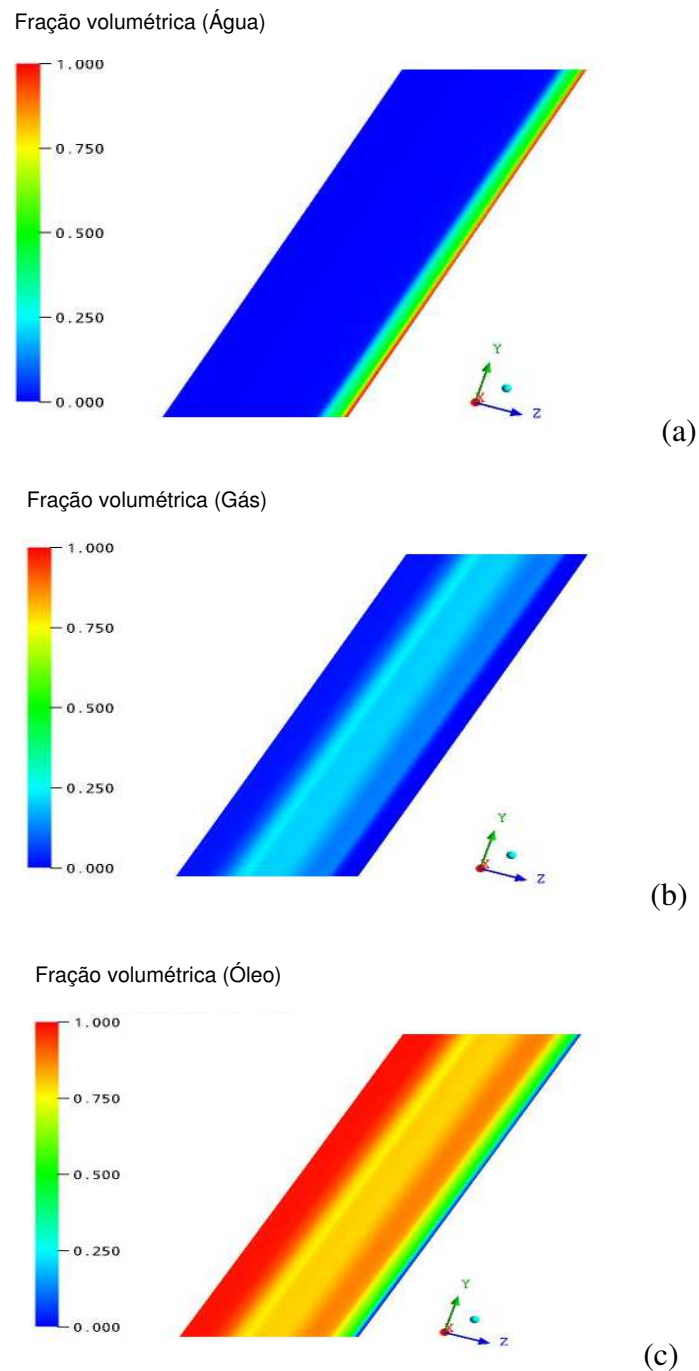


Figura 4.15: Fração de volume da água (a), gás (b) e óleo (c) na região intermediária da catenária de 10 metros (Caso 2).

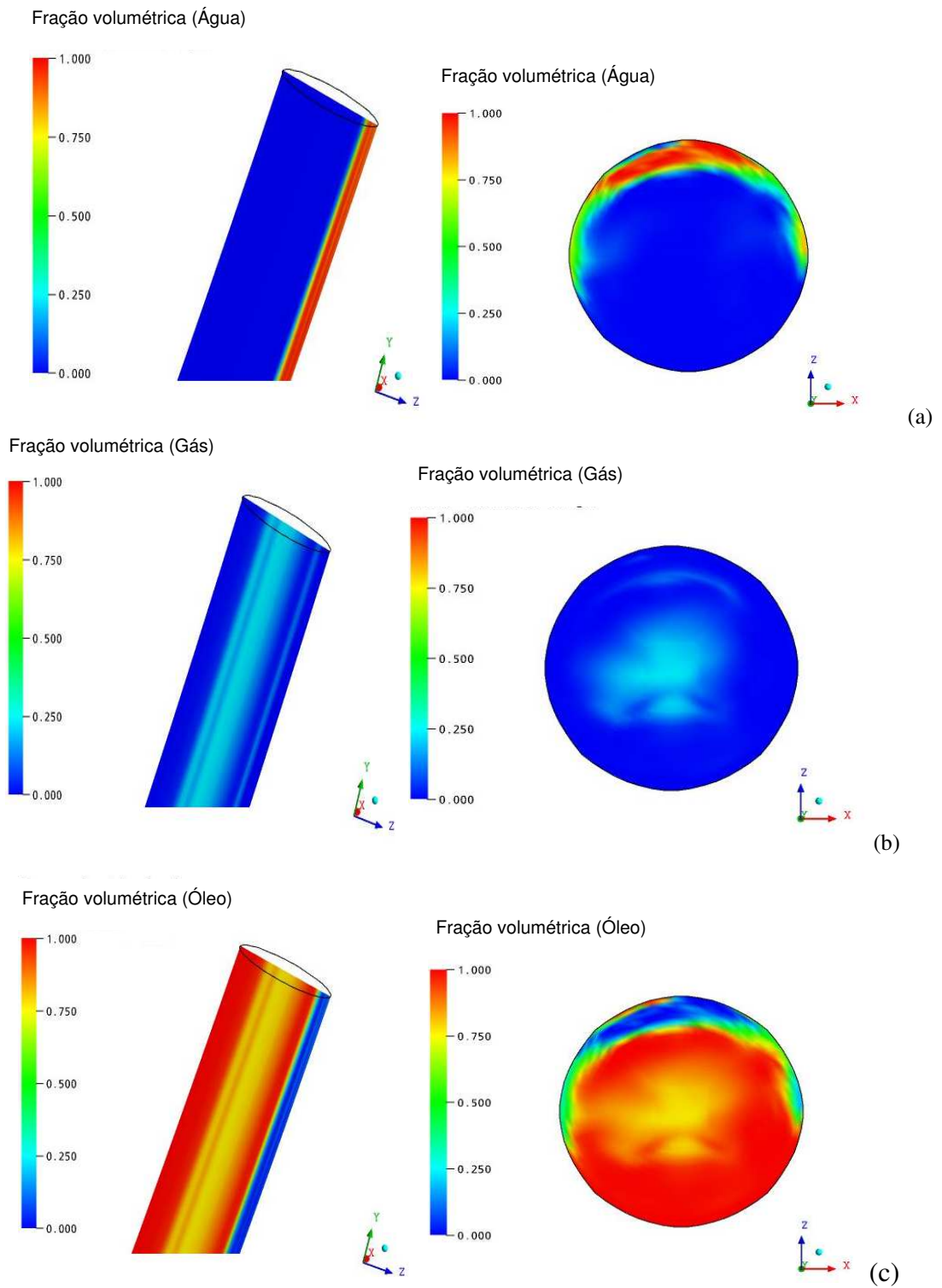


Figura 4.16: Fração de volume da água (a), gás (b) e óleo (c) na região de saída da catenária de 10 metros (Caso 2).

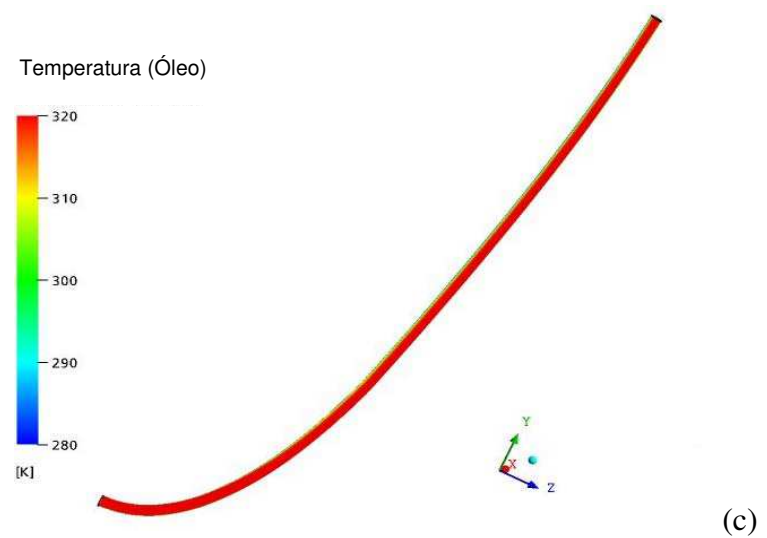
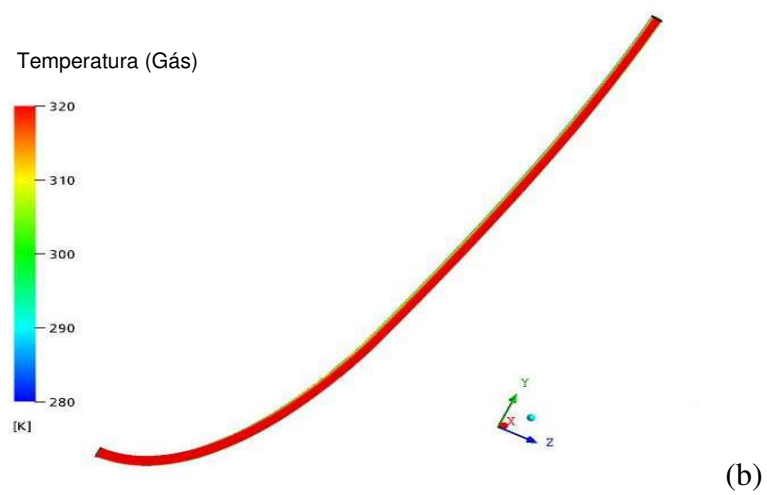
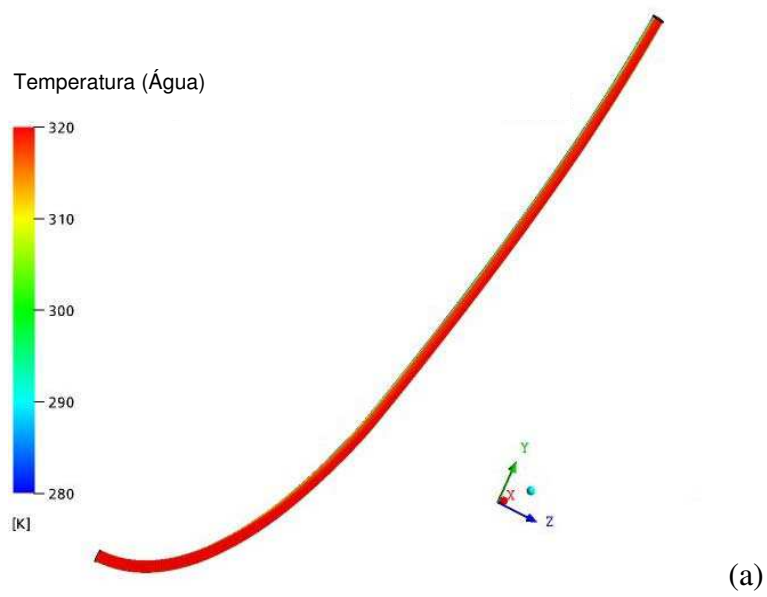


Figura 4.17: Distribuição de temperatura da água (a), gás (b) e óleo (c) na catenária de 10 metros (Caso 2)

Como visto na Figura 4.17 houve a formação de uma pequena região de entrada hidrodinâmica que, devido a existência de três fases, não se torna completamente desenvolvida. Sendo assim, o campo de temperatura na região de entrada, observado na Figura 4.18, se dá com perfil de velocidade ainda em desenvolvimento. Como o duto tem apenas 10 m de comprimento, observa-se que o escoamento ainda está muito longe de ser completamente desenvolvido térmica e hidrodinamicamente. As Figuras 4.18 a 4.20 ilustram a distribuição de temperatura nas regiões de entrada, intermediária e saída, e ao longo do duto, das fases presentes.

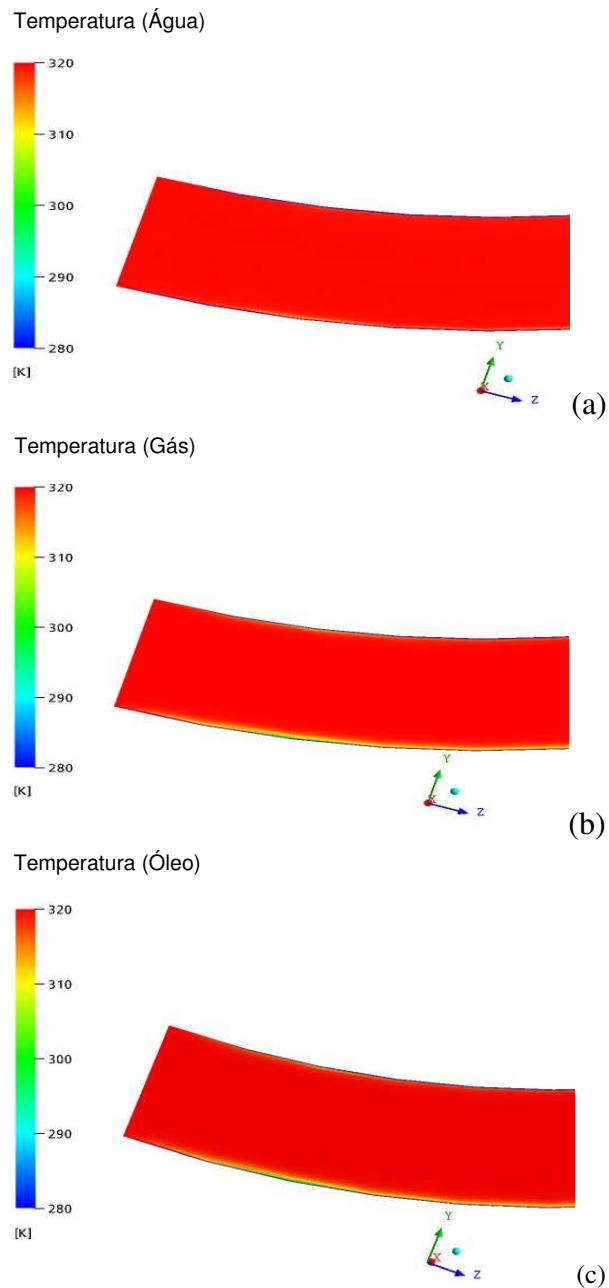
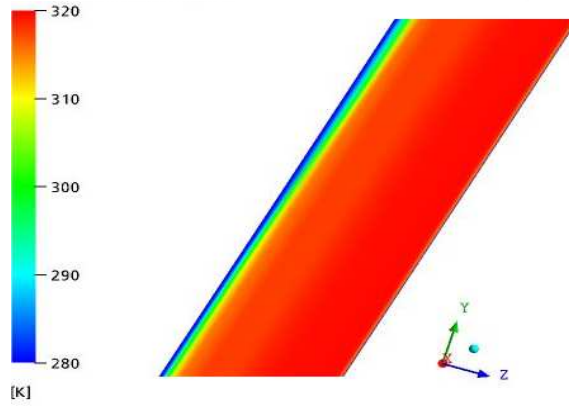


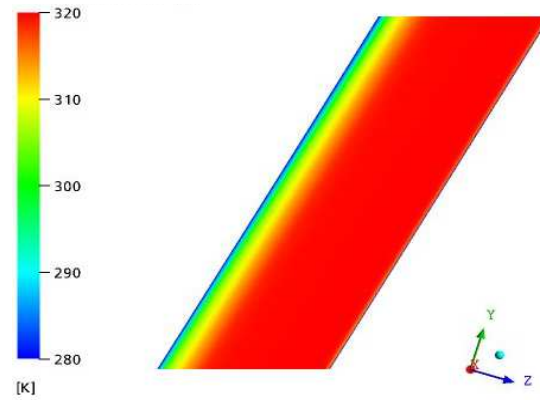
Figura 4.18: Distribuição de temperatura da água (a), gás (b) e óleo (c) na entrada da catenária de 10 metros (Caso 2).

Temperatura (Água)



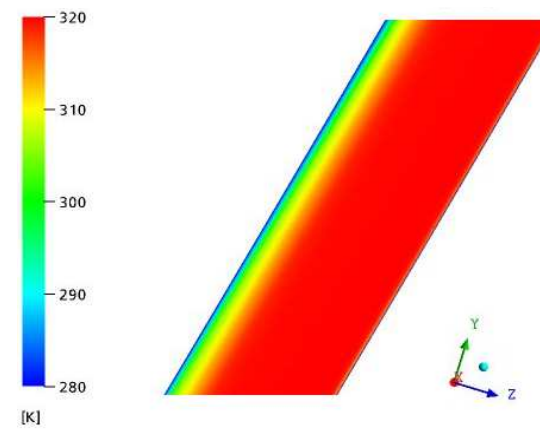
(a)

Temperatura (Gás)



(b)

Temperatura (Óleo)



(c)

Figura 4.19: Distribuição de temperatura da água (a), gás (b) e óleo (c) na região intermediária da catenária de 10 metros (Caso 2).

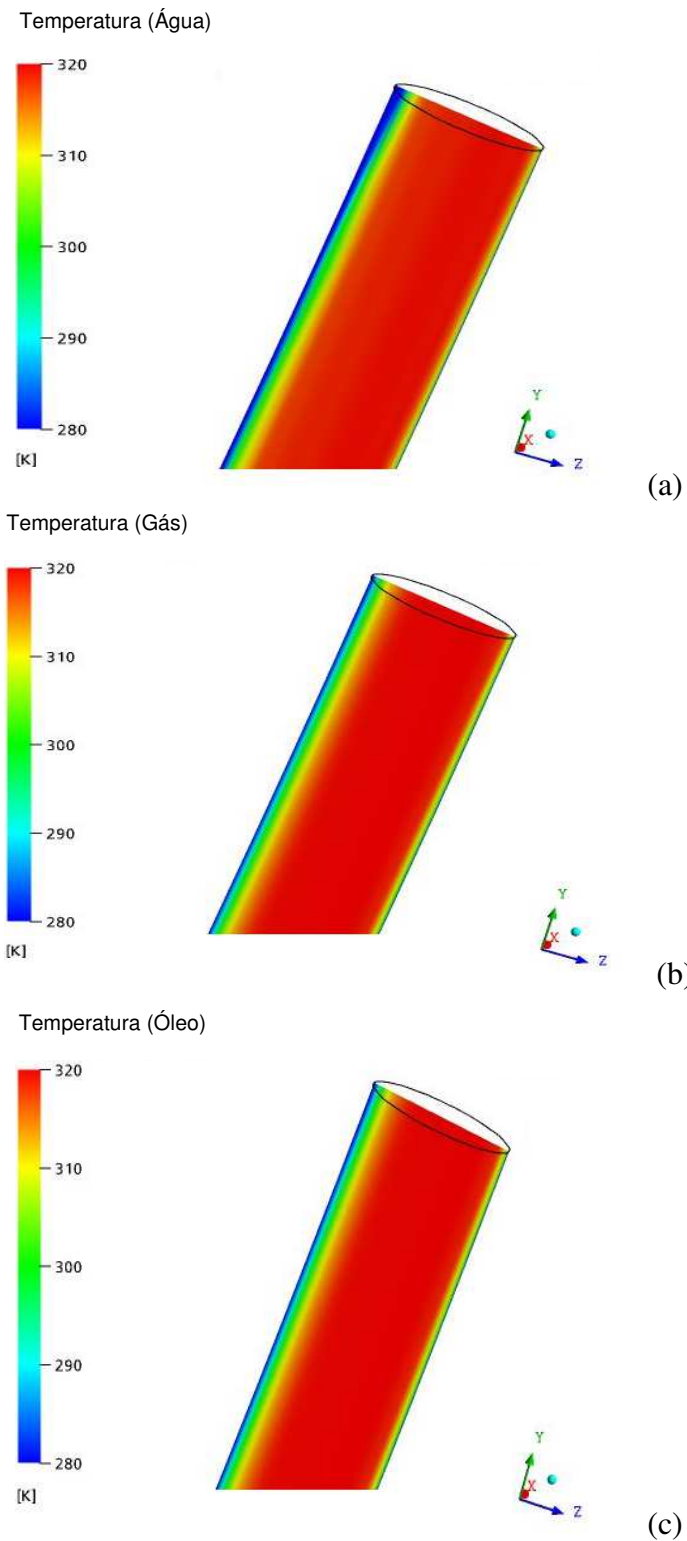


Figura 4.20: Distribuição de temperatura da água (a), gás (b) e óleo (c) na região de saída da catenária de 10 metros (Caso 2). Vista longitudinal.

Quanto à deposição de parafinas, embora o modelo não seja capaz de prever de acordo com o que é reportado na literatura, pode-se dizer que há uma tendência de ocorrer a deposição

de parafina desde a entrada do duto, persistindo até a saída; isto se deve a formação da camada limite térmica logo na entrada do duto e sua permanência até a saída do mesmo, e na região onde $T \leq T_{IAC}$. Na Figura 4.21 observa-se a distribuição de temperatura na seção de saída do duto; a possível zona de deposição de parafina estaria delimitada entre 280K à 300K (considerando a T_{IAC} aproximadamente 27 °C). Para uma distância de aproximadamente 10 m de comprimento do duto, a extensão da região de precipitação de parafina na saída do duto representa uma área considerável da área total de sua seção.

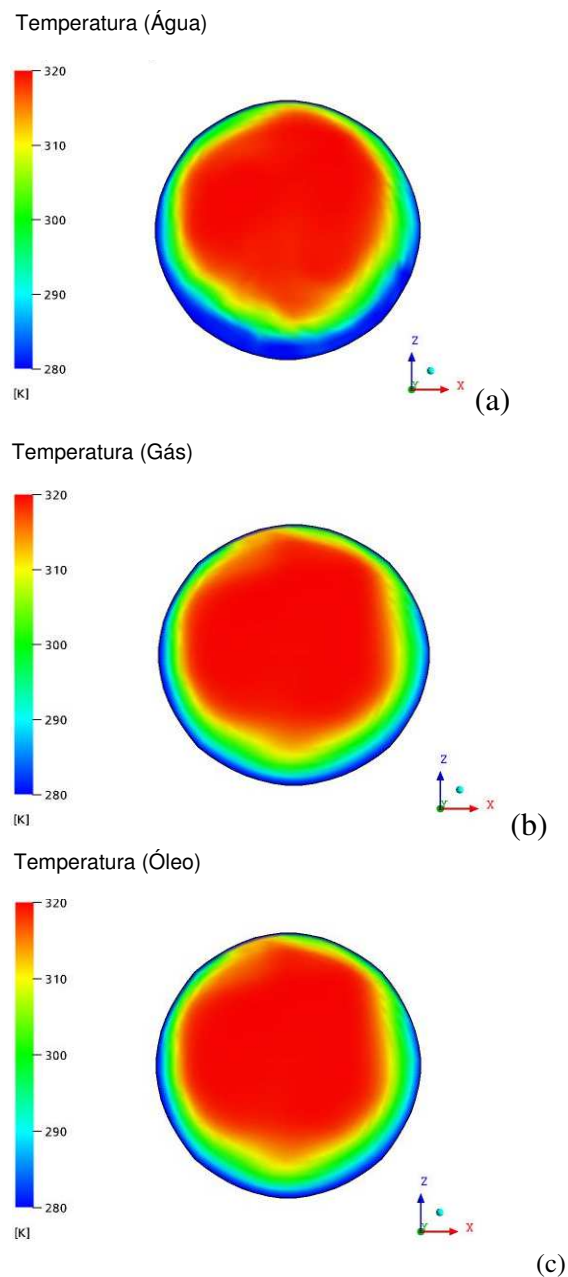


Figura 4.21: Distribuição de temperatura da água (a), gás (b) e óleo (c) na seção de saída da catenária de 10 metros (Caso 2). Vista frontal.

É importante observar que, ao ocorrer à deposição de parafina, a área de escoamento já não seja a mesma da seção de entrada do duto; acarretando aumento da perda de carga e velocidade de escoamento na região central do duto, além de provocar um aumento da taxa de transferência de calor por convecção, modificando ainda mais a distribuição de temperatura do fluido e conseqüentemente uma maior deposição de parafina, culminando com uma possível obstrução do duto.

4.2.3 Casos 3: Simulação do escoamento num duto com 10 metros, velocidades iguais para as fases e fração volumétrica da fase gasosa igual a 0,2.

Será analisado a seguir o comportamento dos campos de pressão, velocidade, fração volumétrica e temperatura das fases óleo, gás e água quando se aumenta a fração volumétrica de entrada da fase gasosa. Foram executadas 1000 iterações e obteve-se um tempo de CPU de $1,119 \times 10^5$ s (1 dia 7 horas 5 minutos e 41 segundos). A Figura 4.22 descreve o campo de pressão ao longo do duto. Observou-se os mesmo gradientes de pressão para todas as fases presentes e existe um decréscimo da pressão ao longo do escoamento, com uma pressão máxima na entrada do duto e mínima no final, conforme esperado. Um ΔP de 197 Pa foi necessário para deslocar a mistura gás-óleo em todo o trecho do duto, sem considerar os efeitos da gravidade, valor este, menor que o caso anterior devido a uma maior presença da fase gasosa e menor presença da fase óleo. Pode-se também observar que maiores gradientes de pressão estão próximos à entrada do duto decrescendo gradativamente ao longo do mesmo, resultado que garante o escoamento do fluido para cima. A Figura 4.23 ilustra o campo de velocidade das fases água, óleo e gás ao longo da catenária.

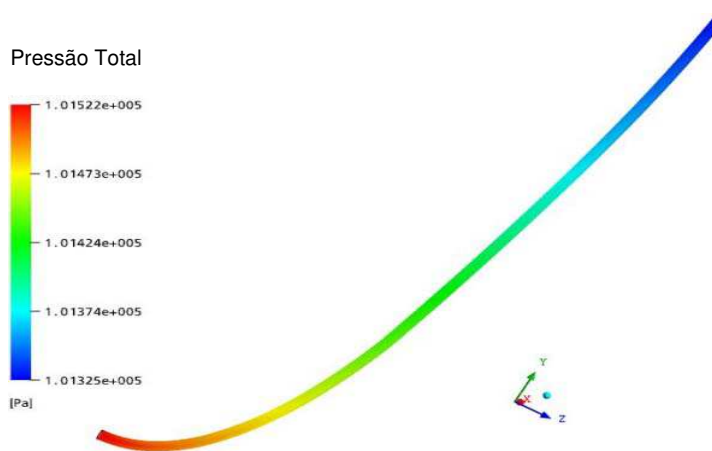


Figura 4.22: Distribuição de pressão do óleo, gás e água numa catenária de 10 m de comprimento (Caso 3).

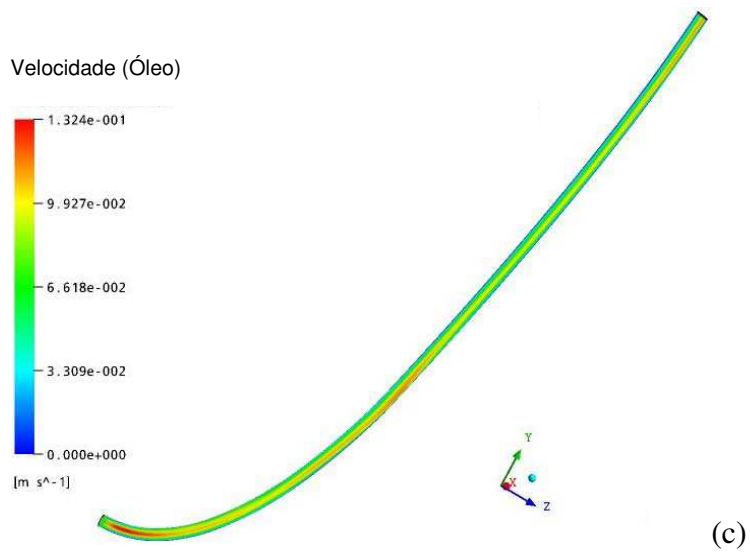
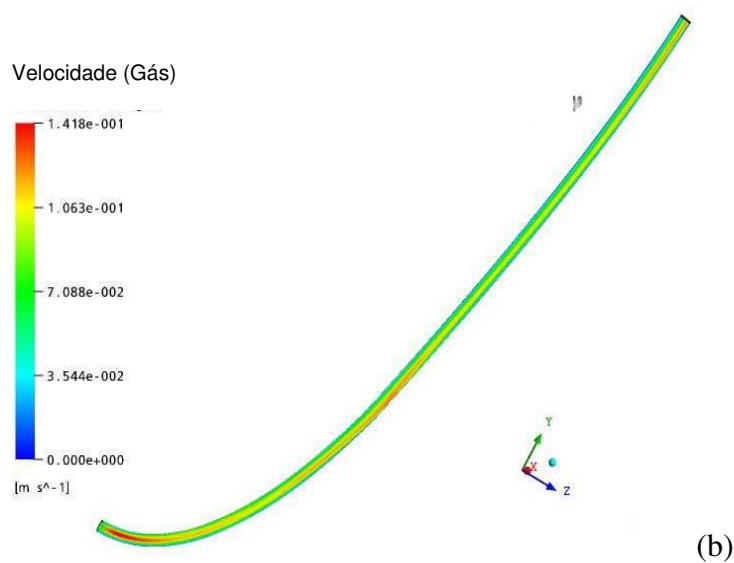
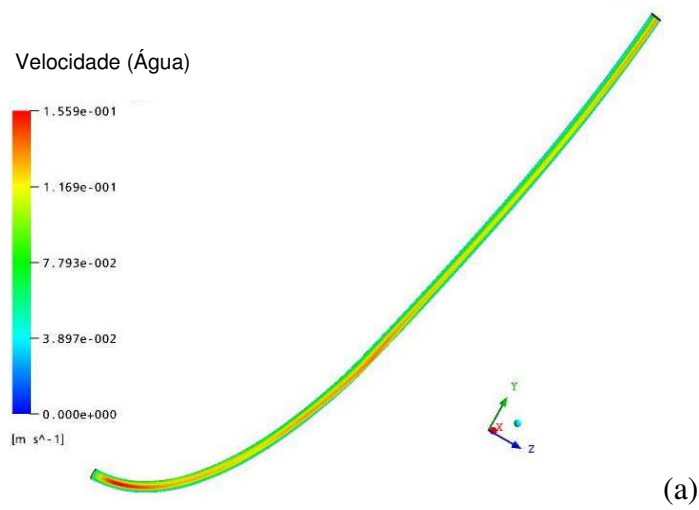


Figura 4.23: Distribuição de velocidade da água (a), gás (b) e óleo (c) ao longo da catenária de 10 metros (Caso 3).

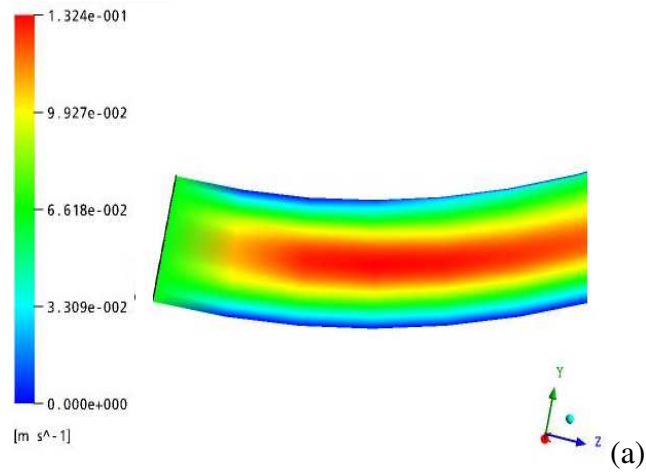
A Figura 4.24 ilustra o campo de velocidade das fases óleo, água e gás na região de entrada. Com base nos resultados obtidos para velocidade da fase gasosa igual a 0,065 m/s, analogamente ao caso 1, pode-se observar que a velocidade é zero na parede e vai aumentando em direção ao centro do duto devido à condição de não-escorregamento. Este efeito é transmitido a todas as camadas de fluido adjacentes, ocorrendo formação de uma camada limite hidrodinâmica e concordando com a conservação da massa que implica um aumento da velocidade na região central do duto, para manter a mesma massa escoando. Um pequeno decréscimo na velocidade máxima das fases ocorreu devido ao aumento da fração volumétrica do gás na entrada do duto.

Na Figura 4.25 (região intermediária do duto) assim como nas Figuras 4.26 e 4.27 (secção de saída do duto) se observa a formação de um perfil assimétrico de velocidade provocado pela curvatura do duto.

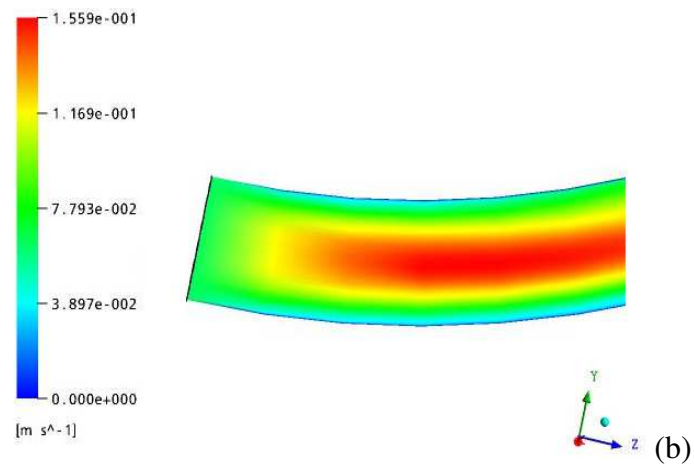
As Figuras 4.28 a 4.32 mostram a distribuição da fração de volume das fases óleo, gás e água ao longo do duto, e nas regiões de entrada, intermediária e saída do mesmo. Foi adotada uma fração volumétrica de 0,2 para o gás.

Verifica-se além da influência da curvatura do duto na distribuição das fases, também a interferência do aumento da fração de volume da fase gasosa. Analogamente ao caso 1, verifica-se que a fase líquida (água) (densidade mais elevada) tende a se chocar contra a parede na parte de baixo no interior do duto. Já a fase gasosa (menos densa) se concentra na parte de cima no interior do duto, devido ao efeito da força centrífuga, e ao deslocamento da fase gasosa.

Velocidade (Óleo)



Velocidade (Água)



Velocidade (Gás)

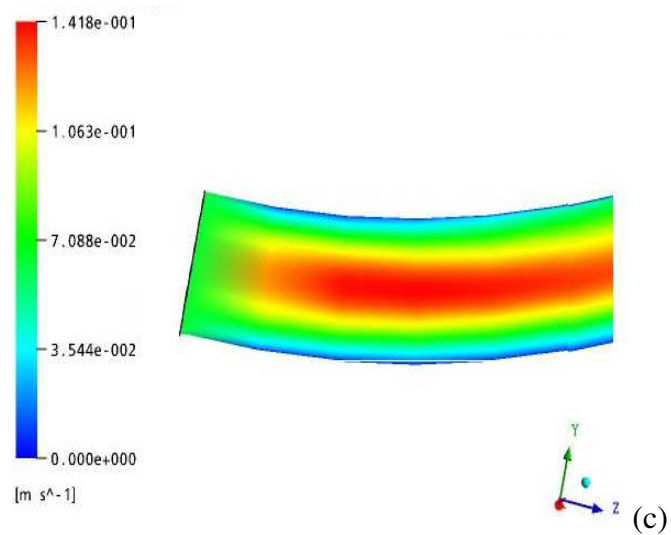


Figura 4.24: Distribuição de velocidade do óleo (a), água (b) e gás (c) na região de entrada da catenária de 10 m (Caso 3).

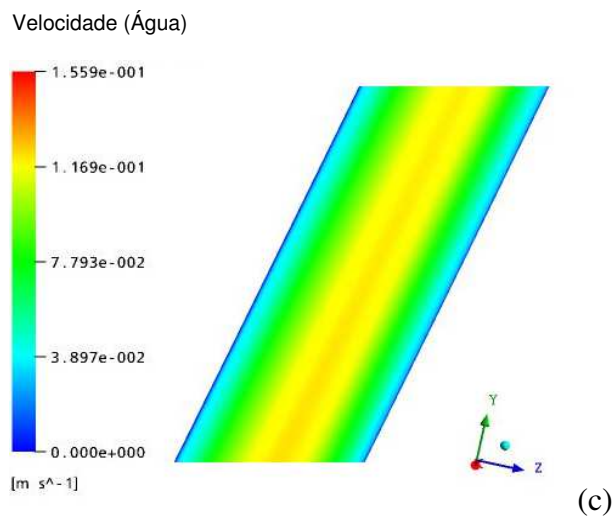
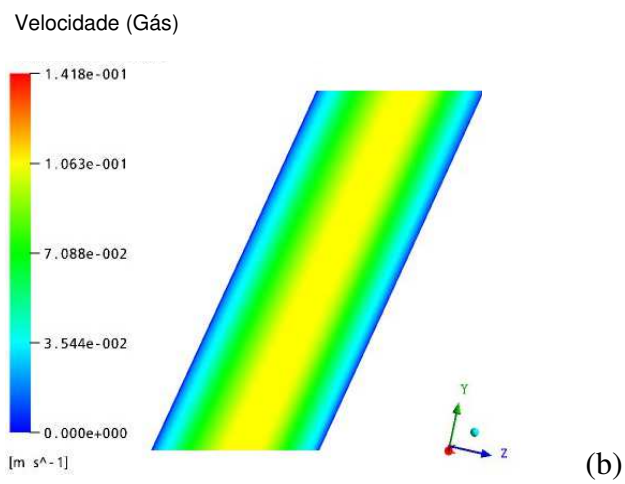
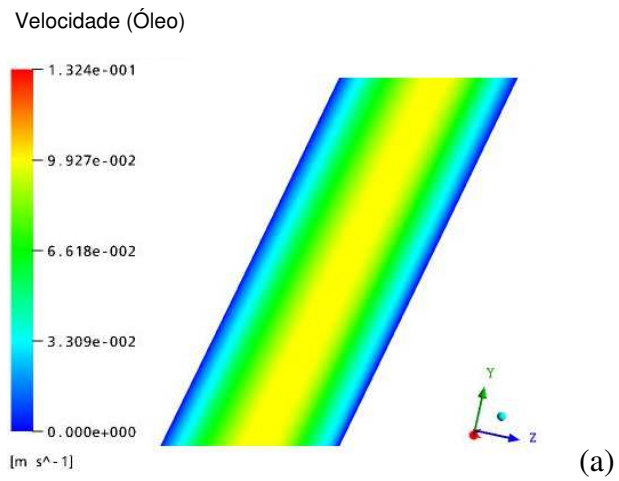
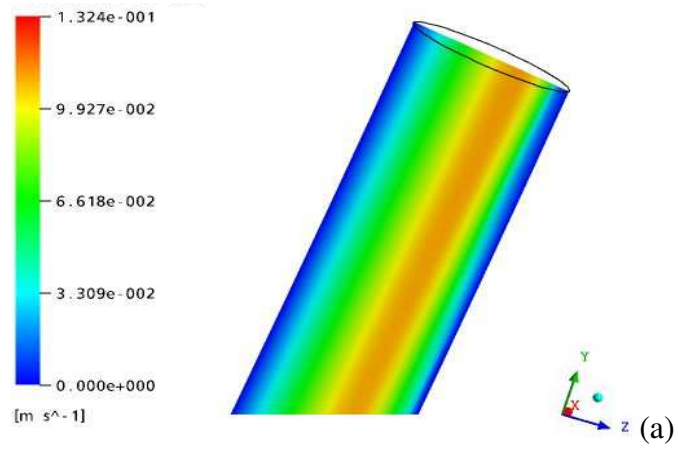
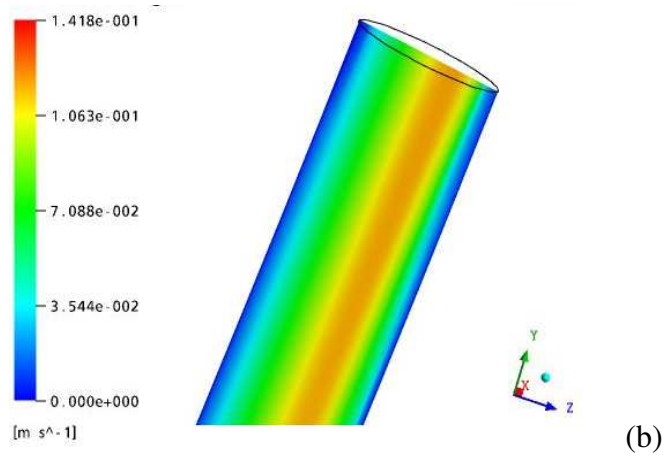


Figura 4.25: Distribuição de velocidade do óleo (a), gás (b) e água (c) na região intermediária da catenária de 10 m (Caso 3).

Velocidade (Óleo)



Velocidade (Gás)



Velocidade (Água)

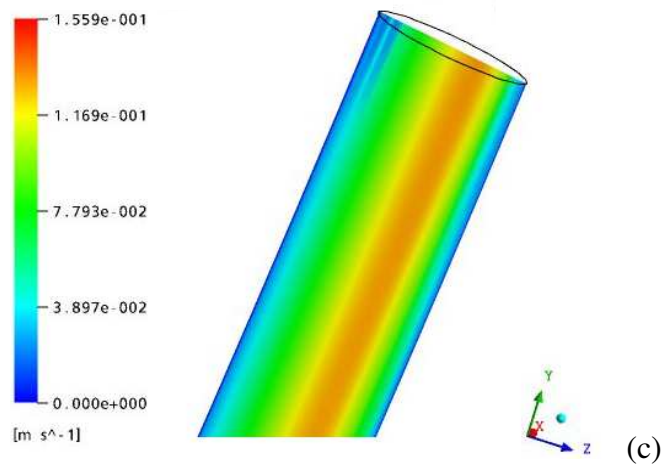


Figura 4.26: Distribuição de velocidade do óleo (a), gás (b) e água (c) na região de saída da catenária de 10 m (Caso 3). Vista longitudinal.

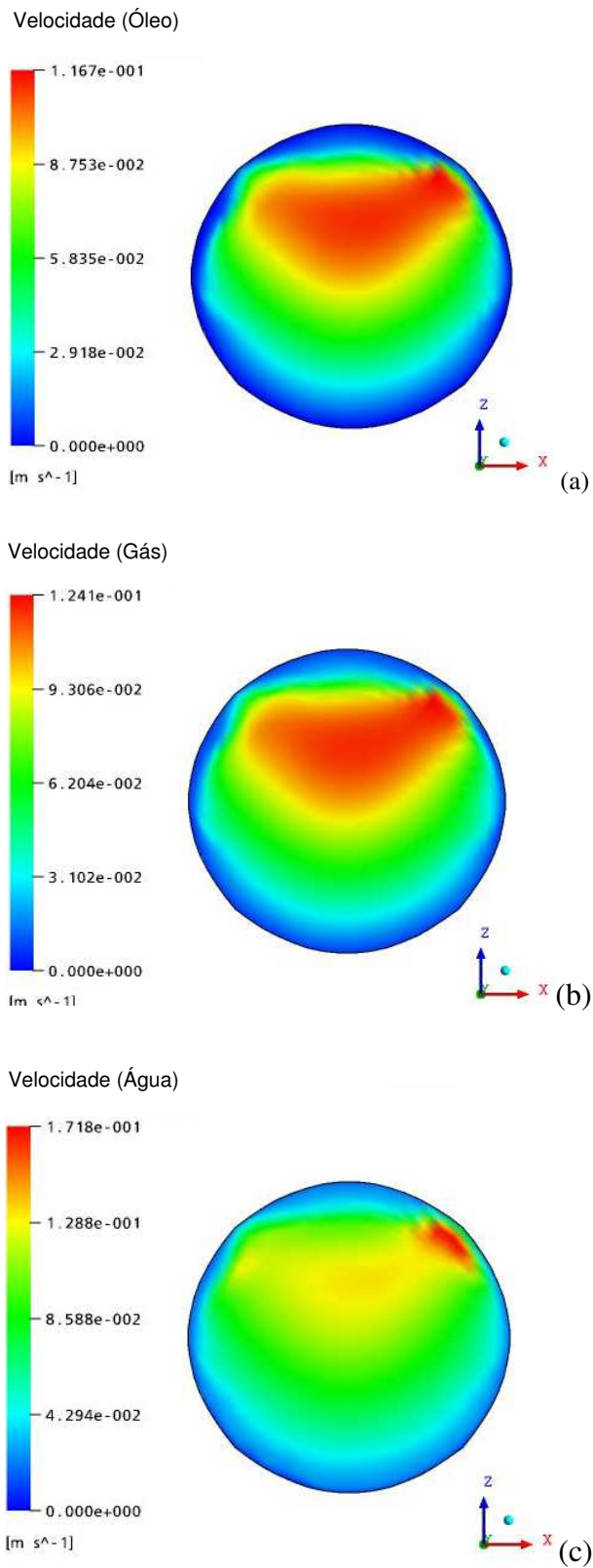


Figura 4.27: Distribuição de velocidade do óleo (a), gás (b) e água (c) na região de saída da catenária de 10 m (Caso 3). Vista frontal.

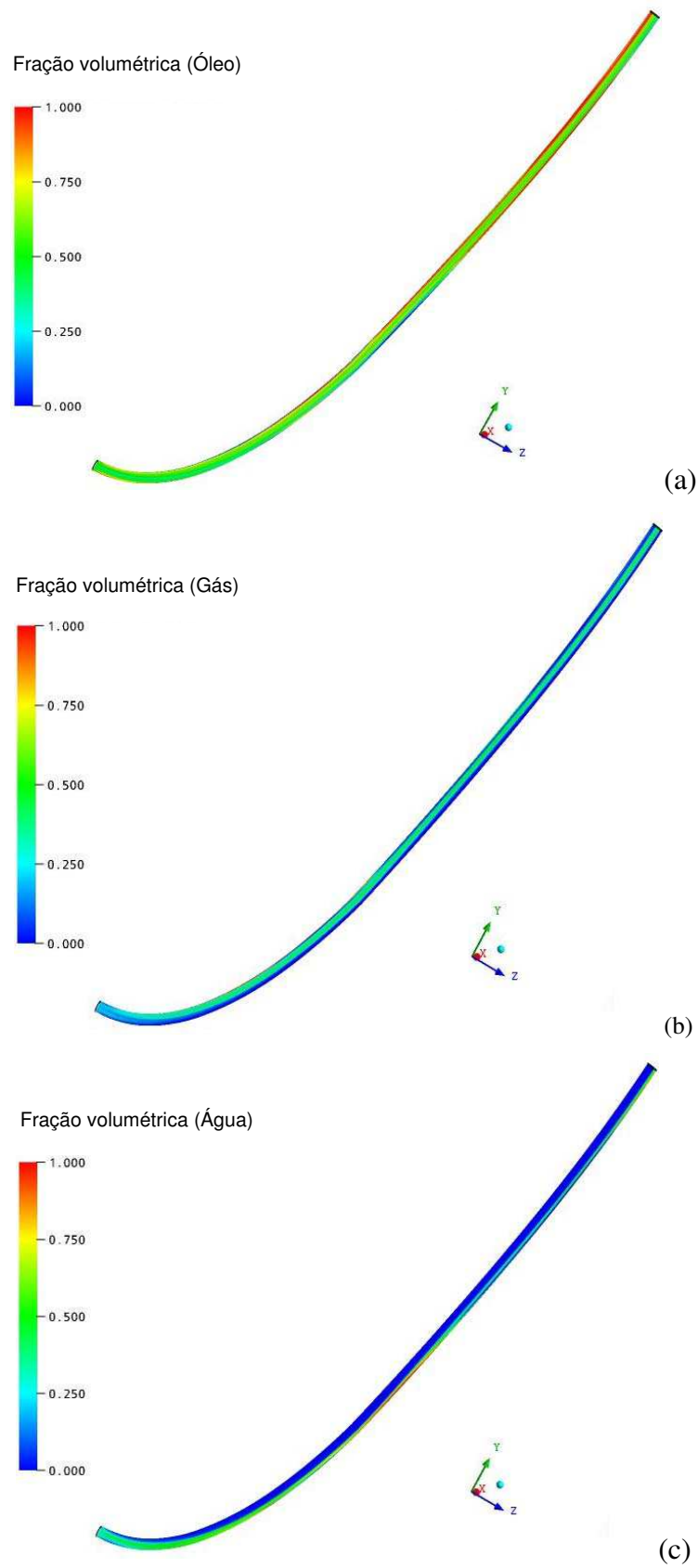
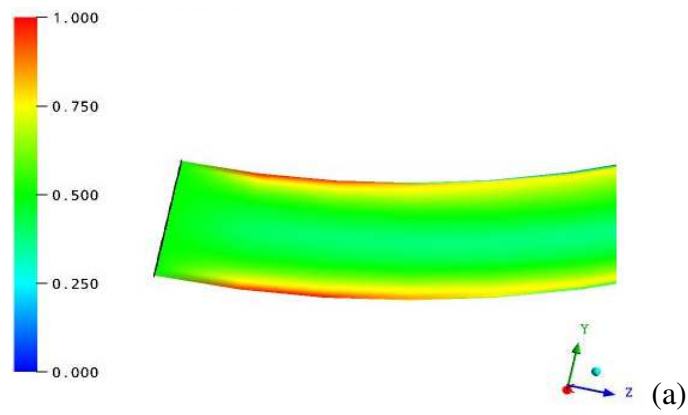
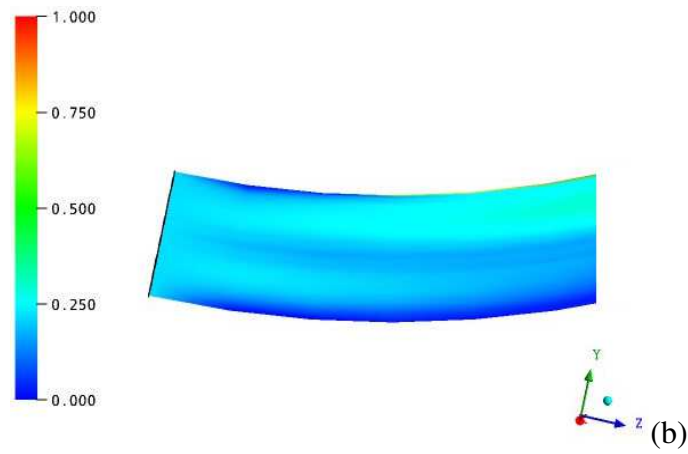


Figura 4.28: Distribuição da fração de volume do óleo (a), gás (b) e água (c) ao longo da catenária de 10 m (Caso 3).

Fração volumétrica (Óleo)



Fração volumétrica (Gás)



Fração volumétrica (Água)

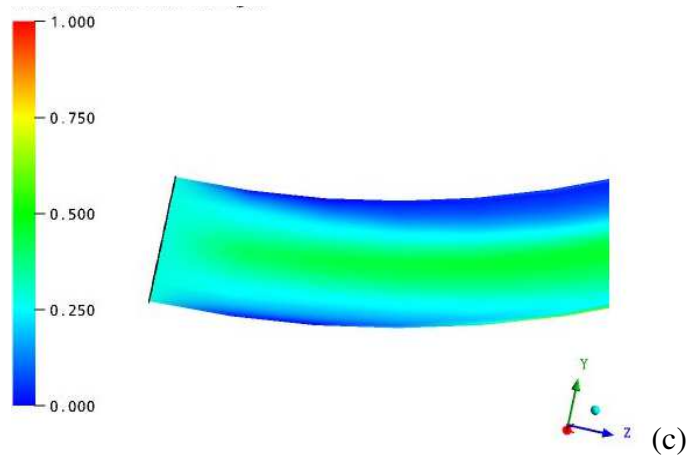
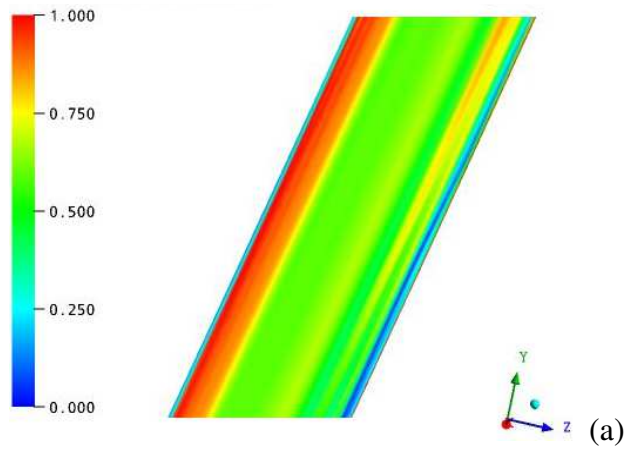
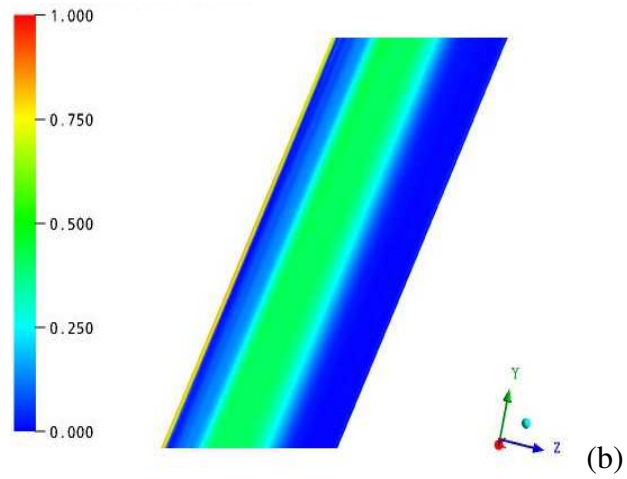


Figura 4.29: Distribuição da fração de volume do óleo (a), gás (b) e água (c) na região de entrada da catenária de 10 m (Caso 3).

Fração volumétrica (Óleo)



Fração volumétrica (Gás)



Fração volumétrica (Água)

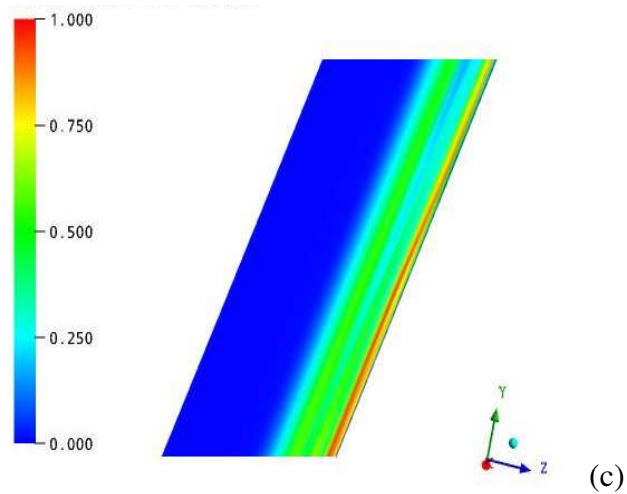
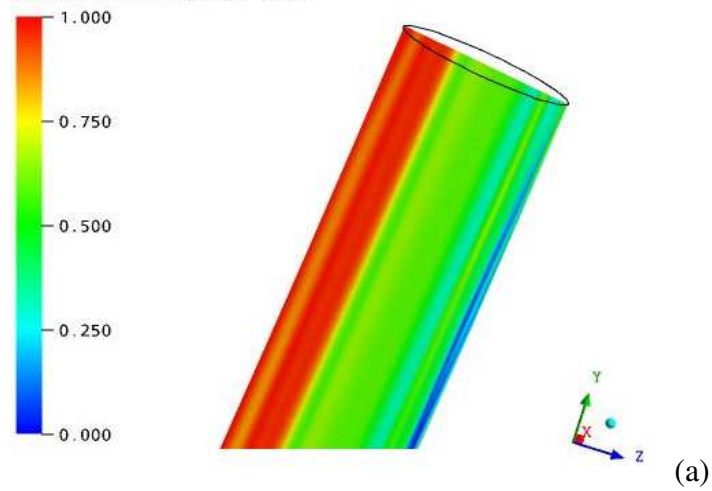
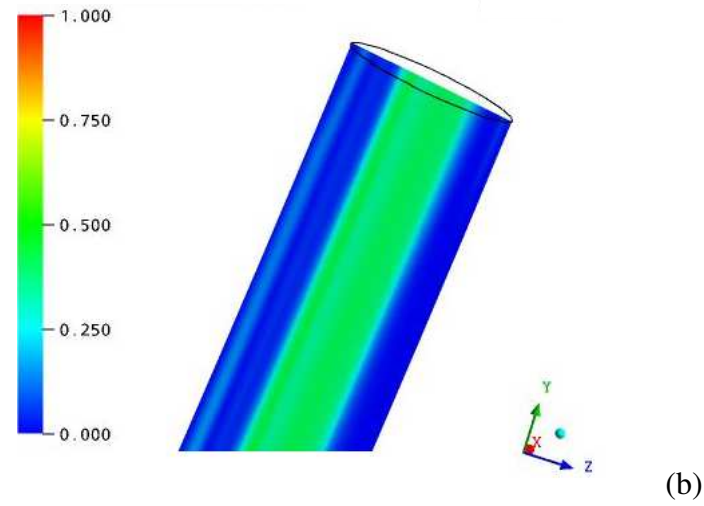


Figura 4.30: Distribuição da fração de volume do óleo (a), gás (b) e água (c) na região intermediária da catenária de 10 m (Caso 3).

Fração volumétrica (Óleo)



Fração volumétrica (Gás)



Fração volumétrica (Água)

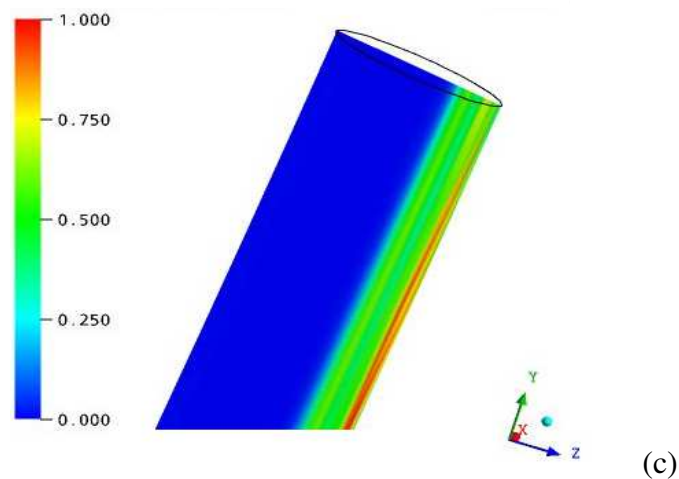


Figura 4.31: Distribuição da fração de volume do óleo (a), gás (b) e água (c) na região de saída da catenária de 10 m (Caso 3). Vista longitudinal.

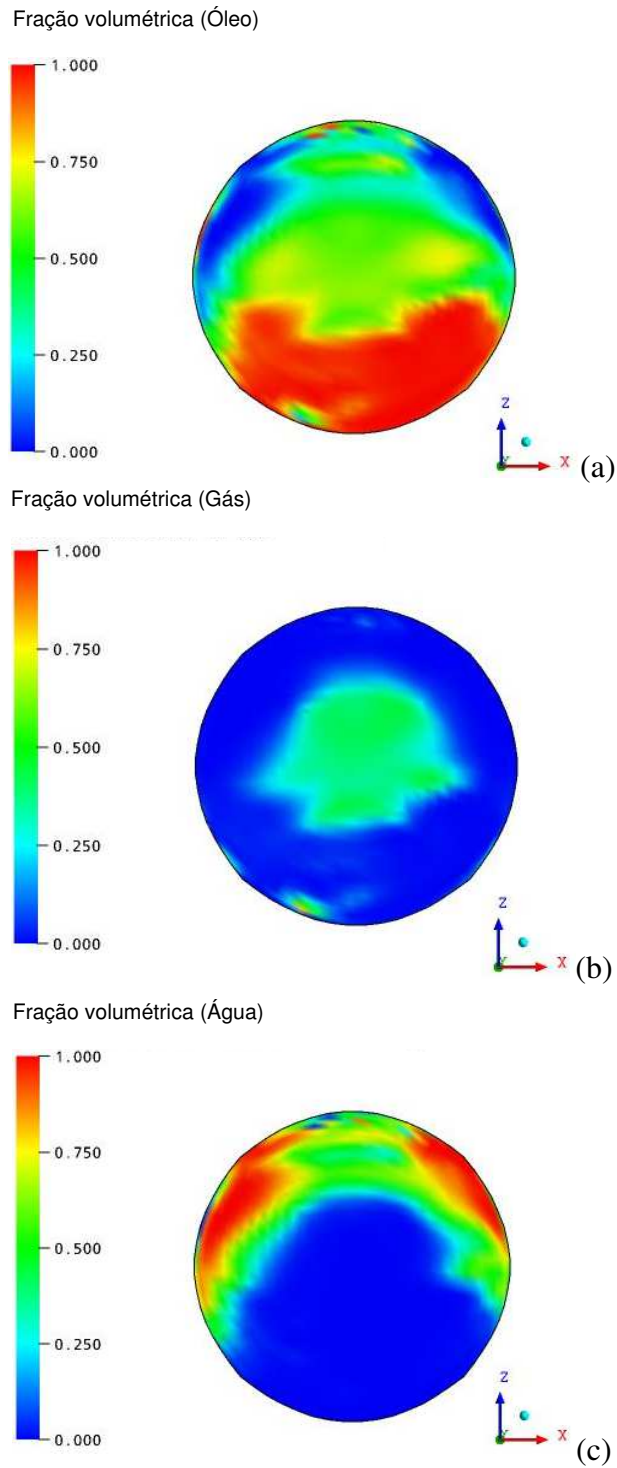


Figura 4.32: Distribuição da fração de volume do óleo (a), gás (b) e água (c) na seção de saída da catenária de 10 m (Caso 3). Vista frontal.

As Figuras 4.33 a 4.35 ilustram o campo de temperatura das fases óleo, gás e água ao longo do duto, e nas regiões de entrada e intermediária do mesmo. O campo de temperatura na região de entrada, observado na Figura 4.34, se dá com perfil de velocidade em

desenvolvimento. Observa-se que o escoamento ainda está muito longe de ser completamente desenvolvido termicamente, pois o duto apresentado possui apenas 10 m de comprimento.

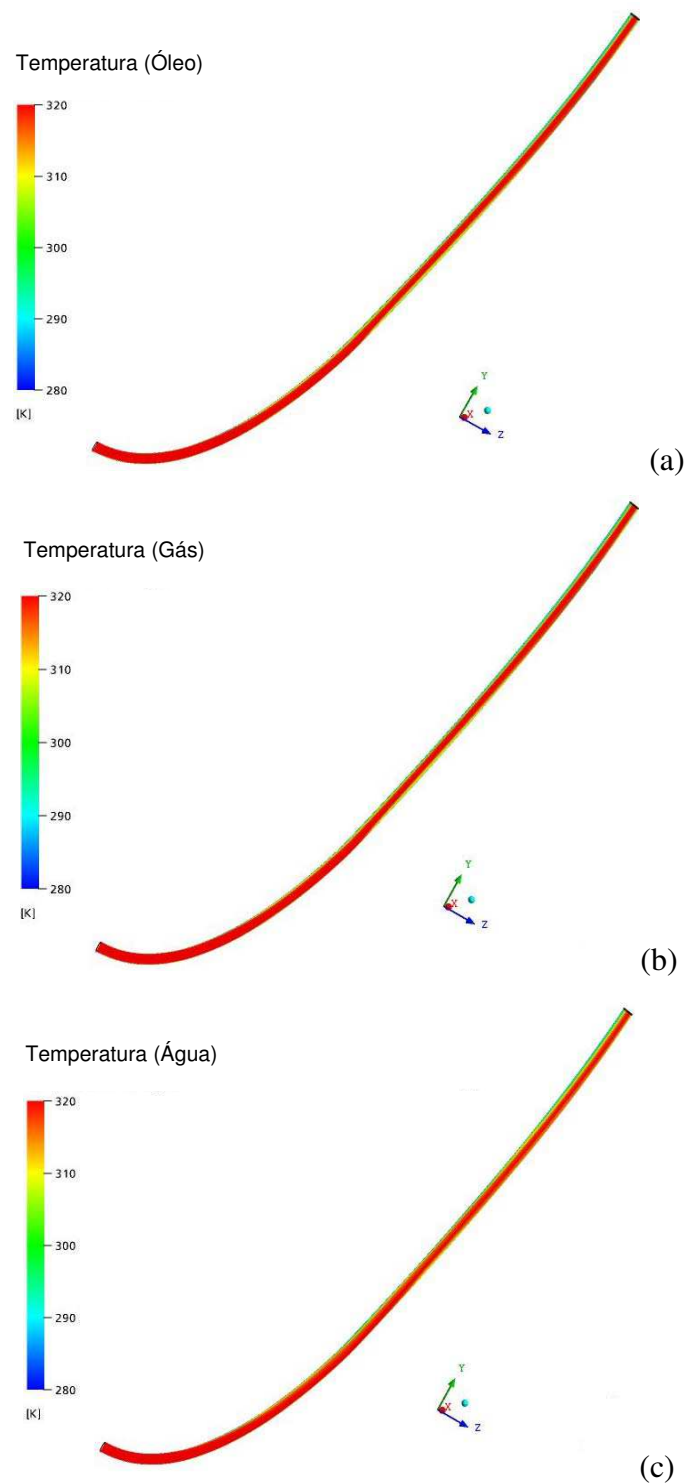


Figura 4.33: Distribuição da temperatura do óleo (a), gás (b) e água (c) ao longo da catenária de 10 m (Caso 3).

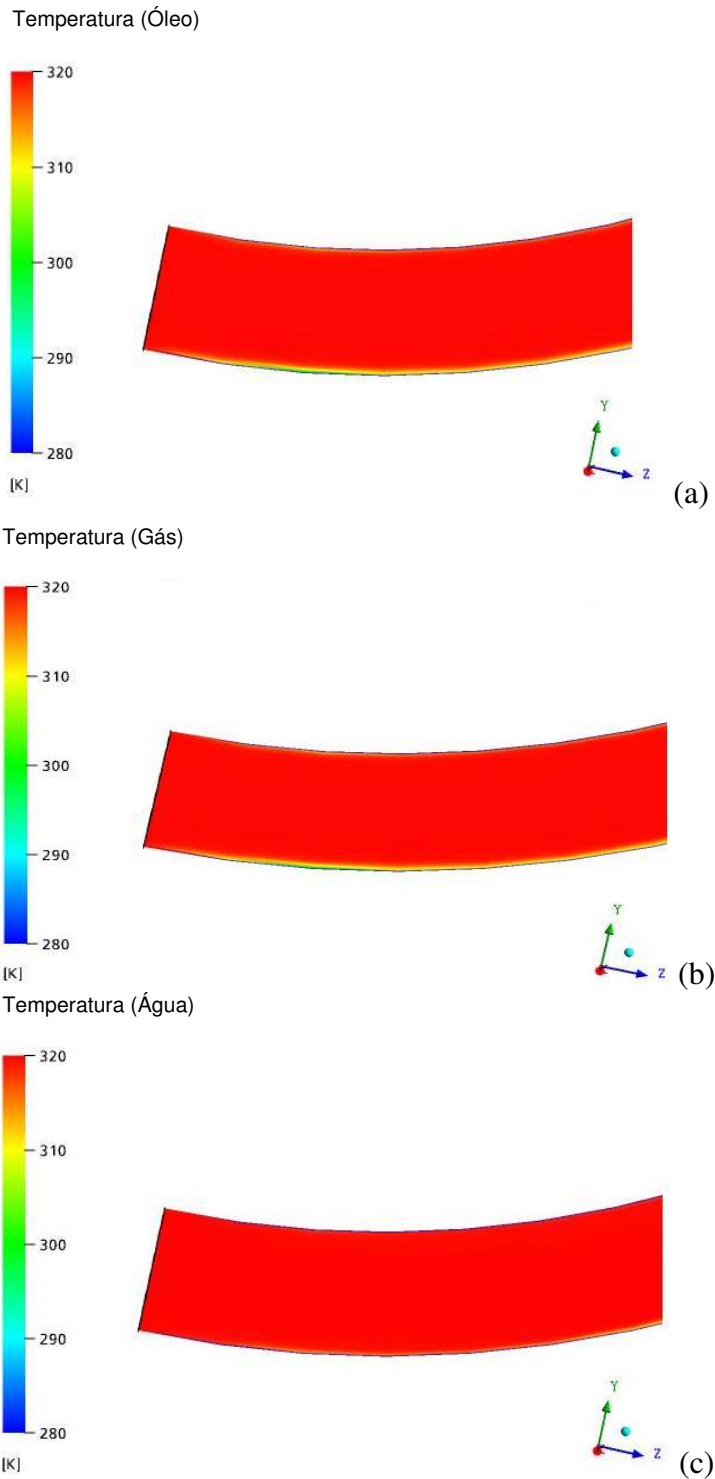


Figura 4.34: Distribuição da temperatura do óleo (a), gás (b) e água (c) na região de entrada da catenária de 10m (Caso 3).

Nas Figuras 4.33 a 4.36 pode-se observar que a camada limite térmica se mantém constante quanto ao crescimento. Isto ocorre porque a camada limite térmica para a fase líquida (óleo) só estará completamente desenvolvida a aproximadamente, 1000m.

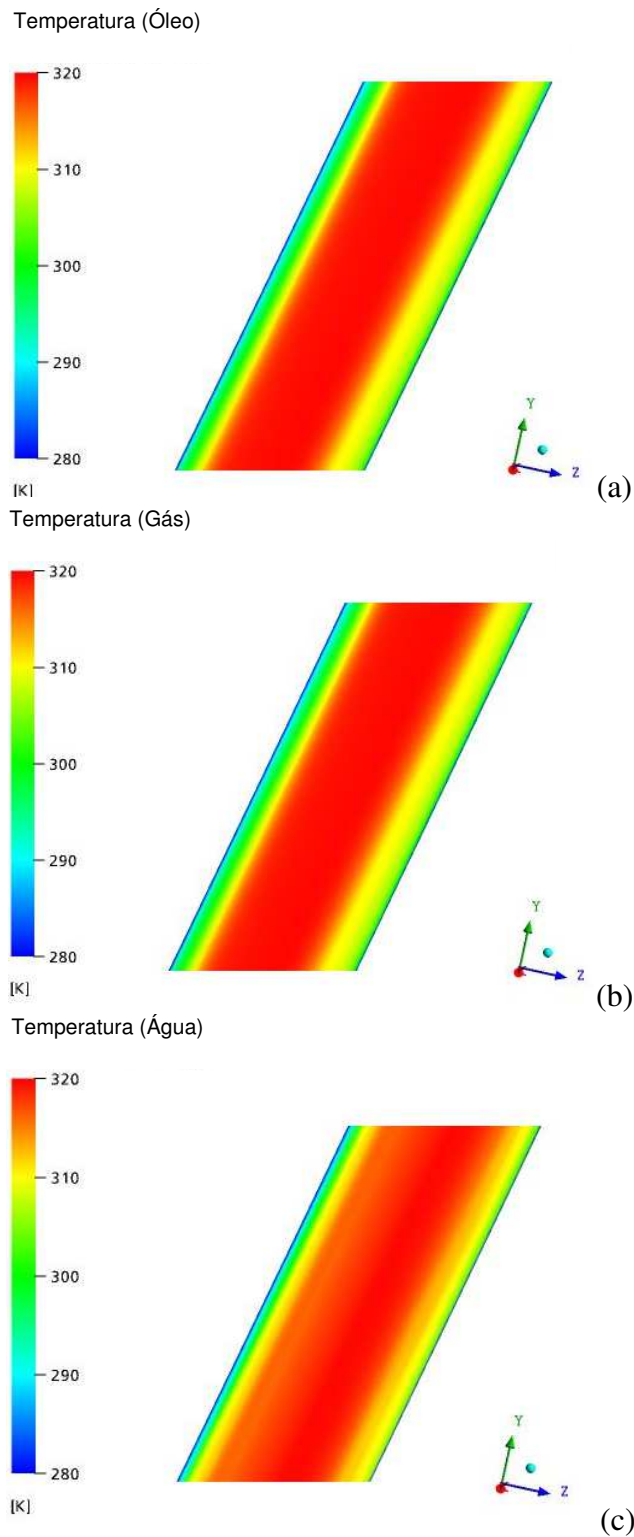
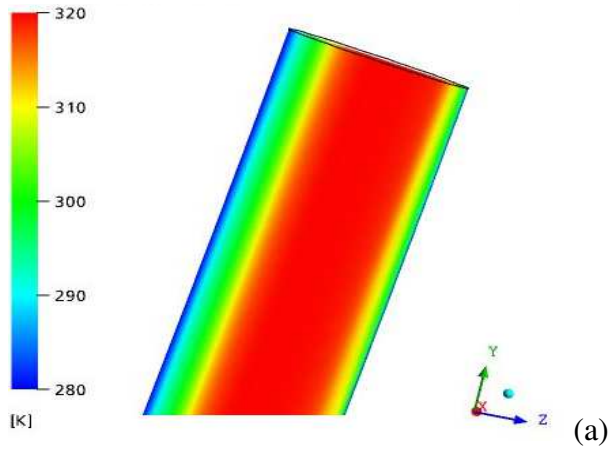


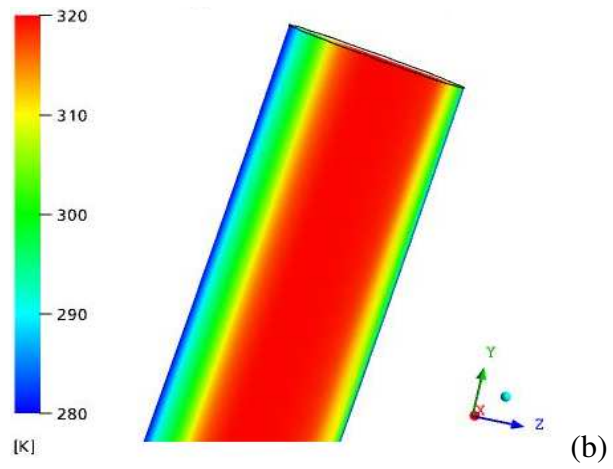
Figura 4.35: Distribuição da temperatura do óleo (a), gás (b) e água (c) na região intermediária da catenária de 10m (Caso 3).

Nas Figuras 4.36 e 4.37 observa-se a distribuição de temperatura na região de saída do duto. Para uma distância de aproximadamente 10m de comprimento do duto. Observa-se uma assimetria deste perfil de temperatura para todas as fases presentes.

Temperatura (Óleo)



Temperatura (Gás)



Temperatura (Água)

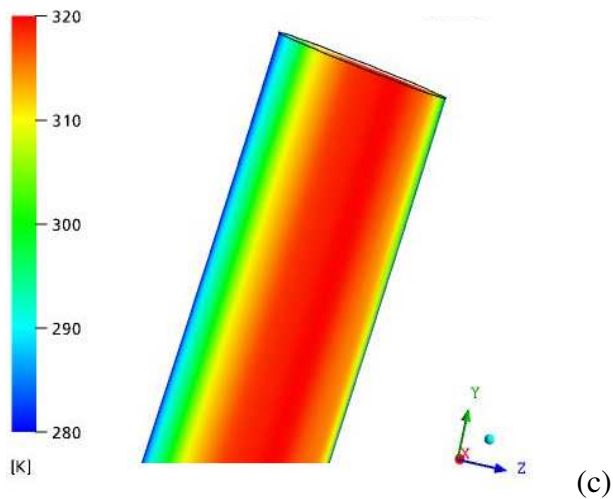


Figura 4.36: Distribuição da temperatura do óleo (a), gás (b) e água (c) na região de saída da catenária de 10m (Caso 3). Vista longitudinal.

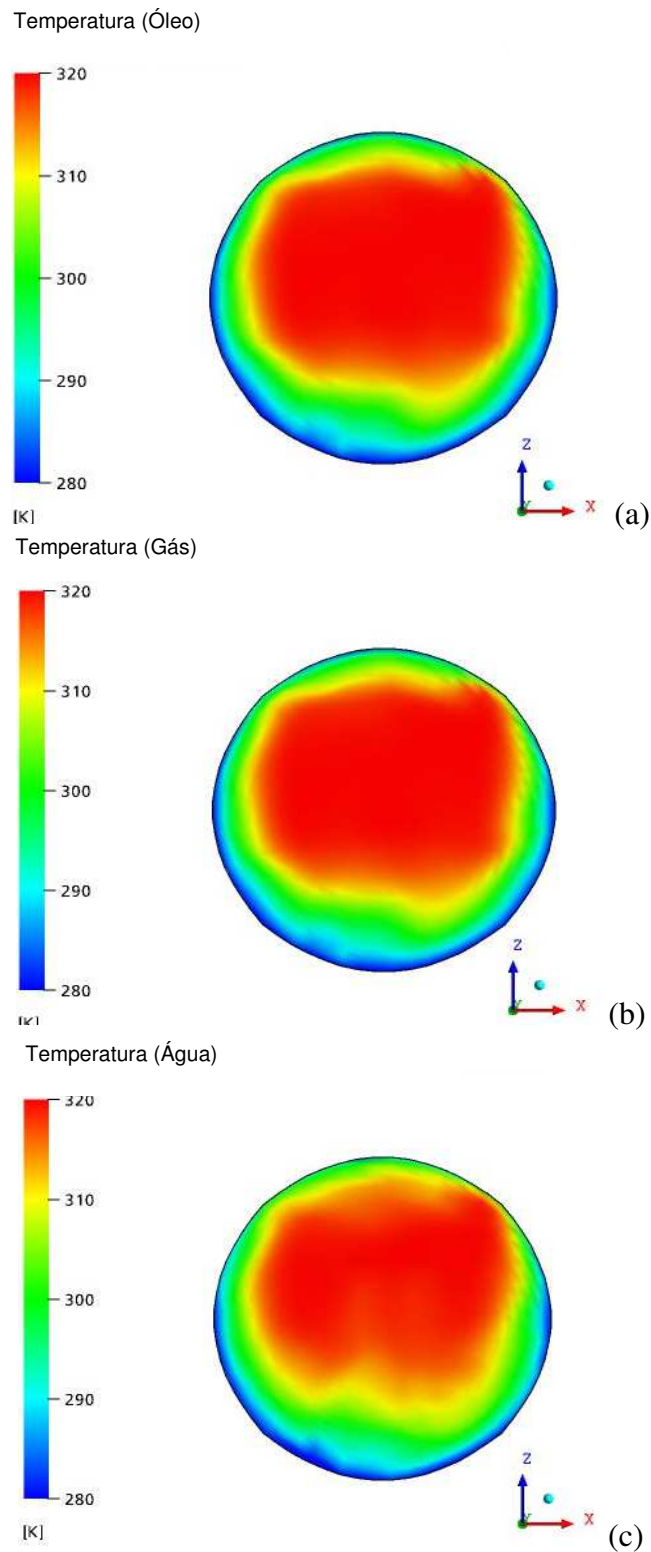


Figura 4.37: Distribuição da temperatura do óleo (a), gás (b) e água (c) na seção de saída da catenária de 10m (Caso 3). Vista frontal.

Com relação à simulação com velocidade de entrada para fase gasosa de 0,065 m/s, observa-se que ocorreu alteração nos valores de ΔP conforme esperado; a pressão é diretamente

proporcional à densidade do fluido, logo, quanto maior a fração volumétrica de óleo no interior do duto (baixa fração volumétrica de gás) tem-se conseqüentemente maior valor de ΔP .

Observa-se que os valores de velocidade não sofrem diferenças significativas quando se aumenta a fração volumétrica da fase gasosa. Verifica-se também que os resultados estão de acordo com a conservação da massa, que implicam um aumento da velocidade na região central do duto como garantia do escoamento, visto que nas paredes ocorre a condição de não escorregamento, ou seja, velocidade nula nas paredes.

4.2.4 Caso 4: Simulação do escoamento num duto com 10 metros, velocidades iguais para as fases, fração volumétrica da fase gasosa igual a 0,1 e densidade do óleo diferente.

Para esta simulação o tempo de CPU de $9,66 \times 10^4$ s (1 dia 2 horas 49 minutos e 55 segundos), sendo realizadas 1000 iterações, com um fluxo de massa de 0,22654 kg/s, $1,2686 \times 10^{-4}$ kg/s e 0,75405 kg/s para as fases água, gás e óleo, respectivamente.

A Figura 4.38 descreve o campo de pressão ao longo do duto. Como esperado, observam-se os mesmos gradientes de pressão para ambas as fases. Um $\Delta P = 171,00$ Pa foi necessário para deslocar a mistura gás-óleo-água em todo o trecho do duto, sem considerar os efeitos da gravidade. Comparando-se com o caso 1, verifica-se que o efeito da densidade sobre a hidrodinâmica do escoamento é o de reduzir a perda de carga.

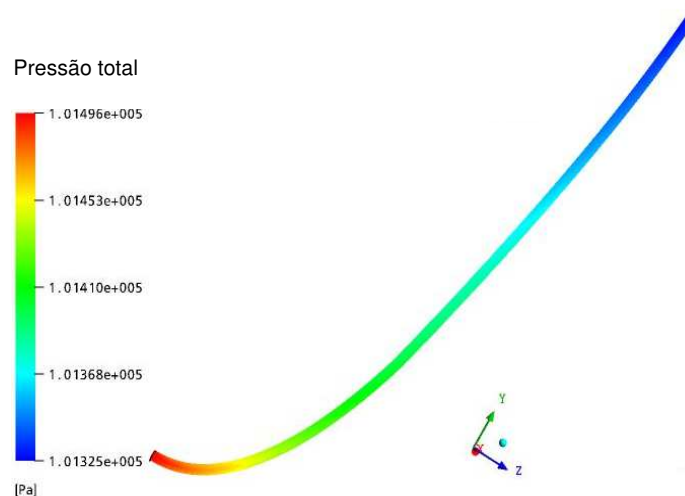


Figura 4.38: Distribuição de pressão do óleo, água e gás numa catenária de 10 metros de comprimento (Caso 4).

As Figuras 4.39 e 4.40 ilustram o campo de velocidade das fases óleo, água e gás ao longo do duto e na região de entrada, respectivamente, onde pode-se observar que a velocidade é zero na parede e vai aumentando em direção ao centro do duto. Comparando-se com o caso 1, praticamente não houve modificações no campo de velocidade.

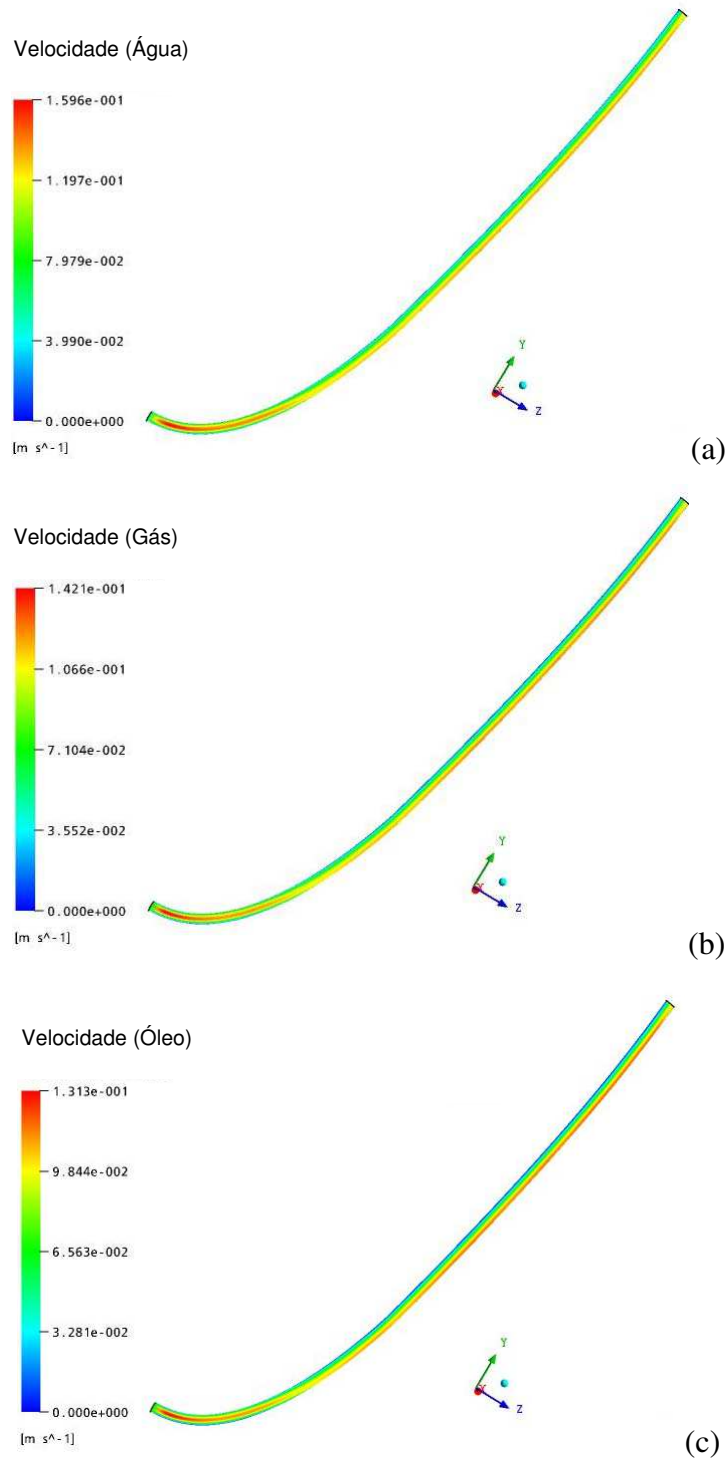


Figura 4.39: Distribuição de velocidade da água (a), gás (b) e óleo (c) ao longo da catenária de 10 metros (Caso 4).

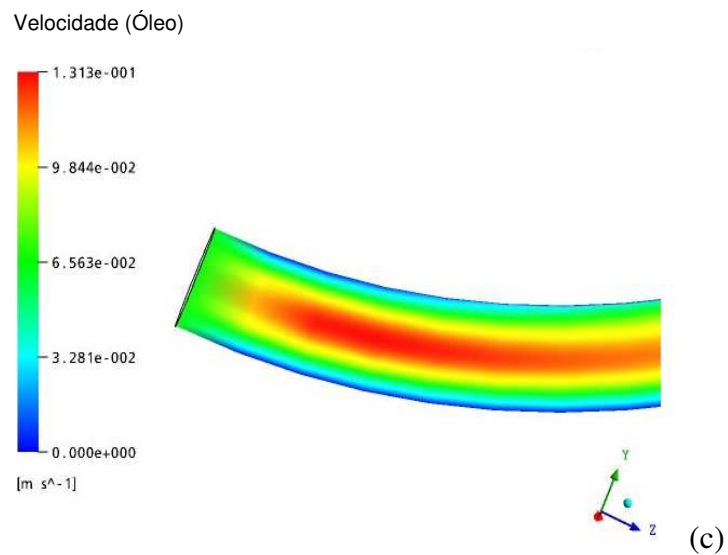
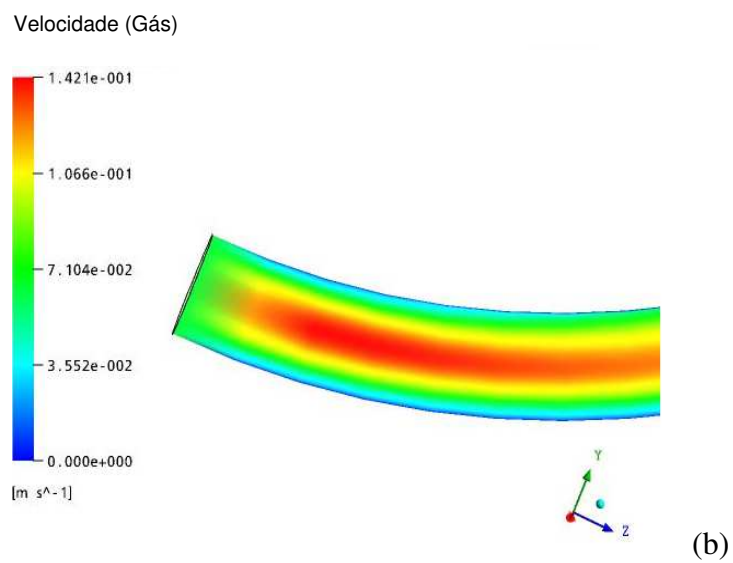
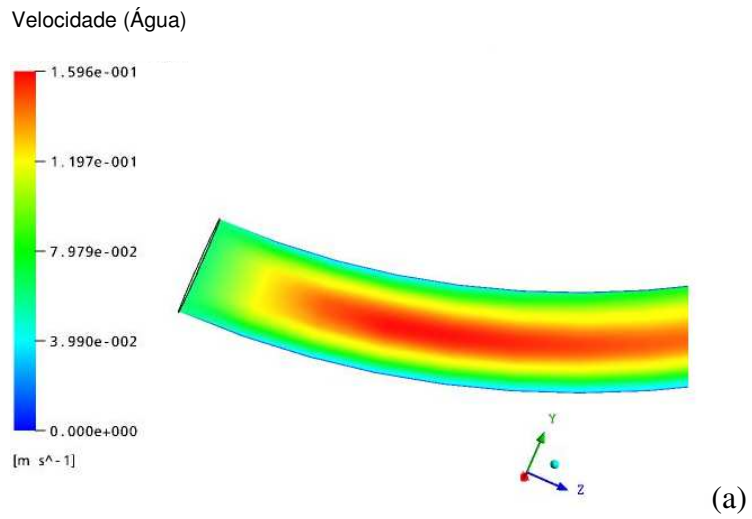


Figura 4.40: Distribuição de velocidade da água (a), gás (b) e óleo (c) na entrada da catenária de 10 metros (Caso 4).

Nas Figuras 4.41 (região intermediária do duto), 4.42 e 4.43 (secção de saída do duto), verifica-se a formação de um perfil assimétrico de velocidade das fases presentes provocado pela curvatura do duto.

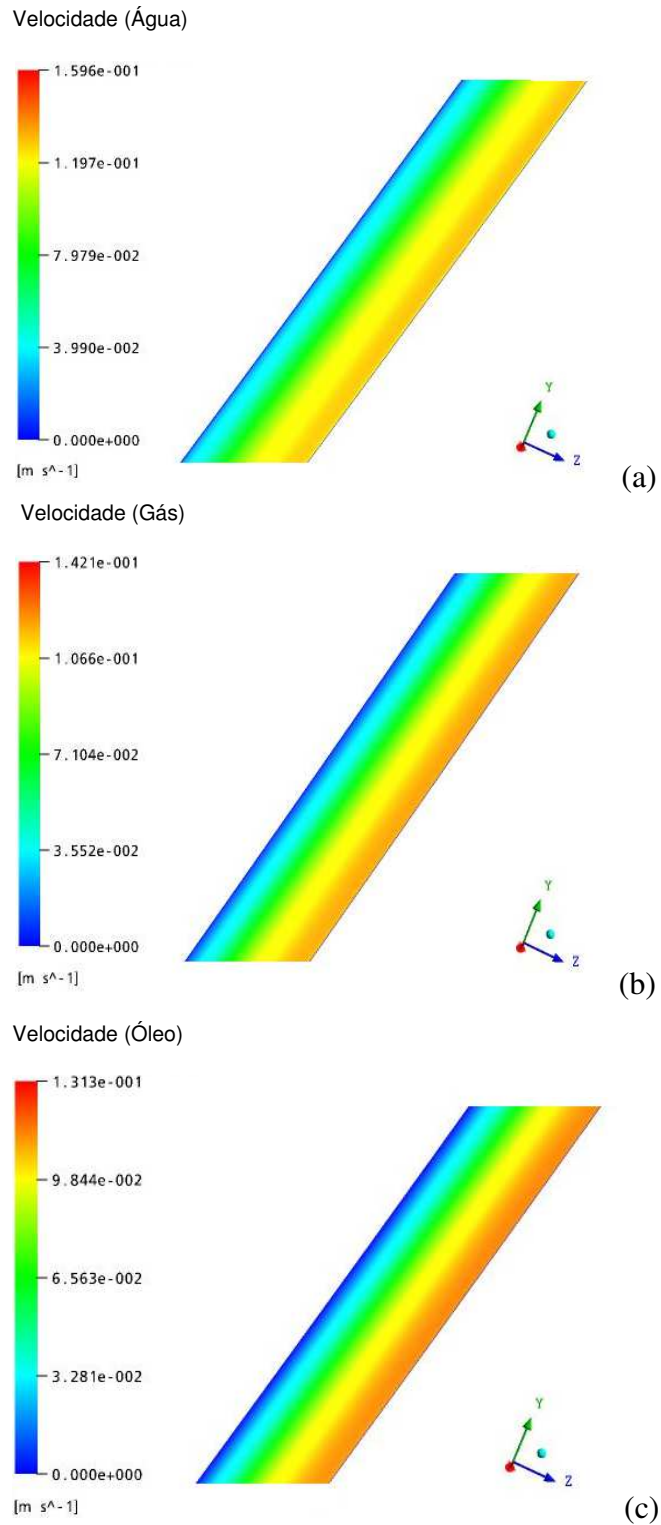


Figura 4.41: Distribuição de velocidade da água (a), gás (b) e óleo (c) na região intermediária da catenária de 10 metros (Caso 4).

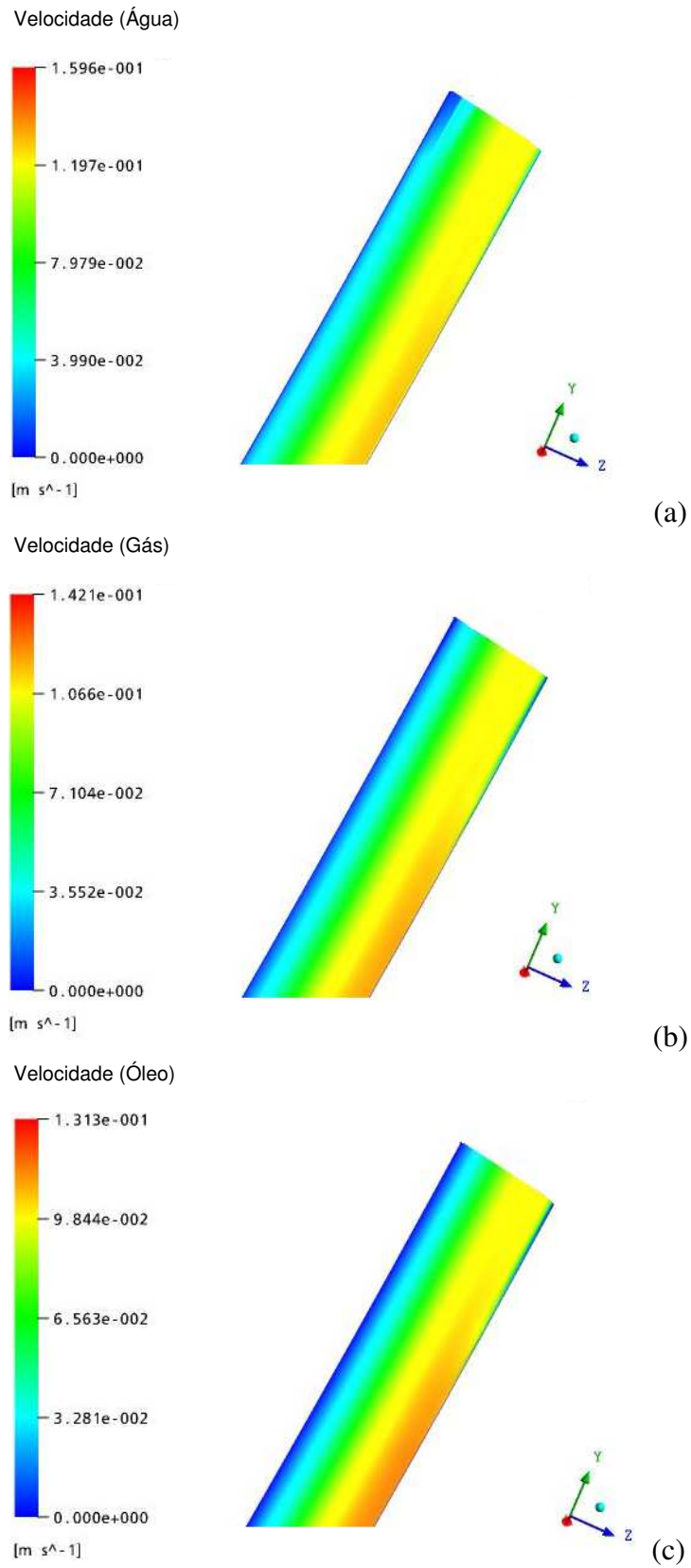


Figura 4.42: Distribuição de velocidade da água (a), gás (b) e óleo (c) na saída da catenária de 10 metros (Caso 4). Vista longitudinal.

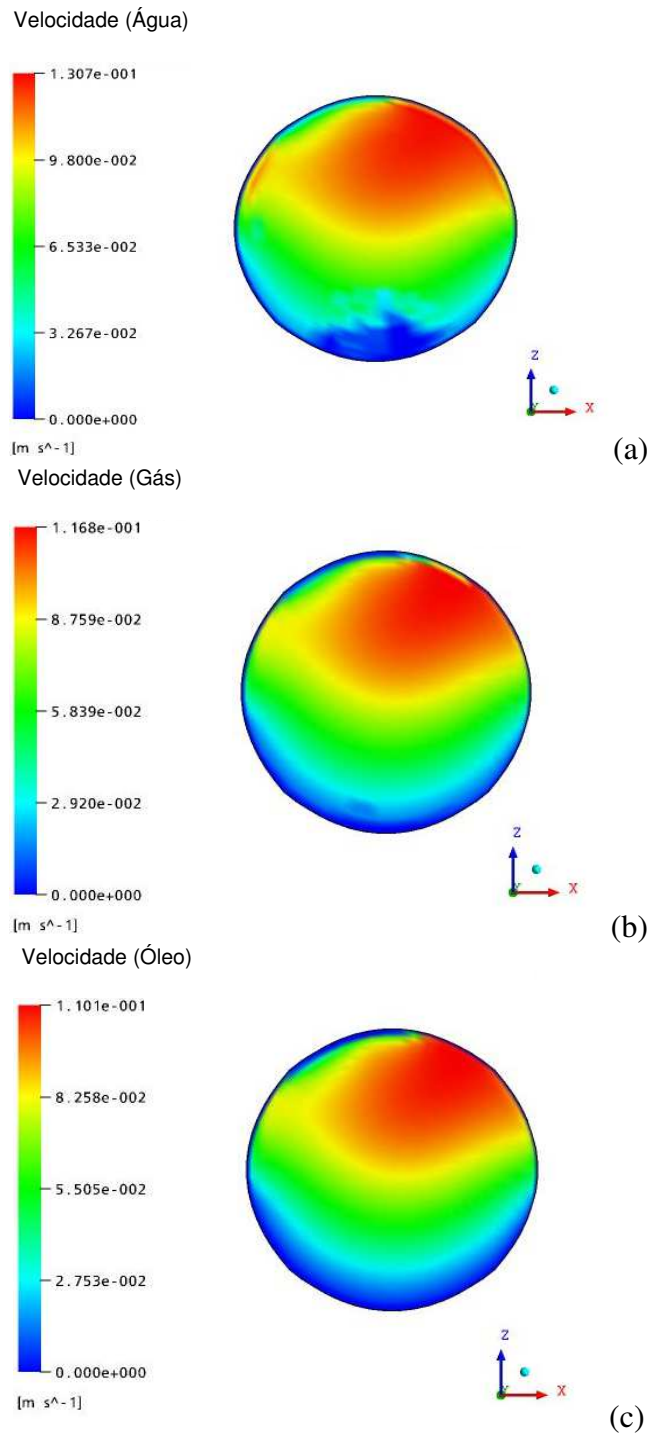


Figura 4.43: Distribuição de velocidade da água (a), gás (b) e óleo (c) na região de saída da catenária de 10 metros (Caso 4). Vista frontal.

A Figura 4.44 mostra a distribuição da fração de volume das respectivas fases óleo, água e gás. Foi adotada uma fração volumétrica de 0,1 para o gás e 0,2 para a fase água na entrada do duto (as fases gás e água estão dispersas em bolhas e a fase óleo está na forma contínua).

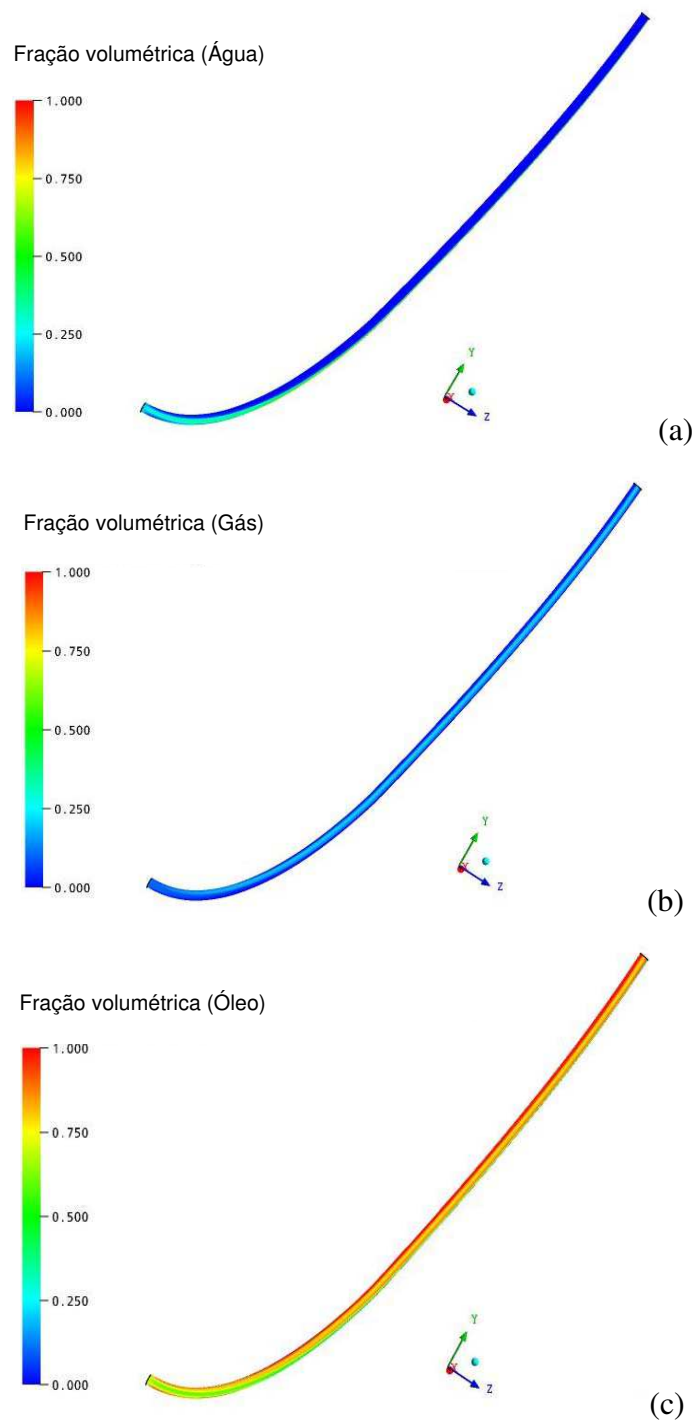


Figura 4.44: Fração de volume da água (a), gás (b) e óleo (c) na catenária de 10 metros (Caso 4).

Nas Figuras 4.45 a 4.47 observa-se a influência da curvatura do duto na distribuição das fases. Verifica-se que a fase líquida (densidade mais elevada) tende a se chocar contra a parede na parte de baixo no interior do duto. Já a fase gasosa (menos densa) se concentra na parte de cima no interior do duto. Este tipo de comportamento está relacionado com os efeitos das

diferenças de densidade entre os fluidos e pela ação da força centrífuga atuando na fase mais densa.

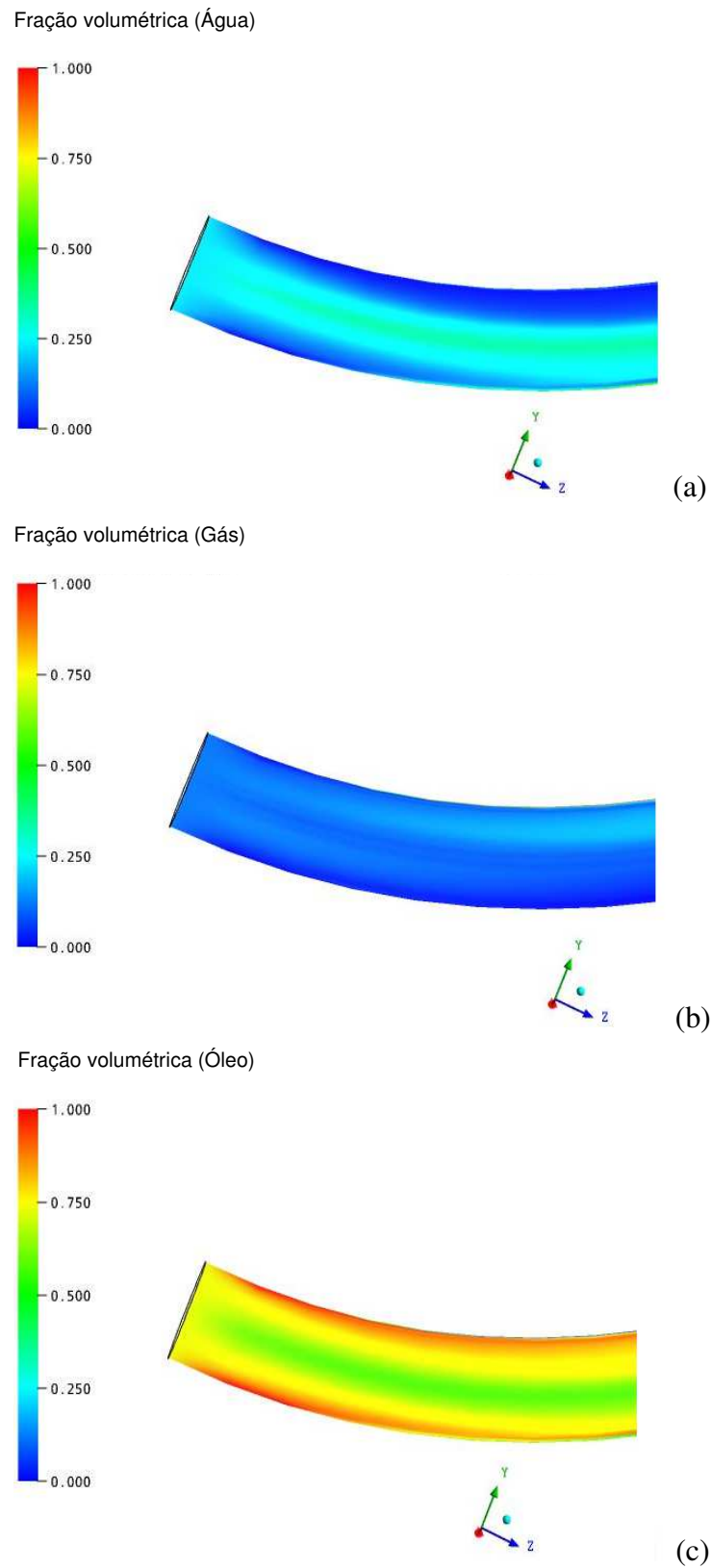
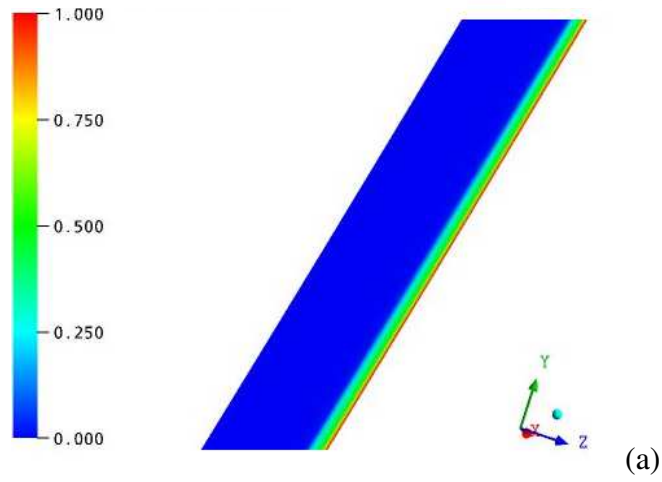
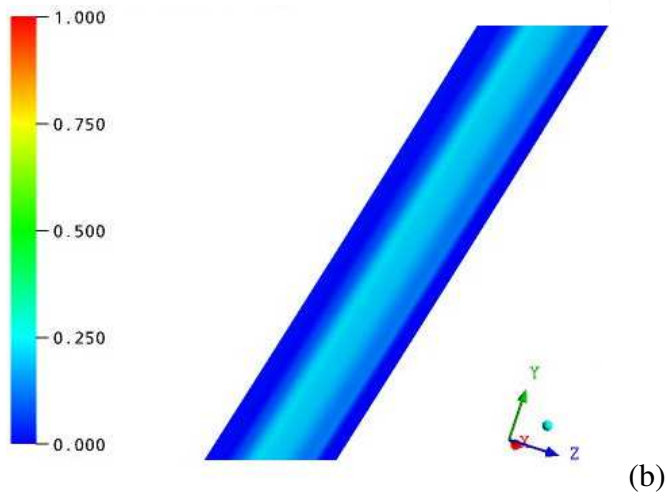


Figura 4.45: Fração de volume da água (a), gás (b) e óleo (c) na entrada da catenária de 10 metros (Caso 4).

Fração volumétrica (Água)



Fração volumétrica (Gás)



Fração volumétrica (Óleo)

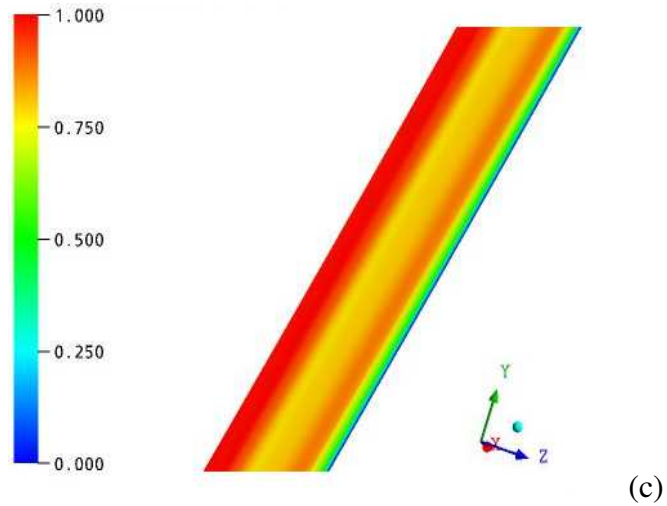


Figura 4.46: Fração de volume da água (a), gás (b) e óleo (c) na região intermediária da catenária de 10 metros (Caso 4).

A Figura 4.48 ilustra o campo de temperatura das fases óleo, água e gás. Verifica-se que a temperatura é de 280 K na parede e eleva-se em direção ao centro do duto, onde atinge seu valor máximo. Evidentemente, devido à transferência de calor para a parede do duto, o fluido vai se resfriando ao longo do escoamento, formando uma camada limite térmica. Similarmente ao caso 1, observa-se também que devido a grande fração volumétrica do óleo, o campo de temperatura para todas as fases tendem ao equilíbrio.

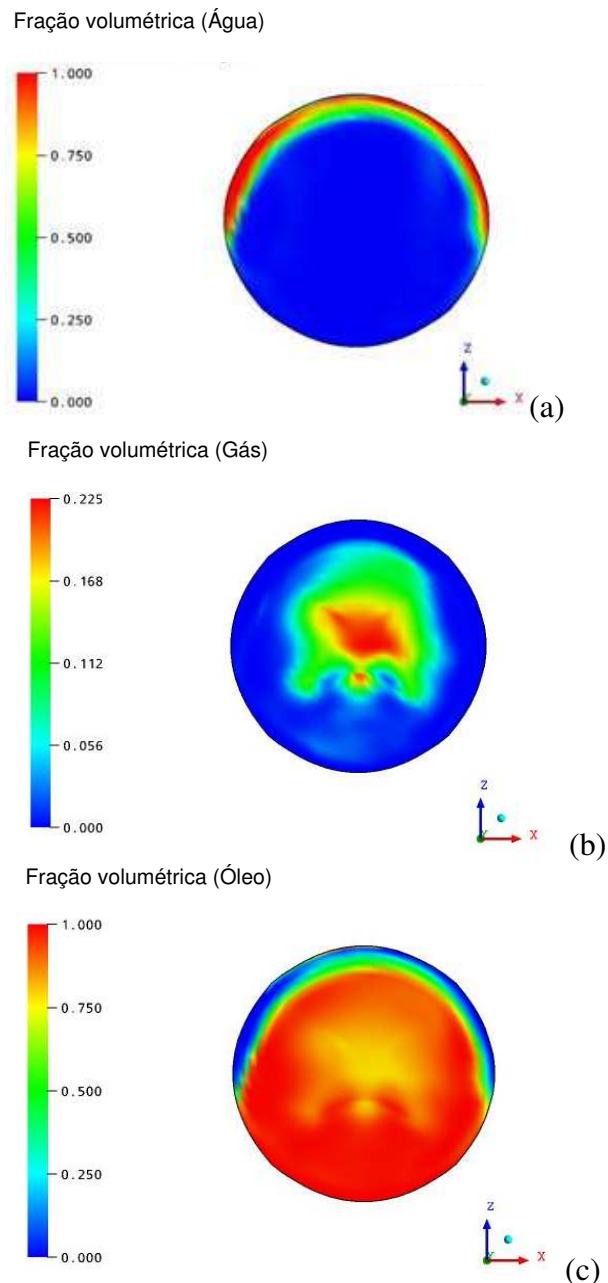


Figura 4.47: Fração de volume da água (a), gás (b) e óleo (c) na região de saída da catenária de 10 metros (Caso 4).

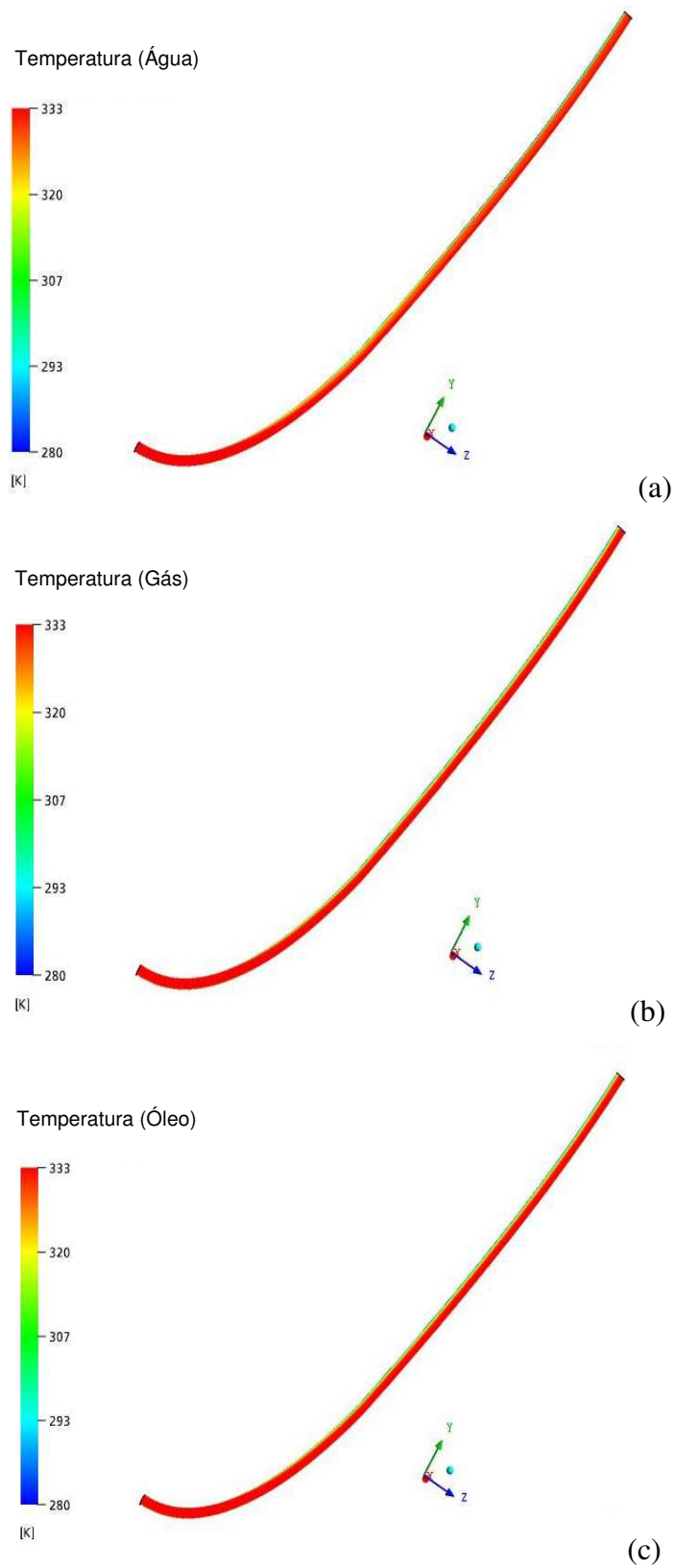


Figura 4.48: Distribuição de temperatura da água (a), gás (b) e óleo (c) na catenária de 10 metros (Caso 4).

Como visto na Figura 4.39 houve a formação de uma região de entrada hidrodinâmica que, devido a existência de três fases, não se torna completamente desenvolvida. Sendo assim, o campo de temperatura na região de entrada, observado na Figura 4.48, se dá com perfil de velocidade ainda em desenvolvimento. Como o duto tem apenas 10 m de comprimento, observa-se que o escoamento ainda está muito longe de ser completamente desenvolvido térmica e hidrodinamicamente. As Figuras 4.49 a 4.52 ilustram a distribuição de temperatura nas regiões de entrada, intermediária e saída, e ao longo do duto, das fases presentes.

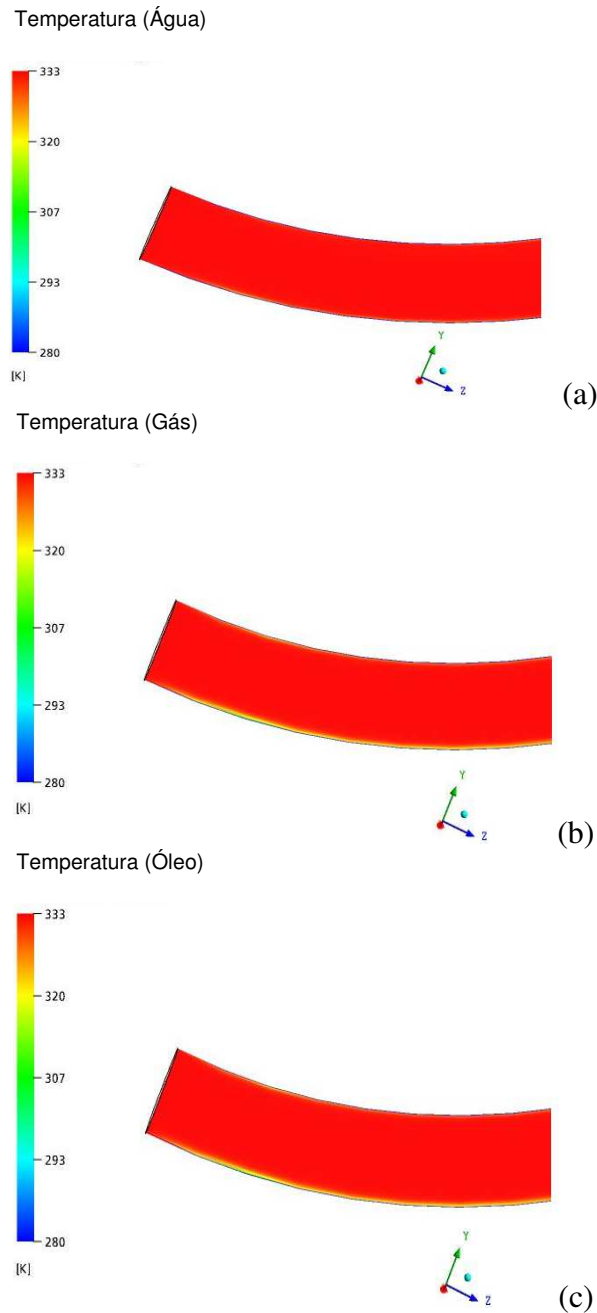
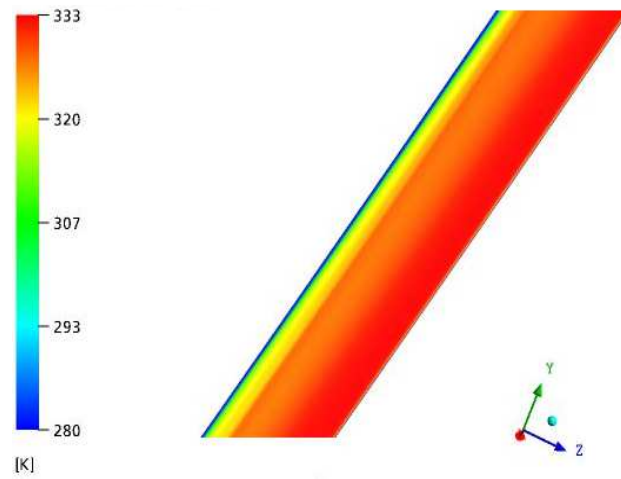


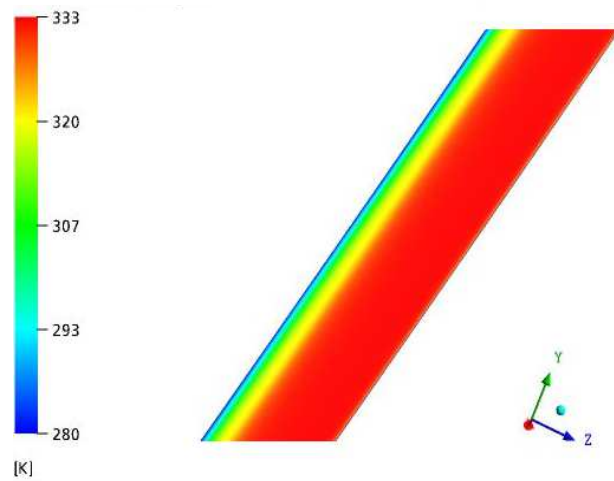
Figura 4.49: Distribuição de temperatura da água (a), gás (b) e óleo (c) na entrada da catenária de 10 metros (Caso 4).

Temperatura (Água)



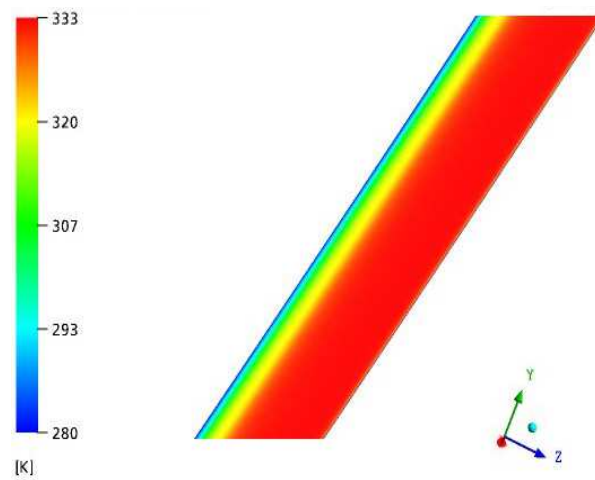
(a)

Temperatura (Gás)



(b)

Temperatura (Óleo)



(c)

Figura 4.50: Distribuição de temperatura da água (a), gás (b) e óleo (c) na região intermediária da catenária de 10 metros (Caso 4).

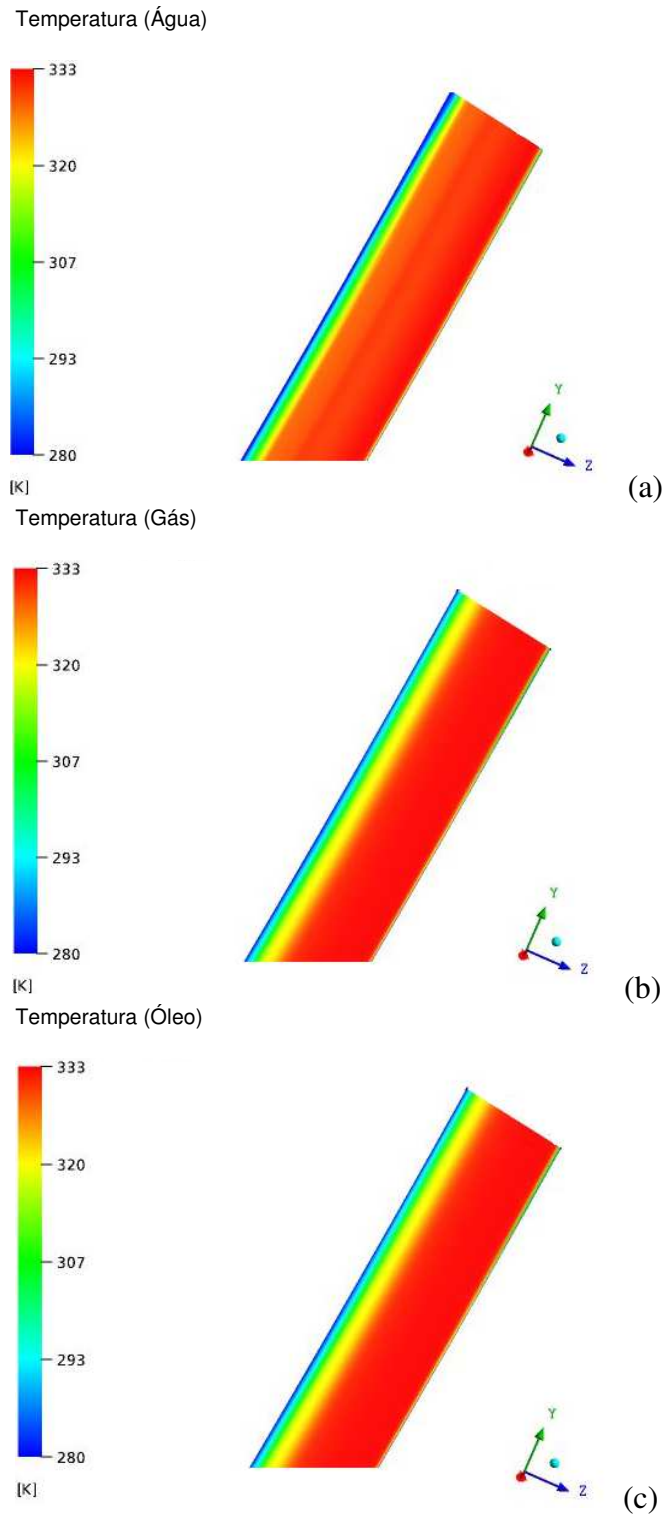


Figura 4.51: Distribuição de temperatura da água (a), gás (b) e óleo (c) na região de saída da catenária de 10 metros (Caso 4). Vista longitudinal.

Quanto à deposição de parafinas, tendo em vista a distribuição de temperatura no riser, pode-se dizer que a mesma pode ocorrer desde a entrada do duto, persistindo este processo até a saída do mesmo. Isto se deve a formação da camada limite térmica logo na entrada do duto e sua

permanência até a saída do mesmo. Na Figura 4.52 observa-se a distribuição de temperatura na região de saída do duto; a deposição de parafinas estaria delimitada entre 280K à 300K (considerando a TIAC aproximadamente 27 °C). Similarmente ao caso 1, para uma distância de aproximadamente 10 m de comprimento do duto, a extensão da região de precipitação de parafina na saída do duto representa uma área considerável da área total de sua secção.

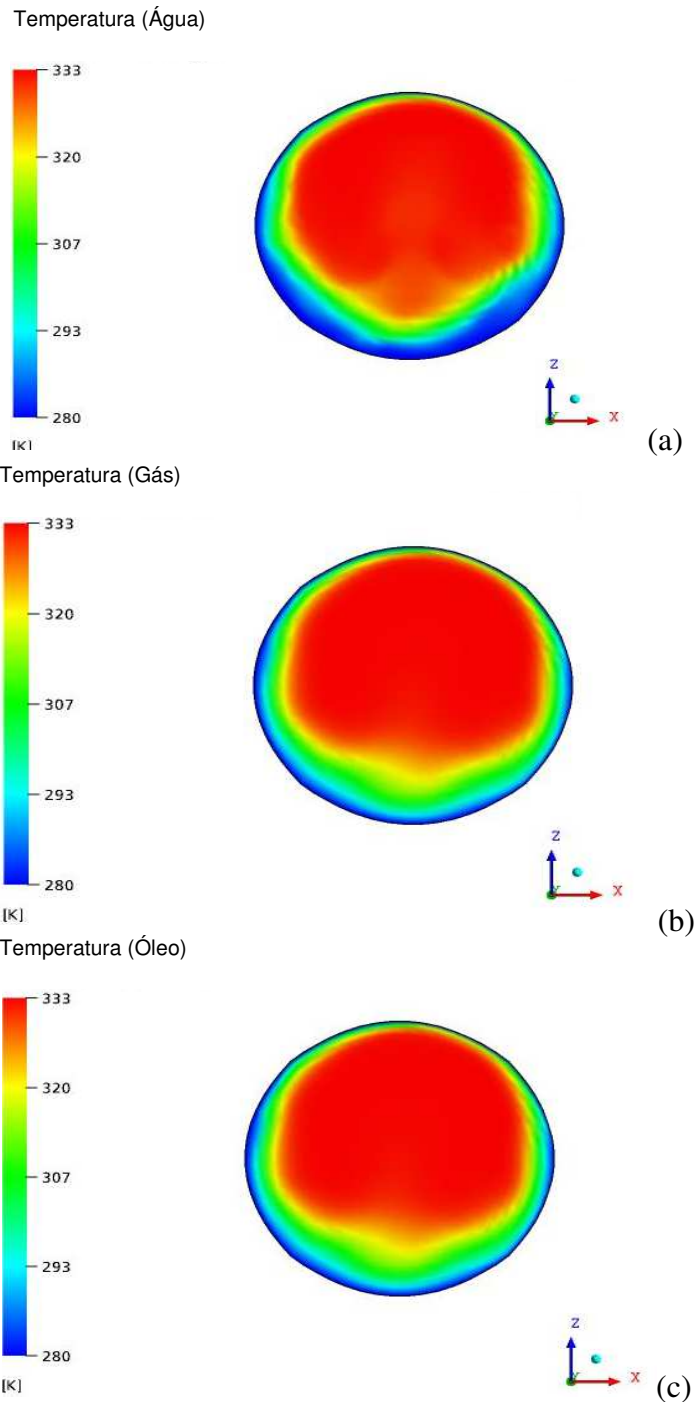


Figura 4.52: Distribuição de temperatura da água (a), gás (b) e óleo (c) na seção de saída da catenária de 10 metros (Caso 4). Vista frontal.

CAPÍTULO 5

CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

5.1 Conclusões

O petróleo e seus derivados são de utilidade para todas as classes sociais de todo o planeta e influencia nas fases do desenvolvimento da indústria, transporte e demais setores que dependem do mesmo. Apesar de ser uma reserva não renovável sua produção ao longo das últimas décadas aumentou consideravelmente em relação direta com as atividades da produção petrolífera que são de cunho fortíssimo e tornarão, quem sabe, esta forma de sociedade atual para a humanidade, caso as decisões não sejam coerentes com a realidade futura.

Para todos os casos estudados, pode-se concluir que:

- A malha utilizada juntamente com o modelo matemático proposto representaram muito bem o escoamento no interior do duto, com informações acerca do campo de pressão, temperatura, velocidade e fração de vazios;
- O campo de velocidade apresentou a formação da camada limite hidrodinâmica satisfazendo a condição de não escorregamento na parede e atingindo realmente o valor esperado de velocidade máxima no centro do duto, $V_{\text{máx}} = 2V_{\text{mistura}}$. O escoamento está hidrodinamicamente desenvolvido e em desenvolvimento térmico e ao longo do duto;

- O campo de pressão está coerente com o esperado, isto é, maior pressão na entrada do duto e menor na saída. Seu valor é dependente da fração de vazios das fases presentes. Quanto maior a fração de vazios da fase gás, menor a queda de pressão, mantidos os mesmos fluidos e as mesmas condições operacionais;
- Um valor de $\Delta P=207,00$ Pa foi necessário para deslocar um fluxo de massa de 0,7646 kg/s, 0,2297 kg/s e $1,2865 \times 10^{-4}$ kg/s para as fases óleo, água e gás, respectivamente, sem considerar os efeitos gravitacionais do fluido (caso 1). Para o caso 2, onde a fração volumétrica da fase gás foi maior que o caso 1, obteve um valor de $\Delta P=197,00$ Pa;
- A fração de vazios indicou a influência da curvatura do duto na distribuição das fases. Também foi observado o efeito da diferença de densidades na hidrodinâmica do escoamento;
- O campo de temperatura apresentou a formação da camada limite térmica mostrando que o escoamento ainda está longe de se tornar completamente desenvolvido.
- Os resultados indicam que a deposição de parafina pode ocorrer desde a entrada do duto até uma saída, atingindo uma área considerável da área total nesta seção transversal, para uma distância de aproximadamente 10 m de duto, visto que a TIAC foi de aproximadamente 300 K.

5.2 Sugestões para trabalhos futuros

- Avaliar o efeito da viscosidade do óleo e temperatura de mistura na entrada do riser sobre a termodinâmica do escoamento.
- Propor soluções alternativas para a redução das perdas de carga e de calor do petróleo para a água do mar, sobretudo em águas profundas, a fim de reduzir o problema de parafinação no duto, e otimizar o transporte de óleos pesados.
- Estudar o escoamento multifásico em dutos com comprimentos superiores a 10 m e aplicados ao escoamento de óleos pesados.
- Estudar o escoamento trifásico considerando o efeito da gravidade em três dimensões.
- Propor um modelo capaz de prever a deposição de parafina e implementá-lo no CFX visando o aprimoramento do presente estudo.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Alajvegovic, A.; Kurul, N.; Podowski, M. Z. Multiphase modelling in CFX 4. **Relatório Interno**, CMR–Center of Multiphase Research–Rensselaer Polytecnic Institute, Troy, NY 12180, USA, 1998.

ANSYS, CFX-Theory Manual, (2005).

Azevedo, L. F. A.; Teixeira, A. M. A Critic Review of the Modeling of Wax Deposition Mechanics, **Petroleum Science & Technology**, v. 21, n. 3 e 4, p. 393-408, 2003.

Bannwart, A. C.; Trevisan, O. V. Óleos Pesados: Oportunidades e Desafios para a Pesquisa, 2006, www.cepetro.unicamp.br/noticias/online/maio2006.pdf, acessado em 20/05/2011

Berg, M.; Cheong, O.; Kreveld, M.; Overmars, M. **Computational geometry: Algorithms and applications**, 3º Ed., Springer Verlag, Germany, 1997

Bidmus, H.; Mehrotra, A.K. Measurement of the liquid–deposit interface temperature during solids deposition from wax–solvent mixtures under static cooling conditions, **Energy & Fuels**, v. 22, n. 2, pp. 1174-1182. 2008.

Bordalo, S. N.; Oliveira, R. C. Deposição de parafina em dutos submarinos de petróleo na presença de fase-água, **Rio Pipeline Conference & Exposition**, Rio de Janeiro, RJ, Brasil, 2007.

Bordalo, S. N.; Oliveira, R. C. Escoamento bifásico óleo-água com precipitação de parafinas em dutos submarinos de produção de petróleo, **IV Congresso Brasileiro de P&D em Petróleo e Gás**, Campinas, SP, BRASIL, p.1-10, outubro de 2007.

Brealey, A. R.; Myers, C. S. **Princípios de finanças empresariais**. 5^a Ed. McGraw-hill. Portugal, 341p, 1998.

Brown, T. S.; Niesen, V. G.; Erickson D. D. Measurement and prediction of the kinetics of paraffin deposition, 68^o annual conference of the society of petroleum engineers, Houston, paper n. 14 SPE 26548, 1993.

Brown, T. S.; Niesen, V. G.; Erickson D. D. Measurement and prediction of the kinetics of paraffin deposition, **Journal of Petroleum Technology**, v. 47, n. 4, 1995.

Burger, E. D.; Perkins, T. K.; Striegler, J. H. Studies of wax deposition in the trans Alaska pipeline; **Journal of Petroleum Technology**. June; v.3, p. 1075-1086, 1981.

Burmeister, L.C. **Convective heat transfer**; John Wiley e Sons; New York; 1983;790 p.

Carnahan, N. F. Paraffin deposition in petroleum production; **Journal of Petroleum Technology**. v. 41, n. 10, p. 1024-1025, 1989.

Carroll, J. A. **Multivariate production systems optimization**, December 1990, 92 p, Master's Thesis , (Department of Petroleum Engineering), Stanford University.

Cavalcante, C. C. P.; Bordalo, S. N.; Morroka, C. K.; Matt, C. G. C.; Franciss, R. Influência do escoamento no movimento de oscilação de um riser rígido em catenária, Outubro, p. 76-86, **IV PDPETRO, IV Congresso Brasileiro de P & D em Petróleo e Gás**, Campinas, 2007.

Cavendish, J. C. Automatic triangulation of arbitrary planar domains for the finite element method. **International Journal for Numerical Methods in Engineering**, v. 8, n. 4, p. 670-697, 1974.

Chen, J.; Menevean, C.; Katz, J. Scale interactions of turbulence subjected to a straining-relaxation-detraining-cycle. **Journal of Fluid Mechanics**. v. 562, p. 123-150, 2006.

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

Clennel, M. B. Hidrato de gás submarino: Natureza, ocorrência e perspectivas para exploração na margem continental brasileira, **Brazilian Journal of Geophysics**, v. 18, n. 3, p. 397-409, Setembro de 2001.

Coelho, F. M.; Shiguemoto, D. A.; Morooka, C. K. Description of a vertical riser behavior in frequency and time domain, **18th International Congress of Mechanical Engineering**, CD-Rom, Ouro Preto, Minas Gerais, Brasil, 2005a.

Coelho, F. M.; Vieira, S. C; Morooka, C. K.; Costa, C. G.; Fraciss, R. Simulação numérica do comportamento de risers de produção em águas ultra profundas. **3^o Congresso Brasileiro de P&D em Petróleo e Gás**, Anais do III PDPETRO, Salvador, 2005b.

Corrêa, J. S. **Parque Industrial de Refino no Brasil—Características Atuais e Perspectivas Futuras**. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos). Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.

Costa e Silva, C. B.; Borges Filho, M. J.; Pinheiro, J. A. medição de vazão e propriedades em escoamento multifásico: solução econômica para diferentes atividades industriais. **Boletim Técnico PETROBRAS**, v. 43, n. 1, PP. 45-61, jan/mar. 2000.

Demirmen, F. Use of value of information concept in justification and ranking of subsurface appraisal. **SPE 36631. Annual Technical Conference and Exhibition**, Denver, Colorado-USA, 1996.

Dias, J. P. F. **Metodologia para calibração de rotâmetros de água operando com o fluido**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica). Departamento de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2006.

Drew, D. A. Mathematical modelling of two-phase flows. **Annual Review of Fluid Mechanics**. v. 15, n. 4, pp. 261–291, 1983.

Ellis, T. B.; Joubbert, P. N. **Acquiring and processing flow data, fluid mechanics measurements**, Taylor e Francis, 1974.

Falcone, G.; Hewitt, G. F; Alimonti, C.; Harrison, B. Multiphase Flow Metering: Current Trends and Future Developments, **Proceedings of the SPE, Annual Technical Conference and Exhibition**, New Orleans, L.A, EUA, 2002.

Ferrine, F.; Foschi, P.; Giacheta, G.; Pareschi, A.; Rimini, B. Models estimative pressure losses in gas-condensate systems, **Oil and Gas Journal**, USA, v.88, n. 19, p.120-128,1990.

Ferziger, J. H.; Péric, M. **Computacional methods for fluid dynamics**. Springer Verlag. 3° Ed, Berlin, 2002.

Fortuna, A. O. **Técnicas computacionais para dinâmica dos fluidos: Conceitos básicos e aplicações**; São Paulo; Editora Universitária de São Paulo; 426 p, 2000.

Fox, R. W.; Mcdonald, A. T. **Introdução a mecânica dos fluidos**. 6° ed. Livros Técnicos e Científicos Editora S.A., Rio de Janeiro: 1998.

França, F. A. Novas tecnologias (e desafios) na produção de petróleo no Brasil **Anais da 58ª reunião da SBPC**, Florianópolis, SC, 2006

Frisch, U.; Afonso, M. M.; Mazzino, A.; Yakhot, V. Does Multifractal theory of turbulence have logarithms in the scaling relations?, **Journal of Fluid Mechanics**, v.542, p.97-103, 2005.

Galimov, A; Nagrath, S.; Moraga, F; Drew, D.; Lahey, R.; Jansen, K. The development of interfacial drag and non-drag laws for stratified wavy flow using PHASTA-21, **56th Annual Division of Fluid Dynamics Meeting**, New Jersey, November, 2003.

Galli, A., Armstrong, M., ENSMP, Dias, M. A. G. Petrobras, The value of information: A bayesian real option approach. **SPE- Annual Technical Conference and Exhibition**, Houston, Texas, 2004.

Guermond, J. L.; Oden, J. T.; Prudhomme, S. Mathematical perspectives on large eddy simulation models for turbulent flows, **Journal of Mathematical Fluids Mechanics**, v.6, p.194-248, 2004.

Hale, D. Atomic meshes: Form seismic imaging to reservoir simulation. **Proceeding of the 8th European Conference on the Mathematics of Oil Recovery**, Freiberg, Germany, September , 2002.

Heindel, T. J.; Ramadhyani, S., Incropera, F. P. Conjugate natural convection from an array of discrete heat sources: parte 1-two-and three-dimensional model validation. **International Journal Heat and Fluid Flow**, v. 16, n. 6, p. 501-510, 1995.

Henau, V.; Raithby, G. D. A transient two fluid model for the simulation of slug flow in pipelines-I: theory, **International Journal of Multiphase Flow**, v. 21, n. 3, p. 335-349, 1995.

Hornbach, M. J.; Holbrook, W. S.; Gorman, A. R.; Hackwith, K. L.; Lizarralde, D.; Pecher, I. Direct seismic detection of methane hydrate on the blake ridge, **Geophysics**, v. 68, n. 1, p. 92-100, 2003.

Hunt, I. A.; Joubert, P. N. “Effects of small streamline curvature on turbulent duct flow”, **Journal of Fluid Mechanics**, v. 91,n. 4, p. 633-659, 1979.

Hydrate formation: problem or solution? Disponível em <http://budsoffshoreenergy.wordpress.com/2010/05/30/hydrate-formation-problem-or-solution/>. Acesso em 01 de agosto de 2011.

Incropera, F. P.; DeWitt, D. P. **Fundamentos de transferência de calor e massa**, 5º Ed., Rio de Janeiro, LTC, 2003.

Indrusiak, M. L. S.; Möller, S. V. Turbulent Flow at the outlet region of a curved rectangular divergent duct-Experimental study, **Journal of the Brazilian Society of Mechanical Sciences**, v. 21, n. 3, p. 1-18, 1999.

Kakaç, S.; Shah, R. K.; Aung, W. **Basics handbook of single-phase convective heat transfer**. Canadá: John Wiley e Sons, Inc., 1987.

Khalil, C. N.; Gentili, D. O.; Lucas, E. F. Evaluation of polymeric eter-based additives as modiferes of paraffin crystallization, **Comunicação Técnica PDP/TE, Centro de Pesquisas da Petrobrás**, n. 14, n. 4, São Carlos, agosto de 2004.

Kubota H. Y.; Suzuki, H.; Morooka, C. K. Evaluation of top tensioned riser model for experiments, **18th International Congress of Mechanical Engineering**, CD-Rom, Ouro Preto, Minas Gerais, Brasil, 2005.

Kuo, J. T.; Wallis, G. B. Flow of bubbles through nozzles, **International Journal of Multiphase Flow**, v.14, n. 5, p. 547-564, 1988.

Lagendijk, V.; Forkel, C.; Kongeter, J.; Braxein, A. three dimensional numerical modeling of multiphase flow and transport, **Journal of Environmental Science and Health** , v. 36, n. 8, p. 1473–1489, 2001.

Leiroz, A. T.; Romero, M. I.; Nieckele, A. O.; Azevedo, L. F. A. Wax deposition in laminar chanel flow, **Proceedings of the 18th International Congress of Mechanical Engineering**, CD-Rom, Ouro Preto, Minas Gerais, Brasil, 2007.

Lima Jr., M. H. A. **Verificação de critérios de estabilidade de dutos apoiados no leito do mar**. Dissertação (Mestrado de Ciências em Engenharia Civil), Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2010.

Ligero, E. L.; Costa, A. P. A.; Schiozer, D. J. Improving the Performance of Risk Analysis Applied to Petroleum Field Development. SPE 81162, **Proceedings of the SPE Latin American and Caribbean Petroleum Engineering Conference**, Port-of-Spain, Trinidad, West Indies, 27 a 30, Abril. (2003).

Lohner, R. **Applied CFD techniques-An introduction based on finite element methods**. John Wiley & Sons. LTD, 2001

Maliska, C. R. **Transferência de calor e mecânica dos fluidos computacional**, LTC, Rio de janeiro, RJ, 424 p., 2004.

Martit, S.; Shoham, O. A unified model for stratified-wavy two-phase flow splitting at a reduced T-junction with an inclined branch arm, **International Journal Multiphase Flow**. v. 23, n. 4, p.725-748, 1997.

Mavriplis, D. J. Unstructured grid techniques, **Annual Review of Fluid Mechanics**, v. 29, p. 473-514, 1997.

Mendes, P. R. S.; Braga, S. L.; Ribeiro, F. S. Obstruction of pipelines due to paraffin deposition during flow of crude oils. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 40, n. 18, p. 4319-4328, 1997.

Misra, S.; Baruah, S.; Singh, K. Paraffin problems in crude-oil production and transportation: A review, **SPE Production and Facilities (Society Petroleum Engineers)**, p. 50-54, 1995.

Morooka, C. K.; Coelho, F. M.; Shiguemoto, D. A.; Franciss, R.; Matt, C. G. C. Dinamic behavior of a top tensioned riser in frequency and time domain. In: **16th International Offshore and Polar Engineering Conference**, São Francisco, EUA, p.31-36, 2006.

Mothé, C. G.; Junior, C. S. S. Petróleo pesado e ultra-pesado: Reserva e produção mundial, **T&N Petróleo**, n. 57, p.76-81, 2007.

Munson, B. R.; Young, D. F. **Fundamentos da mecânica dos fluidos**. 2º ed. Edgard Blucher Ltda. São Paulo: 1994.

Nadler, M.; Mewers, D. The effect of gas injection on the flow of two immiscible liquids in horizontal pipes, **Chemical Engineering e Technology**, v. 18, p. 156-165, 1995.

Nogueira, V. P. P.; Netto, T. A. Avaliação numérica do colapso de dutos flexíveis por pressão externa, **4º PDPETRO, 4º Congresso Brasileiro de P & D em Petróleo e Gás**, Campinas, SP, outubro de 2007.

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

Oliveira, J. L. G. **Medição de vazão de escoamento bifásico utilizando tubo de venturi ou placa de orifício associados a um sensor de fração de vazio com campo elétrico girante**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica). Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2007.

Oliveira, M. B.; Castro, J. A.; Silva, A. J. Modeling the kinetics of hydrates formation using phase field method under similar conditions petroleum pipelines. **REM**, Ouro Preto-MG, v. 61, n. 4, p. 491-497, 2008.

Oliveira, R. C. G.; Carvalho, C. H. M.; Oliveira, M. C. K. Como aumentar a capacidade de transferência de petróleos em oleodutos. **Boletim Técnico PETROBRAS**, Rio de Janeiro, v. 43, n. 2, PP. 92-99, abril/junho, 1991.

Ouyang, L.-B.; Aziz, K. A Mechanistic model for gas-liquid flow in horizontal wells with radial influx or outflux, **Petroleum Science and Technology**, v. 20, n. 1 e 2, p. 191-222, 2002.

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

Patankar, S. V. **Numerical heat transfer and fluid flow**, Hemisphere Publishing Corporation, Washington, 197 p., 1980.

Peraire, J.; Peiro, J.; Formaggia, L.; Morgan, K.; Sienkiewicz, O. C. Finite element Euler computations in three dimensions. **International Journal for Numerical Methods in Engineering**. v. 26, n. 10, p. 2135–2159, outubro de 1988.

Pereira, P. S. D.; Maeda, K.; Morooka, C. K.; Tamura, K., Itoh, K. Experimental study on a self standing hybrid riser system throughout tests on a deep-sea model basin, **Anais 24th International Conference on Offshore Mechanics and Arctic Engineering**, Halkidiki, Grécia, 2005.

Pereira, P. S. D.; Morooka, C. K.; Shiguemoto, D. A.; Coelho, F. M. Análise da sistemática de projeto para um riser híbrido de uso em águas ultra-profundas, **Proceedings of the Rio Oil & Gás**, Rio de Janeiro, Brasil, 2006.

Pereira, V. D. **Simulação numérica de escoamentos de fluidos pelo método de elementos finitos de mínimos quadrados**, Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica). Universidade Estadual Paulista, São Paulo, 2005.

Pizzarro, S. A. L.; Boldrini, J. L. The initial value for a generalized boussinesq model. **Journal of Nonlinear Analysis**, v.36, p. 457-480, 1999.

Portella, R. C. M.; Salomão, M. C.; Blauth, M.; Duarte R. L. B. Uncertainty quantification to evaluate the value of information in deepwater reservoir. **SPE 79707** Houston, Texas USA, 2003.

Rajagopal, K.; Robaina, A. A.; Moraes, G. F.; Correia, V. S. L. A. Viscosidade de Óleos pesados com Diluentes, **4º PDPETRO, 4º Congresso Brasileiro de P & D em Petróleo e Gás**, Campinas,SP, 2007.

Rao, B. Multiphase flow models range of applicability. **CTES, L. C., Nota Técnica**, 1998. 5p.

Ribeiro F. S.; Mendes, P. R. S.; Baga, S. L. Obstruction of pipelines due to paraffin deposition during the flow of crude oils, **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v.40, n.18, p. 4319-4328, 1997.

Rodrigues, O. M. H. **Forma de interface e gradiente de pressão no padrão líquido-líquido anular ascendente**, Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica). Universidade Estadual de Campinas, São Paulo, 2002.

Rohsenow, W. M.; Itartnett J. P.; Cho, Y. I. **Handbook of heat transfer**; Third Edition, Ed. Mc Graw-Hill, 1998

Rosa, A. J.; Carvalho, R. S.; Xavier, J. A. D. **Engenharia de reservatórios de petróleo**; v. 2, Universidade corporativa, Bahia, março, 2001.

Rosa, V. R. **Otimização em localização de plataformas de produção**. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Produção) Universidade do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2006

Roveri, F. E.; Pessoa, P. R. F. Free Standing Hybrid Riser for 1800m Water Depth. In: **24th International conference on Offshore Mechanics and Arctic Engineering, Anais do 24^o OMAE, Halkidiki, Grécia, 2005.**

Santos, F. L. P. **Numerical simulation of multiphase flow system using 2D freeflow**. Master of Science in Mathematics and Computational Mathematics, ICMC / USP, Sao Carlos, Brazil, 2009

Santos, F. L. P. **Simulação numérica de escoamento multifásico utilizando o sistema freeflow 2D**. Mestrado em Ciências Matemática e Matemática Computacional, ICMC/USP, São Carlos, Brasil, 2001.

Sarmiento, R. C.; Ribbe, G. A. S.; Azevedo, L. F. A. Wax blockage removal by inductive heating of subsea pipelines. 2002. **Anais do IX Congresso Brasileiro de Engenharias e Ciências Térmicas-ENCIT**; Caxambu; Minas Gerais; Brasil.

Sbaite, P. **Extensão da curva de ponto de ebulição verdadeiros para petróleos pesados nacionais através do processo de destilação molecular**, Tese (Doutorado em Engenharia Química) Universidade Estadual de Campinas, 2005.

Silva, C. B. C.; Borges Filho, M. J.; Pinheiro, J. A. Medição de vazão e propriedades de escoamento multifásico: solução econômica para diferentes atividades industriais. **Boletim Técnico**, Rio de Janeiro, v. 43, n. 1, p. 45-61, janeiro/março, 2000.

Silva, R. C. R.; Mohamed, R. S.; Bannwart, A. C. Wettability alteration of internal surfaces of pipelines for use in the transportation of heavy oil via Core-flow, **Journal of Petroleum Science and Engineering**, v. 51, p. 17-25, 2006.

SOCIETY OF PETROLEUM ENGINEERS: **The SI Metric System of Units and SPE METRIC STANDARD**, segunda Impressão, USA, 6, 2004.

Souza, J. N. M. **Modelagem e simulação de escoamento multifásico em dutos de produção de óleo e gás natural**, Tese (Doutorado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2010.

Suslick, S. B.; Shoizer, D. J.; Rodriguez, M. R. **Uncertainty and risk analysis in petroleum exploration and production**. *Terrae*, v. 3, n. 2, p. 36-47, 2008.

Thomas, J. E. **Fundamentos de Engenharia de Petróleo**. Interciência, 2ª Ed., 2004.

Trevisan, F. E. **Padrões de fluxo e perda de carga em escoamento trifásico horizontal de óleo pesado, água e ar**, Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica), Universidade Estadual de Campinas, São Paulo. 2003.

Trevisan, O. N.; França, F. A.; Lisboa, L. C. Programa de desenvolvimento de Tecnologias para a Produção de Óleos Pesados em Campos do Mar. **CTPETRO-INT-FINEP – MCT**, Fevereiro, 2006.

Vegini, A. A.; Meier, H. F.; Mori, M. Four Phase Eulerian-Eulerian Model (E-E3 Model) for Prediction of Multiphase flow in Cyclones. **In: Proceedings of the 1st Latin American CFD Workshop Applied to the Oil Industry**, Rio de Janeiro, 2005.

Velasquez, M. I. R. **Avaliação do mecanismo de difusão molecular para a modelagem da deposição de parafina em dutos de petróleo**, Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica), Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro, 2005.

Versteeg, H. K.; Malalasekera, W. **An introduction to computational fluid dynamics the finite volume method**; England: Pearson education Limited, 1º Ed, 257p, 1995.

Vieira, L. T.; Jacob, B. P.; Fernandes, A. C.; Franciss, R. Studies on V.I.V. fatigue behavior in SCRS of hybrid riser systems, **In: Proceedings of the 21th International Conference on Offshore Mechanics and Artic Engineering**, v. 1, Oslo, Noruega, 2002.

Visintin, R. F. G.; Lapasin R.; Vignater, E.; D'Antona, P.; Lockhart, T. P. Rheological behavior and structural interpretation of waxy crude oil gels, **American Chemical Society**, v. 21, n.14, p.6240-6249, 2005.

Xavier, A. M.; Ligerio, E. L.; Schiozer, D. J. O valor da informação durante as fases de avaliação e desenvolvimento de campos de petróleo. **Anais do 3º Congresso Brasileiro de P e D em Petróleo e Gás**. Salvador Bahia. CD-Rom, 2005. 6p.

APÊNDICE

Construção da geometria e da malha

As gerações da catenária e da malha são baseadas nos comandos e ferramentas contidas no CFX. Na seqüência será mostrada a construção da malha. Para isto segue-se os seguintes passos:

- a) Abrir o CFX-5.6 que se encontra na área de trabalho do Windows ou acessar o menu iniciar-programas-CFX e clicar em CFX-5.6. Abrir uma janela mostrando CFX-5.6.
- b) Ir em “Browse” e criar um diretório com um nome qualquer. É neste diretório que são acumulados os arquivos, entre os quais, estarão os da geometria e da malha.
- c) Após criado o diretório, clica-se no botão CFX-Build. Após alguns instantes, estará aberta uma janela que mostra CFX-Build 5.6, onde estarão contidas as ferramentas e o local onde a geometria e malha serão construídas.
- d) Dá-se um clique em “file” e posteriormente em “New”. Isto abrirá uma janela de identificação em “New Database”. Em Nome do Arquivo digita-se qualquer nome para o arquivo das catenária e malha que serão construídas. A extensão deste arquivo é db e o mesmo encontra-se no diretório criado. Define-se, então o nome do arquivo (no caso: catenária), dá-se um clique em OK para ir adiante.

- e) Aparece um ambiente de trabalho de fundo escuro, abre-se também uma janela “Model Preferences”. Escolhe-se a dimensão que será usada no trabalho (no caso será usado metro) e a tolerância. É conveniente utilizar-se a “tolerância Default”. Clica-se em “Default” e posteriormente em OK.
- f) No lado esquerdo da tela na parte superior, clica-se em “Geometry”. Abrirá uma janela com algumas ferramentas próprias para a construção da geometria e da malha. O usuário irá criar os pontos iniciais: em “Action” e selecione “Create”; em “Object” selecione “Point”; em “Method” selecione XYZ; em “Point” ID List aparece a numeração que é dada aos pontos; em “Coordinates List” escreve-se as coordenadas x,y ,z. Clica-se em “Apply”.
- g) Será criada uma curva através da rotação do ponto criado anteriormente em torno do eixo Z: em “Action” seleciona-se “Create”; em “Object” seleciona-se “Curve”; em “Method” seleciona-se “Revolve”. Vai em “Total Engle” e clica-se em 360°; em “Point List” seleciona-se “Point 1”; clica-se em “Apply”, e obtém-se a Figura 3.1, a seguir.

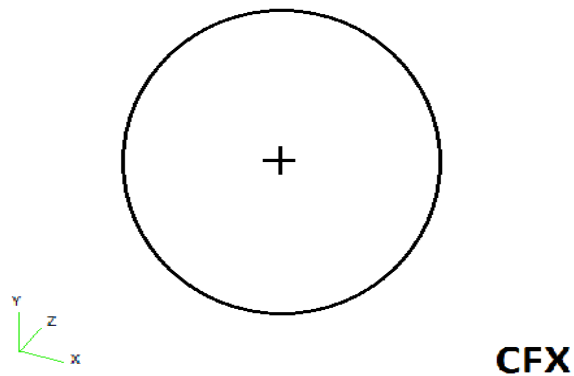


Figura A.1: Rotação de 360° em torno do ponto 1.

- h) Nesta etapa serão construídos os pontos que formarão a superfície de revolução: em “Action” seleciona-se “Create”; em “Object” seleciona-se “Surface”; clica-se em “Coordinates List” e em seguida digita-se os pontos, após digitar cada ponto, clica-se sempre em “apply” e os pontos são: [0 0 0]; [0 0,06 0,388]; [0 0,246 0,777]; [0 0,576 1,166]; [0 1,08 1,555]; [0 1,8 1,944]; [0 6,17 3,111]; [0 2,83 2,333]; [0 8,81 3,5].

- i) Vai em create e clica em “curve”; vai em “point” e digita-se 3 “point”; a seguir clica em cima de cada ponto criado anteriormente e clica-se em “apply”, conforme ilustrado na Figura 3.2.

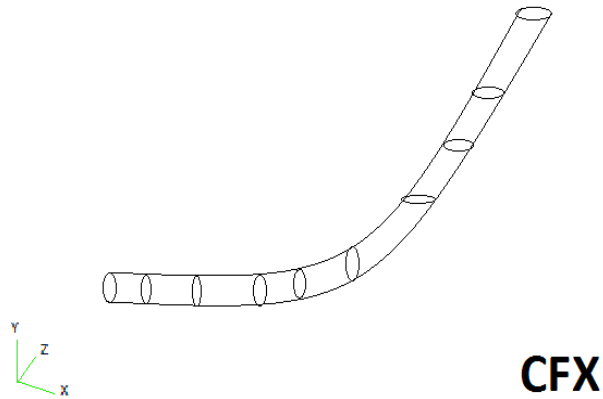


Figura A.2: Representação da superfície gerada pelos pontos.

- j) Clica-se em create em “surface” e em “glide”, aparecerá na tela uma janela com a “denominação Glide Input Option” clica-se em “Normal Project Glide”; seleciona-se clicando-se em cima da catenária em seguida, vai em “Direct Curve List” e em “Curve” digita-se 3:6; vai novamente em “Create” em “Surface” em “Curve”, em “Curve List” clica-se em “Curve 1” e clica-se em “Apply”; vai para “Outer Loop List” e em “Surface” digita-se 4:2.
- k) Seleciona-se a imagem da catenária e solta vai em “Create” em “Solid” em “B-Rep” desta forma esta pronta a catenária.
- l) Em “Name” digita-se Entradaaguaoleogas e clica em “Apply”; vai novamente em “Name” digita-se Saidaoleoaguagas vai em “Apply” e clica (ver Figura 3.3).
- m) No menu superior clica-se em “Mesh” vai para “Maximum Edge Length” e digita-se 0.02 e clica-se em “Apply” vai em “Object” e clica em “Inflation Parame” vai em “Number Of Layers” e digita-se 7 novamente clica-se em “Apply” em “Create” e em “Object” clica em “Inflated Boundary”.

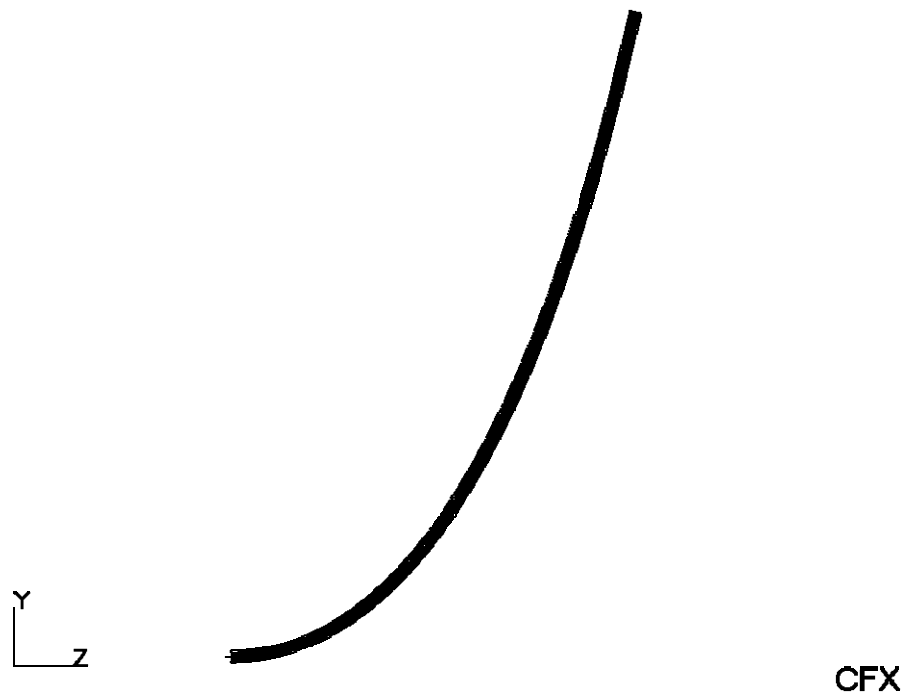
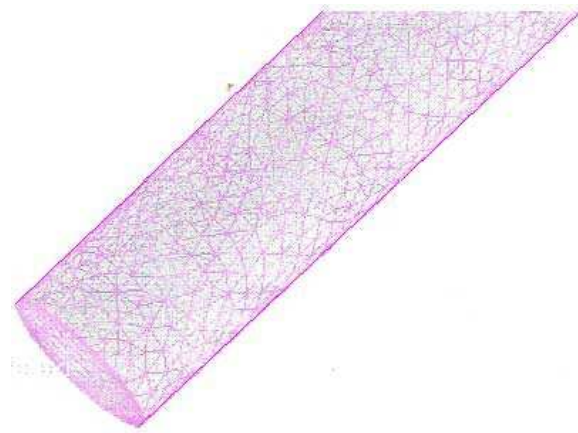


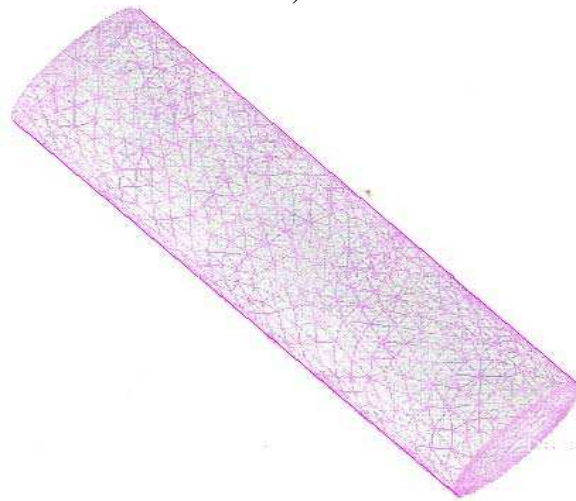
Figura A.3: Representação da catenária

- n) Em baixo seleciona-se “Default” e clica-se em “Apply” vai em “Create’ em “Surface Mesh” clica-se em “Display Mesh” e a seguir clica-se em “Apply”; aparecerá à malha juntamente com a catenária vai em “Write File” e clica-se, a seguir vai em “Shutdown CFX-Biuld” e clica-se em “Apply”, desta forma encerram-se os procedimentos de construção da malha e da catenária.
- o) Agora para escrever o arquivo de malha aciona-se no menu superior o botão “Write File”, em “Action” escolhe-se “Write” e clica em “Apply”. Então a malha é lançada para o CFX-Pre que é aberto automaticamente. No diretório escolhido pelo usuário será gerado um arquivo de malha, esse arquivo possui a extensão.gtm.

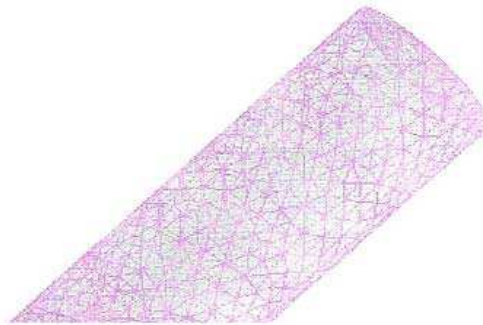
A Figura 3.4 a seguir apresenta-se alguns detalhes da malha numérica.



a)



b)



c)

Figura A.4: malha numérica da catenária. a) Vista da entrada, b) Vista do trecho intermediário e c) Vista da seção de saída.