



COPPE/UFRJ

ANÁLISE TERMO-FLUIDO-DINÂMICA DE ESCOAMENTO BIFÁSICO ÓLEO-
ÁGUA EM TUBULAÇÕES COMPOSTAS DE MULTICAMADAS COM
AQUECIMENTO ELÉTRICO ATIVO

Gabriel Paes Machado de Andrade

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Oceânica, COPPE, da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Engenharia Oceânica.

Orientadores: Murilo Augusto Vaz

Su Jian

Rio de Janeiro

Junho de 2009

Livros Grátis

<http://www.livrosgratis.com.br>

Milhares de livros grátis para download.

ANÁLISE TERMO-FLUIDO-DINÂMICA DE ESCOAMENTO BIFÁSICO ÓLEO-
ÁGUA EM TUBULAÇÕES COMPOSTAS DE MULTICAMADAS COM
AQUECIMENTO ELÉTRICO ATIVO

Gabriel Paes Machado de Andrade

DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DO INSTITUTO ALBERTO
LUIZ COIMBRA DE PÓS-GRADUAÇÃO E PESQUISA DE ENGENHARIA
(COPPE) DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE
DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE
EM CIÊNCIAS EM ENGENHARIA OCEÂNICA.

Aprovada por:

Prof. Murilo Augusto Vaz, Ph.D.

Prof. Su Jian, D.Sc.

Prof. Segen Farid Estefen, Ph.D.

Dr. Rafael Familiar Solano, D.Sc.

RIO DE JANEIRO, RJ - BRASIL

JUNHO DE 2009

Andrade, Gabriel Paes Machado de

Análise Termo-Fluido-Dinâmica de Escoamento Bifásico Óleo-Água em Tubulações Compostas de Multicamadas com Aquecimento Elétrico Ativo / Gabriel Paes Machado de Andrade. – Rio de Janeiro: UFRJ / COPPE, 2009.

XX, 117 p.: il.; 29,7 cm.

Orientadores: Murilo Augusto Vaz

Su Jian

Dissertação (mestrado) – UFRJ/ COPPE/ Programa de Engenharia Oceânica, 2009.

Referencias Bibliográficas: p. 104-111.

1. Análise Termodinâmica. 2. Escoamento Óleo-água. 3. Aquecimento Elétrico Ativo. I. Vaz, Murilo Augusto *et al.* II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, Programa de Engenharia Oceânica. III. Título.

Agradecimentos

Aos professores Murilo Vaz e Su Jian, orientadores desse trabalho, pela partilha do conhecimento, pelas discussões e direcionamento, e pelo comprometimento em fazer desta dissertação um bom trabalho.

À Shell Brasil, em especial nas pessoas dos meus, antigo e atual supervisores, Olivier Wambersie e David Dutsch, por todo apoio e incentivo para que completasse essa importante etapa de desenvolvimento profissional. E aos colegas de trabalho que de uma forma ou de outra me apoiaram para que concluísse este trabalho.

Aos meus pais, familiares e amigos pelo suporte e paciência nos momentos em que foi mais necessário dedicar meu tempo intensivamente ao desenvolvimento dessa dissertação.

E principalmente à Deus, que é sentido e razão da minha vida, aquele que posso sempre confiar, e que pela força do Espírito Santo me levou a alcançar mais essa vitória.

Resumo da Dissertação apresentada à COPPE/UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências (M.Sc.)

ANÁLISE TERMO-FLUIDO-DINÂMICA DE ESCOAMENTO BIFÁSICO ÓLEO-
ÁGUA EM TUBULAÇÕES COMPOSTAS DE MULTICAMADAS COM
AQUECIMENTO ELÉTRICO ATIVO

Gabriel Paes Machado de Andrade

Junho/2009

Orientadores: Murilo Augusto Vaz

Su Jian

Programa: Engenharia Oceânica

Atualmente um dos principais desafios enfrentados na exploração e produção de petróleo *offshore* é o escoamento de óleos pesados. Devido à crescente escassez de óleos leves e ao aumento da demanda mundial de energia, cada vez mais se faz necessário a produção desse tipo de óleo, e conseqüentemente, estudos para modelar esse escoamento têm sido largamente intensificados. Neste estudo, primeiramente é apresentada uma revisão bibliográfica sobre a exploração de óleos pesados e garantia de escoamento, destacando o aquecimento ativo e sua aplicação em campos de águas profundas, assim como uma revisão de trabalhos referentes a escoamento multifásicos e suas características. Foi feita uma análise termodinâmica do escoamento para dutos compostos por multicamadas, e assim desenvolvido um modelo matemático para um escoamento óleo-água, característico de óleos pesados, considerando a presença do fenômeno da emulsão e a inversão de fase da mistura. Por fim, foram apresentados resultados para uma análise do escoamento, com ênfase na perda de carga do sistema, utilizando-se um sistema de aquecimento elétrico ativo, levando em conta cenários com diferentes vazões mássicas.

Abstract of Dissertation presented to COPPE/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science (M.Sc.)

THERMO-FLUID-DYNAMIC ANALYSIS OF AN OIL-WATER BIPHASIC FLOW
IN MULTILAYER COMPOSED PIPELINES WITH ELECTRICAL ACTIVE
HEATING

Gabriel Paes Machado de Andrade

June/2009

Advisors: Murilo Augusto Vaz

Su Jian

Department: Ocean Engineering

Currently one of the major challenges faced in the offshore petroleum exploration and production is the heavy oil flow. Due to the increasing scarcity of light oil and the growth of the global energy demand, the production of such oil has become more necessary, and therefore studies to carry out flow models have been largely reinforced. In this study, a literature review on the exploration of heavy oils and flow assurance is firstly performed, highlighting the active heating and its application on deep water fields, and a review of researches related to multiphase flow and its characteristics. A thermodynamic analysis of the flow through multilayered pipelines was carried out, and thus developed a mathematical model for an oil-water flow, characteristic of heavy oils, considering the presence of the emulsion phenomenon and mixture phase inversion. Finally, results were presented for an analysis of the flow, emphasizing the system pressure drop, using an electrical active heating system, taking into account scenarios with different mass flow rates.

Sumário

Lista de Figuras.....	x
Lista de Tabelas.....	xv
Nomenclatura.....	xvi
Capítulo 1 - Introdução.....	1
Capítulo 2 - Revisão Bibliográfica.....	8
2.1 Garantia de Fluxo.....	8
2.2 Aquecimento Ativo em Dutos.....	11
2.3 Correlações de Viscosidade para Óleo.....	17
Capítulo 3 - Escoamento Multifásico.....	29
3.1 Escoamento Bifásico com Emulsão.....	30
3.2 Correlações para Viscosidade da Emulsão.....	35
3.3 Queda de Pressão e Correlações para Fator de Atrito.....	40
3.4 Inversão de Fase.....	47
Capítulo 4 - Modelo Matemático para Escoamento Bifásico em Dutos.....	51
4.1 Análise da Transferência de Calor Fluido-Ambiente.....	51
4.2 Sistema de Aquecimento Elétrico.....	55
4.3 Calor Específico.....	58
4.3.1 Variação do Calor Específico da Água.....	58
4.3.2 Variação do Calor Específico do Óleo.....	59

4.3.3 Calor Específico para Escoamento Bifásico	61
4.4 Viscosidade para Escoamento Bifásico	61
4.4.1 Correlação de Viscosidade do Óleo.....	61
4.4.2 Viscosidade da Mistura Óleo-Água.....	63
4.5 Densidade da Mistura	64
4.6 Fator de Atrito	65
4.8 Acréscimo de Água à Mistura e Ponto de Inversão.....	68
4.9 Fluxograma do Modelo Matemático	69
 Capítulo 5 - Análise de Dados e Resultados	 71
5.1 Validação do Modelo Matemático	72
5.2 Comparação entre Calor específico Constante e Variável... 77	
5.3 Queda de Pressão para Escoamento Bifásico em Dutos Horizontais	82
5.3.1 Aquecimento Ativo.....	82
5.3.2 Aumento do Vazão de Massa	85
5.3.3 Aumento da Fração de Água.....	87
5.4 Influência da Emulsão na Queda de Pressão para Escoamento Bifásico em Dutos Horizontais.....	91
5.4.1 Aquecimento Ativo.....	91
5.4.2 Aumento do Vazão de Massa	94
5.4.3 Aumento da Fração de Água.....	96
 Capítulo 6 - Conclusões.....	 101
 Referências Bibliográficas	 104

Apêndice A: Correlações de Viscosidade para Óleo Saturado ou no Ponto de Bolha..... 112

Apêndice B: Correlações para Óleo abaixo do Ponto de Saturação 115

Lista de Figuras

Figura 2.1: Configurações dos dutos do trabalho de Fleyfel <i>et al.</i> (2004)	12
Figura 2.2: Sistema de aquecimento de Urdahl <i>et al.</i> (2003)	14
Figura 2.3: Gráfico $\mu \times T$ da correlação de viscosidade (em cp) publicada por Beal ...	18
Figura 2.4: Gráfico $\mu \times T$ da correlação de viscosidade (em cp) publicada por Beggs e Robinson	19
Figura 2.5: Gráfico $\mu \times T$ da correlação de viscosidade (em cp) publicada por Egbogah- Jacks (sem <i>Pour Point</i>)	20
Figura 2.6: Gráfico $\mu \times T$ da correlação de viscosidade (em cp) publicada por Egbogah- Jacks modificada para óleos ultrapesados	21
Figura 2.7: Gráfico $\mu \times T$ da correlação de viscosidade (em cp) publicada por Egbogah- Jacks modificada óleos pesados	22
Figura 2.8: Gráfico $\mu \times T$ da correlação de viscosidade (em cp) publicada por Glaso .	23
Figura 2.9: Gráfico $\mu \times T$ da correlação de viscosidade (em cp) publicada por Kartoatmodjo	24
Figura 2.10: Gráfico $\mu \times T$ da correlação de viscosidade (em cp) publicada por Kartoatmodjo modificada	25
Figura 2.11: Gráfico $\mu \times T$ da correlação de viscosidade (em cp) publicada por Labedi	26
Figura 2.12: Gráfico $\mu \times T$ da correlação de viscosidade (em cp) publicada por Petrosky e Farshad	27
Figura 2.13: Gráfico $\mu \times T$ comparado as correlações de viscosidade (em cp) para óleos pesados publicadas por Bennison (1998)	28
Figura 3.1: Padrões de escoamento vertical	31
Figura 3.2: Padrões de escoamento horizontal	32
Figura 3.3: Modelo de quatro camadas de Shi <i>et al.</i> (2003)	34
Figura 3.4: Grau de estabilidade cinética de emulsões – Woelflin (1942)	36
Figura 3.5: Esquemático do processo de inversão do fluxo da mistura óleo-água segundo Arirachakaran <i>et al.</i> (1989)	48
Figura 3.6: Gráfico da fração de água necessária para inverter a fase da mistura em função da viscosidade	50

Figura 4.1 – Duto revestido com isolamento multi-camadas e sistema elétrico resistivo distribuído em torno da linha de escoamento - Figura tirada de Denniel e Laouir (2001)	55
Figura 4.2 – Seção transversal do duto composto por multi-camadas (SU <i>et al.</i> , 2004) 56	
Figura 4.3 – Distribuição dos cabos do sistema de aquecimento elétrico – (SU <i>et al.</i> , 2004).....	56
Figura 4.4 – Gráfico da variação do calor específico da água em função da temperatura (YOUNG e FREEDMAN, 2003)	59
Figura 4.5 – Gráfico do calor específico em função da temperatura e do grau API (KERN, 1950).....	60
Figura 4.6 – Fluxograma de fórmulas do modelo matemático.....	70
Figura 5.1: <i>Layout</i> da tubulação do modelo feito no <i>software</i> PIPESIM.....	73
Figura 5.2: Gráfico da queda de pressão em função do aumento da fração de água na mistura – Comparação entre os resultados do modelo matemático e o do PIPESIM	76
Figura 5.3: Perfil de temperatura com calor específico constante para vazão de massa igual a 20, 25 e 30 <i>kg / s</i>	78
Figura 5.4: Perfil de temperatura com calor específico variável para vazão de massa igual a 20, 25 e 30 <i>kg / s</i>	78
Figura 5.5: Perfil de temperatura com calor específico constante para taxa de calor iguais a 0, 20 e 40 <i>W / m</i>	79
Figura 5.6: Perfil de temperatura com calor específico variável para taxa de calor iguais a 0, 20 e 40 <i>W / m</i>	79
Figura 5.7: Gráfico da queda de pressão versus Taxa de calor adicionado ao sistema usando a correlação de viscosidade de Kartoatmodjo – Comparação entre o calor específico constate e o variável	80
Figura 5.8: Gráfico da queda de pressão versus Taxa de calor adicionado ao sistema usando a correlação de viscosidade de Glaso – Comparação entre o calor específico constate e o variável	81
Figura 5.9: Gráfico da queda de pressão versus Taxa de calor adicionado ao sistema usando a correlação de viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada – Comparação entre o calor específico constate e o variável	81

Figura 5.10: Gráfico da queda de pressão versus Taxa de calor adicionado ao sistema usando a correlação de viscosidade de Kartoatmodjo para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg / s – Método de “Fase Contínua” com 20% de fração de água ...	83
Figura 5.11: Gráfico da queda de pressão versus taxa de calor adicionado ao sistema usando a correlação de viscosidade de Glaso para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg / s – Método de “Fase Contínua” com 20% de fração de água.....	84
Figura 5.12: Gráfico da queda de pressão versus taxa de calor adicionado ao sistema usando a correlação de viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg / s – Método de “Fase Contínua” com 20% de fração de água.....	84
Figura 5.13: Gráfico da queda de pressão versus vazão de massa usando a correlação de viscosidade de Kartoatmodjo para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W / m – Método de “Fase Contínua” com 20% de fração de água	85
Figura 5.14: Gráfico da queda de pressão versus vazão de massa usando a correlação de viscosidade de Glaso para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W / m – Método de “Fase Contínua” com 20% de fração de água	86
Figura 5.15: Gráfico da queda de pressão versus vazão de massa usando a correlação de viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W / m – Método de “Fase Contínua” com 20% de fração de água	86
Figura 5.16: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Kartoatmodjo – Método de “Fase Contínua” para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W / m	88
Figura 5.17: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Kartoatmodjo – Método de “Fase Contínua” para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg / s	88
Figura 5.18: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Glaso – Método de “Fase Contínua” para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W / m	89
Figura 5.19: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Glaso – Método de “Fase Contínua” para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg / s	89

Figura 5.20: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada – Método de “Fase Contínua” para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W / m	90
Figura 5.21: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada – Método de “Fase Contínua” para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg / s	90
Figura 5.22: Gráfico da queda de pressão versus taxa de calor adicionado ao sistema usando a correlação de viscosidade de Kartoatmodjo para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg / s – Método de emulsão de Brinkman com 20% de fração de água	92
Figura 5.23: Gráfico da queda de pressão versus taxa de calor adicionado ao sistema usando a correlação de viscosidade de Glaso para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg / s – Método de emulsão de Brinkman com 20% de fração de água	93
Figura 5.24: Gráfico da queda de pressão versus taxa de calor adicionado ao sistema usando a correlação de viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg / s – Método de emulsão de Brinkman com 20% de fração de água.....	93
Figura 5.25: Gráfico da queda de pressão versus vazão de massa usando a correlação de viscosidade de Kartoatmodjo para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W / m – Método de emulsão de Brinkman com 20% de fração de água.....	95
Figura 5.26: Gráfico da queda de pressão versus vazão de massa usando a correlação de viscosidade de Glaso para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W / m – Método de emulsão de Brinkman com 20% de fração de água.....	95
Figura 5.27: Gráfico da queda de pressão versus vazão de massa usando a correlação de viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W / m – Método de emulsão de Brinkman com 20% de fração de água.....	96
Figura 5.28: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Kartoatmodjo – Método de emulsão de Brinkman para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W / m	98
Figura 5.29: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Kartoatmodjo – Método de emulsão de Brinkman para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg / s	98

Figura 5.30: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Glaso – Método de emulsão de Brinkman para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W/m	99
Figura 5.31: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Glaso – Método de emulsão de Brinkman para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg/s	99
Figura 5.32: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada – Método de emulsão de Brinkman para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W/m	100
Figura 5.33: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada – Método de emulsão de Brinkman para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg/s	100

Lista de Tabelas

Tabela 1.1: Classificação dos óleo segundo o grau API.....	1
Tabela 3.1: Parâmetros para correlação de atrito em função do padrão de escoamento	43
Tabela 5.1: Condutividade térmica e geometria do duto.....	72
Tabela 5.2: Coeficientes de transferência de calor do duto.....	72
Tabela 5.3: Dados da tubulação para o modelo de escoamento do PIPESIM.....	74
Tabela 5.4: Dados de transferência de calor para o modelo de escoamento do PIPESIM	74
Tabela 5.5: Dados do óleo para o modelo de escoamento do PIPESIM	74
Tabela 5.6: Dados de viscosidade do óleo para o modelo de escoamento do PIPESIM	74
Tabela 5.7: Dados do escoamento para o modelo de escoamento do PIPESIM	74
Tabela 5.8: Dados de operação para o modelo de escoamento do PIPESIM.....	75
Tabela 5.9: Redução na queda de pressão devido ao aquecimento para cada correlação de viscosidade.....	92

Nomenclatura

A	Área da seção reta transversal do duto
c_p	Calor específico
$c_{p,f}$	Calor específico do fluido
$c_{p,d}$	Calor específico da fase dispersa
$c_{p,c}$	Calor específico da fase contínua
$c_{p,m}$	Calor específico da mistura
C_w	Concentração de surfactante na fase da água
D	Diâmetro interno do duto
e	Número neperiano
e_r	Rugosidade
f_d	Fator de atrito de Darcy
f_f	Fator de atrito de Fanning
h_1	Coeficiente de transferência de calor entre a camada mais interna e o fluido produzido
h_a	Coeficiente de transferência de calor entre a camada mais externa e o fluido ambiente
k_i	Condutividade térmica
K	Coeficiente de divisão
L	Comprimento do duto
\dot{M}_f	Vazão de massa do fluido de produção

N	Número de pontos onde foi calculado o percentual de erro da queda de pressão entre os modelos
P	Pressão
P_b	Pressão no ponto de bolha
$q(r)$	Taxa de calor ao longo do raio
q	Fluxo de calor
$\dot{q}(z)$	Geração linear de calor ao longo do comprimento do duto
Q	Potência Térmica
\dot{Q}	Demanda de aquecimento ativo
r_i	Raio interno do duto
r_{i+1}	Raio externo da i-ésima camada
r'	Raio das micro-bolhas
Re_m	Número de Reynolds da mistura
$Re_m(z)$	Número de Reynolds da mistura ao longo do comprimento do duto
SG	Densidade específica do óleo
T	Temperatura
$T(z)$	Perfil de temperatura
T_f	Temperatura do fluido
T_1	Temperatura da superfície de contato
T_i	Temperatura na i-ésima camada
$T_{f, en}$	Temperatura do fluido na entrada do duto
$T_{f, saída}$	Temperatura do fluido na saída do duto
T_a	Temperatura da água do fundo do mar

$T_{\min a}$	Temperatura mínima para formação de cera
u_m	Velocidade superficial da mistura
$u_m(z)$	Velocidade superficial da mistura em função do comprimento do duto
u_c	Velocidade superficial da fase contínua
u_d	Velocidade superficial da fase dispersa
u_a	Velocidade superficial da água
u_o	Velocidade superficial do óleo
U	Coefficiente global de transferência de calor
$\%E$	Erro percentual entre as quedas de pressão do PIPESIM e do modelo matemático para cada fração de água
$\overline{\%E}$	Erro percentual médio
$-\frac{dP}{dz}$	Gradiente de pressão
$-\frac{dP_F}{dz}$	Gradiente de pressão proveniente do atrito
$-\frac{dP_G}{dz}$	Gradiente de pressão proveniente da gravidade
$-\frac{dP_A}{dz}$	Gradiente de pressão proveniente da aceleração

Símbolos Gregos

α_i	Difusividade térmica
ε_{inv}	Fração de água necessária para inverter a mistura
ε_a	Fração de água da mistura
ε_o	Fração de óleo da mistura
ε_d	Concentração volumétrica da fase dispersa
ε_c	Concentração volumétrica da fase contínua
$\dot{\gamma}$	Taxa de deformação
κ	Razão da fase dispersa da viscosidade para a fase contínua da viscosidade
ρ	Densidade
ρ_m	Densidade da mistura
ρ_a	Densidade da água
ρ_o	Densidade do óleo
ρ_d	Densidade da fase dispersa
ρ_c	Densidade da fase contínua
τ_w	Tensão de cisalhamento
μ_m	Viscosidade da mistura
μ_d	Viscosidade da fase dispersa
μ_c	Viscosidade da fase contínua
μ_o	Viscosidade do óleo
μ_{ob}	Viscosidade do óleo no ponto de bolha (saturado)

μ_{od}	Viscosidade para <i>dead oil</i>
$\mu_m(z)$	Viscosidade da mistura ao longo do comprimento do duto
$\mu_o(z)$	Viscosidade do óleo ao longo do comprimento do duto
$\mu_a(z)$	Viscosidade da água ao longo do comprimento do duto
$\mu_c(z)$	Viscosidade da fase contínua em função do comprimento do duto
ΔP	Queda de pressão
ΔT_m	Diferença média da temperatura entre o fluido produzido que escoo pelo duto e a água do mar
ϕ_{pack}	Fração de volume da fase dispersa próximo ao momento em que a quantidade de bolhas é máxima
ϕ_{100}	Fração do volume da fase dispersa quando a razão da viscosidade é 100
Γ	Excesso de superfície

Capítulo 1 - Introdução

Desde a década de 70 o petróleo vem movendo a economia mundial, tendo em vista que ele representava 50% da energia primária consumida no mundo naquela época. Desde então, segundo a Agência Internacional de Energia, este número caiu um pouco, mas o petróleo ainda deve continuar sendo a principal fonte de energia do mundo por algumas décadas (MOTHÉ e SILVA, 2007). E devido a este fato, cada vez mais cresce a procura de novas reservas de petróleo na natureza. Porém, o óleo cru se apresenta de vários tipos diferentes onde podem variar, entre outras características, de densidade, viscosidade e acidez. A indústria do petróleo utiliza uma classificação segundo o grau API (*American Petroleum Institute*) que está em função da densidade do líquido.

Veja a equação (1.1) que é usada para calcular o grau API de um óleo:

$$^{\circ}API = \left(\frac{141,5}{SG} \right) - 131,5 \quad (1.1)$$

Sendo que SG é a densidade específica do óleo. A densidade específica é a razão entre as densidades do óleo e da água.

Segundo a Agência Nacional do Petróleo, Gás e Bio Combustíveis - ANP, os óleos são classificados de acordo com o grau API, vide Tabela 1:

Tabela 1.1: Classificação dos óleo segundo o grau API

Óleo Leve	$^{\circ}API \geq 31,1^{\circ}$
Óleo Médio	$31,1^{\circ} > ^{\circ}API \geq 22,3^{\circ}$
Óleo Pesado	$22,3^{\circ} > ^{\circ}API \geq 12^{\circ}$
Óleo Ultrapesado	$^{\circ}API < 12^{\circ}$

Os óleos leves, também chamados de convencionais, dominaram o cenário de produção ao longo da história da indústria de petróleo. Os dois motivos principais: os óleos leves são tecnicamente mais fáceis de serem produzidos, portanto a um custo menor; e óleos leves rendem, depois de refinados, produtos com maior valor agregado,

tais como GLP (Gás Liquefeito de Petróleo), gasolina, querosene e diesel, segundo Bannwart e Trevisan (2006). Há no Brasil, entretanto, grandes reservas de óleos pesados. Elas têm sido encontradas quando, em realidade, procura-se por jazidas de óleos leves.

Atualmente as empresas de petróleo vem encontrando grandes barreiras no que diz respeito à reposição de reservas, isto é, o volume de produção tem sido maior do que o volume de novas descobertas, sendo assim, suas reservas se tornam cada vez menores.

As reservas de óleo pesado e ultrapesado no mundo estão estimadas em 435 bilhões de barris equivalentes, 1,5 vezes inferiores às reservas de óleos leves (600 bilhões de barris equivalentes), mas estas já foram 50% produzidas. Na América do Sul e Central estão 61% (334,94 bilhões de barris) destas reservas conhecidas. No Brasil o local que reúne a maior quantidade de óleo pesado é em águas profundas da Bacia de Campos, que é responsável por cerca de 90% da produção de todo petróleo nacional (MOTHÉ e SILVA, 2007).

Geralmente as empresas priorizam o desenvolvimento de campos com maior volume de reserva encontrada, melhor qualidade do óleo e com o menor custo com relação à tecnologia que será aplicada. Porém, devido a frequente escassez de novas reservas, essas empresas têm se rendido à decisão de investir em campos com óleo mais pesado que são de uma pior qualidade e que necessitam de tecnologias mais avançadas, e por isso mais caras, para a sua produção e comercialização.

A filosofia aplicada no Brasil para campos localizados em águas profundas é desenvolver em estágios, começando com um sistema de produção antecipada, que tinha como objetivo coletar informações a respeito dos reservatórios e dos fluidos produzidos visando adquirir dados o bastante para desenvolver o mais apropriado conceito tecnológico para produzir o óleo do campo permanentemente (CARDOSO *et al.*, 2003). Um aspecto relevante com relação à exploração e produção de óleo *offshore* no Brasil é que uma significativa parte das reservas está localizada em águas profundas (profundidades maiores do que 400m) ou ultraprofundas (profundidades maiores do que 1000m), segundo Estrella (2003). Neste ambiente a garantia de fluxo aparece como um desafio ainda maior devido às altas pressões e baixas temperaturas, principalmente quando concomitantemente é encontrada a realidade de óleos pesados.

Segundo França (2006), no Brasil, a participação dos óleos pesados no volume produzido ainda é pequena, porém analistas afirmam que para que o cenário favorável da atualidade seja mantido, em 2010 o Brasil necessitaria produzir entre 10% e 20% de

óleo pesado, e já existem campos em desenvolvimento e produção com foco em óleos pesados, como por exemplo: Jubarte, Parque das Conchas, Siri e Atlanta & Oliva.

Os óleos pesados são compostos por hidrocarbonetos de grande peso molecular, conseqüentemente têm alta densidade relativa. As moléculas mais intrincadas produzem impactos no refino, sendo assim os processos são mais complexos, e uma maior quantidade de energia será necessária para a obtenção dos produtos de maior consumo. A densidade também é relacionada com a presença de conteúdos de produtos indesejados como asfaltenos, componentes metálicos como níquel e vanádio, além de enxofre. Com relação a Razão Gás-Óleo (RGO), os reservatórios são jazidas com baixa densidade de energia. Esse tipo de óleo tem baixa presença de gás, e algumas vezes chega a ser desprezível a quantidade de gás no óleo pesado, resultando assim numa baixa densidade de energia nas jazidas, induzindo baixas eficiências de recuperação e baixos índices de produtividades dos poços.

No que diz respeito ao reservatório, os óleos pesados estão situados em reservatórios rasos, constituídos de areias não-consolidadas. Esta característica, que eventualmente trará problemas durante operações de perfuração e completação dos poços, pode ser útil durante a produção do óleo, devido a maior permeabilidade que incorpora (FRANÇA, 2006).

Os óleos pesados provenientes do ambiente *offshore* têm alto teor de acidez orgânica, que pode ser avaliado a partir do TAN (*Total Acid Number*). Ainda segundo França (2006), o índice de acidez é muito relevante quando se trata de operações de refino desse tipo de óleo. Poucas refinarias no mundo estão preparadas para operar com petróleos nos níveis de acidez encontrados nestes óleos, e somado ao fato dos custos de exploração desses óleos serem bem altos, esse é um dos fatores que influenciam para que o preço de mercado dos óleos pesados seja prejudicado (BANNWART *et al.*, 2005).

Altos investimentos em pesquisa e desenvolvimento têm sido feitos objetivando fazer com que seja viável a produção e o transporte do óleo pesado por dutos, e também em águas profundas o que torna o ambiente mais desfavorável ainda, pois neste cenário a formação de ceras, hidratos, asfaltenos e parafinas se tornam mais críticos.

De forma geral a complexidade em manter uma garantia de fluxo adequada nessas condições para o óleos pesados são a formação de hidratos e deposição de ceras, assim como a queda de pressão ao longo do deslocamento do fluido. De acordo com as condições para o estado de equilíbrio do sistema a temperatura deve permanecer acima

da temperatura de surgimento de cera (WAT – *Wax Appearance Temperature*) e fora da situação de equilíbrio para a formação de hidratos (CAMARGO *et al.*, 2004).

Segundo Cardoso *et al.* (2003), nos primeiros sistemas de produção *offshore* em águas profundas os maiores problemas eram a formação de cera em dutos e risers de poços satélite, pois esses sistemas devido a suas características de pioneirismo tecnológico não eram propriamente projetados para lidar com esses problemas. Para combater este problema, uma vez que o fluxo fosse reduzido devido a presença de cera, era usado a técnica do SGN (Sistema de Geração de Nitrogênio), que é um método de reação química exotérmica para dissolver a deposição de cera. E adicionalmente, quando necessário, eram feitas operações com *pig*. Bloqueios devido a hidratos não eram comuns até então, eles ocorriam geralmente em linhas de exportação de gás devido à baixa performance das plantas de desidratação. A injeção de etanol e a despressurização eram os principais métodos usados nestes casos.

À medida que no Brasil começaram a ser operados vários campos com profundidade maior que 1000m, os problemas gerados por hidratos começaram a aparecer com frequência. Segundo Camargo *et al.* (2004) a maioria dessas ocorrências se deu em dutos e equipamentos submarinos durante completação e conexão de novos poços. Algumas das formas de combater esses problemas eram com a intervenção de sondas, circulação de fluidos, injeção de álcoois e despressurização, que eram operações muitas vezes caras. As perdas de produção causadas por deposição de cera têm diminuindo consideravelmente, principalmente devido aos novos *layouts* submarinos que começaram a ser mais bem projetados, e os equipamentos estavam preparados para serem “pigáveis”.

A quantidade de água produzida junto com o óleo nos campos de águas profundas começou a aumentar atingindo níveis que poderiam ser propícios à formação de hidratos. Contudo nenhum bloqueio vinha sendo observado. Sistemas de injeção de etanol eram colocados como contingência, mas raramente eram utilizados. Então, depois de muitas análises, foi visto que o óleo da bacia de Campos não tinha tendência a formação de bloqueios nas linhas de transporte de óleo (conhecidos como *plugs*) (CAMARGO *et al.*, 2004).

Recentemente, problemas com o aparecimento de ceras têm sido menores já que os dutos e risers têm operado abaixo do WAT, conforme observado por Camargo *et al.* (2004). Por outro lado, a formação de hidratos têm aumentado devido às grandes profundidades e às pressões de operação. O aumento de casos de hidratos acontece

geralmente com o uso de *gas lift* (método de elevação por injeção de gás), devido às altas pressões usadas. Nesses casos são usados os sistemas de SGN, como mencionado acima, ou simplesmente a despressurização da linha.

Para estudar o comportamento do escoamento de óleos pesados é importante avaliar a viscosidade, pois a mesma é uma propriedade que tem um papel determinante no transporte de fluidos, e os óleos pesados são muito viscosos. A viscosidade dos óleos, de forma geral, varia com a temperatura exponencialmente. Sendo assim, é baixa a mobilidade do óleo no seu escoamento dentro da rocha reservatório. Este fato agrava a eficiência de recuperação, a produtividade dos poços e muda substancialmente o perfil de produção da mistura óleo-água ao longo da vida do campo (FRANÇA, 2006). E o transporte em dutos requer maior nível de pressão, impondo maior consumo de energia. Sendo assim um dos grandes problemas que se pode enfrentar lidando com óleos pesados é a garantia de escoamento, conhecida também como *flow assurance*, que neste trabalho é caracterizado como o transporte do hidrocarboneto do reservatório para a unidade de produção de petróleo por meio de dutos e risers.

Outra característica importante de óleos pesados é a emulsão, e ela está bem relacionada à viscosidade do óleo, pois a viscosidade do fluido em emulsão muda consideravelmente devido a este fenômeno. O comportamento de óleos pode ser newtoniano ou não-newtoniano, mas óleos com comportamento newtoniano podem formar naturalmente ou artificialmente emulsões estáveis que exibem comportamento não-newtoniano (TRALLERO *et al.*, 1997). A emulsão se forma durante o escoamento, e a taxa de cisalhamento é o que determina a formação da emulsão. Emulsão estável de água e óleo é um fenômeno comum na produção de óleos pesados. E uma característica importante da emulsão é o ponto de inversão, pois é neste estágio que o óleo deixa de ser a fase contínua do escoamento, que passa a ser a água, e então tem-se uma drástica mudança na queda de pressão do sistema. Segundo França (2006), é necessário ainda considerar-se a tendência à formação de espuma, que ocorre quando há liberação do gás dissolvido, numa espécie de emulsão-limítrofe compressível de gás e líquido.

A reunião das diversas características do óleo pesado aqui apresentadas, fenômenos e processos a elas associadas resultam em uma série de desafios científicos e tecnológicos que ainda precisam ser cuidadosamente estudados e superados (FRANÇA, 2006). Para enfrentá-los, uma forma interessante que se pode aplicar é a extensão, para os óleos pesados, de modelos já devidamente validados de representação de processos e

fenômenos da produção de óleos leves fazendo as adequações apropriadas para o tipo de óleo utilizado após uma fase de estudos, simulações e análises.

E ainda cada vez mais as empresas de petróleo têm avançado para a exploração e produção de óleo em águas mais profundas, mais distantes da costa e de áreas onde não existem sólidas infra-estruturas submarinas para a exportação do óleo produzido, e concomitantemente com o aparecimento de óleos pesados. Sendo assim, neste estudo é considerado o transporte, via duto submarino horizontal, de um óleo produzido em águas profundas num campo satélite a cerca de 25 km de distancia da estrutura de equipamentos submarinos de uma unidade de produção de petróleo *offshore* (*host*), para onde essa produção será escoada. O óleo produzido é pesado, que é caracterizado geralmente pela escassez da presença de gás no óleo cru, ocorrência do fenômeno da emulsão e formação de cera.

O objetivo deste trabalho é desenvolver um modelo matemático para um escoamento bifásico da mistura óleo-água em um duto submarino localizado em águas profundas para a aplicação na indústria de exploração de petróleo *offshore*. Neste modelo será feita uma análise térmica da transferência de calor entre o fluido interno da tubulação e o fluido ambiente, considerando um duto multi-camadas com isolamento térmico e aquecimento elétrico ativo. Para tal será levado em conta a correlação de viscosidade do óleo, e também o fenômeno da emulsão e a inversão de fase que pode ocorrer na presença de escoamentos multifásicos.

No capítulo 2 é feita uma revisão bibliográfica em estudos realizados a cerca da garantia de escoamento de petróleo, apresentando os desafios a serem superados como formação de ceras, parafinas, hidratos, incrustações e *slugging*. E também será comentado de forma especial a respeito de métodos de aquecimento ativo das linhas, e seus benefícios e implicações para o sistema. Neste capítulo ainda é apresentada uma revisão das correlações de viscosidade de óleos em função da temperatura e do grau API, isto é, da densidade específica do óleo.

No capítulo 3 são apresentadas as principais características de escoamento multifásicos gás-líquido e líquido-líquido. São abordados tópicos como o comportamento das propriedades da mistura como viscosidade, densidade e calor específico, assim como o possível aparecimento de emulsão no escoamento e sua influência nas propriedades do fluido multifásico. Um importante ponto a ser tratado quando se fala de escoamento multifásico é o fenômeno da inversão de fase, nesta seção

é descrito um método para calcular o ponto de inversão e o impacto deste fenômeno na queda de pressão do sistema.

No capítulo 4 é descrito o desenvolvimento do modelo matemático feito no *software* Mathcad 14 para um escoamento bifásico óleo-água. Primeiramente é realizada uma análise térmica para a transferência de calor, e um balanço energético considerando-se aquecimento ativo elétrico, e assim é determinado um perfil de temperatura ao longo do comprimento da tubulação. O calor específico, a viscosidade da mistura e a densidade são calculados em função da temperatura e da quantidade de água. E objetivando a definição da queda de pressão, o fator de atrito é calculado em função do número de Reynolds. O modelo é apresentado para a mistura com e sem emulsão.

No capítulo 5 é feita uma comparação entre os resultados do modelo matemático desenvolvido e uma simulação feita no *software* PIPESIM em busca de uma validação do modelo proposto. E também são apresentados os resultados para aplicação do modelo desenvolvido.

O capítulo 6 são apresentadas as conclusões a cerca do que foi analisado neste trabalho com sugestões a serem implementadas no caso de futuros estudos a respeito desta mesma temática.

Capítulo 2 - Revisão Bibliográfica

Este capítulo apresenta a revisão de estudos realizados sobre a garantia de escoamento de óleo cru em dutos submarinos. São demonstrados os principais problemas que podem ocorrer devido às condições do ambiente *offshore* onde no leito do mar a temperatura externa aos dutos é muito baixa e as pressões são bem altas. Além disso, destacam-se neste capítulo as características do escoamento de óleos pesados como a formação de cera e parafina. Também são descritos metodologias para mitigar esses problemas, enfatizando o aquecimento ativo que é utilizado no desenvolvimento do modelo utilizado neste trabalho.

2.1 Garantia de Fluxo

Com o aumento da exploração de campos *offshore* em águas profundas, um dos grandes desafios apresentados é garantir o fluxo de óleo do reservatório à unidade de produção. A garantia de fluxo (*flow assurance*) se torna um importante item no desenvolvimento de um projeto devido às baixas temperaturas no leito marinho, altas pressões e longas distâncias que o óleo deve percorrer. Estas características podem implicar numa série de problemas que serão vistos adiante, que devem ser evitados ou, pelo menos, mitigados.

Baseado em estudos de casos reais de garantia de escoamento em campos *offshore* de águas profundas, Cardoso *et al.* (2003) destacaram alguns pontos que têm orientado projetos e operações a respeito do gerenciamento das restrições relativas à garantia de escoamento, tais como:

- **Cera (Wax)** – O aparecimento de cera representa uma grande preocupação em relação a garantia de escoamento, pois pode gerar um bloqueio na linha de produção. Um parâmetro confiável para prever o surgimento de cera é a comparação com o WAT (*Wax Appearance Temperature*) que mostra qual é a temperatura mais baixa permitida antes de começar a formação de cera. Outros métodos para prevenção, mitigação e remoção de cera são: isolamento térmico das linhas submarinas e risers de produção; instalação de equipamentos submarinos e de superfície onde possam ser feitas operações com *pig*; prever a necessidade de um equipamento para a

injeção de inibidores químicos nas linhas de produção; e injeção de solventes fluidos para a remoção de bloqueios. Estas são algumas das propriedades relevantes relativas a cera publicadas no trabalho de Alboudwarej *et al.* (2006):

- *WAT (Wax Apperance Temperature)* – É provavelmente o parâmetro mais importante para estudar a garantia de escoamento (flow assurance) no que diz respeito a formação de ceras na produção de óleos crus. É a temperatura em que os primeiros cristais de cera começam a se formar. Ela define a temperatura mínima limite para o escoamento da produção.
 - *Wax Content* – Medida verificada em laboratório relativa a cera de óleos crus, que são mensuradas pela quantidade máxima de cera que pode precipitar na parede da tubulação. Para realizar esta medição são usados, entre outros métodos, a cromatografia de gás de alta temperatura.
 - *Wax Composition* – composição detalhada usada em modelos termodinâmicos para previsão de WAT e solubilidade da cera.
 - *Pour Point* – É a temperatura em que o fluido pára de escoar devido a formação de cristais de cera. Para a maioria dos óleos pesados o comportamento do fluido passa a ser não-Newtoniano próximo ao *pour point*.
 - *Gel (yield) Strength* - usado para estimar a pressão requerida de início depois de um *shutdown* da tubulação, já que para recomeçar o fluxo numa tubulação é necessário altas pressões devido a enorme resistência ao escoamento do óleo cru.
- **Hidratos** – São formados na presença de água e gás em condições de alta pressão e baixa temperatura. Geralmente, para linhas onde predominantemente ocorre fluxo de gás, desidratação do gás através de unidades de regeneração de glicol é o procedimento usado para prevenção, ou possivelmente utilizando etanol como inibidor. Para linhas de produção submarinas, a previsão da formação de hidratos se dá através de análises das curvas de dissociação de hidratos comparando com os perfis termo-

hidráulicos de fluxo transiente e permanente. Nesse caso a prevenção pode ser feita das seguintes formas: isolamento térmico das linhas; aquecimento ativo; e injeção de fluidos das linhas de produção.

- **Asfaltenos** – A presença de asfaltenos pode ser determinada por dois métodos: espectrofotometria e método óptico com observações visuais utilizando o microscópio óptico.
- **Incrustações Inorgânicas** (*scale*) – A prevenção pode ser feita com modelamento termodinâmico com *software* disponíveis comercialmente com OKSCALE, GWB e MULTISCALE. Plantas de desulfatação na plataforma podem ser uma boa opção para combater o aparecimento de incrustações.
- **Slugging** – São alterações muito grande no fluxo da produção, constituem um grande problema principalmente em casos de fluxo de emulsão água em óleo onde existe uma alta RGO. Para prever esse tipo de problema podem ser usados *software* comerciais para modelar o problema. E um melhor entendimento das características de fluxo com emulsão também pode ser muito benéfico para o tratamento deste fenômeno.
- **Isolamento térmico passivo** - É usualmente projetado para atender as necessidades de garantia de fluxo da produção em condição de estado permanente (*steady-state*), mas nem sempre é a melhor opção para condições de produção em estado transiente. Os hidrocarbonetos circulando ao longo de risers de águas ultra-profundas podem sofrer uma significativa queda de pressão devido ao efeito Joule-Thomson. Segundo Denniel e Laouir (2001), neste caso, isolamento passivo apenas pode não prevenir a temperatura de cair para um valor abaixo dos níveis críticos para a formação de cera e hidratos. O isolamento passivo é eficiente em condições operacionais de fluxo com menos restrições.

Outro método que busca aperfeiçoar a garantia de fluxo de um campo é o **aquecimento ativo em dutos**, que será explicado em detalhes na seção seguinte.

2.2 Aquecimento Ativo em Dutos

Na intenção de transferir calor para o fluido, dutos flexíveis, rígidos ou PIP (*pipe-in-pipe*) podem ser aquecidos através de eletricidade ou fluido aquecido. O conceito de aquecimento elétrico é limitado pela necessidade da geração de muita energia, confiabilidade de conectores submarinos e espaços na plataforma para geradores. Kullmann (2006) apresenta um sistema otimizado de aquecimento elétrico segmentado propondo minimizar a demanda energética de aquecimento, apresentando também um esquema elétrico para se implementado. No método utilizando fluido aquecido é geralmente usado água tratada ou uma solução composta por 30% de glicol, segundo Fleyfel *et al.* (2004). Geralmente o aquecimento ativo é usado no regime de fluxo em estado transiente, que ocorre no momento do aquecimento da linha (*warm-up*) e na desativação da produção (*shutdown*).

O sistema de aquecimento elétrico consiste em cabos convencionais para aquecimento nos quais circulam corrente alternadas. O núcleo desses cabos consiste em ligas de cobre de baixa resistência elétrica. O calor fornecido é proporcional ao quadrado da corrente circulando no cabo. Para uma dada voltagem, quanto menor a resistência do cabo maior será a intensidade da corrente, e conseqüentemente maior será o calor transferido. Denniel e Laouir (2001) desenvolveram um estudo para um duto PIP aquecido que também é preenchido com fibras óticas que fornecem dados de temperatura em tempo real. Essas leituras de temperatura irão permitir que o operador controle a energia elétrica necessária para manter a temperatura requerida para o produto. Neste estudo foi verificado que a presença desses cabos não prejudica o desempenho do isolamento passivo. E durante os testes realizados a eficiência do aquecimento foi de aproximadamente 80%, isto é, apenas 20% do calor foi perdido para o ambiente. Foi concluído que, sendo a possibilidade da formação de cera e hidratos muito reduzida devido ao aquecimento ativo de dutos, a passagem de um *pig* em todo sistema submarino pode não ser necessário. Os resultados dos testes foram bem satisfatórios, pois com baixos incrementos de calor (20 a 40 W/m) foi possível manter a temperatura necessária no sistema.

Fleyfel *et al.* (2004) desenvolveram um estudo sobre o aquecimento ativo em dutos com circulação de fluido através do espaço anular das linhas. Duas configurações de dutos foram estudadas para um sistema com *pour point* e WAT iguais,

respectivamente a 38°C e 40,5°C. As premissas para o projeto do duto aquecido são manter a temperatura do óleo acima do *pour point* e WAT para evitar o aparecimento de bloqueios nas linhas. O sistema de aquecimento proposto permite que a temperatura fique acima do WAT durante a operação regular, e aquece o fluido acima do WAT por um curto período de tempo depois de uma parada inesperada da produção, pois é um momento delicado para as operações. Foram comparadas quatro configurações diferentes de dutos: (a) uma linha de 8” de diâmetro com 3” de uma camada de material isolante resultando num coeficiente geral de transferência de calor de 0,5 BTU/hr-ft²-°F; (b) uma linha PIP de 8” resultando num coeficiente geral de transferência de calor de 0,2 BTU/hr-ft²-°F; (c) linha de 8” envolvida por uma de 12” com fluxo de água aquecida na região anular; e (d) uma linha também de 8” envolvida por uma de 14” com fluxo de uma solução com 30% de glicol na região anular e ainda com duas pequenas tubulações auxiliares de 2” com fluxo de água aquecida, e também com revestimento de 3”. Veja na Figura 2.1 as quatro configurações para estes dutos com tratamento térmico:

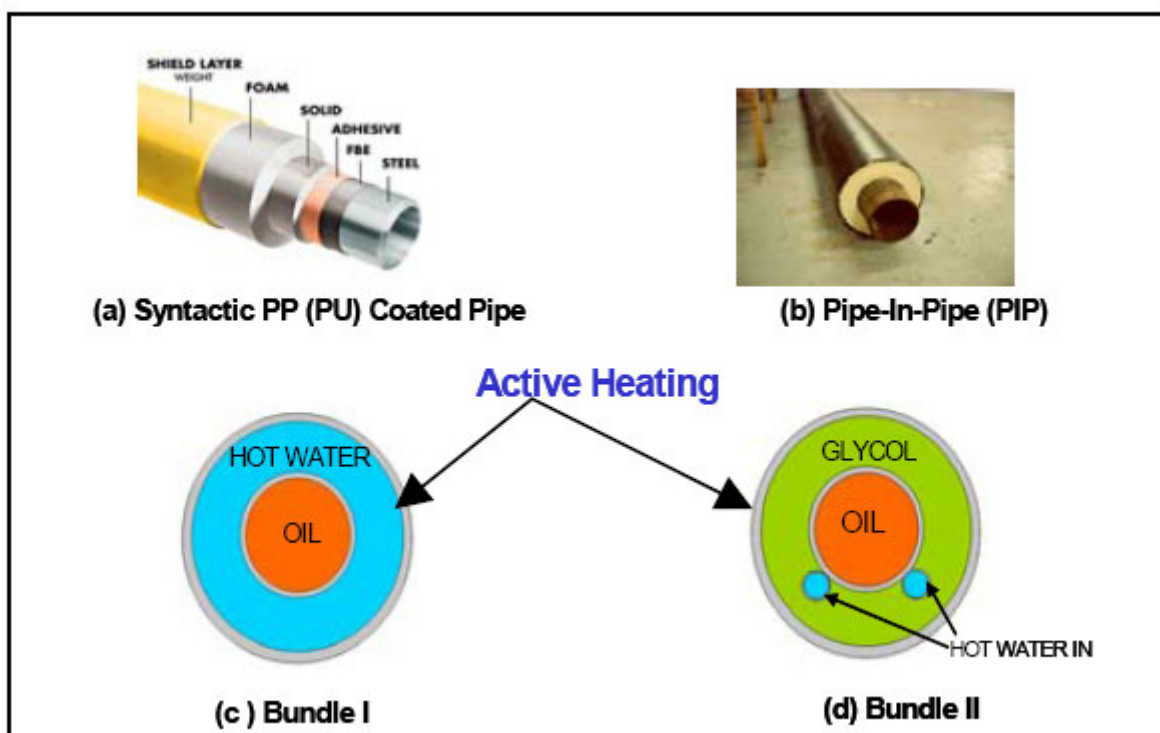


Figura 2.1: Configurações dos dutos do trabalho de Fleyfel *et al.* (2004)

Para avaliar as diferentes configurações de dutos Fleyfel *et al.* (2004) escolheram a menor vazão de fluxo, pois isso causaria a mais rápida queda de pressão e assim apresentando o pior cenário possível. Os perfis de temperatura foram comparados

com *pour point* e a WAT, e os tempos de esfriamento e aquecimento das linhas foram determinados para cada configuração. Foi analisada a comparação entre as quatro configurações e verificou-se que as opções apenas com o isolamento tinham menor custo, porém para o sistema apresentado elas não mantinham a temperatura acima do WAT e demonstravam um alto risco caso houvesse uma parada não planejada da produção. Por outro lado, a opção com circulação de água aquecida na região anular é eficiente do ponto de vista de garantia de fluxo, ainda que requeira uma bomba de recirculação de água, e a opção com a solução de 30% não foi tão eficiente quanto a que usou água aquecida.

Zhang et al. (2002) fizeram um estudo com aquecimento ativo usando como cenário campo *offshore* da África para situações de parada de produção (*shutdown*) e reinício da produção (*start-up*). Foram comparados dutos com aquecimento ativo com água quente de forma direta e indireta. No aquecimento direto a água aquecida fica numa região anular envolta do duto interno onde passa o fluido produzido. E no aquecimento indireto, a água passa através de um outro tubo de menor diâmetro adjacente ao duto interno onde passa o fluido produzido. Zhang et al. (2002) concluíram que a forma direta de aquecimento com água quente foi mais eficiente na troca de calor entre a água e o fluido produzido.

O aquecimento ativo para controlar a garantia de fluxo em águas profundas também foi estudado por Esaklul *et al.* (2003). Eles demonstraram que o aquecimento ativo tem vantagens sobre a injeção de químicos para controlar a formação de hidratos e ceras durante a operação regular e em paradas planejadas ou emergenciais da produção. A opção desenvolvida neste caso foi um duto com circulação no espaço anular de um fluido aquecido para transferência de calor, pois esta opção foi considerada mais econômica e compatível com as capacidades da plataforma. O projeto do duto utiliza um duplo PIP (*pipe-in-pipe*), porém diferentemente dos PIP convencionais, estas linhas são isoladas externamente e não na região anular, com objetivo de deixar este espaço disponível para a circulação do fluido de aquecimento. O fluido é aquecido na plataforma a aproximadamente 82°C. Foram considerados vários meios de aquecimento para atingir as necessidades do sistema. Analisaram-se três soluções à base de água:

- Água do mar – meio teoricamente ideal, pois é de fácil acesso e pode ser filtrada e tratada facilmente, contudo oferece um alto risco de corrosão, inscrustrações e sulfato

- Água tratada – para o uso desta é necessário a utilização de inibidores, controle de pH e tratamentos com biocida para controle de corrosão. Para inibir a corrosão, geralmente são usados alguns químicos como nitratos, dispersantes ou fosfatos.
- Solução água-glicol – usado comumente como meio de transferência de calor, pois tem baixa tendência à corrosão e pelas propriedades de controle microbiológico (*biocide*).

Esaklul *et al.* (2003) concluíram que o aquecimento ativo das linhas tem aplicação eficiente para controle da garantia de fluxo em campos de águas profundas, pois controla o aparecimento de hidratos e ceras durante a produção e em momentos de paradas operacionais. E ainda oferece meios de condicionar as linhas depois de prolongadas paradas, e também um modo efetivo de remover bloqueios na linha, sendo assim evitando a necessidade do uso de *pigs* nos dutos. A solução com glicol foi o meio escolhido para o aquecimento devido à baixa propensão à corrosão e às propriedades de controle microbiológico.

No que diz respeito ao aquecimento ativo por meio da eletricidade, Urdahl *et al.* (2003) publicaram um estudo sobre um sistema existente no Mar do Norte, no qual o duto a ser aquecido é um condutor ativo num circuito elétrico de fase única junto com um cabo de força localizado em paralelo e próximo ao duto a ser aquecido. Neste caso a energia deste sistema é fornecida pela plataforma. Veja na Figura 2.2 o esquema do sistema de aquecimento.

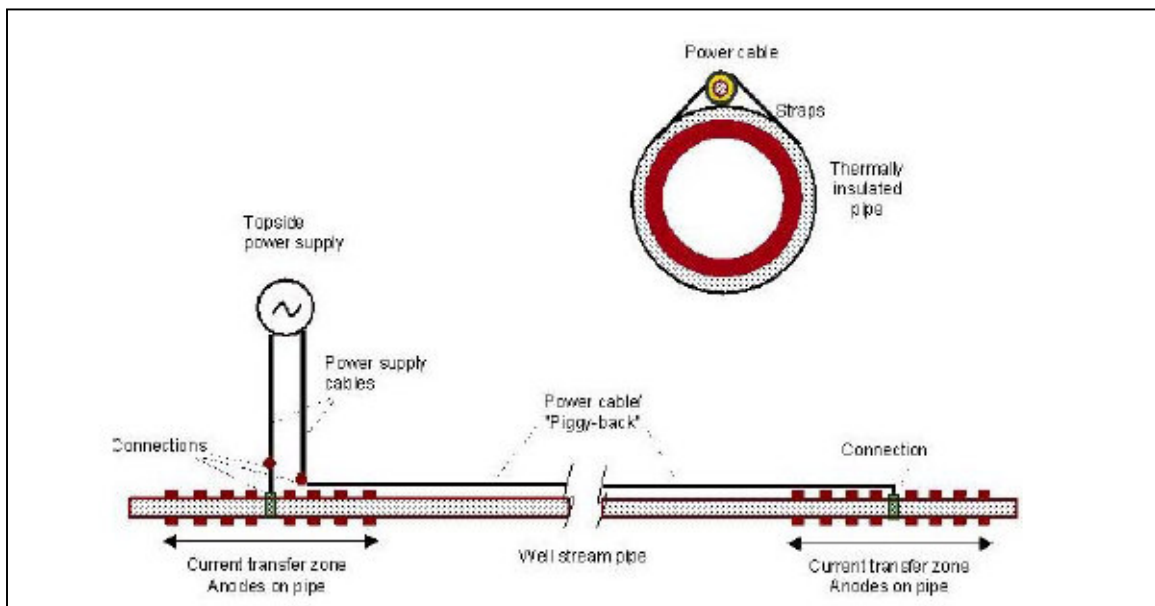


Figura 2.2: Sistema de aquecimento de Urdahl *et al.* (2003)

A grande consequência do contato elétrico direto entre o duto e a água do mar, mostrada por Urdahl *et al.* (2003), foi que a mesma age como um condutor elétrico em paralelo com o duto. A eficiência do sistema elétrico proposto é dependente de muitos fatores como:

- 1) características dos dutos – dados elétrico e magnético do aço do duto, dimensões do duto, dados da camada isolante, comprimento da linha;
- 2) critérios de projeto – temperatura ambiente na água do mar, temperatura de formação de hidrato, tempo de aquecimento necessário; e
- 3) dados do cabo elétrico – voltagem, seção transversal do condutor.

Os critérios determinados para o projeto foram manter a temperatura acima de 25°C na parte aquecida do duto durante paradas de produção, e manter a temperatura de chegada do óleo acima de 30°C para evitar formação de cera quando a vazão está abaixo de 2 kg/s. Foi verificado que o uso do sistema elétrico de aquecimento, a primeira vista, poderia ser feito para a remoção de possíveis bloqueios de hidrato na linha derretendo-o. Porém, quando o calor é introduzido em toda extensão do bloqueio o derretimento do mesmo iria começar nas paredes do duto e se desenvolveria radialmente. Durante o processo de liberação do gás oriundo do hidrato devido ao derretimento do hidrato deve ser transportado para fora da zona do bloqueio. Verificou-se que se o processo de derretimento fosse mais rápido do que a vazão de transporte do gás a pressão aumentaria. Sendo assim, haveria uma grande necessidade de controlar a taxa de aquecimento e a temperatura para que não houvesse um aumento de pressão tão grande que excedesse a pressão de projeto do duto. Foi concluído que o sistema funciona conforme o projetado na prevenção a hidratos, porém para a remoção de hidratos, na prática, existe um alto risco associado e por isso recomenda-se o uso de despressurização.

Su (2003) apresentou a análise da transferência de calor transiente em dutos *sandwich* com aquecimento elétrico desenvolvendo um modelo de diferenças finitas para resolver o modelo matemático que modela a condução de calor no duto e a energia transferida pelo fluido. Para isso foi considerado um duto *sandwich* composto por duas tubulações de metal com isolamento térmico passivo de polipropileno na região anular, e quatro cabos de aquecimento elétrico foram colocadas simetricamente na superfície externa da tubulação interna. Propuseram-se três configurações geométricas diferentes para os dutos *sandwich*, e então foram simulados o comportamento térmico transiente

dos dutos e o fluido produzido durante a desativação da produção, primeiramente sem aquecimento elétrico e, posteriormente, com o referido aquecimento.

Concluiu-se que o isolamento térmico passivo é adequado para análise da produção em estado permanente, e o aquecimento elétrico seria necessário para desativação da produção planejada ou não-planejada para evitar a formação de hidratos, parafinas e ceras.

Su e Estefen (2005) desenvolveram um trabalho propondo o uso de aquecimento elétrico em dutos submarinos para o transporte de óleos pesados. Neste trabalho é apresentada uma análise termo-hidráulica simplificada de dutos *sandwich* para o transporte do óleo. A idéia consiste em combinar isolamento térmico e aquecimento ativo inserindo pequenos cabos de resistência elétrica entre as camadas dos dutos PIP (*pipe-in-pipe*). A viscosidade usada foi de um óleo com grau API 18 usando a expressão empírica:

$$\mu_0 = 7094,54 \cdot e^{-0,05878 \cdot T} \quad (2.1)$$

A distribuição de temperatura do fluido produzida ao longo do duto é apresentada considerando um vazão de massa de 20 kg/s para 3 taxas de aquecimento diferentes. Solucionando a equação de transporte de energia para diferentes taxas de aquecimento foi encontrada a distribuição de temperatura do fluido produzido. E integrando-se o gradiente de pressão local em função da temperatura local do fluido produzido encontra-se a queda de pressão ao longo do duto.

Depois da análise numérica foi concluído que dutos *sandwich* aquecidos eletricamente tem uma grande redução na queda de pressão e assim proporcionando uma maior energia disponível no sistema para o deslocamento do fluido para uma dada vazão de massa.

2.3 Correlações de Viscosidade para Óleo

Os óleos pesados se comportam como fluidos não-Newtonianos principalmente a baixas temperaturas, por isso há certa dificuldade para que seja definida a viscosidade deste tipo de óleo. Por isso se faz necessário o uso de correlações para estimar a viscosidade de óleos pesados, o que pode fornecer um método muito útil para calcular valores preliminares para os cálculos das características do óleo (WARDHAUGH *et al.*, 1988).

Vários métodos de correlação de viscosidade já foram propostos. Porém nenhum tem sido usado como um método padrão na indústria de petróleo. Como a composição do óleo cru é complexa e frequentemente indefinida, muitos métodos de estimativa da viscosidade são dependentes de fatores como a graduação do óleo segundo o grau API em óleos leves, médios, pesados, ultrapesados e betumem, e da geografia, pois ficam também atrelados a região onde são produzidos.

As correlações de viscosidades do óleo são desenvolvidas a partir de variáveis medidas no campo ajustando-se em equações empíricas. As variáveis de correlação incluem tradicionalmente a combinação de RGO (razão gás-óleo), pressão no ponto de bolha, grau API do óleo e temperatura. Uma pesquisa à literatura ajudou a identificar um bom número de correlações para a estimativa da viscosidade do fluido baseada nas propriedades medidas do mesmo. Segundo Petrosky e Farshad (1995), estas correlações podem ser divididas em três categorias: a viscosidade de *dead oil* (óleo com pouco ou nenhum gás dissolvido), a viscosidade de óleos saturados (ou no ponto de bolha) e viscosidade de óleos abaixo da saturação. Para este trabalho são utilizadas as correlações de viscosidade para *dead oil* por isso elas são apresentadas nesta seção com mais detalhes. As correlações de viscosidade para óleos saturados e abaixo do ponto de saturação podem ser encontrados nos apêndices A e B.

Segundo Khan *et al.* (1987), quando a pressão vai abaixando até a pressão atmosférica não haverá mais gás dissolvido no óleo, então ele é chamado de *dead oil*. As correlações de viscosidade para *dead oil* foram desenvolvidas baseadas numa relação na qual a viscosidade varia em função do grau API e da temperatura.

Segue a lista de correlações de viscosidade para *dead oil* publicadas em diversos estudos, e reunida por Bennison (1998), apresentadas com a temperatura em graus Fahrenheit e a viscosidade (em unidades de cp):

- Correlação de Beal

Segundo Sutton e Farshard (1990), um total de 655 valores para viscosidade para *dead oil* foram obtidas de 492 campos, a maioria dos EUA. A correlação de viscosidade de Beal tem boa aplicabilidade em óleos com grau API entre 10° e 52,5°, e temperatura entre 98 e 250°F. Com isso Beal definiu a viscosidade como:

$$\mu_{od} = \left(0,32 + \frac{1,8 \times 10^7}{\text{API}^{4,53}} \right) \cdot \left(\frac{360}{T + 200} \right)^a \quad (2.2a)$$

Onde

$$a = \text{anti log} \left(0,43 + \frac{8,33}{\text{API}} \right) \quad (2.2b)$$

Sendo T a temperatura do fluido.

Veja na Figura 2.3 o perfil de viscosidade da correlação de Beal em função da temperatura:

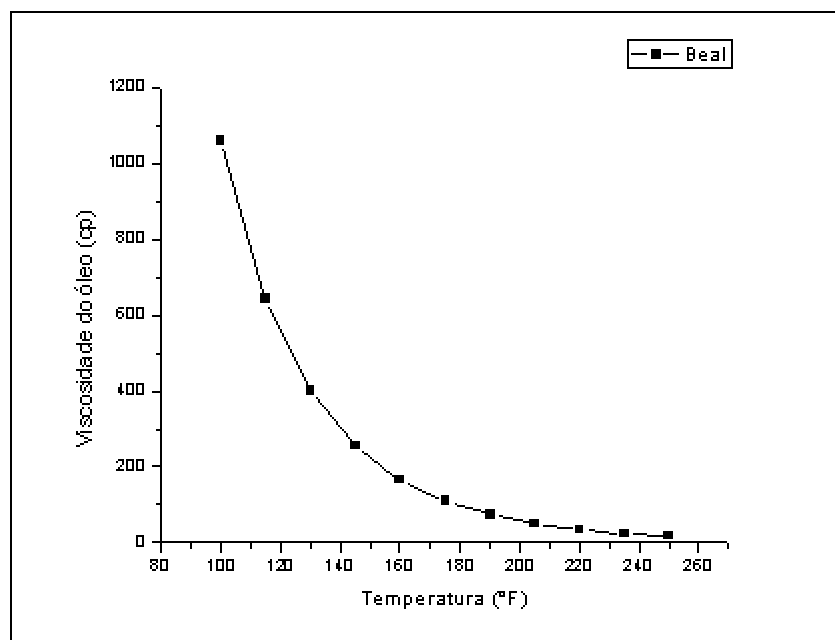


Figura 2.3: Gráfico $\mu \times T$ da correlação de viscosidade (em cp) publicada por Beal

- Correlação de Beggs e Robinson

Beggs e Robinson publicaram a equação de correlação de viscosidade para *dead oil* a partir de 460 observações de amostras de 600 sistemas diferentes de óleo cru (SUTTON E FARSHARD, 1990). O uso desta correlação é mais geral, porém, de acordo com Petrosky e Farshard (1993), a correlação de Beggs e Robinson superestima a viscosidade para *dead oil*. Esta correlação é aplicável para óleos com grau API variando entre 16° e 58° e temperaturas entre 70°F e 295°F.

$$\mu_{od} = 10^x - 1 \quad (2.4a)$$

Onde

$$x = 10^{(3,0324 - 0,02023 \cdot \text{API})} \cdot T^{-1,163} \quad (2.4b)$$

Veja na Figura 2.4 o perfil de viscosidade da correlação de Beggs e Robinson em função da temperatura:

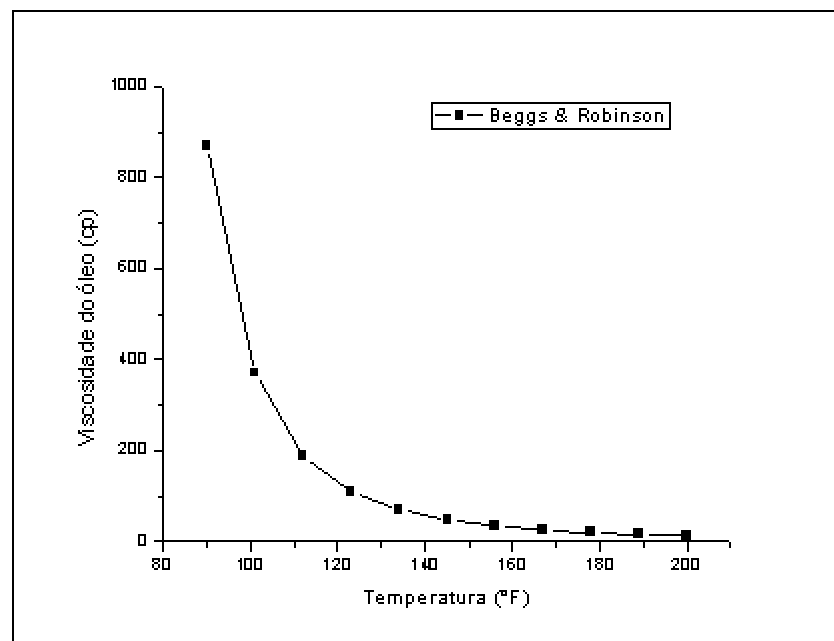


Figura 2.4: Gráfico $\mu \times T$ da correlação de viscosidade (em cp) publicada por Beggs e Robinson

- Correlação de Egbogah-Jacks (sem *Pour Point*)

A Correlação de Egbogah-Jacks (sem *Pour Point*) é aplicada para óleos com grau API maior do que 22,3°.

$$\mu_{od} = 10^{10} \left[-1,7095 + \left(\frac{389,45}{\text{°API} + 131,5} \right) \right] + \left[-1,2943 + \left(\frac{135,585}{\text{°API} + 131,5} \right) \right] \cdot \log \left[(r - 32) \cdot \frac{5}{9} \right] - 1 \quad (2.5)$$

Veja na Figura 2.5 o perfil de viscosidade da correlação de Egbogah-Jacks em função da temperatura:

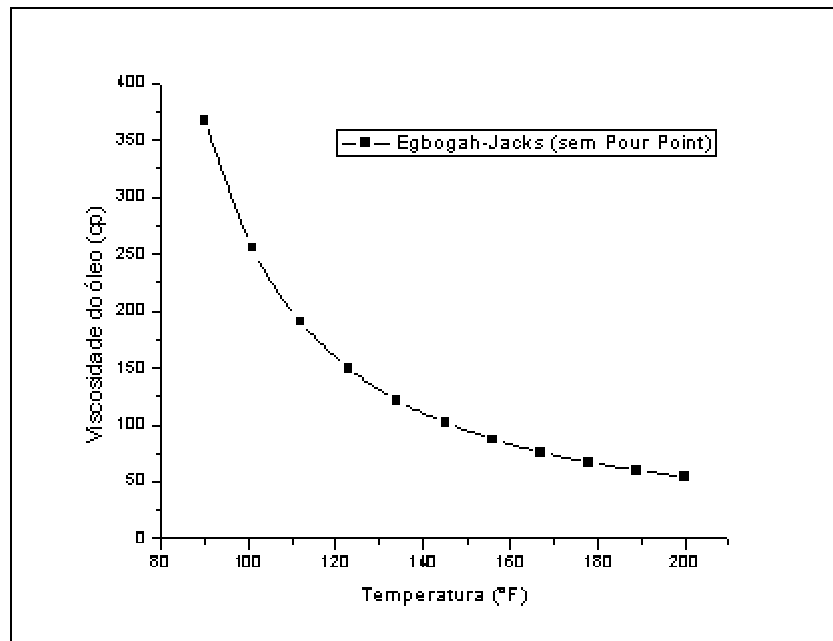


Figura 2.5: Gráfico $\mu \times T$ da correlação de viscosidade (em cp) publicada por Egbogah-Jacks (sem *Pour Point*)

- Correlação de Egbogah-Jacks Modificada – Óleos Ultrapesados

A correlação de Egbogah-Jacks Modificada acima é aplicada para óleos ultrapesados, isto é, com grau API menor do que 12°.

$$\mu_{od} = 10^{1,90296 - 0,012619 \cdot \text{API} - 0,61748 \cdot \log(T)} - 1 \quad (2.6)$$

Veja na Figura 2.6 o perfil de viscosidade da correlação de Egbogah-Jacks Modificada em função da temperatura:

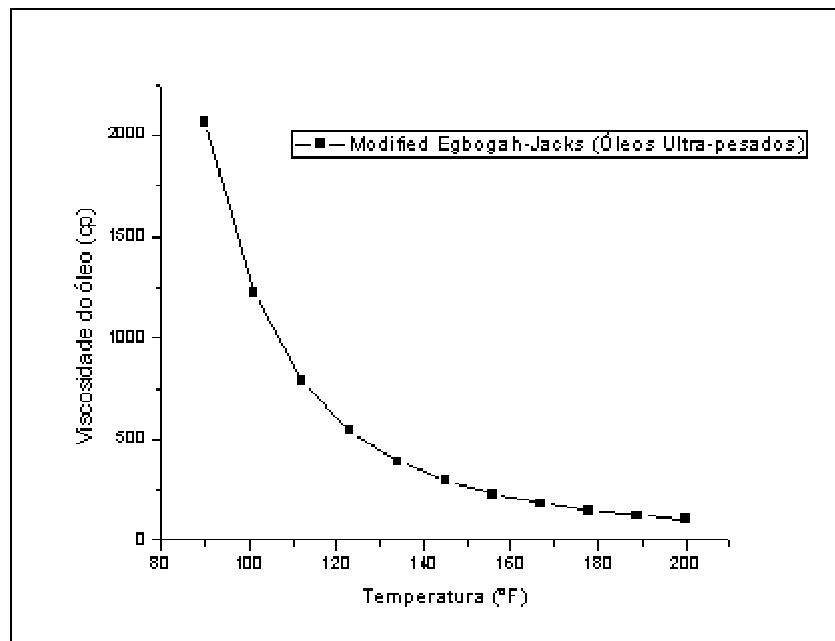


Figura 2.6: Gráfico $\mu \times T$ da correlação de viscosidade (em cp) publicada por Egbogah-Jacks modificada para óleos ultrapesados

- Correlação de Egbogah-Jacks Modificada - Óleos Pesados

Esta é a equação modificada de Egbogah-Jacks para determinação de viscosidade para óleo considerados pesados. Bennison (1998) concluiu que a correlação de viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada teve um dos melhores resultados quando comparado com as outras correlações. Ela tem boa aplicabilidade em óleos com grau API entre 10° e 20° temperatura entre 50°F e 200°F.

$$\mu_{od} = 10^{2,06492 - 0,0179 \cdot API - 0,70226 \cdot \log(T)} - 1 \quad (2.3)$$

Veja na Figura 2.7 o perfil de viscosidade da correlação de Egbogah-Jacks Modificada em função da temperatura:

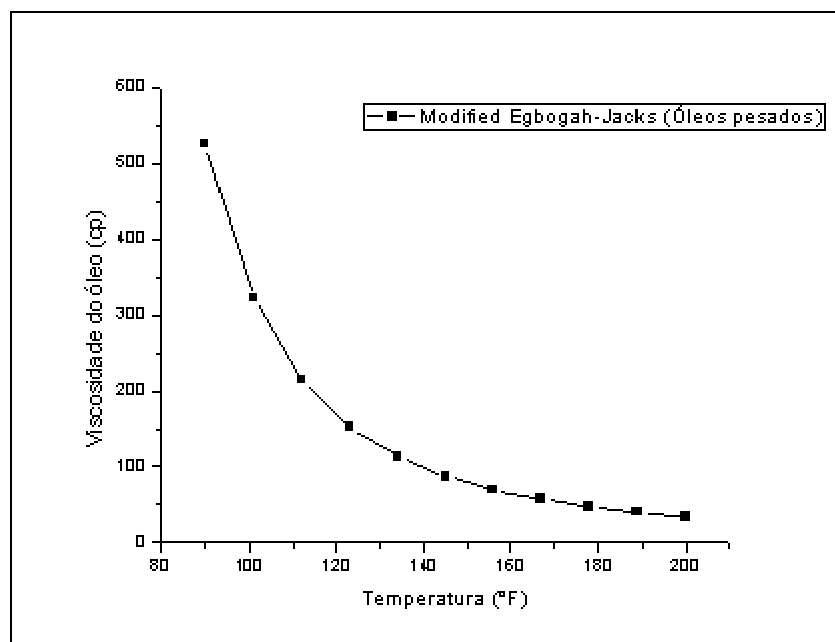


Figura 2.7: Gráfico $\mu \times T$ da correlação de viscosidade (em cp) publicada por Egbogah-Jacks modificada óleos pesados

- Correlação de Glaso

No trabalho de Sutton e Farshad (1990) encontra-se que Glaso desenvolveu correlações para óleos paranínicos equivalentes aos do Mar do Norte. Para utilizar a correlação para óleos crus do Golfo do México foi usado um fator multiplicador para ajustar o termo do grau API, porém neste caso a correlação perdia acuracidade, então esta modificação foi omitida do trabalho. Contudo, ainda assim, Sutton e Farshad (1990) concluíram que a correlação de Glaso tem boa acuracidade para *dead Oil*.

$$\mu_{od} = (3,141 \times 10^{10}) \cdot T^{-3,444} (\log^\circ API)^{[10,313 \cdot x(\log T) - 36,447]} \quad (2.7)$$

Veja na Figura 2.8 o perfil de viscosidade da corelação de Glaso em função da temperatura:

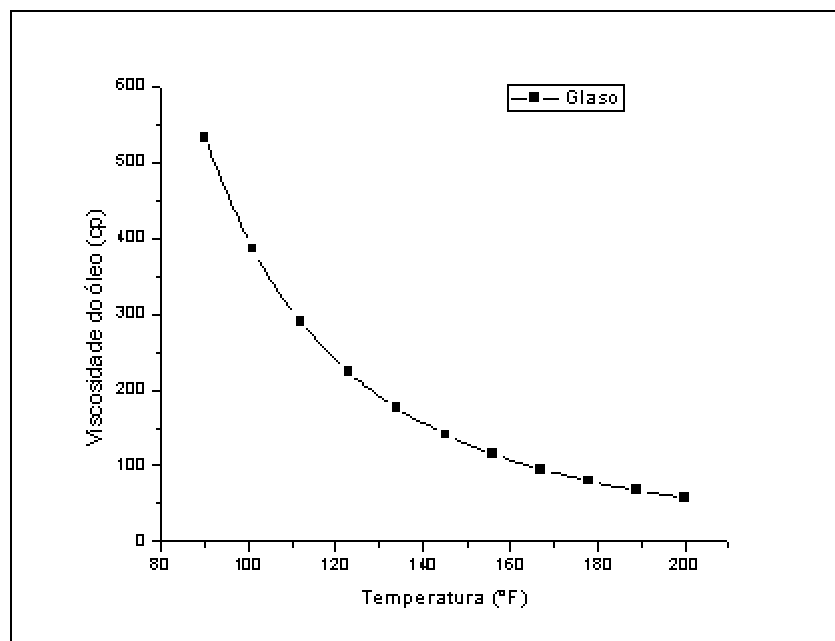


Figura 2.8: Gráfico $\mu \times T$ da correlação de viscosidade (em cp) publicada por Glaso

- Correlação de Kartoatmodjo

Esta correlação é amplamente usada em *softwares* para modelar garantia de escoamento. E Sattarin *et al.* (2007) concluíram que os resultados gerados por essa correlação em comparação com dados experimentais são confiáveis desde que se respeite a faixa de operação. Porém quando comparando com óleo do Golfo do México, segundo Petrosky e Farshard (1993), a correlação desenvolvida por Kartoatmodjo subestima os valores de viscosidade para *dead oil*.

A faixa de operação dessa correlação vai de 14.4° API até 59° API, para uma variação de temperatura de 80°F a 320°F.

$$\mu_{od} = (16 \times 10^8 \cdot T^{-2,8177}) \cdot (\log \text{°API})^{[5,7526 \cdot (\log T) - 26,9718]} \quad (2.8)$$

Veja na Figura 2.9 o perfil de viscosidade da correlação de Kartoatmodjo em função da temperatura:

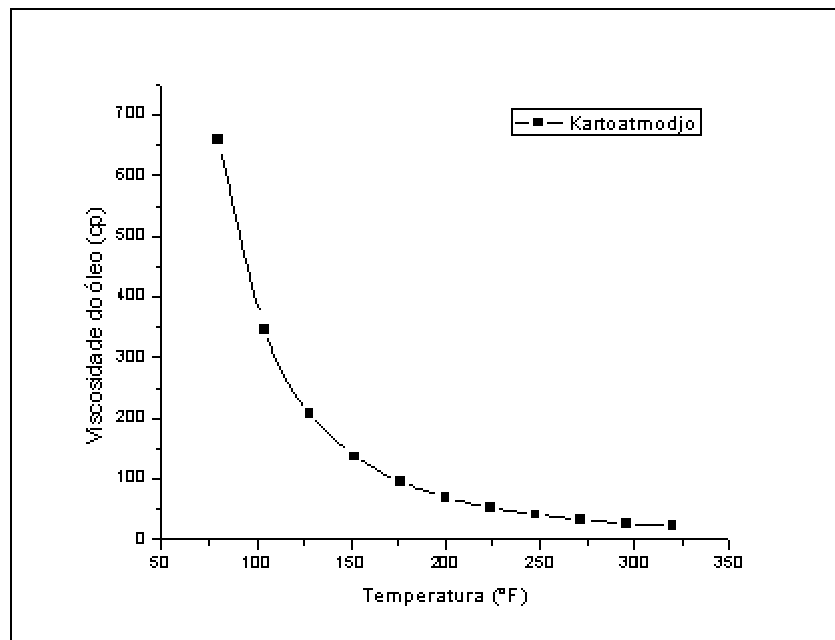


Figura 2.9: Gráfico $\mu \times T$ da correlação de viscosidade (em cp) publicada por Kartoatmodjo

- Correlação de Kartoatmodjo Modificada

Esta correlação é uma modificação da equação de Kartoatmodjo para óleos considerados médios segundo o grau API, isto é, entre 22,3° e 31,1°.

$$\mu_{od} = (220,15 \times 10^9) \cdot T^{-3,55660} (\log \text{ API})^{[12,5428 \cdot (\log T) - 45,7874]} \quad (2.9)$$

Veja na Figura 2.10 o perfil de viscosidade da correlação de Kartoatmodjo Modificada em função da temperatura:

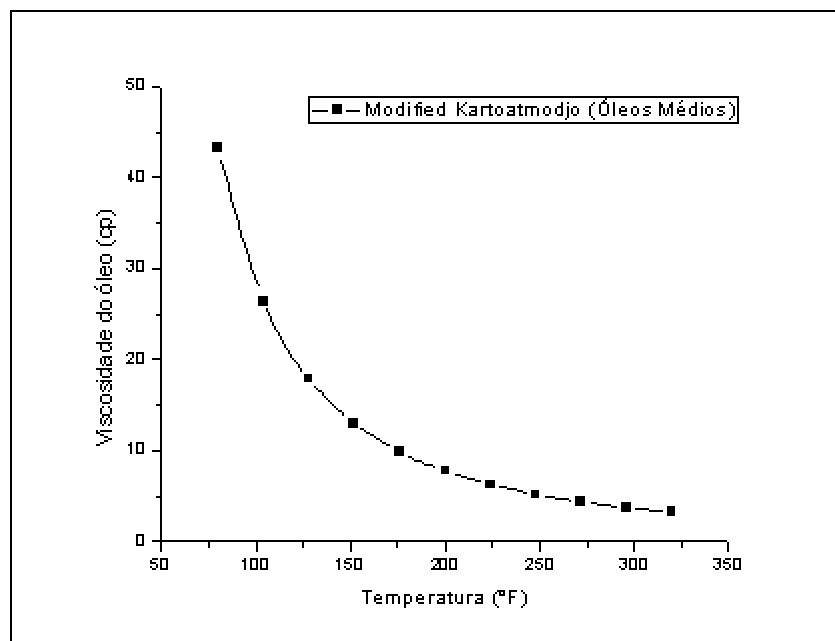


Figura 2.10: Gráfico $\mu \times T$ da correlação de viscosidade (em cp) publicada por Kartoatmodjo modificada

- Correlação de Labedi

Labedi fez a maioria dos seus estudos em cima de óleos baseados na África (SATTARIN *et al.*, 2007). Essa correlação pode ser perfeitamente aplicável para óleos com grau API entre 32° e 48° e a temperatura de 100° F a 306° F.

$$\mu_{od} = \frac{10^{9,224}}{API^{4,7013} \cdot T^{0,6739}} \quad (2.10)$$

Veja na Figura 2.11 o perfil de viscosidade da correlação de Labedi em função da temperatura:

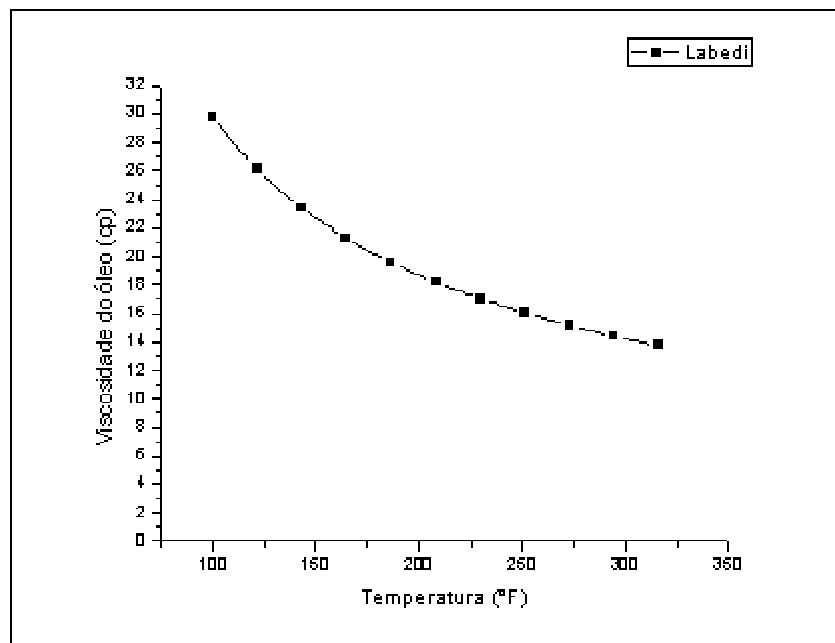


Figura 2.11: Gráfico $\mu \times T$ da correlação de viscosidade (em cp) publicada por Labedi

- Correlação de Petrosky e Farshad

Esta correlação foi desenvolvida exclusivamente para o Golfo do México, porém pode ser usada em outros lugares do mundo. Segundo Petrosky e Farshad (1993), após métodos experimentais realizados a correlação mostrou uma boa concordância com os valores experimentais. Esta correlação é aplicável para óleos com grau API entre 25.4 e 46.1, e para temperaturas entre 114 e 288 °F.

$$\mu_{od} = 2,3511 \times 10^7 \cdot T^{-2,1055} \cdot (\log^\circ API)^{[4,59388 \cdot (\log T) - 22,82792]} \quad (2.11)$$

Veja na Figura 2.12 o perfil de viscosidade da correlação de Petrosky e Farshad em função da temperatura:

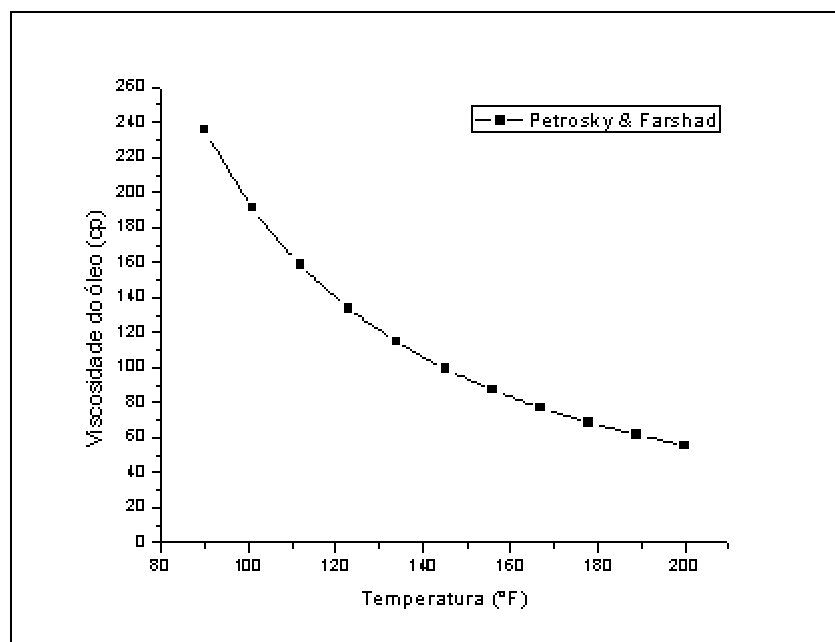


Figura 2.12: Gráfico $\mu \times T$ da correlação de viscosidade (em cp) publicada por Petrosky e Farshad

A Figura 2.13 exibe um gráfico reunindo as correlações de viscosidade para *dead oil*:

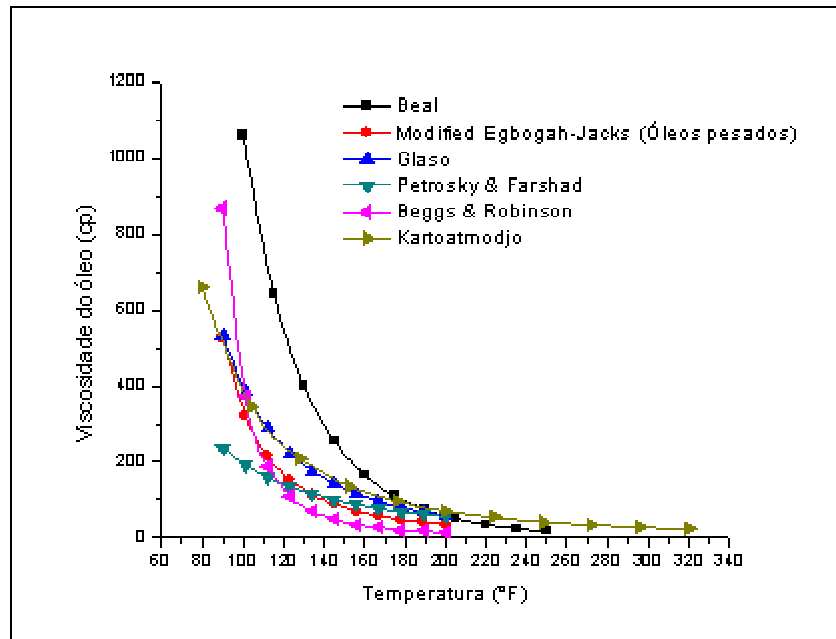


Figura 2.13: Gráfico $\mu \times T$ comparado as correlações de viscosidade (em cp) para óleos pesados publicadas por Bennison (1998)

Foram encontradas diversas correlações de viscosidade para óleos. Algumas dessas correlações são usadas para desenvolver o modelo matemático priorizando-se aquelas que são mais adequadas para óleos pesados, de acordo objetivo deste trabalho.

Capítulo 3 - Escoamento Multifásico

Muitos estudos têm sido feitos com a intenção de entender melhor o escoamento multifásico no que diz respeito ao gradiente de pressão, perda de carga, padrões de transição de fluxo, entre outras características. O escoamento multifásico em dutos de grandes comprimentos têm grande importância no desenvolvimento de projetos e tecnologia aplicadas a exploração e produção de óleo em águas profundas, pois isso permite que campos de petróleo distantes desloquem a produção para uma determinada plataforma, onde já exista uma infra-estrutura submarina, evitando um grande custo de projeto e operação.

O escoamento multifásico é geralmente caracterizado como escoamento líquido-gás ou também como escoamento líquido-líquido, que é largamente utilizado em diversas aplicações e de forma especial na área de petróleo na necessidade da modelagem óleo-água. Segundo Angeli e Hewit (1998), o escoamento óleo-água é de larga utilidade no mercado atual, mas não tem sido tão amplamente estudado como o escoamento líquido-gás.

O processo de transporte de petróleo do reservatório até a unidade de produção leva em consideração diversos aspectos como formação geológica do reservatório, conteúdo de água e composição, pressão do reservatório, compostos finos, viscosidade do óleo, etc. Esses fenômenos podem facilitar a formação de emulsões entre água e óleo, que é de extrema importância no estudo da garantia de fluxo de um óleo, este assunto será tratado em mais detalhes nas seções posteriores.

Para modelagem de escoamento multifásico a velocidade da mistura que é definida em função da velocidade superficial da fase contínua (u_c), e a velocidade superficial da fase dispersa (u_d).

$$u_m = u_c + u_d \quad (3.1)$$

Sendo que:

$$u_c = \frac{4Q_c}{D^2\pi} \quad (3.2a)$$

$$u_d = \frac{4Q_d}{D^2\pi} \quad (3.2b)$$

Onde Q_c é a vazão volumétrica da fase contínua e Q_d é a vazão volumétrica da fase dispersa e D é o diâmetro interno do duto.

A densidade da mistura (ρ_m) e o calor específico da mistura ($c_{p,m}$) são geralmente expressos como uma relação linear em função da concentração volumétrica da fase dispersa (ε_d), também utilizadas por Couto *et al.* (2008), dadas por:

$$\rho_m = \rho_d \varepsilon_d + \rho_c (1 - \varepsilon_d) \quad (3.3)$$

$$c_{p,m} = c_{p,d} \varepsilon_d + c_{p,c} (1 - \varepsilon_d) \quad (3.4)$$

Onde:

$$\varepsilon_d = \frac{u_d}{u_d + u_c} \quad (3.5)$$

Sendo que d representa a fase dispersa e c a fase contínua.

3.1 Escoamento Bifásico com Emulsão

A emulsão é caracterizada por um sistema líquido heterogêneo, que consiste de dois líquidos imiscíveis um dos quais intimamente disperso na forma de gotículas dentro do outro. Na emulsão a probabilidade de aglutinação entre gotículas em contato é reduzida enormemente devido à presença de um agente emulsificante.

As emulsões são uma mistura complexa envolvendo uma grande variedade de compostos químicos que podem se dividir em fases nas quais podem alcançar maior estabilidade. No óleo, podem ser encontrados alcanos, aromáticos, compostos heteroatômicos, etc, enquanto na água estão presentes cátions e ânions. Os fatores de uma emulsão são alterados de acordo com a temperatura, pressão e o grau de agitação aos quais o sistema está submetido.

No trabalho publicado por Oliveira e Gonçalves (2005), a presença de emulsões água em óleo têm um grande impacto na produção de óleo cru, principalmente em ambiente offshore no qual são enfrentadas mudanças significativas de temperatura ao longo do caminho do óleo do reservatório até o armazenamento nos tanques da plataforma.

Geralmete emulsões água-em-óleo são estáveis e formadas espontaneamente devido a presença de surfactantes naturais existentes no óleo cru. O escoamento quando está sofrendo o fenômeno da emulsão pode se apresentar de infinitas formas, porém pode-se definir alguns tipos de padrões de escoamentos verticais e horizontais, ilustrados nas Figuras 3.1 e 3.2. Para escoamentos verticais tem-se:

- Escoamento de bolhas (*Bubbly flow*);
- Escoamento pistonado ou golfado (*Plug ou Slug flow*);
- Escoamento de Churn (*Churn flow*);
- Escoamento Anular (*Annular flow*);

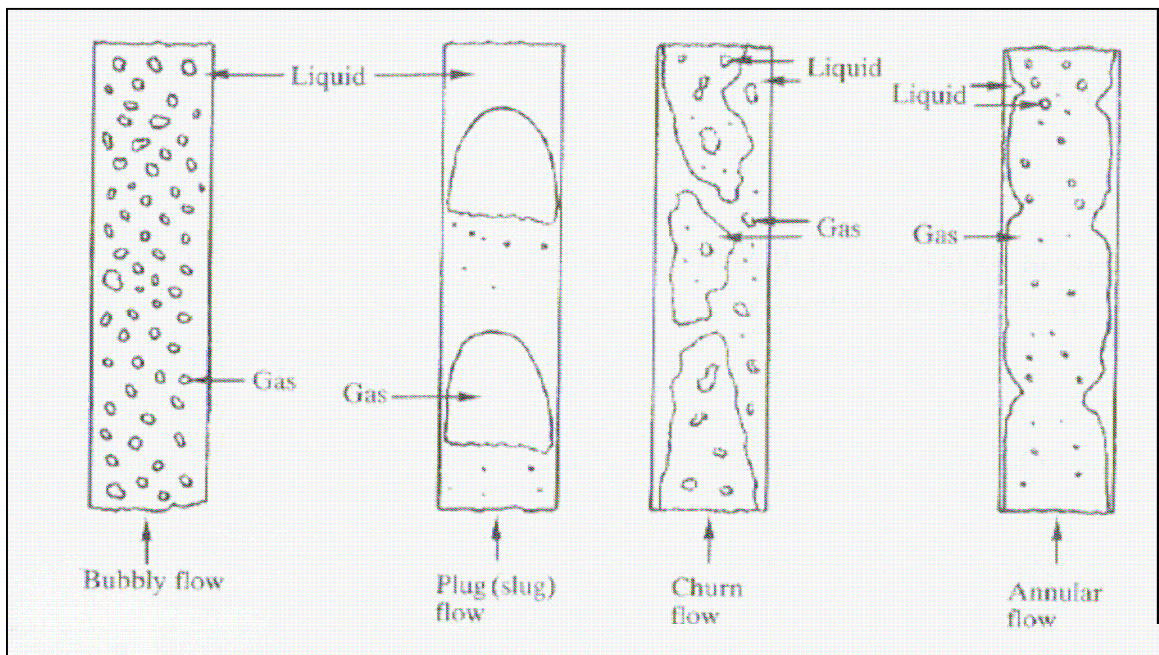


Figura 3.1: Padrões de escoamento vertical

Conforme a vazão aumenta o padrão de escoamento vai se alterando desde o escoamento de bolha até o anular.

E para escoamentos horizontais tem-se, além dos padrões explicitados para escoamentos verticais, mais dois outros tipos. Seguem os padrões para escoamento horizontal em emulsão, também apresentados na Figura 3.2:

- Escoamento de bolhas (*Bubbly flow*);
- Escoamento pistonado ou golfado (*Plug ou Slug flow*);
- Escoamento estratificado (*Stratified flow*);
- Escoamento de ondas (*Wavy flow*);
- Escoamento de Churn (*Churn flow*);
- Escoamento Anular (*Annular flow*);

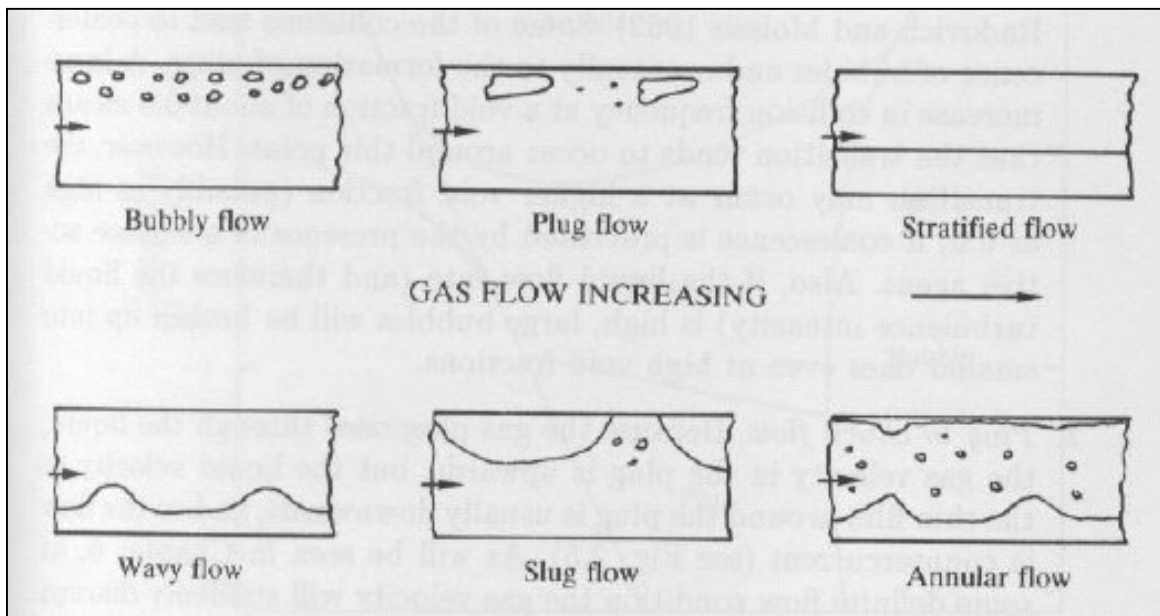


Figura 3.2: Padrões de escoamento horizontal

Assim como o escoamento vertical, para o escoamento horizontal os padrões vão se alterando conforme o aumento da vazão, começando pelo escoamento de bolhas e indo até o escoamento anular.

Emulsões podem ser dos tipos água em óleo (A/O), óleo em água (O/A) e água em óleo em água (A/O/A), aquele que é mais indesejável é onde existem gotículas de água no interior do óleo (emulsão água em óleo). Geralmente, no reservatório a água e o petróleo encontram-se em duas fases separadas. No escoamento através de dutos e risers essa mistura fica sujeita à agitação e ao cisalhamento e devido a presença dos chamados

emulsificantes naturais no petróleo, como asfaltenos, resinas, ácidos naftênicos, que favorecem a deposição de moléculas pesadas, dando origem a emulsões do tipo água-óleo (A/O), verificada pela presença de diminutas gotas de água dispersas no petróleo recobertas por fina camada da fase oleosa. Devido à presença de tensoativos (ou surfactantes) no óleo (exemplo: asfaltenos), que têm a função de proteger as gotículas de água, criando uma interface com o óleo, impedindo sua aglutinação. Com isso a viscosidade da emulsão pode crescer em até cem vezes comparada à viscosidade do óleo (ROSSI e MORALES, 2005).

Conforme o publicado por Arirachakaran *et al.* (1989), o fluxo de uma mistura óleo-água apresenta um problema único e complexo para o transporte de óleos pesados em dutos devido ao seu complicado comportamento reológico, a grande diferença de gradientes de pressão para diferentes padrões de fluxo. Uma emulsão instável (ou dispersão) é aquela que pode separar as fases originais dentro de um período razoável de tempo. Estas emulsões podem ter comportamento reológico Newtoniano ou não-Newtoniano, dependendo das condições do sistema.

Em geral, óleos pesados formam emulsões mais estáveis, pois óleo de base asfáltica tem uma capacidade maior de emulsificação do que os de base parafínica, esses óleo pesados de baixa viscosidade formam emulsões mais estáveis do que os de baixa viscosidade, sendo assim de difícil tratamento, pois essa alta viscosidade impede o movimento das gotas de água dispersas em óleo o que torna impossível sua aglutinação. Além disso, os óleos pesados têm maior número de agentes emulsificantes do que os óleos leves.

Nela, a fase dispersa muda para a fase contínua. É muito importante prever na fase de projeto este ponto de inversão de fase para o fluxo do sistema óleo-água, pois a queda de pressão na tubulação poderia variar muito entre sistemas óleo-em-água e água-em-óleo. Também a viscosidade da mistura óleo-água pode aumentar muito no ponto de inversão por isso deve-se evitar operar nessas condições. A queda de pressão é altamente afetada pela temperatura para dispersões água-em-óleo devido a grande sensibilidade da viscosidade do óleo à variação da temperatura.

Nos estudos realizados por Alboudwarej *et al.* (2007) é visto que, invariavelmente, água é produzida com óleo vindo do reservatório. Se houver cisalhamento quando óleo e água são produzidos, emulsões podem ser formadas. Este cenário é bem comum para óleos pesados onde gás é utilizado para reduzir a viscosidade, ou em casos em que bombas elétricas submersíveis (ESP – *Electrical*

Submersible Pump) são usadas como método de elevação artificial para a produção de óleo. Para gerenciar sistemas de óleo pesado é necessário um bom conhecimento da viscosidade das emulsões de óleos pesados.

Shi et al (2003) desenvolveram um modelo de quatro camadas para escoamento óleo-água horizontal. As quatro camadas consistem em água pura, dispersão óleo-em-água, dispersão óleo-em-água, e puramente óleo, como pode ser visto na Figura 3.3. Foram feitos experimentos realizados em dutos de 10 cm de diâmetro e 40 m de comprimento. Foram investigadas frações de água de 0 a 100% com velocidade da mistura variando de 0,4 m/s a 3 m/s, e o sistema foi mantido a 25°C e a 0,136 MPa. Segundo Shi *et al.* (2003) os resultados do modelo são bem aceitáveis em comparação com os dados experimentais.

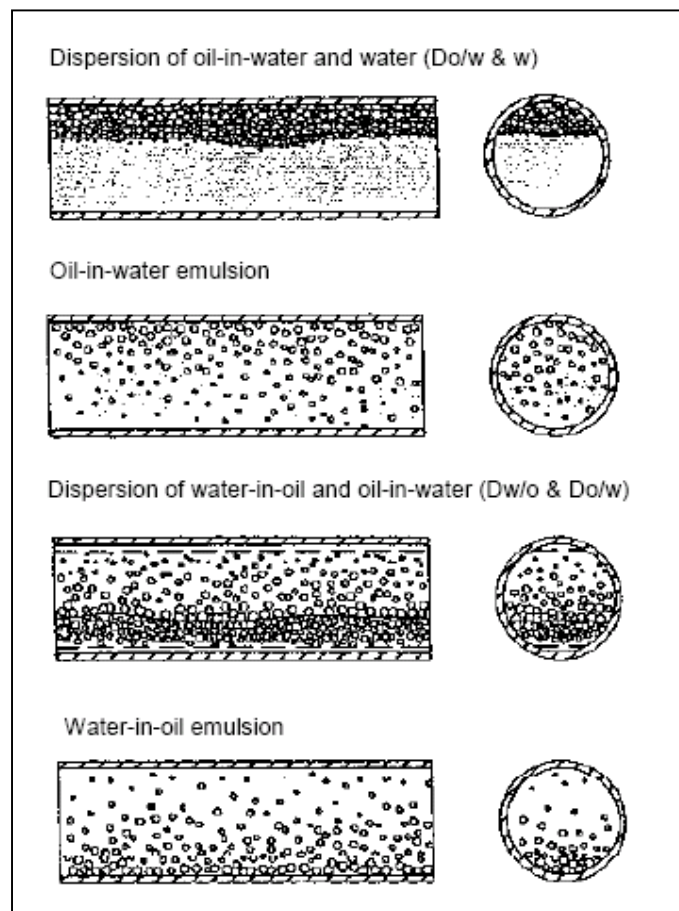


Figura 3.3: Modelo de quatro camadas de Shi *et al.* (2003)

Tanto Arirachakaran *et al.* (1989) quanto Shi *et al.* (2003) afirmam que um dos grandes desafios para a modelagem do escoamento da mistura óleo-água é obter a

viscosidade apropriada para o fluido. A equação que tem sido utilizada largamente em estudos é uma média ponderada em função da fração de volume da fase dispersa. Veja a equação (3.6) que representa a viscosidade da mistura (μ_m) como uma função linear relativa ao volume das duas fases da mistura:

$$\mu_m = \mu_d \varepsilon_d + \mu_c (1 - \varepsilon_d) \quad (3.6)$$

Apesar de ter sido muito usada em diversos estudos para escoamento multifásico, este não é um modelo apropriado para simular escoamentos óleo-água. A viscosidade da fase dispersa não contribui com a transmissão do cisalhamento. Isto é, a distorção das gotículas próximas à parede do duto (devido ao cisalhamento) não afeta o escoamento de outras gotículas na direção do centro do duto.

Shi *et al.* (2002) ainda afirmam que o aumento da queda de pressão próximo ao ponto de inversão (explicado melhor na seção 4.4) é decorrente da mistura da viscosidade, daí pode-se concluir que o valor da viscosidade seria maior do que o proposto. Com isso foram desenvolvidas correlações para modelar a viscosidade de emulsões.

3.2 Correlações para Viscosidade da Emulsão

Caracteriza-se o escoamento bifásico em emulsão (A/O ou O/A) como o escoamento de um fluido pseudo-homogêneo, onde a viscosidade é uma propriedade do escoamento e não mais do fluido, definindo-se a viscosidade como aparente (viscosidade da emulsão, μ_m).

Como citado acima, no caso de emulsões de A/O a emulsão é estável e de forma geral muito mais viscosa do que o da fase contínua (óleo). Sendo assim a capacidade das linhas de produção é reduzida devido a alta viscosidade que é apresentada por esse tipo de emulsão (KOKAL, 2005).

Segundo Johnsen e Ronningsen (2003), a viscosidade de uma emulsão é influenciada pelos seguintes fatores: viscosidade das fases contínua e dispersa, natureza e concentração dos agentes emulsificantes, presença de partículas sólidas, taxa de

cisalhamento (as emulsões são fluidos não-newtonianos), temperatura, fração volumétrica da fase dispersa, tamanho médio das gotículas e a sua distribuição física.

Woelflin (1942) fez vários estudos de emulsões água-em-óleo. Ele relatou que a viscosidade da emulsão é função da concentração da água, tamanho da bolha e viscosidade do óleo cru. Conforme apresentado no trabalho de Kokal (2005), as emulsões podem ser classificadas conforme o seu grau de estabilidade cinética:

- “*Loose emulsions*” – Aquelas que se separam em poucos minutos;
- “*Medium emulsions*” – Se separam em 10 minutos ou mais;
- “*Tight emulsions*” – Apenas se separam em questão de horas ou até dias, e algumas vezes só parcialmente.

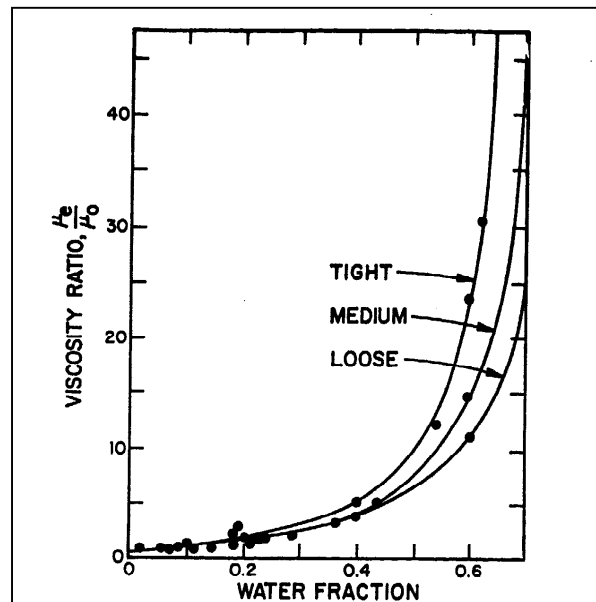


Figura 3.4: Grau de estabilidade cinética de emulsões – Woelflin (1942)

Woelflin (1942) mencionou também que a razão entre viscosidade da mistura (μ_m) e a viscosidade do óleo (μ_o) não varia com a temperatura para uma concentração constante de água. Woelflin correlacionou a viscosidade da emulsão como apresentado na equação (3.7).

$$\mu_m = \mu_o \cdot \exp(a \cdot \varepsilon_d^2 + b \cdot \varepsilon_d) \quad (3.7)$$

Onde a e b são constantes que variam dependendo do tipo de emulsão (*Loose, Medium e Tight*).

No estudo feito por Rossi e Morales (2005) são apresentadas algumas correlações de emulsão relacionando a viscosidade da mistura (μ_m) e a viscosidade da fase contínua (μ_c), sempre em função da fração da fase dispersa.

Em baixas concentrações da fase dispersa a emulsão pode ser trabalhada com um fluido Newtoniano, e assim pode ser usado o modelo desenvolvido por Einstein (1906, 1911):

$$\mu_m = \mu_c (1 + 2,5 \cdot \varepsilon_d) \quad \varepsilon_d \ll 1 \quad (3.8)$$

Esta correlação de Einstein é válida para baixas frações da fase dispersa (GUET *et al.*, 2006). E para altas concentrações da fase dispersa pode ser usada a relação descrita na equação (3.9).

$$\mu_m = \mu_c (1 + 2,5 \cdot \varepsilon_d) \quad (3.9)$$

Segundo Oliveira e Gonçalves (2005), Taylor estudando emulsão baseando-se em princípios da mecânica dos fluidos propôs uma relação similar a de Einstein com exceção para a influencia das viscosidades das fases contínua e dispersa, conforme apresentado na equação (3.10).

$$\mu_m = \mu_c \cdot \left[1 + \left(2,5 \cdot \frac{\frac{\mu_d}{\mu_c} + 0,4}{\frac{\mu_d}{\mu_c} + 1} \right) \cdot \varepsilon_d \right] \quad (3.10)$$

Brinkman (1952) apresentou um método bem simples para estimar a viscosidade em emulsões:

$$\mu_m = \mu_c (1 - \varepsilon_d)^{-2,5} \quad (3.11)$$

Já Krieger (1972) escreveu a seguinte correlação de viscosidade para emulsão afirmando que o número máximo de bolhas formadas durante a emulsão ocorre no ponto de inversão (que será melhor explicado nas seções seguintes). Onde ϕ_{pack} é a fração de volume correspondente ao número máximo de bolhas formada durante a emulsão.

$$\mu_m = \mu_c \cdot \left(1 - \frac{\mathcal{E}_d}{\phi_{pack}}\right)^{2.5 \cdot \phi_{pack}} \quad (3.12)$$

Pal e Rhodes (1989) publicaram uma equação empírica para viscosidade de emulsões usando a razão da viscosidade da emulsão para viscosidade da fase contínua, onde ϕ_{100} é a fração do volume da fase dispersa quando a razão da viscosidade é 100. Eles alegaram que a correlação é válida para emulsão óleo-em-água e água-em-óleo até a concentração da fase dispersa atingir 74%. Segue na equação (3.13) a correlação proposta:

$$\mu_m = \mu_c \cdot \left[1 + \frac{\frac{\mathcal{E}_d}{\phi_{100}}}{1.187 - \frac{\mathcal{E}_d}{\phi_{100}}} \right]^{-2.492} \quad (3.13)$$

Yaron e Gal-Or (1972) apresentaram uma correlação na qual a mudança na viscosidade, pela adição de quantidades de moléculas esféricas ao solvente puro, foi estudada e também foram incluídos os efeitos das interações entre as moléculas. Veja a seguir a correlação:

$$\mu_m = \mu_c \cdot (1 + I(\lambda)\mathcal{E}_d) \quad (3.14a)$$

$$I(\lambda) = \frac{5.5 \cdot \left[4\lambda^7 + 10 - \frac{84}{11}\lambda^2 + \frac{4}{\kappa}(1 - \lambda^7) \right]}{10(1 - \lambda^{10}) - 25\lambda^3(1 - \lambda^4) + \frac{10}{\kappa}(1 - \lambda^3)(1 - \lambda^7)} \quad (3.14b)$$

$$\lambda = \varepsilon_d^{1/3} \quad (3.14c)$$

No trabalho de Alboudwarej *et al.* (2007) também podem ser encontradas algumas correlações de emulsão com a equação (3.15) de Taylor e a de Vand (3.16).

$$\mu_m = \mu_c \cdot \left[1 + \left(\frac{5 \frac{\mu_d}{\mu_c} + 2}{2 \frac{\mu_d}{\mu_c} + 2} \right) \cdot \varepsilon_d \right] \quad (3.15)$$

$$\mu_m = \mu_c \cdot \exp\left(\frac{2.5 \cdot \varepsilon_d}{1 - 0,609 \cdot \varepsilon_d}\right) \quad (3.16)$$

Para os fluidos não-Newtonianos (pseudoplástico), a taxa de deformação ($\dot{\gamma}$) e a tensão de cisalhamento são relacionadas da seguinte forma:

$$\tau = -\kappa \dot{\gamma} \left| \dot{\gamma} \right|^{n-1}; \quad n < 1 \quad (3.17)$$

Com isso verifica-se que a viscosidade aparente da emulsão ($\mu_m = \frac{\tau}{\dot{\gamma}}$) diminui com o aumento da taxa de cisalhamento.

A viscosidade de uma emulsão varia exponencialmente em função da concentração da fase dispersa (ε_d), segundo Richardson (1993) e Ronningsen (1995):

$$\mu_m = \mu_o \cdot e^{k\varepsilon_d} \quad (3.18)$$

Onde:

k = constante.

Linearizando:

$$\ln(\eta_r) = a + k\varepsilon_d \quad ; \quad a = \ln A = cte \quad (3.19)$$

Com o aumento da temperatura tem-se a diminuição da viscosidade da emulsão:

$$\mu_m = A \cdot e^{-B/T} \quad ; \quad A \text{ e } B = cte.$$

3.3 Queda de Pressão e Correlações para Fator de Atrito

Geralmente se faz necessário determinar a queda de pressão para analisar a garantia de escoamento de um sistema para manter o escoamento, pois este parâmetro irá fornecer a diferença de pressão necessária para que o fluido continue escoando através da linha. E para determinar a queda de pressão é conveniente trabalhar com o gradiente de pressão, $-\frac{dP}{dz}$, que representa a queda de pressão por unidade de comprimento (z). E sabendo que a queda de pressão (ΔP) é determinada em função do gradiente de pressão através da relação:

$$\Delta P = \int -\frac{dP}{dz} dz \quad (3.20)$$

O gradiente de pressão é a soma dos gradientes de pressão gerados em decorrência dos efeitos do atrito (F), da gravidade (G) e da aceleração (A).

$$\frac{dP}{dz} = -\frac{dP_F}{dz} - \frac{dP_G}{dz} - \frac{dP_A}{dz} \quad (3.21)$$

Sendo que o gradiente de pressão correspondente a gravidade ($-\frac{dP_G}{dz}$) é relativo a conversão da energia potencial do fluido em pressão hidrostática, a parte referente ao atrito ($-\frac{dP_F}{dz}$) é derivada da tensão de cisalhamento entre a parede do tubo e o fluido, e a parte da aceleração ($-\frac{dP_A}{dz}$) diz respeito a mudanças na velocidade do fluido.

O termo da aceleração se torna desprezível com relação aos outros devido a baixa mudança na velocidade, então o gradiente de pressão relativo a gravidade é assumido como igual a zero.

O gradiente de pressão da mistura derivado da atuação da gravidade considerando a densidade da mistura e o ângulo (θ) entre o duto e o eixo horizontal é igual a:

$$-\frac{dP_G}{dz} = \rho_m \cdot g \cdot \sin\theta \quad (3.22)$$

No que diz respeito ao gradiente de pressão referente ao atrito ($-\frac{dP_F}{dz}$), a relação entre gradiente de pressão e vazão de massa é expresso adimensionalmente com a relação entre o número de Reynolds e o fator de atrito. Dada a complexidade de escoamentos multifásicos, existem vários grupos adimensionais. Na literatura podem ser visto diferentes possibilidades como nos trabalhos de Dukler *et al.* (1964), e Beggs e Brill (1973). O fator de atrito é calculado a partir do número de Reynolds da mistura ou na emulsão.

Segundo Incropera e DeWitt (2002) o fator de atrito de Darcy (ou de Moody) é um parâmetro adimensional definido como:

$$f_d = \left(-\frac{dP_F}{dz} \right) \frac{D}{\frac{1}{2} \rho_m u_m^2} \quad (3.23)$$

A tensão de cisalhamento na parede de um duto de perfil circular de diâmetro D é dada por:

$$\tau_w = \frac{D}{4} \left(-\frac{dP_F}{dz} \right) \quad (3.24)$$

A queda de pressão também pode ser encontrada usando-se o fator de atrito de Fanning. Conforme apresentado por Fox e McDonald (1998) o fator de atrito de Fanning (ou coeficiente de atrito) pode ser expresso por:

$$f_f = \frac{\tau_w}{\frac{1}{2} \rho_m u_m^2} \quad (3.25)$$

Sendo assim relacionando a equação (3.9) com a tensão de cisalhamento (τ_w) para duto de perfil circular de diâmetro D pode-se encontrar o fator de atrito de Fanning para a mistura gás-líquido ou líquido-líquido definido como:

$$f_f = \left(-\frac{dP_F}{dz} \right) \frac{D}{2\rho_m u_m^2} \quad (3.26)$$

Tem-se então que:

$$f_d = 4 \cdot f_f \quad (3.27)$$

O fator de atrito é correlacionado com o número de Reynolds da mistura que é definido pela equação (3.28):

$$\text{Re}_m = \frac{\rho_m u_m D}{\mu_m} \quad (3.28)$$

Segundo Garcia *et al.* (2003), o fator de atrito de Fanning e o número de Reynolds da mistura são fatores de extrema relevância para o desenvolvimento de correlações a partir de dados experimentais.

Segundo Garcia *et al.* (2003), a equação (3.29) foi desenvolvida para todos os números de Reynolds que pode ser usada para encontrar o fator de atrito para uma grande variedade de vazões de líquidos e gases, valores de viscosidade, e diferentes padrões de fluxo.

$$f_f = F_2 + \frac{(F_1 - F_2)}{\left(1 + \left(\frac{\text{Re}}{t} \right)^c \right)^d} \quad (3.29)$$

Onde,

$$F_1 = a_1 \text{Re}^{b_1} \quad (3.30a)$$

$$F_2 = a_2 \text{Re}^{b_2} \quad (3.30b)$$

Garcia *et al.* (2003) usaram 2060 dados experimentais e processou, pela Lei de Potência, em gráficos log-log, do fator de atrito pelo número de Reynolds. Os parâmetros encontrados para a correlação universal para o fator de atrito de Fanning foram:

$$\begin{aligned} a_1 &= 13,98 \\ b_1 &= -0,9051 \\ a_2 &= 0,0925 \\ b_2 &= -0,2534 \\ c &= 4,864 \\ d &= 0,1972 \\ t &= 293 \end{aligned}$$

Sendo assim, a correlação universal para fator de atrito de Fanning para misturas líquido-líquido e gás-líquido é dada pela equação universal (3.31):

$$f_f = 0,0925 \text{Re}^{-0,2534} + \frac{(13,98 \text{Re}^{-0,9501} - 0,0925 \text{Re}^{-0,2534})}{\left(1 + \left(\frac{\text{Re}}{293}\right)^{4,864}\right)^{0,1972}} \quad (3.31)$$

A correlação apresentada pode ser descrita em função do padrão de fluxo do escoamento. Isto é, para um dos padrões de fluxo (escoamento golfado, escoamento de bolhas, escoamento estratificado e escoamento anular) existe uma correlação de atrito desenvolvida experimentalmente pelo método da lei de Potência (GARCIA *et al.*, 2003).

Segue na Tabela 3.1 os parâmetros para cada padrão de escoamento:

Tabela 3.1: Parâmetros para correlação de atrito em função do padrão de escoamento

Padrão de Fluxo	a_1	b_1	a_2	b_2	c	d	t
Golfado	13,98	-0,9501	0,1067	-0,2629	3,577	0,2029	293
Bolhas	13,98	-0,9501	0,1067	-0,2629	2,948	0,2236	304
Estratificado	13,98	-0,9501	0,0445	-0,1874	9,275	0,0324	300
Anular	3,671	-0,9501	0,0270	-0,1225	2,191	0,2072	10000

Sendo assim, as equações para cada padrão de escoamento ficam iguais a:

– Padrão de Escoamento Golfado:

$$f_f = 0,1067 \text{Re}^{-0,2629} + \frac{(13,98 \text{Re}^{-0,9501} - 0,1067 \text{Re}^{-0,2629})}{\left(1 + \left(\frac{\text{Re}}{293}\right)^{3,577}\right)^{0,2029}} \quad (3.32)$$

– Padrão de Escoamento de Bolhas:

$$f_f = 0,1067 \text{Re}^{-0,2629} + \frac{(13,98 \text{Re}^{-0,9501} - 0,0445 \text{Re}^{-0,2629})}{\left(1 + \left(\frac{\text{Re}}{304}\right)^{2,948}\right)^{0,2336}} \quad (3.33)$$

– Padrão de Escoamento Estratificado:

$$f_f = 0,0445 \text{Re}^{-0,1874} + \frac{(13,98 \text{Re}^{-0,9501} - 0,0445 \text{Re}^{-0,1874})}{\left(1 + \left(\frac{\text{Re}}{300}\right)^{9,275}\right)^{0,0324}} \quad (3.34)$$

– Padrão de Escoamento Anular:

$$f_f = 0,0270 \text{Re}^{-0,2534} + \frac{(3,671 \text{Re}^{-0,6257} - 0,0270 \text{Re}^{-0,1225})}{\left(1 + \left(\frac{\text{Re}}{10000}\right)^{2,191}\right)^{0,2072}} \quad (3.35)$$

Foi concluído por Garcia *et al.* (2003) que a correlação universal é muito eficiente para operações de campo nas quais o tipo de padrão de escoamento não é conhecido.

Rossi e Morales (2005) consideraram as equações para calcular o fator de atrito de Fanning para a mistura, se o escoamento for classificado com Newtoniano:

$$f_f = 16 / \text{Re}_m ; \quad \text{Re}_m \leq 2000 \quad (3.36a)$$

$$f_f = 0,079 / \text{Re}_m^{0,25} ; \quad 2000 \leq \text{Re}_m \leq 10^5 \quad (3.36b)$$

E se o escoamento for classificado como não-Newtoniano, Martinez *et al.* (1988) definiu o fator de atrito de Fanning como:

$$f_f = 16 / \text{Re}'_m \quad (3.37a)$$

$$\text{Re}'_m = \frac{\rho_m j^{2-n} D^n}{k' (8)^{n-1}} \quad \text{Laminar (Re}'_m \leq \text{Re}'_{L-T}) \quad (3.37b)$$

$$\frac{1}{\sqrt{f_f}} = \frac{4}{(n')^{0,75}} \log_{10} [\text{Re}'_m f_f^{(1-n'/2)}] - \frac{0,4}{n'^{1,2}} \quad \text{Turbulento (Re}'_m > \text{Re}'_{L-T}) \quad (3.37c)$$

$$n' - n \leq 1 \quad (3.37d)$$

$$k' = k \left(\frac{1+3n}{4n} \right)^n \quad (3.37e)$$

$$\text{Re}'_{L-T} = 6464 \left[\frac{n(2+n)^{2+n/1+n}}{(1+3n)^2} \right] \quad (3.37f)$$

n e k = constantes do modelo para calcular a viscosidade de uma emulsão.

Já Shi *et al.* (2003) relacionaram o número de Reynolds ao fator de atrito de Fanning para calcular o gradiente de pressão, através da equação (3.38).

$$f_f = 0,079 \cdot \text{Re}_m^{-0,25} \quad (3.38)$$

Esta fórmula é aplicável para números de Reynolds aproximadamente iguais a 10^5 .

Para a relação do fator de atrito de Darcy e o número de Reynolds também foram usadas diversas relações em estudos que tinham a intenção de determinar a queda de pressão de sistema de escoamento multifásico.

Rodriguez e Oliemans (2005) usaram a correlação de Haaland (1983), definindo o fator de atrito de Darcy como:

$$f_d = \frac{64}{\text{Re}_m} \quad \text{para } \text{Re}_m \leq 1500 \quad (3.39a)$$

$$f_d = \left\{ -1,8 \text{Log}_{10} \left[\frac{6,9}{\text{Re}_m} + \left(\frac{e_r}{3,7D} \right)^{1,1} \right] \right\}^{-2} \quad \text{para } \text{Re}_m > 1500 \quad (3.39b)$$

Onde e_r representa a rugosidade da parede da tubulação.

Arirachakaran *et al.* (1989) determinaram o fator de atrito da mistura em função do número de Reynolds usando o diagrama de Moody. Contudo, eles afirmaram que alternativamente as equações (3.40a) e (3.40b) podem também ser usadas:

$$f_d = \frac{64}{\text{Re}_m} \quad \text{para } \text{Re}_m \leq 1500 \quad (3.40a)$$

$$\frac{1}{\sqrt{f_d}} = \left\{ 1,74 - 2 \cdot \text{Log}_{10} \left[\frac{18,7}{\text{Re}_m \cdot \sqrt{f_d}} + \left(\frac{2e_r}{D} \right) \right] \right\} \quad \text{para } \text{Re}_m > 1500 \quad (3.40b)$$

Para correlações que se aproximam de uma condição de superfície lisa do duto Incropera e DeWitt (2002) descrevem que pode-se definir o fator de atrito de Darcy como:

$$f_d = 0,316 \cdot \text{Re}_m^{-1/4} \quad \text{para } \text{Re}_m \leq 20000 \quad (3.41a)$$

$$f_d = 0,184 \cdot \text{Re}_m^{-1/5} \quad \text{para } \text{Re}_m > 20000 \quad (3.41b)$$

Incropera e DeWitt (2002) ainda afirmam que uma correlação que engloba uma grande faixa do número de Reynolds foi desenvolvida por Petukhov. Veja na equação (3.42) a correlação.

$$f_d = (0,79 \cdot \ln \text{Re}_m - 1,64)^{-2} \quad 3000 \leq \text{Re}_m \leq 5 \times 10^6 \quad (3.42)$$

Fox e McDonald (1998) ainda relataram que a fórmula mais largamente usada para relacionar o número de Reynolds ao fator de atrito de Darcy seria a de Colebrook, definida como:

$$\frac{1}{\sqrt{f_d}} = \left\{ -2 \cdot \text{Log}_{10} \left[\frac{2,51}{\text{Re}_m \cdot \sqrt{f_d}} + \left(\frac{e_r}{3,7D} \right) \right] \right\} \quad (3.43a)$$

Porém como esta equação é transcendente, é necessário um processo iterativo para a determinação do fator de atrito (de Darcy). Estimando-se o valor inicial a partir da equação (3.44b) será possível produzir um resultado dentro de 1% de erro fazendo uma simples iteração.

$$f_0 = -0,25 \left\{ \text{Log}_{10} \left[\frac{5,74}{\text{Re}_m^{0,9}} + \left(\frac{e_r}{3,7D} \right) \right] \right\}^{-2} \quad (3.43b)$$

3.4 Inversão de Fase

Outro fenômeno que também pode complicar a emulsão óleo-água é a inversão de fase. Resultados experimentais mostraram que o ponto de inversão para óleo em emulsão ocorre quando a proporção de água na mistura chega próximo a 60%, e que, em média, o tamanho da bolha aumenta com o conteúdo de água.

Assim como a formação de bloqueios e a dificuldade em separar óleo e água, um dos principais problemas da formação de emulsão é o aumento da viscosidade aparente. A viscosidade de emulsões água-em-óleo aumenta à medida que a proporção de água (*water cut*) aumenta antes do chamado “ponto de inversão” da emulsão, onde a fase contínua passa a ser a água, isto é, a emulsão água-em-óleo se transforma em emulsão óleo-em-água. Foram conduzidos diversos estudos relativos ao fluxo da mistura óleo-água em dutos horizontais para vários valores de viscosidade. Foi descrita a ocorrência de emulsões como em função do aumento da fração de água, como pode ser visto na Figura 3.5

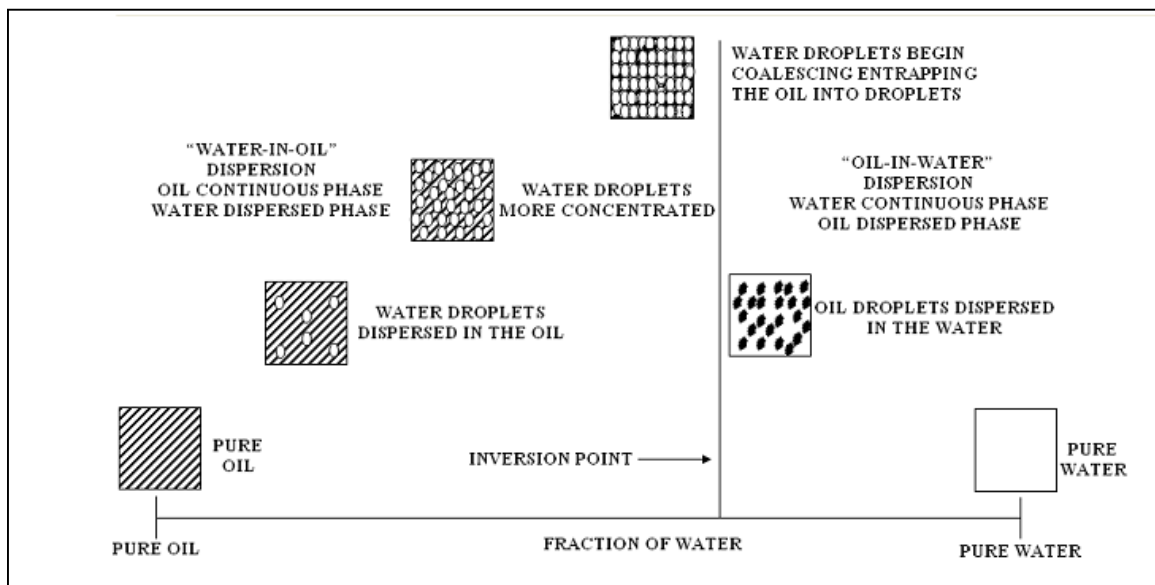


Figura 3.5: Esquemático do processo de inversão do fluxo da mistura óleo-água segundo Arirachakaran *et al.* (1989)

Ersoy e Sarica (2008) publicaram um trabalho no qual afirmam que a ocorrência da inversão do escoamento óleo-água frequentemente também pode ser detectada pelo aumento da queda de pressão que é decorrente do aumento da viscosidade da emulsão. A inversão acontece quando a concentração de surfactante na superfície das gotículas (excesso de superfície) de repente se altera, e então, a emulsão se torna instável. O excesso de superfície (Γ) é definido com o número de moles de surfactante por unidade

de área da superfície das gotículas. Assim como a temperatura, fração de água e cisalhamento mudam em função das condições operacionais, também as concentrações de surfactante nas fases de água e óleo, e o excesso de superfície das gotículas também serão alterados. Ersoy e Sarica (2008) assumiram que a inversão de fase ocorre quando excesso de superfície atinge um valor mínimo. Ele definiu que o modelo resultante é função do raio das micro-bolhas (r'), da fração de água (ε_a), coeficiente de divisão (K), concentração de surfactante na fase da água (C_w) e do excesso de superfície (Γ), e que quando a concentração de surfactante na água como função da fração de água é disponível, o ponto de inversão pode ser determinado calculando o excesso de superfície usando:

$$\Gamma \frac{3}{r'} = - \left[C_w + \{ \varepsilon_a (1 - \varepsilon_a) + (1 - \varepsilon_a)^2 k \} \frac{dC_w}{d\varepsilon_a} \right] \quad (3.44)$$

Em emulsões óleo-em-água a viscosidade diminui com o aumento da proporção de água (*water cut*). Sendo assim, a viscosidade máxima aparente de emulsões ocorre no ponto de inversão da emulsão. O transporte de emulsão do óleo-em-água, referente ao óleo pesado, é bem impactado pela inversão da emulsão e viscosidade da emulsão, pois a sua viscosidade é consideravelmente menor do que a do óleo pesado.

Um aspecto significativo do ponto de inversão é que geralmente as emulsões apresentam a viscosidade máxima próximo ou no ponto de inversão, onde neste ponto o escoamento passa a ter um regime turbulento. Arirachakaran *et al.* (1989) propuseram uma nova correlação para prever o ponto de inversão de uma dispersão óleo-água. Após examinar diversos trabalhos relacionados com o escoamento óleo-água, como os de Guzhov *et al.* (1973), Russell *et al.* (1959), Charles (1961), Oglesby (1979) e Arirachakaran (1983), foi assumido que existe uma relação logarítmica, na região laminar do óleo, entre a viscosidade e a fração de água requerida para inverter o sistema. A equação que rege esta relação é dada pela equação (3.45), graficamente representada pela Figura 3.6.

$$\varepsilon_{inv} = 0,5 - 0,1108 \cdot \text{Log}_{10}(\mu_o) \quad (3.45)$$

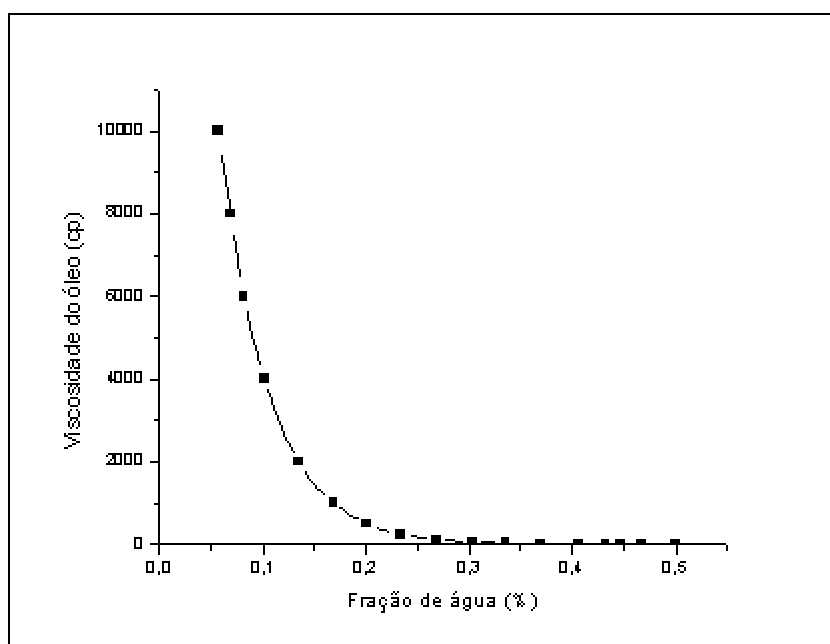


Figura 3.6: Gráfico da fração de água necessária para inverter a fase da mistura em função da viscosidade

A partir da Figura 3.6 pode-se concluir que quanto maior a viscosidade do óleo, menor será a fração necessária para inverter a dispersão óleo-água.

A queda de pressão é outro fator que deve ser olhado com extremo cuidado no que diz respeito ao escoamento de um fluido óleo-água. A queda de pressão é função da velocidade da mistura, fração de água, viscosidade do óleo e temperatura. Para uma dispersão óleo-água, a queda de pressão é extremamente afetada pela temperatura, pois a viscosidade do óleo é muito sensível a mudança da mesma. E próximo ao ponto de inversão a queda de pressão muda significativamente. E a magnitude desta mudança varia com a velocidade da mistura e a viscosidade do óleo.

Capítulo 4 - Modelo Matemático para Escoamento Bifásico em Dutos

A seguir é descrita a sequência desenvolvimento do modelo matemático. Primeiramente para determinar o perfil de temperatura em função da distância, faz-se uma análise térmica da troca de calor entre o fluido produzido e a água no fundo do mar, adicionando o aquecimento ativo elétrico no balanço de energia global e considerando o calor específico como função da temperatura. A partir do perfil de temperatura serão calculados a viscosidade, densidade, número de Reynolds, fator de atrito, e conseqüentemente, a queda de pressão do sistema. O modelo leva em conta a fração de água para o cálculo das propriedades citadas, e também a correlação de viscosidade para emulsão apresentada no capítulo 3.

4.1 Análise da Transferência de Calor Fluido-Ambiente

Na intenção de analisar a transferência de calor por aquecimento ativo usando eletricidade é necessário levar em consideração a convecção externa e interna, referente ao calor trocado entre o fluido produzido e o fluido do ambiente (neste caso a água no fundo do mar), e assim calcular o coeficiente de transferência de calor global.

Segundo Su *et al.* (2004), na análise do isolamento térmico do duto cada camada será considerada isotrópica, homogênea e com propriedades térmicas constantes, e o contato térmico das camadas adjacentes será assumido como sendo perfeito.

A formulação matemática da condução unidimensional de calor é:

$$\frac{\partial T_i}{\partial t} = \frac{\alpha_i}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial T_i}{\partial r} \right) + g_i(r, z, t) \quad r_i < r < r_{i+1} \quad i = 1, \dots, N \quad (4.1)$$

$$\alpha_i = \frac{k_i}{\rho_i c_{p_i}} \quad (4.2)$$

Onde r é o raio, e ρ_i e c_{p_i} são respectivamente a densidade e o calor específico.

A equação pode ser resolvida com os seguintes limites e condições de contorno:

$$h_1(T_f - T_1) = \frac{-k_i \partial T_1}{\partial r} \quad r = r_{i+1} \quad (4.3a)$$

$$h_a(T_m - T_N) = \frac{-k_n \partial T_N}{\partial r} \quad r = r_{N+1} \quad (4.3b)$$

$$T_i = T_{i+1} \quad r = r_{i+1} \quad i = 1, \dots, N \quad (4.3c)$$

$$k_i \frac{\partial T_i}{\partial r} = \frac{k_{i+1} \partial T_{i+1}}{\partial r} \quad r = r_{i+1} \quad i = 1, \dots, N \quad (4.3d)$$

Sendo assim, a equação na i -ésima camada será igual a:

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial T}{\partial r} \right) = 0 \quad r_i < r < r_{i+1} \quad (4.4)$$

E as seguintes condições de contorno são usadas para resolver a equação:

$$T_i = T_i \quad , \quad r = r_i \quad (4.5a)$$

$$T_i = T_{i+1} \quad , \quad r = r_{i+1} \quad (4.5b)$$

Resolvendo a equação tem-se:

$$\frac{T(r) - T_i}{T_{i+1} - T_i} = \frac{\ln\left(\frac{r}{r_i}\right)}{\ln r \left(\frac{r_{i+1}}{r_i}\right)} \quad (4.6)$$

Sabendo que a taxa de calor ao longo do raio é a derivada da temperatura em relação ao raio, isto é:

$$q(r) = -r \frac{dT}{dr} \quad (4.7)$$

Tem-se que:

$$q(r) = \frac{T_i - T_{i+1}}{\frac{r}{k_i} \ln\left(\frac{r_{i+1}}{r_i}\right)} \quad r_i < r < r_{i+1} \quad (4.8)$$

Como neste estudo será trabalhado o regime permanente, pode-se dizer que o calor transferido é constante ao longo da área da seção transversal do duto multicamadas. Sendo assim, definindo L como a extensão total do duto, tem-se que:

$$Q = A_i \cdot q(r_i) \quad (4.9 \text{ a})$$

$$A_i = 2\pi \cdot r_i \cdot L \quad (4.9 \text{ b})$$

Logo,

$$Q = 2\pi \cdot r_i \cdot L \cdot q(r_i) \quad (4.10)$$

Sendo h_1 e h_a os coeficientes de transferência de calor do fluido com a camada mais interna do duto, e do fluido ambiente com a camada mais externa do duto, respectivamente, o calor trocado entre o fluido e a superfície de contato adjacente ao mesmo pode ser expresso como:

$$Q = 2\pi \cdot r_i \cdot L \cdot h_1 (T_f - T_1) \quad (4.11)$$

Consequentemente pode-se dizer que a relação entre o calor trocado pela água do fundo do mar e a camada mais externa da tubulação é:

$$Q = 2\pi \cdot r_{N+1} \cdot L \cdot h_a \cdot (T_{N+1} - T_a) \quad (4.12)$$

Logo a temperatura pode ser dada por:

$$T_{N+1} - T_a = \frac{Q}{2\pi r_{N+1} L h_a} \quad (4.13a)$$

e

$$T_f - T_1 = \frac{Q}{2\pi r_1 L h_1} \quad (4.13b)$$

Sendo o coeficiente global de transferência de calor U igual a:

$$U = \frac{Q}{2\pi r_1 L (T_f - T_a)} \quad (4.14)$$

Conclui-se que o coeficiente global de transferência de calor no duto multi-camadas é:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_1} + \sum_{i=1}^N \frac{r_1}{k_i} \ln\left(\frac{r_{i+1}}{r_i}\right) + \frac{1}{h_a} \left(\frac{r_1}{r_{N+1}}\right)} \quad (4.15)$$

Onde r_i e r_{i+1} são raios internos e externos da i -ésima camada, k_i representa a condutividade térmica, h_1 é o coeficiente de transferência de calor entre a camada mais interna e o fluido produzido que escoar dentro dela, e h_a é o coeficiente de transferência de calor entre a camada mais externa e o fluido ambiente.

Conforme explicitado no trabalho de Su *et al.* (2002), considerando ainda um duto isolado termicamente em águas profundas, o transporte de energia do fluido pode ser encontrado pela primeira lei da termodinâmica fazendo o balanço de energia global do fluido.

$$\dot{M}_f \cdot c_{p,f} \cdot (T_{f, en} - T_{f, saída}) = U \cdot 2\pi \cdot r_1 \cdot L \cdot \Delta T_m \quad (4.16)$$

Onde a \dot{M}_f é a vazão mássica do fluido de produção, e $c_{p,f}$ é o calor específico do mesmo, r_1 é o raio da camada interna do duto, e L é o comprimento total do duto. A diferença média da temperatura entre o fluido produzido que escoo pelo duto, e a água do mar é:

$$\Delta T_m = \frac{(T_{f, en} - T_a) - (T_{f, saida} - T_a)}{\ln \left[\frac{(T_{f, en} - T_a)}{(T_{f, saida} - T_a)} \right]} \quad (4.17)$$

4.2 Sistema de Aquecimento Elétrico

A configuração do sistema proposto é baseado no modelo de Su e Estefen (2005), com um duto revestido com isolamento multi-camadas e sistema elétrico resistivo distribuído em torno da linha de escoamento conforme a Figura 4.1.

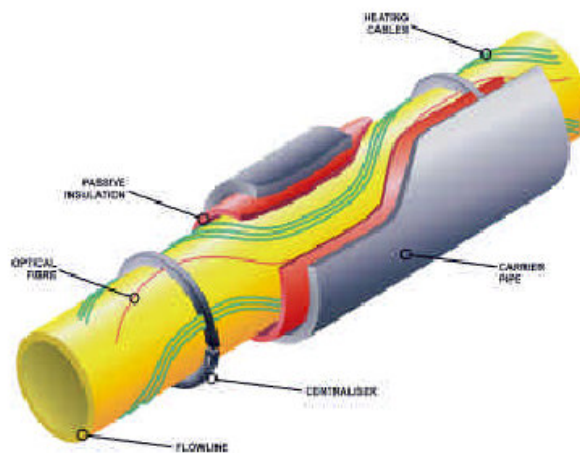


Figura 4.1 – Duto revestido com isolamento multi-camadas e sistema elétrico resistivo distribuído em torno da linha de escoamento - Figura tirada de Denniel e Laouir (2001)

O aquecimento é realizado pelo revestimento térmico em conjunto com os cabos resistivos de baixa tensão.

O sistema é composto por quatro grupos de cabos elétricos responsáveis por transmitir calor para o fluido de produção, ficam localizados simetricamente em torno do duto de menor diâmetro com intervalos de 90° entres os mesmos. A alimentação do

sistema é feita por meio de umbilical. Veja na Figura 4.1, 4.2 e 4.3 um esquema que representa a localização dos cabos em torno do tubo, e o duto multicamadas.

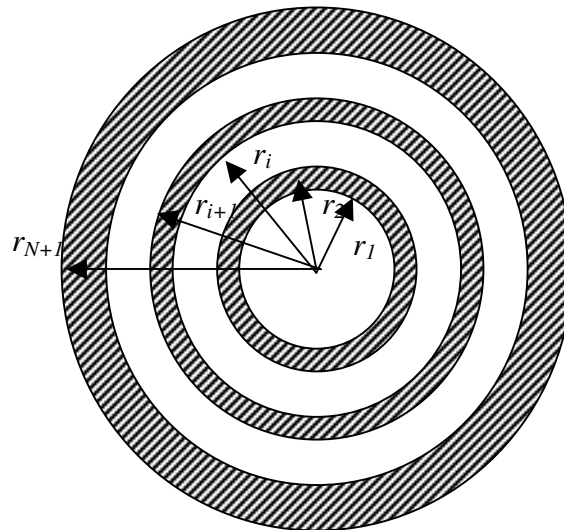


Figura 4.2 – Seção transversal do duto composto por multi-camadas (SU *et al.*, 2004)

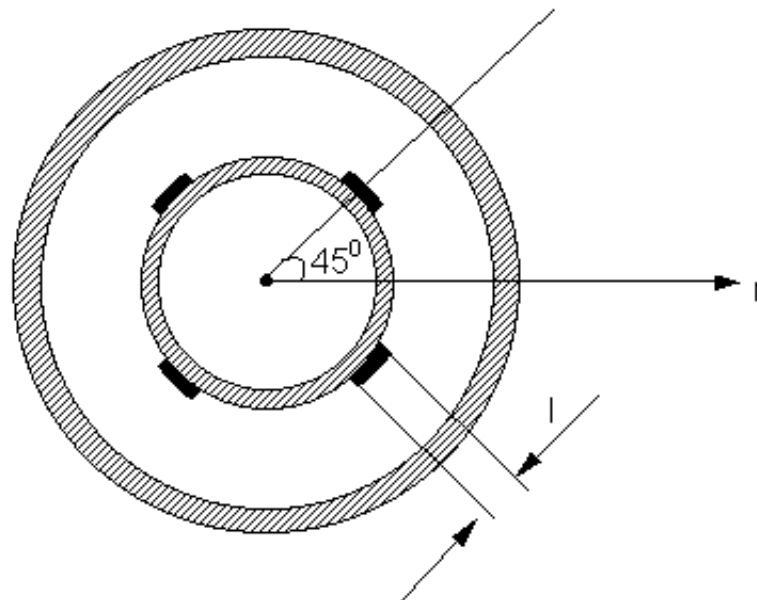


Figura 4.3 – Distribuição dos cabos do sistema de aquecimento elétrico – (SU *et al.*, 2004)

Inserindo-se o aquecimento ativo na formulação matemática do balanço energético para uma tubulação qualquer de comprimento L é preciso adicionar outra variável que representará a quantidade de calor necessária para aquecer a linha, conforme o requerido pelo sistema. Basta adicionar uma quantidade calor Q à formulação e então o balanço global fica assim explicitado:

$$\dot{M}_f \cdot c_{p,f} \cdot (T_{f,en} - T_{f,saida}) + \dot{Q} = U \cdot 2\pi \cdot r_1 \cdot L \cdot \Delta T_m \quad (4.18)$$

Logo,

$$\dot{Q} = U \cdot 2\pi \cdot r_1 \cdot L \cdot \Delta T_m - \dot{M}_f \cdot c_{p,f} \cdot (T_{f,en} - T_{f,saida}) \quad (4.19)$$

Sabendo que quanto maior for o comprimento da linha maior será a demanda de aquecimento da mesma, a equação unidimensional do transporte de energia do fluido escoando no interior do duto multi-camandas com $\dot{q}(z)$ sendo taxa linear de aquecimento será:

$$\dot{M}_f c_{p,f} \frac{dT_f(z)}{dz} = -U \cdot 2\pi \cdot r_1 \cdot (T_f - T_a) + \dot{q}(z) \quad (4.20)$$

A equação (4.21) reflete claramente a distribuição de temperatura ao longo da linha de transporte de fluido. Esta distribuição será usada ao longo deste trabalho para mensurar qual será o aquecimento necessário para os dutos nas condições que serão apresentadas. A equação que rege o perfil de temperatura ao longo de toda a extensão do duto submarino horizontal é dada por:

$$T(z) = T_a + (T_{f,en} - T_a) \left[\exp\left(-\frac{2\pi r_1 U z}{\dot{M}_f \cdot c_{p,f}}\right) \right] + \frac{\dot{q}(z)}{2\pi r_1 U z} \left[1 - \exp\left(-\frac{2\pi r_1 U z}{\dot{M}_f \cdot c_{p,f}}\right) \right] \quad (4.21)$$

4.3 Calor Específico

Para fazer uma análise térmica mais acurada, neste trabalho foi feito um estudo a respeito das variações do calor específico em função da temperatura com o objetivo de avaliar qual seria o impacto nos resultados obtidos.

O calor específico é uma grandeza que caracteriza a facilidade ou dificuldade de um determinado material variar sua temperatura quando troca energia na forma de calor. Pode-se definir que o calor específico é a quantidade de calor necessária para aumentar a temperatura em um grau por unidade massa, segundo Sonntag *et al* (1998). Isto é, o calor específico de uma determinada substância, se expresso em cal/g.°C, significa que o calor específico informa a quantidade de energia, em calorias, que deve ser fornecida a cada 1 grama dessa substância para que a sua temperatura se eleve em 1°C. Assim sendo, fornecendo-se 1 caloria a 1 grama de água, sua temperatura se elevará de 1°C. É importante ressaltar que esta característica depende apenas do material de que é feito o corpo.

4.3.1 Variação do Calor Específico da Água

Como foi mencionado acima, o calor específico de um dado material sofre variações de acordo com a temperatura.

Uma formulação geral que determina o calor específico pode ser dada por:

$$c_p = a + bT + cT^{-2} \quad (4.22)$$

Onde a , b e c são constante que dependem do material, e T é a temperatura.

O gráfico da Figura 4.4 apresenta esta variação do calor específico em função da temperatura para a água.

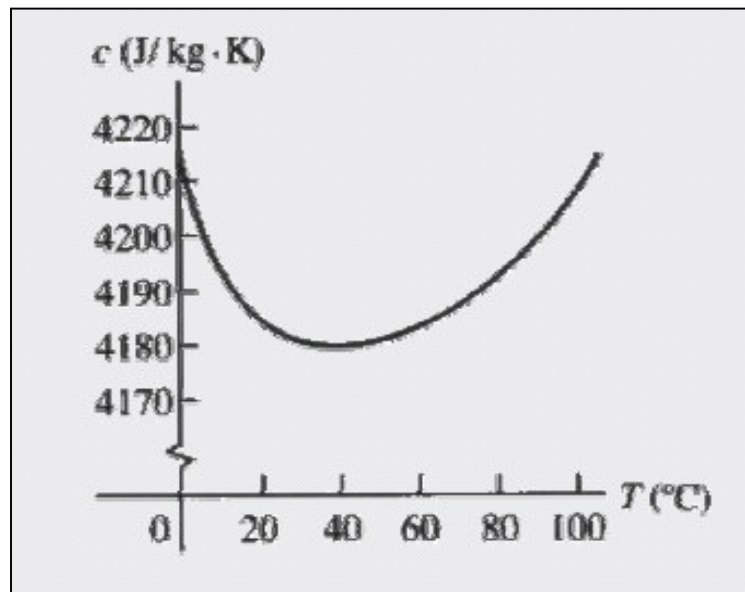


Figura 4.4 – Gráfico da variação do calor específico da água em função da temperatura (YOUNG e FREEDMAN, 2003)

Note que, no caso da água, o valor do calor específico varia pouco, menos que 1%, entre 0°C e 100°C (intervalo de temperatura relevante para o estudo). É importante que seja conhecida existência desta variação, contudo, pelo fato de ser bem pequena, será desprezada no desenvolvimento deste trabalho.

Sendo assim, para o uso do calor específico da água neste trabalho será usado o valor aproximado de 4200 J/Kg°C.

4.3.2 Variação do Calor Específico do Óleo

A mesma análise foi feita para verificar o impacto da variação do calor específico do óleo em função da mudança de temperatura.

Kern (1950) apresenta o calor específico do óleo em função da temperatura com diversas curvas em função do grau API do óleo, veja a Figura 4.5.

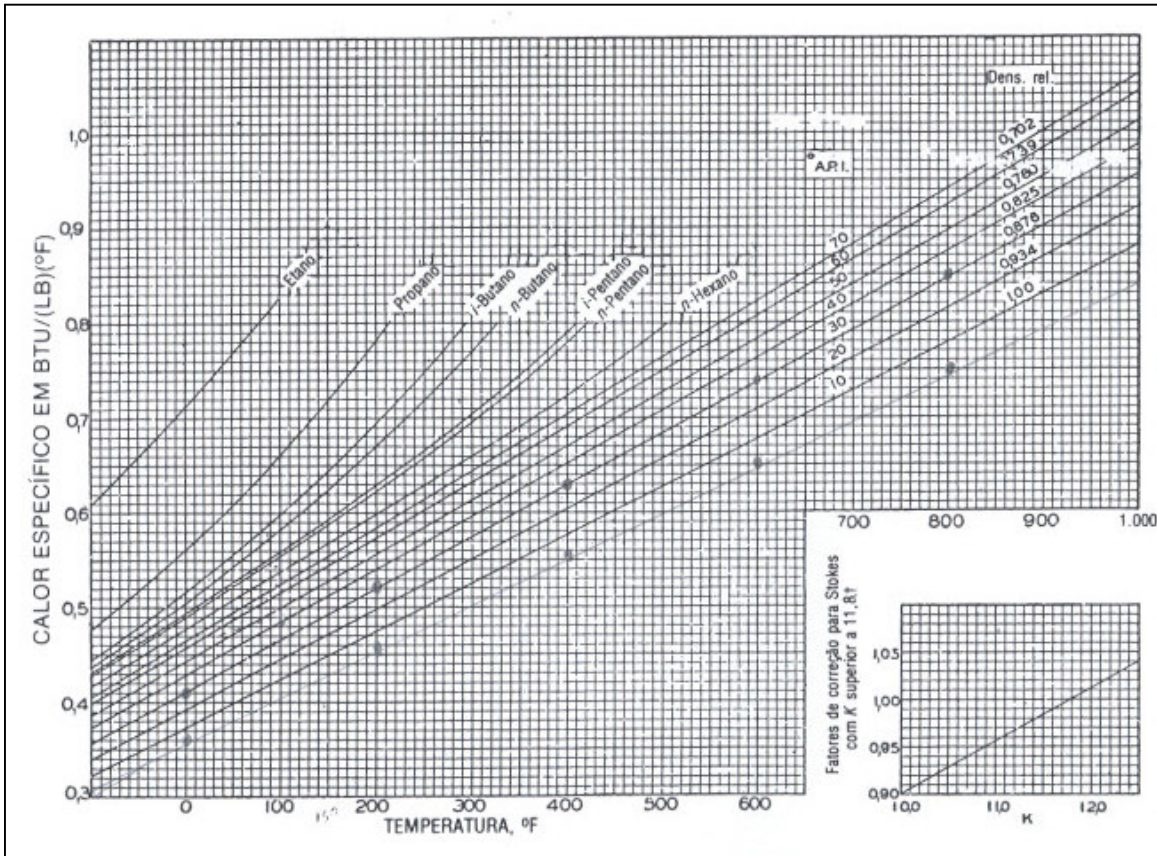


Figura 4.5 – Gráfico do calor específico em função da temperatura e do grau API (KERN, 1950)

Sendo o alvo deste estudo o escoamento de óleos pesados ($10^\circ < \text{API} < 22,3^\circ$), foi traçada uma reta aproximada entre as curvas referentes aos graus API 10 e 20, apenas no seguimento em que a temperatura varia de 40°F ($\approx 4^\circ\text{C}$) a 200°F ($\approx 93^\circ\text{C}$), que é relevante para este estudo. Este procedimento tem como objetivo linearizar a relação ente o calor específico e a temperatura para este caso.

Porém, como neste trabalho serão usadas as unidades no sistema internacional (S.I.), a para determinar o calor específico do óleo pesado ficou igual a:

$$c_p(T) = 3,7656 \cdot T + 1698,704 \quad \text{para} \quad 4^\circ\text{C} < T < 93^\circ\text{C} \quad (4.23)$$

4.3.3 Calor Específico para Escoamento Bifásico

Com o objetivo de tornar o modelo matemático de escoamento bifásico óleo-água o mais realista possível o calor específico da mistura está sendo calculado neste trabalho como uma função linear em relação ao volume das duas fases (dispersão água-em-óleo e dispersão óleo-em-água), assim como foi calculado por Couto *et al.* (2008).

Sendo assim, o calor específico da mistura é calculado através da equação (4.24).

$$c_{p,m} = c_{p,d} \varepsilon_d + c_{p,c} (1 - \varepsilon_d) \quad (4.24)$$

Porém, como explicado na seção anterior, neste modelo o calor específico varia com a temperatura, logo a equação final que rege o calor específico da mistura é:

$$c_{p,m}(T) = c_{p,a} \varepsilon_a + (3,7656T + 1698,704)(1 - \varepsilon_a), \quad 4^\circ\text{C} < T < 93^\circ\text{C} \quad (4.25)$$

4.4 Viscosidade para Escoamento Bifásico

A viscosidade da mistura será determinada primeiramente a partir da definição da correlação de viscosidade do óleo e da água, e a partir desta e da fração de água da mistura, será determinada a viscosidade do escoamento bifásico mediante a escolha da correlação adequada.

4.4.1 Correlação de Viscosidade do Óleo

Dentre as diversas correlações de viscosidade do óleo pesquisadas e apresentadas acima, foram escolhidas três diferentes correlações para o desenvolvimento deste trabalho. Serão elas as seguintes correlações: Egbogah-Jacks Modificada para *dead Oil*, Kartoatmodjo para *dead Oil*, a correlação de Glaso para *dead Oil*. Elas são geralmente usadas para óleos considerados pesados com um intervalo de

temperatura que atende a diferença entre a temperatura aproximada da cabeça do poço (neste trabalho estipulada em 90°C) e a temperatura do fundo do mar que é a mínima possível que o óleo poderia chegar (no pior cenário possível), e para óleos sem a presença de gás, vindo de encontro ao objetivo deste estudo que inclui o escoamento bifásico líquido-líquido de óleos pesados.

Três correlações de viscosidades foram usadas neste estudo para dar maiores opções de diferentes tipos de óleo que podem ser usados no modelo matemático desenvolvido.

A viscosidade é um dos pontos fundamentais a serem analisados, pois ela varia exponencialmente com a variação da temperatura ao longo da tubulação, e assim influenciará muito no escoamento quando aquecido ativamente. Como foi mencionado anteriormente, três correlações de viscosidade serão usadas para modelar a viscosidade do óleo necessário para obter a correlação de viscosidade da emulsão. Com o objetivo de lidar com as unidades no sistema internacional as equações das correlações foram adequadas para receber a entrada do valor da temperatura em °C tendo o valor de saída em Pa.s. Seguem as três correlações mencionadas acima nas equações (4.26), (4.25) e (4.27):

Correlação de viscosidade para *dead Oil* de Egbogah-Jacks Modificada:

$$\mu_{od}(z) = \frac{10^{2,06492 - (0,0179 \cdot \text{°API}) - 0,70226 \cdot \log((T(z) \cdot 1,8) + 32)} - 1}{1000} \quad (4.26)$$

Correlação de viscosidade para *dead Oil* de Kartoatmodjo:

$$\mu_{od}(z) = \frac{\left(16 \times 10^8 \cdot ((T(z) \cdot 1,8) + 32)^{-2,8177}\right) \cdot (\log \text{°API})^{[5,7526(\log((T(z) \cdot 1,8) + 32)) - 26,9718]}}{1000} \quad (4.27)$$

Correlação de viscosidade para *dead Oil* de Glaso:

$$\mu_{od} = \frac{\left(3,141 \times 10^{10}\right) \cdot ((T(z) \cdot 1,8) + 32)^{-3,444} (\log \text{°API})^{[10,313x(\log((T(z) \cdot 1,8) + 32)) - 36,447]}}{1000} \quad (4.28)$$

Estas correlações serão expressas no modelo em função do grau API para óleos pesados, e temperatura entre 4°C e 90°C. Como a intenção deste trabalho é modelar matematicamente o escoamento para óleos pesados, o grau API será definido com 14,4 para a seqüência do trabalho.

4.4.2 Viscosidade da Mistura Óleo-Água

➤ Método da Fase Contínua

Usando a metodologia da Fase Contínua, com o aumento da fração volumétrica de água no volume total da mistura, a viscosidade da dispersão água-em-óleo será assumida como igual a viscosidade no óleo puro até o ponto de inversão de fase da mistura. Após o ponto de inversão, quando a água passa a ser a fase contínua e o óleo a fase dispersa, a viscosidade da mistura é definida como igual a viscosidade da água pura dada pela correlação descrita por Arirachakaran *et al.* (1989).

Veja a equação (4.29) que é a correlação usada para a viscosidade da água pura.

$$\mu_a(z) = \frac{\exp(1,003 - 0.01479 \cdot ((T(z) \cdot 1,8) + 32) + 1,925 \times 10^5 \cdot ((T(z) \cdot 1,8) + 32)^2)}{1000} \quad (4.29)$$

Sendo assim, pode-se dizer que,

$$\mu_m(z) = \mu_o(z) \quad \text{para } \varepsilon_a \leq \varepsilon_{inv} \quad (4.30a)$$

$$\mu_m(z) = \mu_a(z) \quad \text{para } \varepsilon_a > \varepsilon_{inv} \quad (4.30b)$$

➤ Método de Brinkman

Como já foi descrito anteriormente, no escoamento bifásico quando há presença de emulsão a viscosidade da mistura é substancialmente maior do que a viscosidade do óleo. Para o modelo matemático foi escolhida a correlação de Brinkman, que como dito por Shi *et al.* (2003), tem sido considerado aplicável para diversos sistemas óleo-água. A correlação de viscosidade de Brinkman pode ser usada antes e após do ponto de inversão com o aumento da fração de água na mistura.

Veja que a correlação de Brinkman, apresentada na equação (3.8), é função da viscosidade do óleo e da fração volumétrica da fase dispersa.

$$\mu_m(z) = \mu_c(z)(1 - \varepsilon_d)^{-2.5} \quad (3.8)$$

Esta correlação exibe um pico no ponto de inversão, como é esperado que ocorra em situações reais de escoamentos com emulsão.

4.5 Densidade da Mistura

É conhecido que a densidade específica do óleo pode ser encontrada em função do grau API do óleo através da relação da equação (4.31).

$$SG = \frac{141,5}{^\circ API + 131,5} \quad (4.31)$$

A densidade do óleo é o produto da densidade específica do óleo e da densidade da água. Sendo assim, faz-se necessário obter o valor da densidade da água para concluir qual é o valor da densidade do óleo e conseqüentemente o valor da densidade da mistura.

Arirachakaran *et al.* (1989) definiu em seu trabalho que a densidade da água pode ser determinada em função da temperatura através da relação:

$$\rho_a(z) = 16,01846 \cdot (62,184 + 0,0102 \cdot T(z) - 0,00012 \cdot T(z)^2) \quad (4.31)$$

Consequentemente a densidade do óleo é definida no modelo como:

$$\rho_o(z) = SG \cdot \rho_a(z) \quad (4.32a)$$

$$\rho_o(z) = SG \cdot [16,01846 \cdot (62,184 + 0,0102 \cdot T(z) - 0,00012 \cdot T(z)^2)] \quad (4.32b)$$

E considerando o escoamento bifásico, a densidade da mistura pode ser considerada com a média linear em função da concentração volumétrica da água:

$$\rho_m = \rho_a \varepsilon_a + (1 - \varepsilon_a) \rho_o \quad (4.33)$$

Sendo assim:

$$\begin{aligned} \rho_m(z) = & [16,01846 \cdot (62,184 + 0,0102 \cdot T(z) - 0,00012 \cdot T(z)^2)] \cdot \varepsilon_a \\ & + (1 - \varepsilon_a) \cdot SG \cdot [16,01846 \cdot (62,184 + 0,0102 \cdot T(z) - 0,00012 \cdot T(z)^2)] \end{aligned} \quad (4.34)$$

Com a equação (4.34) é possível determinar a densidade ao longo de toda a extensão do duto considerando a variação da temperatura.

4.6 Fator de Atrito

Para determinar o fator de atrito é necessário primeiro calcular o número de Reynolds do sistema. Para isso tem-se a já mencionada equação (3.28).

$$Re_m = \frac{\rho_m u_m D}{\mu_m} \quad (3.28)$$

O número de Reynolds é definido em função da densidade da mistura, da viscosidade da mistura, que já foram definidos anteriormente em função da queda de temperatura ao longo da linha, do diâmetro da tubulação, e também em função da

velocidade da mistura. Como o diâmetro da tubulação será dado, é necessário calcular a velocidade da mistura para obter o número de Reynolds.

Sendo assim, para determinar a velocidade da mistura, esse modelo matemático seguirá o seguinte padrão.

$$u_m(z) = \frac{\dot{M}}{\rho_m(z) \cdot A} \quad (4.35)$$

A velocidade irá variar com a densidade da mistura, o vazão de massa e a área da seção transversal do duto. Logo se deduz que a velocidade também irá variar em função da queda de temperatura a longo da linha.

De posse da velocidade da mistura, agora o número de Reynolds pode ser calculado, e consequentemente, o fator de atrito também. Veja que neste caso o número de Reynolds irá se alterar a medida que a temperatura for variando ao longo da linha.

$$\text{Re}_m(z) = \frac{\rho_m(z)u_m(z)D}{\mu_m(z)} \quad (4.36)$$

A correlação de atrito escolhida para esse modelo matemático foi a universal de Garcia *et al.* (2003) que usaram o fator de atrito de Fanning, pois ela se mostrou aplicável para qualquer numero de Reynolds, e porque não há possibilidade neste trabalho de estimar qual será o padrão de fluxo. E como o número de Reynolds irá variar conforme a diminuição da temperatura ao longo da extensão do duto. Sendo assim, o fator de atrito para a mistura fica definido como:

$$f_m(z) = 0,0925 \text{Re}_m(z)^{-0,2534} + \frac{[13,98 \text{Re}_m(z)^{-0,9501} - 0,0925 \text{Re}_m(z)^{-0,2534}]}{\left[1 + \left(\frac{\text{Re}_m(z)}{293}\right)^{4,864}\right]^{0,1972}} \quad (4.37)$$

4.7 Queda de Pressão do Sistema

Para determinar a queda de pressão será usada a relação já descrita anteriormente que é dada em função do gradiente de pressão com a relação apresentada na equação (3.4).

$$\Delta P = \int -\frac{dP}{dz} dz \quad (3.4)$$

Já foi visto que o gradiente de pressão total é formado pela soma dos gradientes de pressão gerados pelo atrito, aceleração e elevação do fluido. Porém o termo da gradiente de pressão gerada pela aceleração é assumida como igual a zero devido a desprezível variação da velocidade ao longo do duto. No caso deste modelo o duto é horizontal, sendo assim o termo derivado a elevação também será igual a zero. E o gradiente de atrito derivado do atrito será em função fator de atrito Fanning nesse modelo matemático. Logo tem-se:

$$-\frac{dP_F}{dz} = \frac{2f_f \rho_m U_m^2}{D} \quad (4.38a)$$

$$-\frac{dP_G}{dz} = 0 \quad (4.38b)$$

$$-\frac{dP_A}{dz} = 0 \quad (4.38c)$$

$$\frac{dP}{dz} = -\frac{dP_F}{dz} - \frac{dP_G}{dz} - \frac{dP_A}{dz} \quad (3.21)$$

Consequentemente, o gradiente total de pressão será definido nesse trabalho como:

$$-\frac{dP}{dz} = \frac{2f_m(z)\rho_m(z)(u_m(z))^2}{D} \quad (4.39)$$

4.8 Acréscimo de Água à Mistura e Ponto de Inversão

Um reservatório de um campo de petróleo é formado por gás, óleo e água. O óleo e o gás são produzidos comercialmente já a água precisa ser tratada e descartada ou re-injetada no reservatório com a intenção de que o mesmo não perca pressão, e assim mantenha-se um diferencial de pressão entre a cabeça do poço e a plataforma, condição que garante que o escoamento de óleo cru permaneça.

Uma das grandes preocupações ao longo da vida de um campo de produção de petróleo é o aumento natural do percentual volume de água que ocorre na produção de cada poço. Este aumento pode ser devido à redução natural da quantidade de óleo no reservatório ou ao aumento da água injetada para manter a pressão do reservatório.

Este aumento do percentual de água pode gerar uma série de efeitos no escoamento como a mudança da viscosidade, e principalmente, a formação de emulsão. Esses fatores irão impactar diretamente a queda de pressão, e assim, influenciar o escoamento.

A fração de água pode ser encontrada em função das velocidades superficiais do óleo (u_o) e da água (u_a):

$$\varepsilon_a = \frac{u_a}{u_a + u_o} \quad (4.40)$$

A concentração de água será usada para definir várias propriedades da água com calor específico, densidade e viscosidade, conforme já foi visto nas seções anteriores.

Conforme a fração de água da mistura óleo-água vai aumentando o perfil da viscosidade irá se alterando, pois água e óleo tem viscosidades bem distintas. E no caso de haver o fenômeno da emulsão a viscosidade irá se alterar ainda mais. Sendo assim, haverá um ponto crítico no qual a mistura mudará a sua fase predominante, este estágio é chamado de “Ponto de Inversão”. Sendo assim, a fase contínua do escoamento passará a ser a água e a fase dispersa, o óleo.

É neste ponto que é visto um grande pico no perfil da queda de pressão em função da fração de água acarretando um grande impacto no escoamento da mistura. O que torna de tamanha importância a necessidade de determinar a fração de água correspondente a este ponto.

Neste modelo foi usada a equação (3.45) para determinar o Ponto de Inversão, que é definido em função da viscosidade do óleo.

$$\varepsilon_{inv} = 0,5 - 0,1108 \cdot \text{Log}_{10}\mu_o \quad (3.45)$$

No trabalho em questão foram feitas diversas variações em parâmetros como o aumento da taxa de calor transferida, no caso de aquecimento ativo, e vazão mássica, para enxergar como seria a influência sobre a queda de pressão com a fração de água indo de 0 a 100%.

4.9 Fluxograma do Modelo Matemático

Segue um fluxograma com as fórmulas usadas no modelo matemático de forma resumida. A seqüência de equações foi detalhadamente explicada no capítulo 4 nas seções de 4.1 a 4.8.

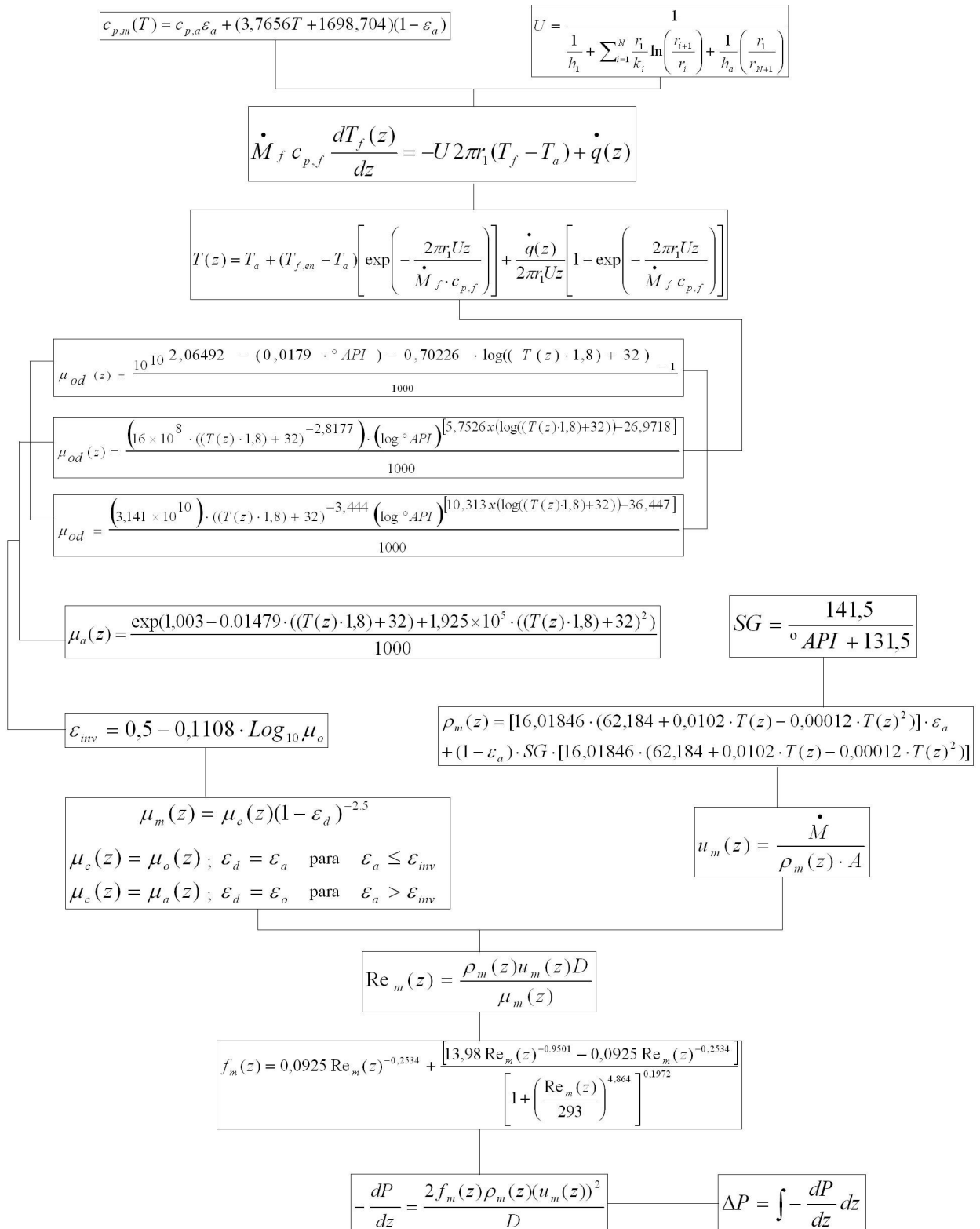


Figura 4.6 – Fluxograma de fórmulas do modelo matemático

Capítulo 5 - Análise de Dados e Resultados

Este capítulo apresentará a aplicação do modelo matemático descrito usando conceitos percorridos principalmente nos capítulos 3 e 4. Primeiro será feita uma validação do modelo matemático desenvolvido comparando os resultados com os do *software* PIPESIM. Depois será feita uma comparação entre os resultados de temperatura e queda de pressão para calor específico constante contra os mesmos resultados para o calor específico variando com a temperatura.

Posteriormente, o modelo matemático será aplicado ao cenário descrito na introdução do trabalho: o transporte de um óleo pesado produzido num campo satélite em águas profundas localizado a cerca de 25 km de uma unidade de produção *offshore* com uma sólida infra-estrutura submarina. Num cenário como este a formação de hidrato não será uma preocupação, pois os óleos pesados geralmente apresentam pouco gás na mistura multifásica do óleo cru, e como já foi descrito no capítulo 2, é mister a presença de água, gás, e condições de alta pressão e baixa temperatura para o surgimento de bloqueios de hidrato. Com relação à formação de cera, devido a falta de dados experimentais, a temperatura mínima para a formação do bloqueio será assumida como $T_{\min} = 32^{\circ}C$. E analisando os perfis de temperatura nas figuras 5.4 e 5.6 pode-se ver que, mesmo para os piores casos, onde não existe aquecimento e o vazão de massa é o mais baixo, a menor temperatura ao longo do escoamento, que será a encontrada no final do duto, será igual à aproximadamente $35^{\circ}C$, sendo assim, para esta situação também não haveria risco de bloqueio por cera. Com isso o maior problema a ser analisado é a perda de energia do sistema devido à queda de pressão originada pela emulsão que é frequentemente encontrada em escoamento de óleos pesados.

No modelo serão utilizadas diferentes correlações de viscosidades na intenção de avaliar a queda de pressão do sistema para um escoamento bifásico e com presença de emulsão, simulando e avaliando o impacto do aquecimento ativo, o aumento do vazão de massa, e o aumento da fração de água da mistura óleo-água.

5.1 Validação do Modelo Matemático

Na falta de dados experimentais o modelo matemático apresentado foi comparado com um modelo de escoamento feito pelo *software* PIPESIM. O *software* em questão é usado extensamente de forma comercial e pode refletir muito bem a realidade do escoamento para óleo pesados como se propõe este trabalho.

O PIPESIM se destaca por sua eficiência em modelar escoamentos em estado permanente, e isto vem de encontro à proposta desse trabalho, que tem o objetivo de modelar o escoamento ao longo de uma tubulação submarina de 25 km em estado permanente. Os resultados numéricos do modelo matemático foram adquiridos através do *software* Mathcad 14, onde foi desenvolvido e implementado o modelo propriamente dito. As características selecionadas para o modelo no PIPESIM foram basicamente as mesmas que são usadas no modelo matemático.

Para o modelo foi suposto um duto com configuração PIP (*pipe-in-pipe*), com as camadas interna e externa feitas de aço e uma camada feita de polipropileno, que é um material termicamente isolante, localizado na região anular (entre os dutos de aço).

Veja nas Tabelas 5.1 e 5.2 as propriedades relevantes para o duto em questão:

Tabela 5.1: Condutividade térmica e geometria do duto

	Medidas (m)	Condutividade Térmica (W/m°C)
Diâmetro Interno	0,1524	-
Espessura da camada interna (aço)	0,003175	54
Espessura da camada isolante (polipropileno)	0,0762	0,17
Espessura da camada externa (aço)	0,003175	54

Tabela 5.2: Coeficientes de transferência de calor do duto

Coeficiente de transferência de calor do fluido produzido com a camada interna (W/m)	500
Coeficiente de transferência de calor da camada externa com meio-ambiente (W/m)	100

Cientes desses parâmetros já é possível calcular o coeficiente global de transferência de calor (U), através da equação (4.15). Com $r_1 = 0,0762$, $r_2 = 0,079375$, $r_3 = 0,155575$ e $r_4 = 0,15875$ obtém-se $U = 3,241 \text{ W} / \text{m}^2 \text{ } ^\circ \text{C}$.

Este valor calculado para o modelo matemático será inserido no modelo de escoamento do PIPESIM.

Veja nas Tabelas 5.3 a 5.8 os parâmetros de entrada usados para calcular a queda de pressão do sistema através o modelo no PIPESIM, cujo *layout* está apresentado na Figura 5.1.

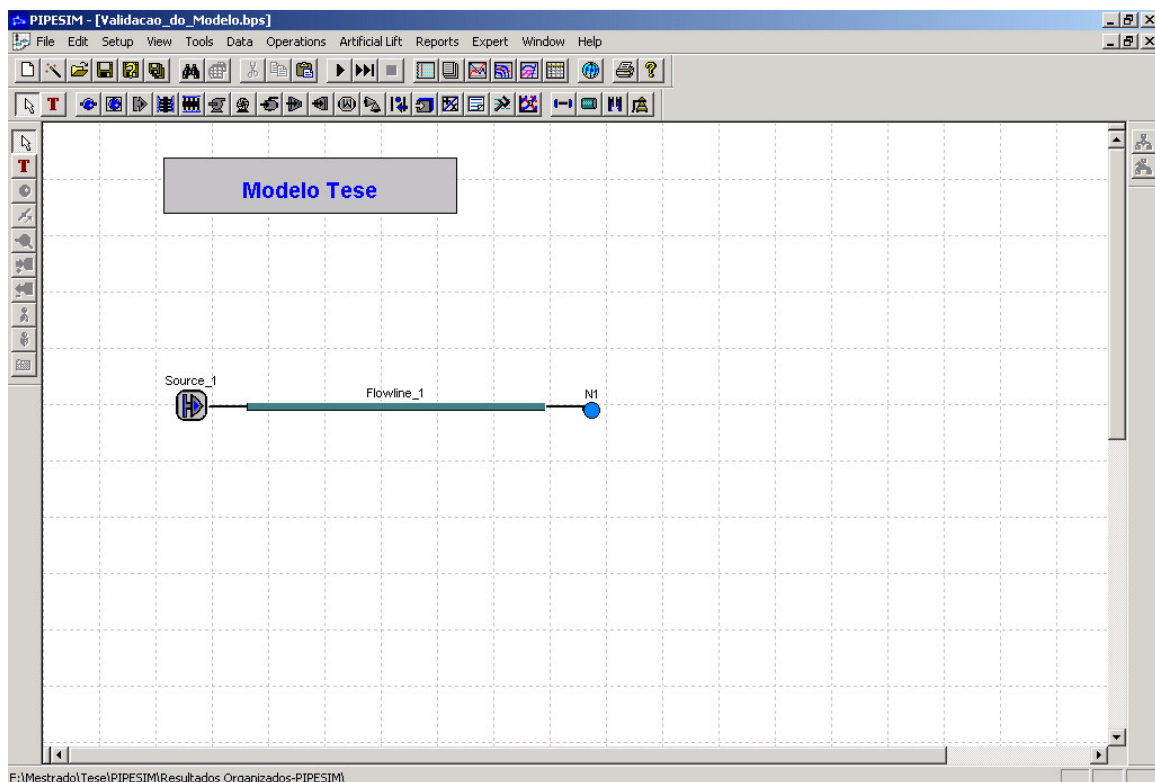


Figura 5.1: *Layout* da tubulação do modelo feito no *software* PIPESIM

Tabela 5.3: Dados da tubulação para o modelo de escoamento do PIPESIM

Dados da Tubulação (Flowline)

- Comprimento total	25 Km
- Diâmetro interno	6"
- Diferença de elevação	0
- Espessura de parede equivalente	3,25"
- Rugosidade	0
- Temperatura do fluido na entrada do duto	90°C
- Temperatura ambiente	4°C

Tabela 5.4: Dados de transferência de calor para o modelo de escoamento do PIPESIM

Transferência de Calor (Heat transfer)

- Coeficiente Global de Transferência de Calor	3,241 W/m ² °C
--	---------------------------

Tabela 5.5: Dados do óleo para o modelo de escoamento do PIPESIM

Dados do Óleo (Black Oil)

- Fração de água (Water-cut)	0, 20%, 40%, 58%, 60%, 80%, 100%
- Razão Gás-Óleo	0
- API	14,4

Tabela 5.6: Dados de viscosidade do óleo para o modelo de escoamento do PIPESIM

Dados de Viscosidade (Viscosity data)

- Correlação de viscosidade para <i>dead Oil</i>	Kartoatmodjo
- Método para calcular viscosidade de mistura líquido-líquido	Viscosidade da mistura igual à viscosidade da fase contínua
- Ponto de Inversão de fase (<i>watercut cutoff</i>)	58%

Tabela 5.7: Dados do escoamento para o modelo de escoamento do PIPESIM

Correlações de Escoamento (Flow correlations)

- Correlação para escoamento horizontal	Oliemans
---	----------

Tabela 5.8: Dados de operação para o modelo de escoamento do PIPESIM

Dados Operacionais (Operations)

- Vazão de massa	20 kg/s
- Pressão de saída	40 bar

Para calcular a queda de pressão com o modelo matemático descrito no capítulo 5 foram usados basicamente os mesmos parâmetros de entrada do PIPESIM apresentados acima.

Como o PIPESIM usa valores fixos para o calor específico do óleo e da água, respectivamente, 1890 J/kg°C e 4300 J/kg°C, e a densidade da água com o valor aproximado de 1000 kg/m³, estes valores foram respeitados no modelo na busca de tornar a comparação entre os modelos a mais fiel possível.

Para determinar do fator de atrito e queda de pressão no modelo matemático foi usada também a mesma correlação de Oliemans, usada para escoamento horizontal no PIPESIM. Sendo assim, as equações (3.39a e 3.39b) foram devidamente aplicadas no modelo usando o fator de atrito de Darcy.

$$f_d = \frac{64}{\text{Re}_m} \quad \text{para } \text{Re}_m \leq 1500 \quad (3.39a)$$

$$f_d = \left\{ -1,8 \text{Log}_{10} \left[\frac{6,9}{\text{Re}_m} + \left(\frac{e}{3,7D} \right)^{1,1} \right] \right\}^{-2} \quad \text{para } \text{Re}_m > 1500 \quad (3.39b)$$

Logo,

$$\frac{dP}{dz} = -\frac{dP_F}{dz} = \frac{f_d \rho_m U_m^2}{2D} \quad (5.1)$$

Pois,

$$-\frac{dP_G}{dz} = -\frac{dP_A}{dz} = 0 \quad (5.2)$$

$$\Delta P = \int -\frac{dP}{dz} dz \quad (3.20)$$

Sendo assim, os dois modelos passam a ter os mesmos parâmetros de entrada tornando possível fazer uma comparação dos resultados da queda de pressão em função do aumento da fração de água no sistema nos dois modelos, e consequentemente validar se as análises feitas a partir do modelo matemático podem ser levadas em consideração.

Veja na Figura 5.2 a comparação dos resultados da queda de pressão para os dois modelos:

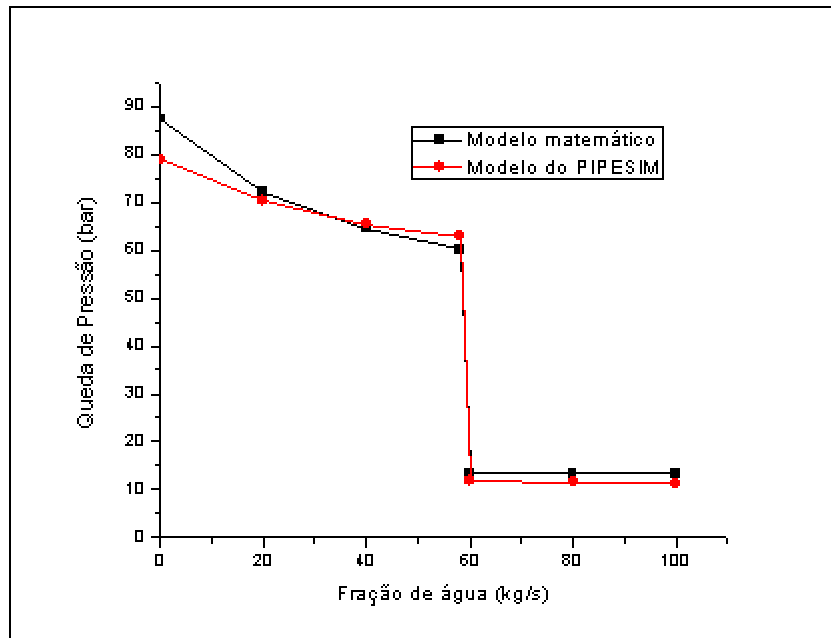


Figura 5.2: Gráfico da queda de pressão em função do aumento da fração de água na mistura – Comparação entre os resultados do modelo matemático e o do PIPESIM

Analisando-se os resultados de queda de pressão de ambos os modelos torna-se possível compará-los avaliando a diferença percentual para cada valor de fração de água da mistura. Sendo assim, pode-se calcular um erro percentual médio, através das equações (5.3) e (5.4), de aproximadamente 8,61 %, o que é aceitável, comprovando assim que o modelo matemático é válido para o prosseguimento deste trabalho.

$$\%E = \frac{\Delta P_{PIPESIM} - \Delta P_{Matematico}}{\Delta P_{Matematico}} \times 100 \quad (5.3)$$

$$\overline{\%E} = \frac{\sum_1^N \%E}{N} \quad (5.4)$$

Onde N é o número de pontos onde foi calculado o percentual de erro da queda de pressão entre os modelos.

É visto que até a maior diferença apresentada no gráfico da Figura 5.2 se dá devido ao fato de que a correlação usada no modelo matemático foi a de Haaland, o método usado no PIPESIM foi a correlação da emulsão de Oliemans.

5.2 Comparação entre Calor específico Constante e Variável

Uma das melhorias adicionadas ao modelo de Su e Estefen (2005) foi à inclusão do calor específico variando em função da temperatura. No caso deste modelo está sendo trabalhado o escoamento bifásico óleo-água, sendo assim, deve ser levado em consideração o calor específico da água e do óleo. Como já foi visto na seção 5.3, o calor específico da água praticamente não se altera em função da temperatura, porém a variação do calor específico do óleo é substancial e deve ser levada em consideração. Para analisar essa diferença foi gerado graficamente o perfil de temperatura ao longo do comprimento do duto com calor específico constante e calor específico variável para diferentes vazões de massa e diferentes taxas de calor, no caso de aquecimento ativo. Veja os resultados nas figuras 5.3, 5.4, 5.5 e 5.6:

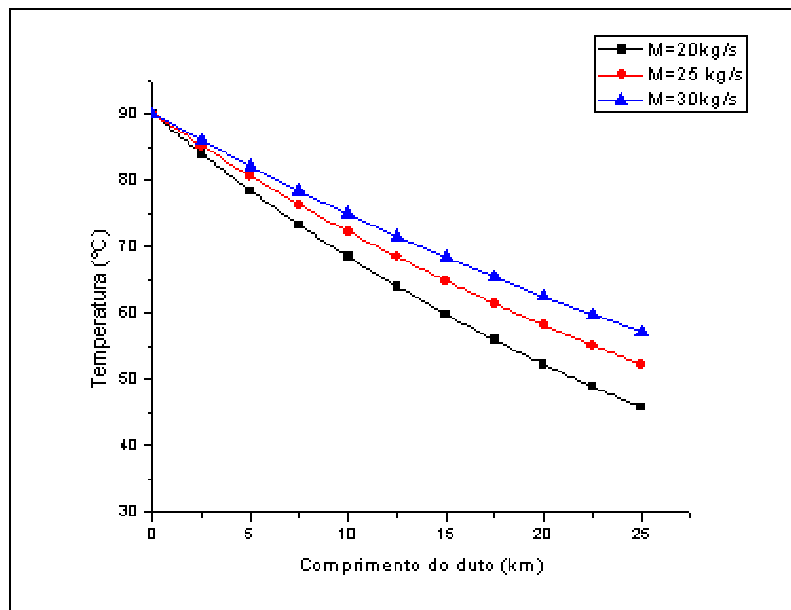


Figura 5.3: Perfil de temperatura com calor específico constante para vazão de massa igual a 20 , 25 e 30 kg/s

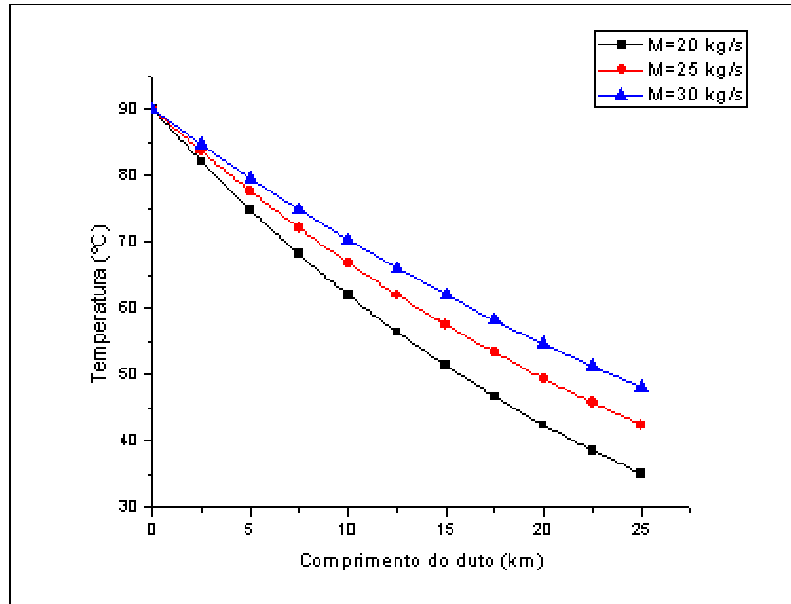


Figura 5.4: Perfil de temperatura com calor específico variável para vazão de massa igual a 20 , 25 e 30 kg/s

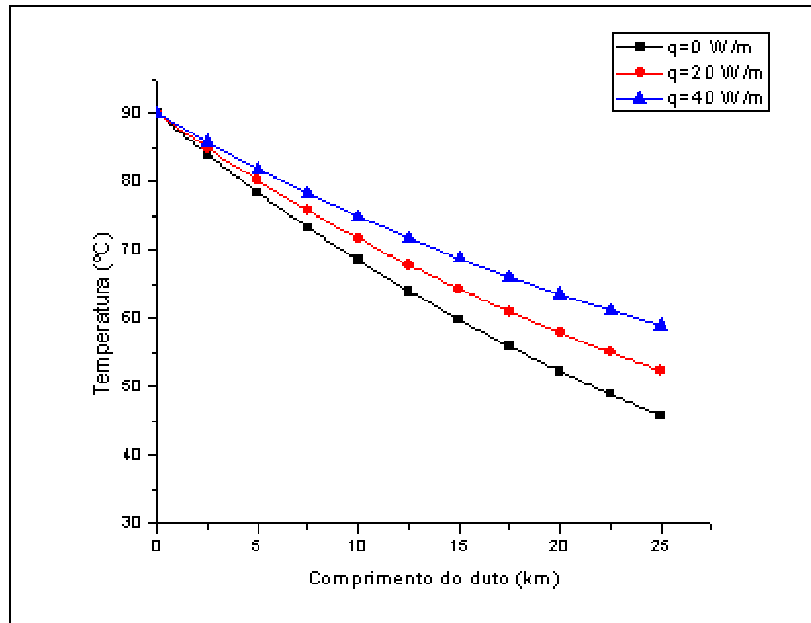


Figura 5.5: Perfil de temperatura com calor específico constante para taxa de calor iguais a 0, 20 e 40 W/m

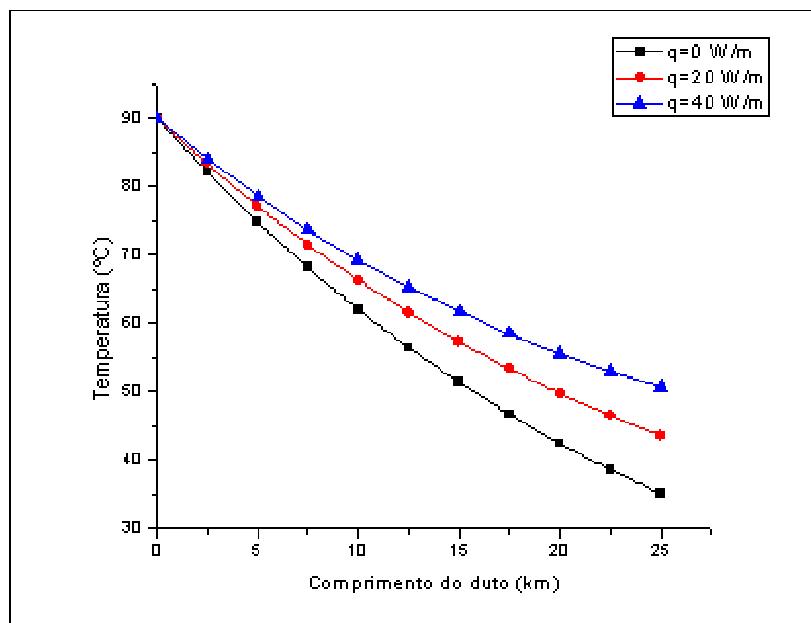


Figura 5.6: Perfil de temperatura com calor específico variável para taxa de calor iguais a 0, 20 e 40 W/m

Pode-se ver claramente que existe uma diminuição de cerca de 15% no valor da temperatura no final da tubulação, isto é, quando $z = 25000 \text{ m}$.

Como a viscosidade varia em função da temperatura o fato de escolher entre usar o calor específico constante ou variável pode ter certo impacto na determinação da queda de pressão do sistema dependendo do nível de acuracidade necessário.

Esse impacto na queda de pressão pode ser visto nos gráficos das Figuras 5.7 a 5.9 para as diferentes correlações de viscosidades do óleo em função do aumento da taxa de calor em sistemas com aquecimento ativo.

- Correlação de Viscosidade de Kartoatmodjo:

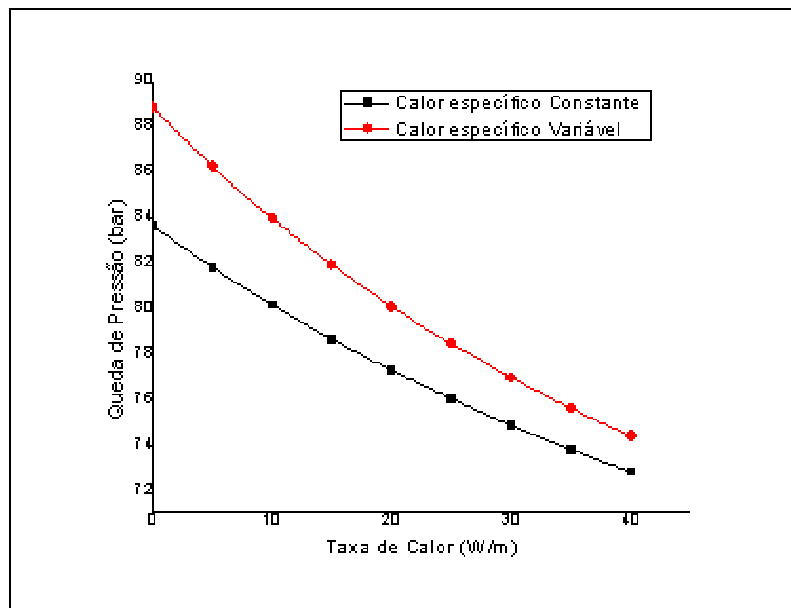


Figura 5.7: Gráfico da queda de pressão versus Taxa de calor adicionado ao sistema usando a correlação de viscosidade de Kartoatmodjo – Comparação entre o calor específico constante e o variável

- Correlação de Viscosidade de Glaso:

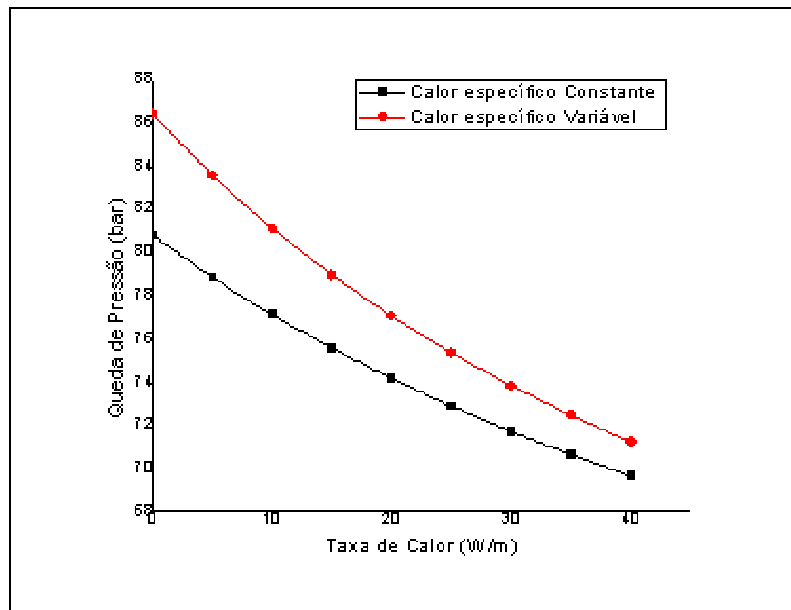


Figura 5.8: Gráfico da queda de pressão versus Taxa de calor adicionado ao sistema usando a correlação de viscosidade de Glaso – Comparação entre o calor específico constante e o variável

- Correlação de Viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada:

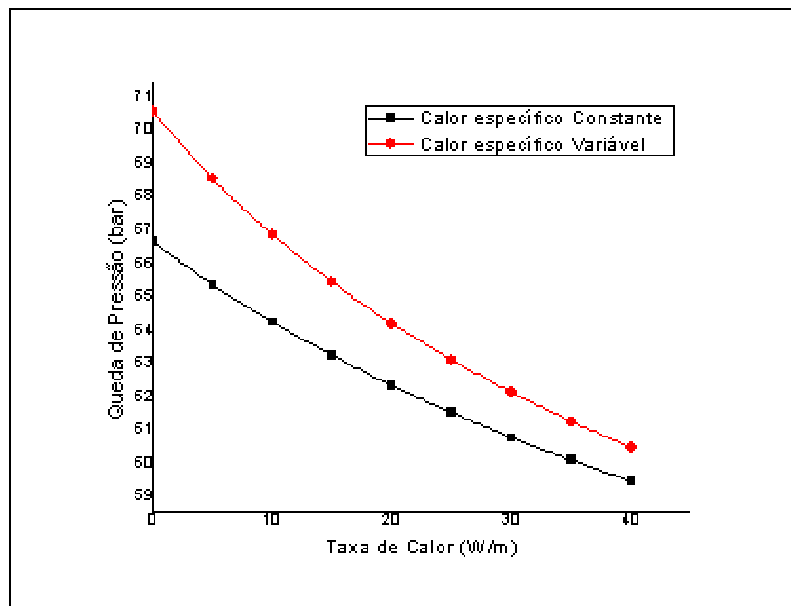


Figura 5.9: Gráfico da queda de pressão versus Taxa de calor adicionado ao sistema usando a correlação de viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada – Comparação entre o calor específico constante e o variável

5.3 Queda de Pressão para Escoamento Bifásico em Dutos Horizontais

Nesta seção será considerado um sistema que consiste no escoamento de um fluido formado pela mistura óleo-água, na qual a viscosidade da mistura é assumida como a viscosidade da fase contínua, isto é, será utilizado o método da “Fase Contínua” explicado na seção 4.4.2.

O sistema em questão foi inspirado no problema sugerido por Su e Estefen (2005). Trata-se de um duto submarino de 25 km de extensão, que transporta o fluido produzido a partir da cabeça do poço, com uma temperatura ambiente (água no fundo do mar) igual a 4 °C ($T_a = 4^\circ C$), e a temperatura inicial na cabeça do poço é igual a 90°C ($T_{f,in} = 90^\circ C$).

O duto tem uma configuração PIP com camadas interna e externa feitas de aço e com a região anular feita de um material chamado polipropileno. A condutividade térmica do aço será definida como $54 W/m^\circ C$, e a do polipropileno igual a $0,17 W/m^\circ C$. As camadas do duto PIP tem raios iguais a $r_1 = 0,0762 m$, $r_2 = 0,079375 m$, $r_3 = 0,155575 m$, e $r_4 = 0,15875 m$, sendo r_1 é o raio da camada mais interna.

Para o coeficiente de transferência de calor entre a água do fundo e a superfície externa do duto foi considerado o valor de $100 W/m$, já para o coeficiente de transferência de calor entre o fluido interno e a camada mais interna do duto foi assumido o valor de $500 W/m$.

O modelo seguirá as especificações definidas no capítulo 5 para determinação da queda de pressão utilizando a metodologia de “Fase Contínua”.

5.3.1 Aquecimento Ativo

Foi suposta uma situação na qual existe a presença de aquecimento elétrico ativo ao longo do duto de 25 km de comprimento. A mistura nesse caso contém 20% de água, esse fator é levado em consideração na definição do calor específico e na densidade da mistura. O aumento na taxa de calor adicionada ao sistema vai de 0 a $40 W/m$, para

cada correlação de viscosidade. Enquanto a queda de pressão foi medida para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg/s .

Como esperado, é possível analisar nos perfis de queda de pressão, representados nas figuras 5.10 a 5.12, para as 3 correlações de viscosidade, que a adição de calor ao escoamento irá reduzir sutilmente a queda de pressão, tornando o sistema um pouco mais estável e confiável. É notado também que os valores de quedas de pressão das correlações de Kartatomodjo e Glaso são cerca de 24% maiores do que a correlação de Egbogah-Jacks Modificada.

- Correlação de Viscosidade de Kartoatmodjo:

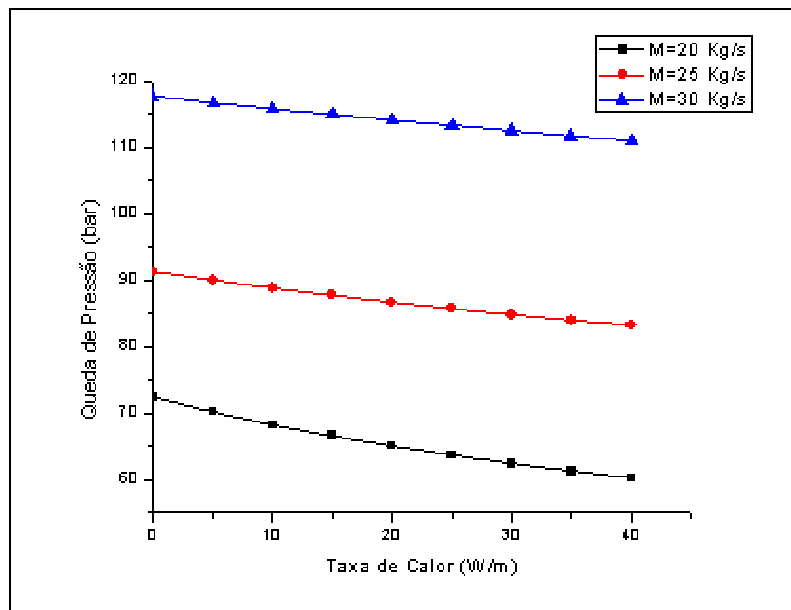


Figura 5.10: Gráfico da queda de pressão versus Taxa de calor adicionado ao sistema usando a correlação de viscosidade de Kartoatmodjo para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg/s – Método de “Fase Contínua” com 20% de fração de água

- Correlação de Viscosidade de Glaso:

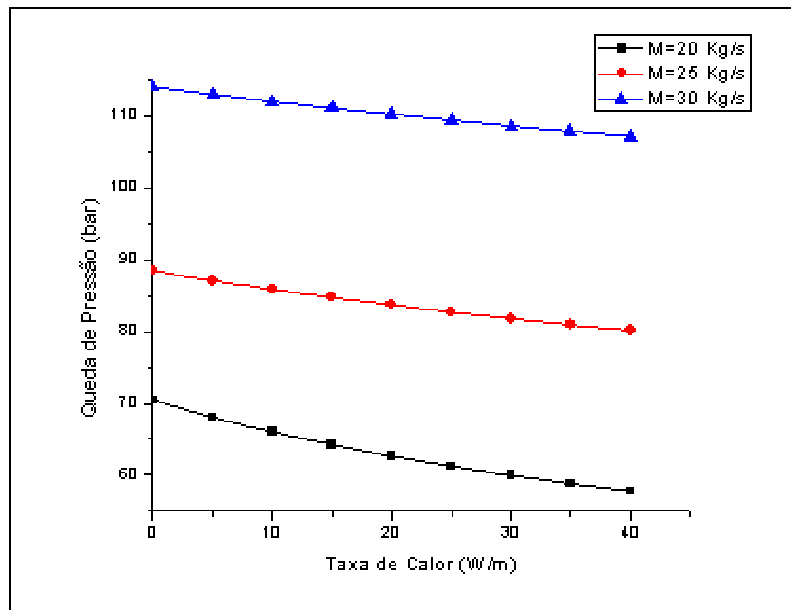


Figura 5.11: Gráfico da queda de pressão versus taxa de calor adicionado ao sistema usando a correlação de viscosidade de Glaso para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg/s – Método de “Fase Contínua” com 20% de fração de água

- Correlação de Viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada:

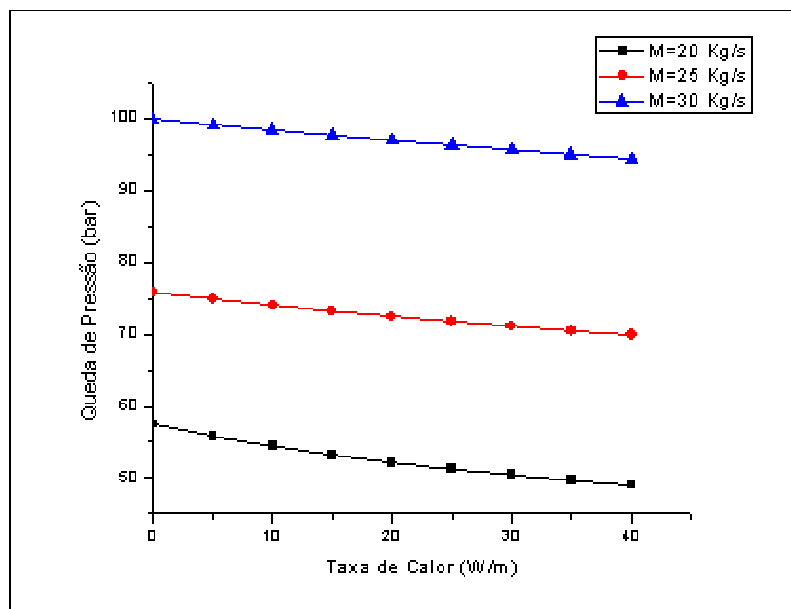


Figura 5.12: Gráfico da queda de pressão versus taxa de calor adicionado ao sistema usando a correlação de viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg/s – Método de “Fase Contínua” com 20% de fração de água

5.3.2 Aumento do Vazão de Massa

Neste caso tem-se uma situação em que se pode verificar as conseqüências do aumento gradativo do vazão de massa, para as mesmas 3 correlações de viscosidade. O intervalo de variação escolhido foi de 20 a 30 kg/s . A mistura continua tendo 20% de água para esta simulação. Agora a queda de pressão é calculada para um escoamento sem aquecimento ativo, e para aquecimento de taxa 20 W/m e 40 W/m mantendo-se o vazão de massa igual a 20 kg/s .

Podem ser vistos nos gráficos das figuras 5.13 a 5.15 que a queda de pressão aumenta abruptamente com o aumento do vazão de massa. É possível verificar que as curvas de queda de pressão para taxa de calor iguais a 0, 20 e 40 W/m vão se aproximando entre si à medida que o vazão de massa aumenta. Sendo assim, quanto maior for o vazão de massa menor será a diferença entre a queda de pressão para as diferentes taxas de aquecimento, isto é, para valores de vazão de massa muito alto, o impacto do aquecimento ativo passa a ser desprezível.

- Correlação de Viscosidade de Kartoatmodjo:

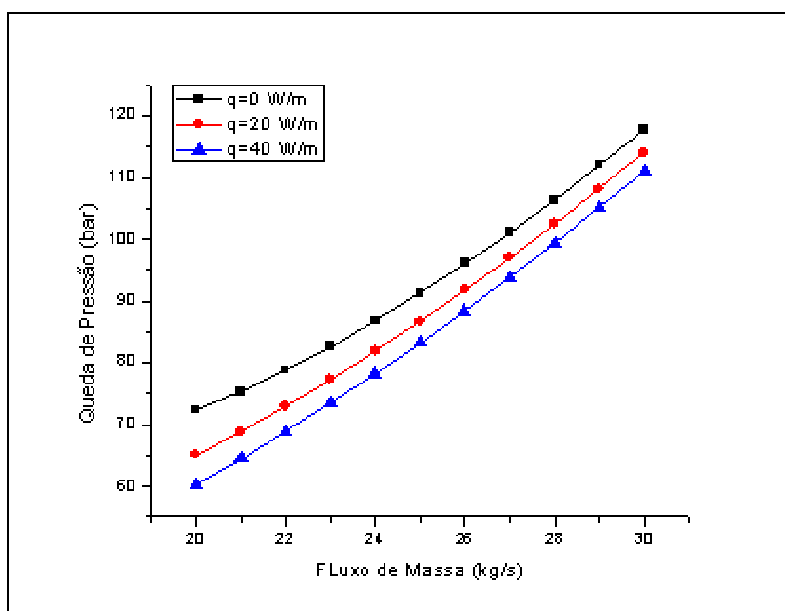


Figura 5.13: Gráfico da queda de pressão versus vazão de massa usando a correlação de viscosidade de Kartoatmodjo para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W/m – Método de “Fase Contínua” com 20% de fração de água

- Correlação de Viscosidade de Glaso:

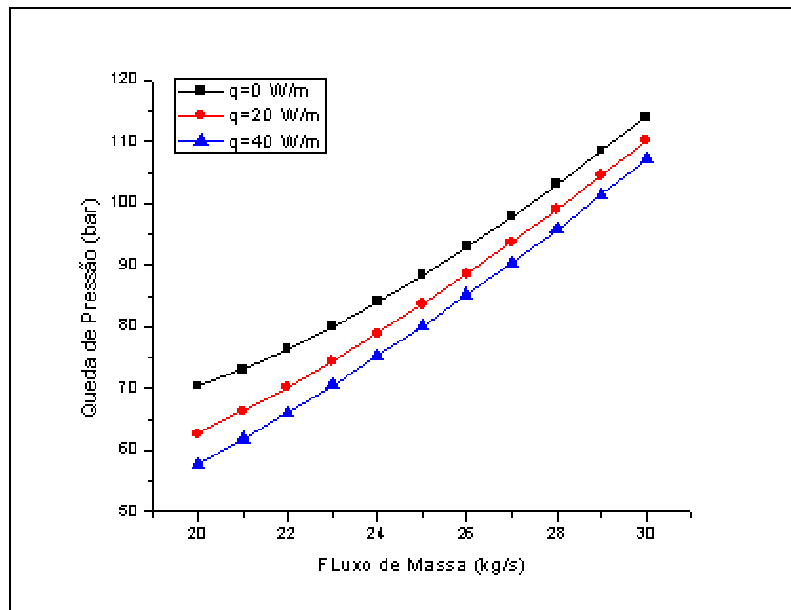


Figura 5.14: Gráfico da queda de pressão versus vazão de massa usando a correlação de viscosidade de Glaso para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W/m – Método de “Fase Contínua” com 20% de fração de água

- Correlação de Viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada:

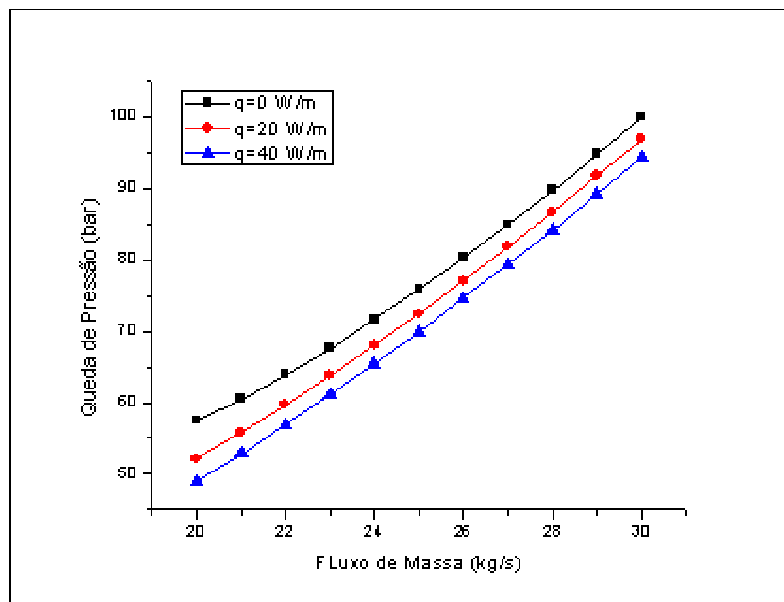


Figura 5.15: Gráfico da queda de pressão versus vazão de massa usando a correlação de viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W/m – Método de “Fase Contínua” com 20% de fração de água

5.3.3 Aumento da Fração de Água

Aqui pode-se analisar efeitos na queda de pressão em função do aumento da quantidade de água na mistura óleo-água ao longo da vida do campo de petróleo. Primeiramente foi calculado o ponto de inversão esperado para cada correlação de viscosidade escolhida através da equação (3.45). Foi concluído que o ponto de inversão para as correlações de viscosidade de Kartoatmodjo e Glaso irá ocorrer quando a fração de água da mistura chega próxima de 58%, e para a correlação de Egbogah-Jacks Modificada quando a fração de água é, aproximadamente, 60%. Em seguida a fração de água foi variada de 0 a 100% calculando o perfil da queda de pressão para essa variação.

O perfil da queda de pressão em relação a fração de água foi aplicado a escoamentos com vazão de massa iguais a 20, 25 e 30 kg/s sem aquecimento ativo, e para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W/m tendo o vazão de massa igual a 20 kg/s . Analisando os gráficos das Figuras 5.16 a 5.21 verifica-se que até alcançar o ponto de inversão o aumento da fração de água tem conseqüências opostas na variação da taxa de aquecimento em comparação com o aumento do vazão de massa. Pois desde o momento em que a fração de água é igual a 0% até o ponto de inversão as curvas das diferentes taxas de aquecimento irão se aproximando entre si, enquanto para os diferentes vazões de massa elas vão se distanciando. Logo se vê que à medida que a quantidade de água aumenta na mistura o aquecimento passa a ter um impacto cada vez menor na queda de pressão enquanto a variação do vazão de massa irá influenciar cada vez mais.

É visto que, neste caso, a queda de pressão cai lentamente com o aumento da fração de água. Esta diminuição da queda de pressão até o ponto de inversão se dá devido ao aumento do calor específico na mistura em decorrência do aumento da quantidade de água no sistema, pois o calor específico da água é significativamente maior do que o do óleo. Esta alteração no calor específico irá influenciar o perfil de temperatura ao longo da extensão do duto, isto é, causando um aumento na temperatura ao longo da linha de produção. Ciente de que a viscosidade diminui exponencialmente com o aumento da temperatura, isto causará uma redução no valor do fator de atrito ao longo do duto, e conseqüentemente, uma redução na queda de pressão do sistema. E após a inversão, quando a fase contínua passa a ser a água, a queda de pressão praticamente não exhibe variação nenhuma.

- Correlação de Viscosidade de Kartoatmodjo:

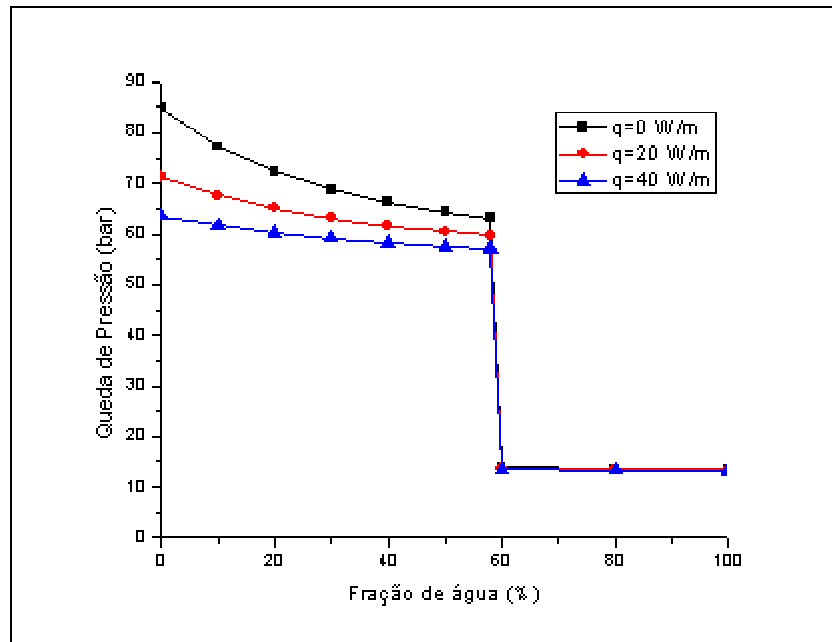


Figura 5.16: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Kartoatmodjo – Método de “Fase Contínua” para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W/m

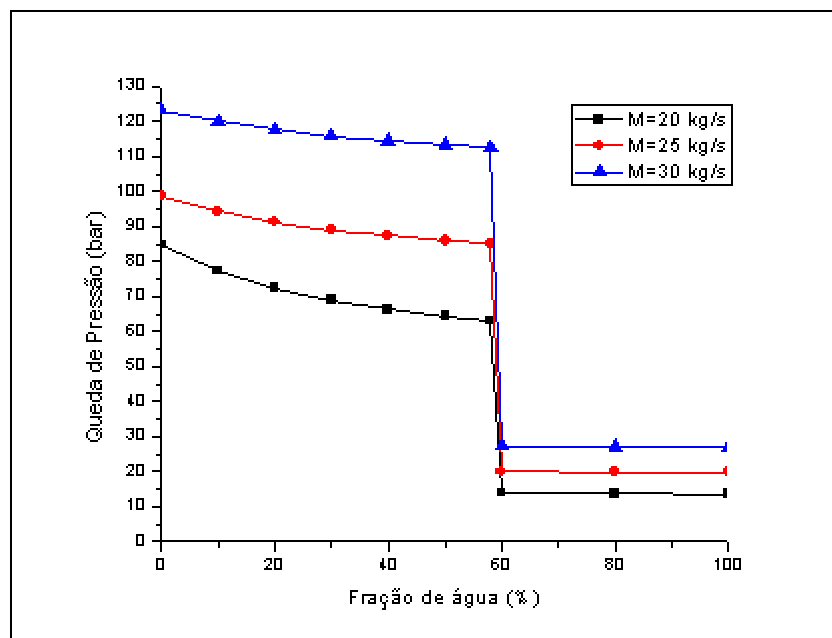


Figura 5.17: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Kartoatmodjo – Método de “Fase Contínua” para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg/s

- Correlação de Viscosidade de Glaso:

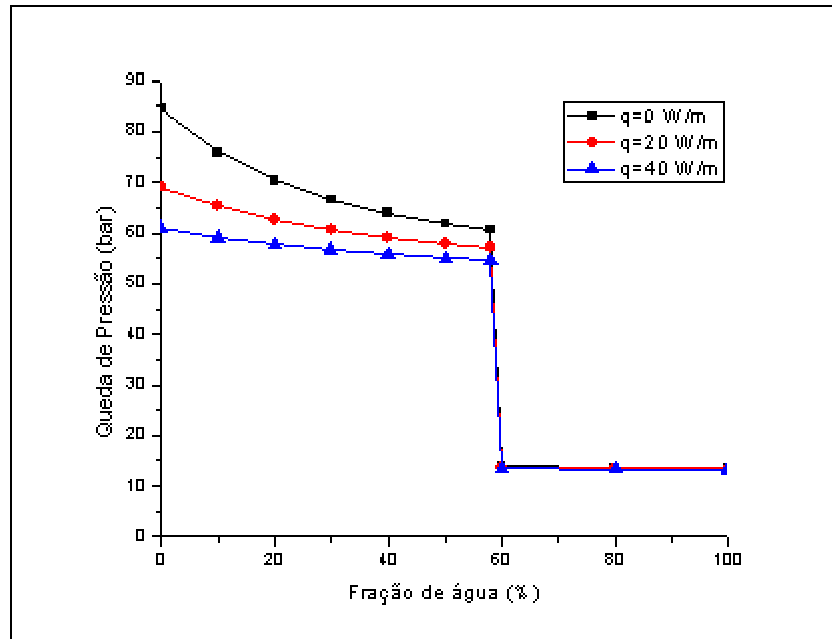


Figura 5.18: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Glaso – Método de “Fase Contínua” para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W/m

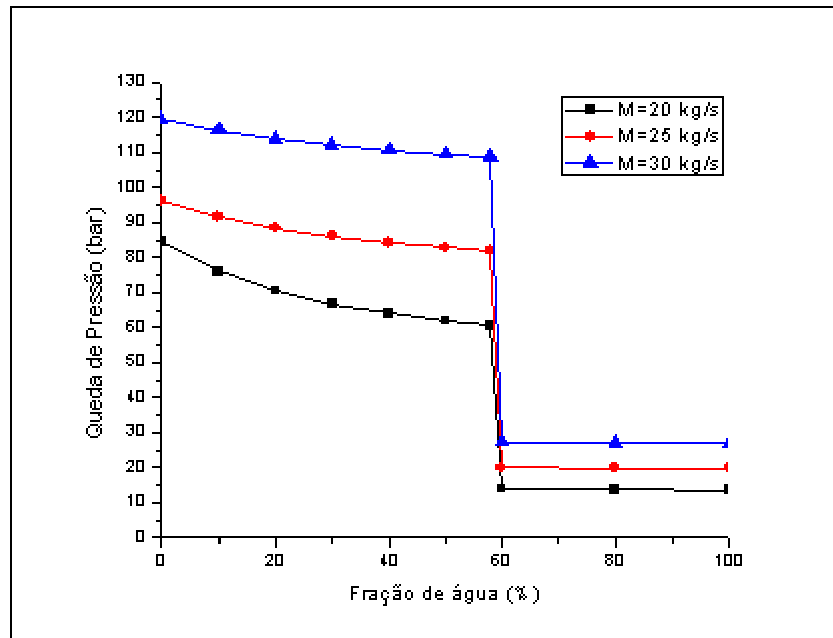


Figura 5.19: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Glaso – Método de “Fase Contínua” para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg/s

- Correlação de Viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada:

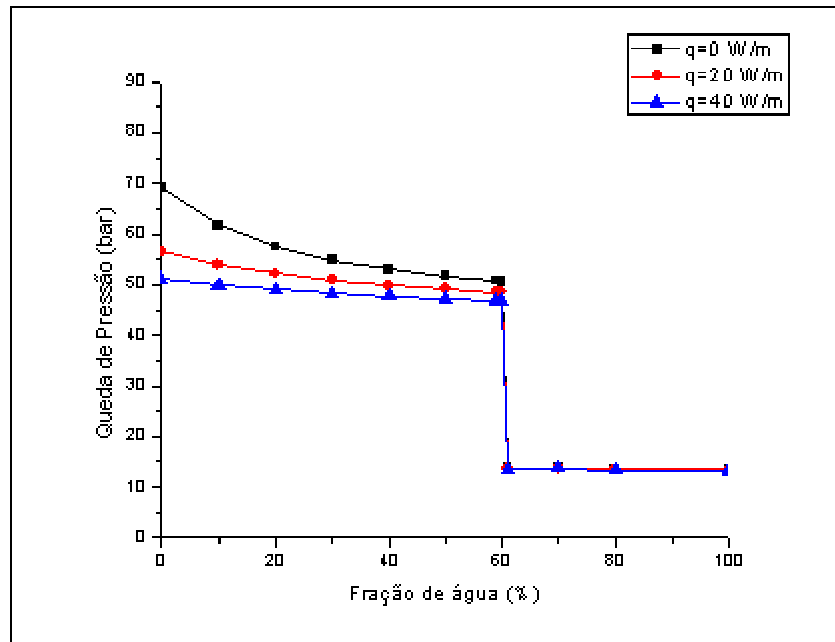


Figura 5.20: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada – Método de “Fase Contínua” para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W/m

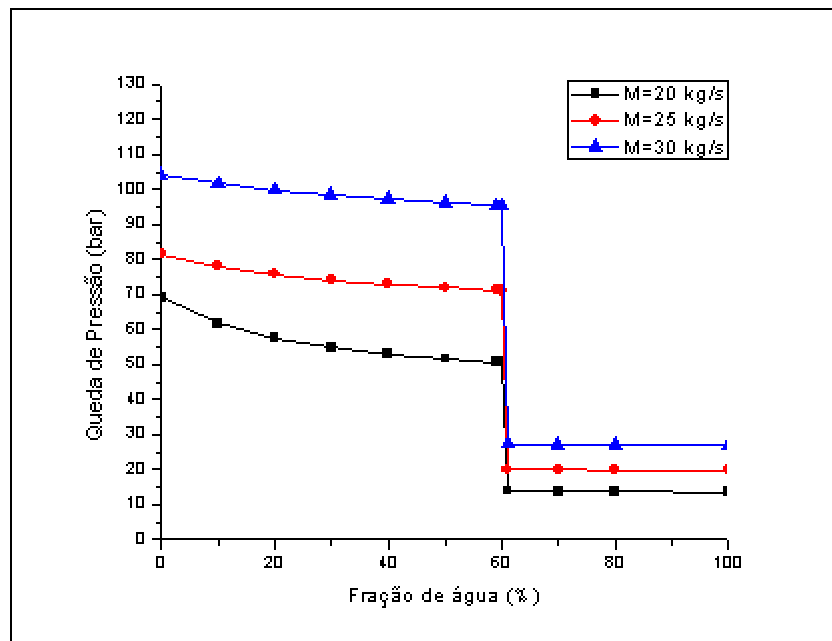


Figura 5.21: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada – Método de “Fase Contínua” para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg/s

5.4 Influência da Emulsão na Queda de Pressão para Escoamento Bifásico em Dutos Horizontais

Nesta seção novamente será considerado um sistema que consiste no escoamento de um fluido formado pela mistura óleo-água, porém aqui considera-se a presença de emulsão no escoamento. Com isso será usada a equação (3.11) de Brinkman (1952) para determinar a viscosidade aparente da mistura, em função das correlações de viscosidade escolhidas.

Aqui também serão avaliados os efeitos decorrentes do aumento da taxa de calor quando há aquecimento ativo e o aumento do vazão de massa, e a queda de pressão para a viscosidade da mistura em função de cada correlação de viscosidade.

O sistema em questão para este caso permanece sendo o mesmo que foi inspirado no problema sugerido por Su e Estefen (2005), descrito na seção 5.3.

O modelo matemático também seguirá as especificações definidas no capítulo 4 para determinação da queda de pressão, porém utilizando-se a metodologia de Brinkman (1952), como foi mencionado anteriormente.

5.4.1 Aquecimento Ativo

Assim como para o método de “Fase Contínua” também foi analisada uma situação na qual existe a presença de aquecimento elétrico ativo ao longo da linha de 25 km de comprimento. A mistura contém 20% de água, como já foi dito previamente esse fator precisa ser levado em consideração na definição do calor específico e na densidade da mistura, e é de tamanha importância na determinação da viscosidade da emulsão, então terá impacto direto na queda de pressão.

O aumento na taxa de calor adicionada ao sistema vai de 0 a 40 W/m , para cada correlação de viscosidade. Enquanto a queda de pressão, representada graficamente nas figuras 5.22 a 5.24, foi medida para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg/s .

É notório que a presença de emulsão no escoamento irá elevar substancialmente o valor da queda de pressão, no caso da correlação de Kartootmodjo, cerca de 25% comparando com a situação na qual a viscosidade da mistura é igual a viscosidade do óleo puro (seção 5.3.1). Porém na presença de aquecimento ativo haverá uma redução

maior na queda de pressão para cada correlação de viscosidade. Veja na Tabela 5.9 a redução na queda de pressão devido ao aquecimento.

Tabela 5.9: Redução na queda de pressão devido ao aquecimento para cada correlação de viscosidade

Correlação de Viscosidade	Redução da queda de pressão devido ao aquecimento		
	0 W/m	20 W/m	40 W/m
Kartoatmodjo	31 bar	19 bar	14 bar
Glaso	31 bar	19 bar	14 bar
Egbogah-Jacks Modificada	20 bar	11 bar	8 bar

Concluí-se também que os valores de quedas de pressão das correlações de Kartatomodjo e Glaso são neste caso cerca de 22% maiores do que a correlação de Egbogah-Jacks Modificada.

- Correlação de Viscosidade de Kartoatmodjo:

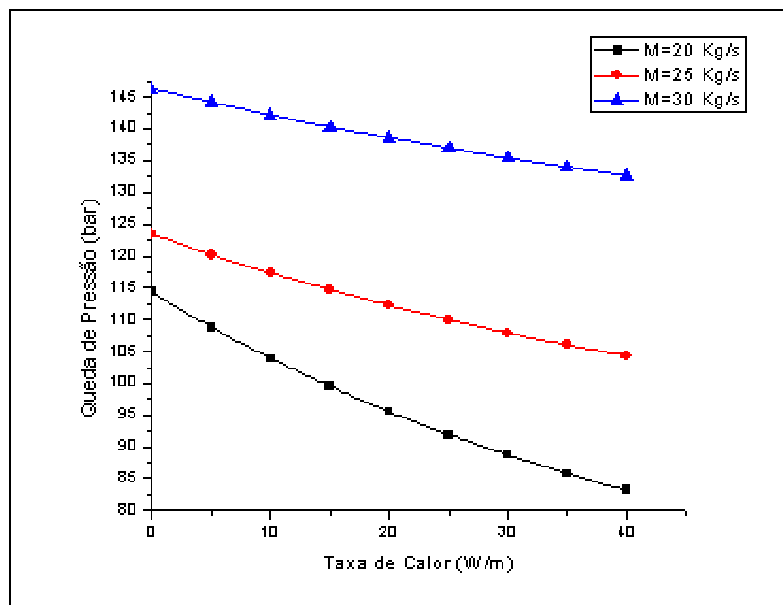


Figura 5.22: Gráfico da queda de pressão versus taxa de calor adicionado ao sistema usando a correlação de viscosidade de Kartoatmodjo para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg/s – Método de emulsão de Brinkman com 20% de fração de água

- Correlação de Viscosidade de Glaso:

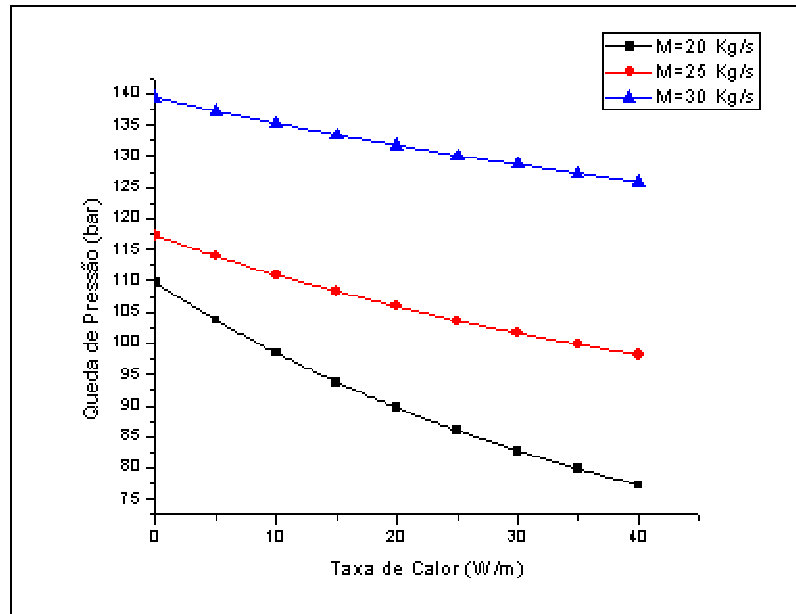


Figura 5.23: Gráfico da queda de pressão versus taxa de calor adicionado ao sistema usando a correlação de viscosidade de Glaso para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg/s – Método de emulsão de Brinkman com 20% de fração de água

- Correlação de Viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada:

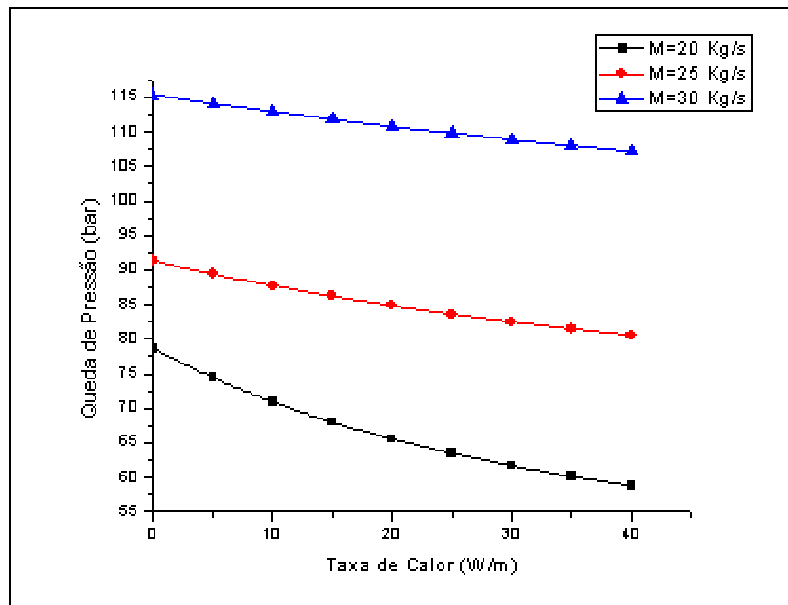


Figura 5.24: Gráfico da queda de pressão versus taxa de calor adicionado ao sistema usando a correlação de viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg/s – Método de emulsão de Brinkman com 20% de fração de água

5.4.2 Aumento do Vazão de Massa

Para este caso permite-se avaliar as consequências do aumento do aumento gradativo do vazão de massa, para as 3 correlações de viscosidade. O intervalo de variação escolhido foi o mesmo da “Fase Contínua” de 20 a 30 kg/s para efeito de comparação. A mistura tem 20% de água para esta simulação. Agora a queda de pressão é calculada para um escoamento sem aquecimento ativo, e para aquecimento de taxa 20 W/m e 40 W/m mantendo-se o vazão de massa igual a 20 kg/s .

Analisando os gráfico das figuras 5.25, 5.26 e 5.27, pode-se ver que a queda de pressão aumenta consideravelmente com o aumento do vazão de massa. É possível verificar que mais uma vez as curvas de queda de pressão para taxa de calor iguais a 0, 20 e 40 W/m vão se aproximando entre si a medida que o vazão de massa aumenta. Sendo assim, confirma-se que quanto maior for o vazão de massa menor será a diferença entre a queda de pressão para as diferentes taxas de aquecimento, isto é, para valores de vazão de massa muito alto, o impacto do aquecimento ativo também passa a ser desprezível, porém somente para vazões de massa bem mais altos do que no caso do método de “Fase Contínua”.

- Correlação de Viscosidade de Kartoatmodjo:

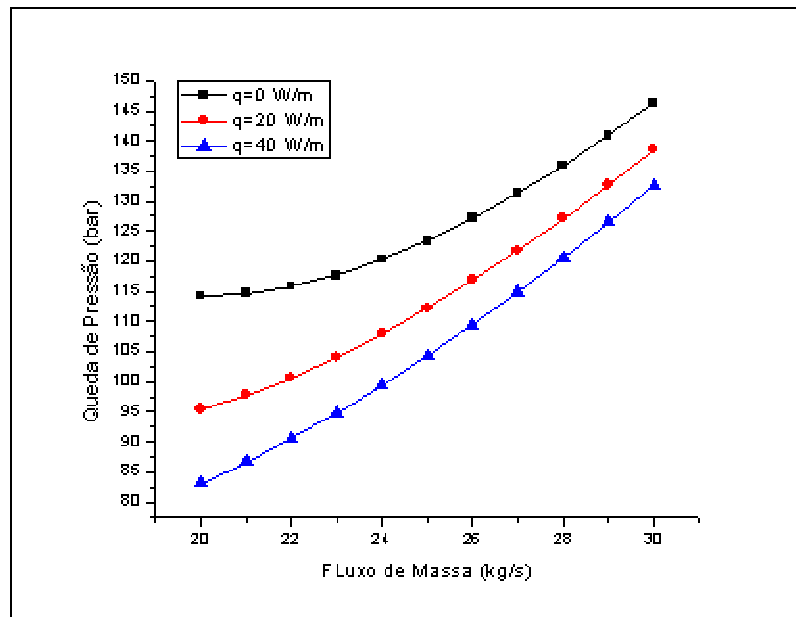


Figura 5.25: Gráfico da queda de pressão versus vazão de massa usando a correlação de viscosidade de Kartoatmodjo para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W/m – Método de emulsão de Brinkman com 20% de fração de água

- Correlação de Viscosidade de Glaso:

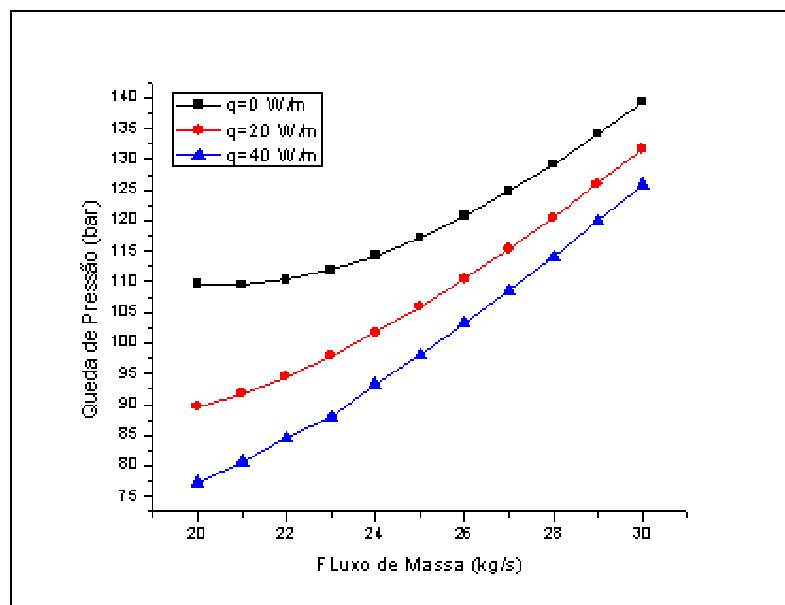


Figura 5.26: Gráfico da queda de pressão versus vazão de massa usando a correlação de viscosidade de Glaso para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W/m – Método de emulsão de Brinkman com 20% de fração de água

- Correlação de Viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada:

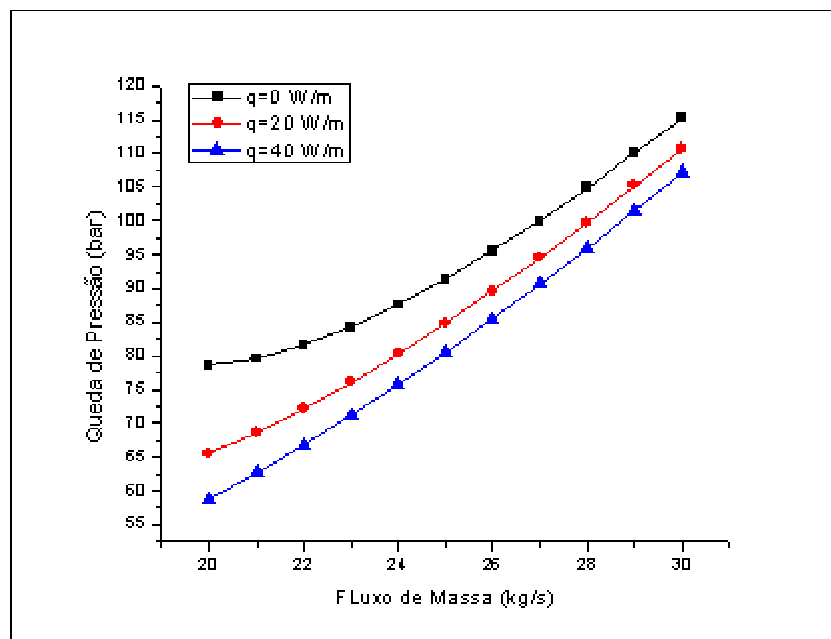


Figura 5.27: Gráfico da queda de pressão versus vazão de massa usando a correlação de viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W/m – Método de emulsão de Brinkman com 20% de fração de água

5.4.3 Aumento da Fração de Água

Nesta seção serão analisados os efeitos na queda de pressão em função do aumento da quantidade de água na mistura óleo-água com emulsão ao longo da vida do campo de petróleo. Os pontos de inversão já foram calculados anteriormente para as correlações de viscosidade, então temos que para Kartoatmodjo e Glaso a fração de água para ponto de inversão é igual a 58%, e para a correlação de Egbogah-Jacks Modificada é 60%.

É visto que a queda de pressão para o intervalo total da variação da fração de água de 0 a 100%, isto é, desde de quando há só óleo no fluido até o ponto que ele é composto só de água.

O perfil da queda de pressão em relação a fração de água foi aplicado a escoamentos com vazão de massa iguais a 20, 25 e 30 kg/s sem aquecimento ativo, e para taxas de aquecimento 0, 20 e 40 W/m tendo o vazão de massa igual a 20 kg/s .

Analisando os gráficos nas figuras 5.28 a 5.33 verifica-se que para a mistura em emulsão, até alcançar o ponto de inversão, a queda de pressão começa a aumentar exponencialmente até atingir um pico no momento da inversão de fase, tendo neste estágio um valor de queda de pressão extremamente alto, o que pode ser uma grande ameaça para manter o escoamento do sistema.

O aumento da queda de pressão até o ponto de inversão, em sistemas onde é vista presença de emulsão, é confirmado em situações reais e em testes de laboratório, e só consegue-se mensurá-la usando uma correlação de viscosidade para emulsão (neste modelo, a de Brinkman). Por isso, ainda que a temperatura seja elevada devido ao aumento de calor específico, a viscosidade da mistura não diminuirá, conforme o que se esperaria numa situação comum, mas ela crescerá, fazendo assim com que o fator de atrito aumente e conseqüentemente ocasionando uma grande elevação no valor da queda de pressão. Como pode ser verificado nas figuras 5.28, 5.30 e 5.32, a adição de calor no aquecimento elétrico ativo irá reduzir consideravelmente o valor da queda de pressão neste pico (no ponto de inversão). No caso da correlação de viscosidade do óleo de Kartoatmodjo aplicando-se uma taxa de 40 W/m é possível ter uma redução de 100 *bar* na queda de pressão quando a mistura está no ponto de inversão.

Após o ponto de inversão, a mesma correlação de Brinkman continua regendo a queda de pressão em função da fração de água, porém usando a viscosidade da água como fase contínua, e então, conclui-se que a queda de pressão praticamente não exhibe variação nenhuma.

- Correlação de Viscosidade de Kartoatmodjo:

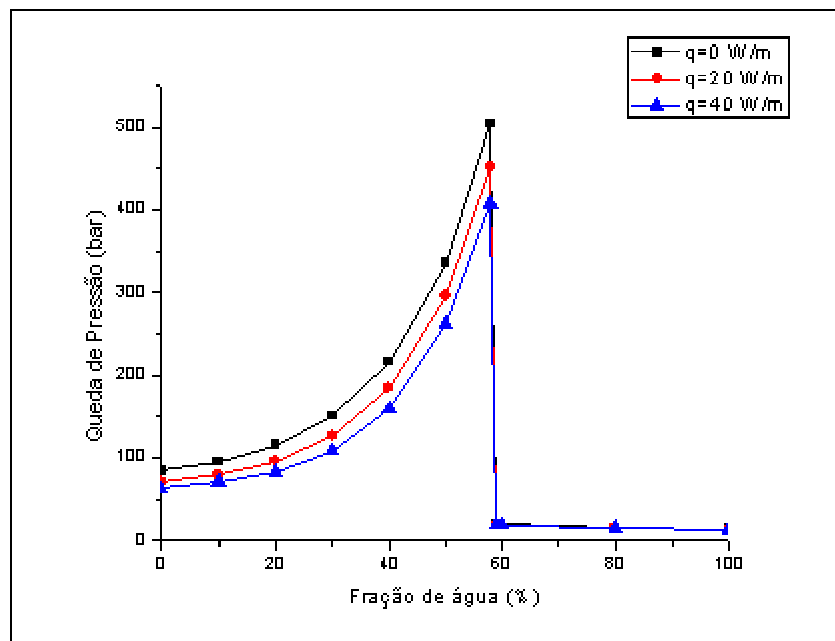


Figura 5.28: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Kartoatmodjo – Método de emulsão de Brinkman para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W/m

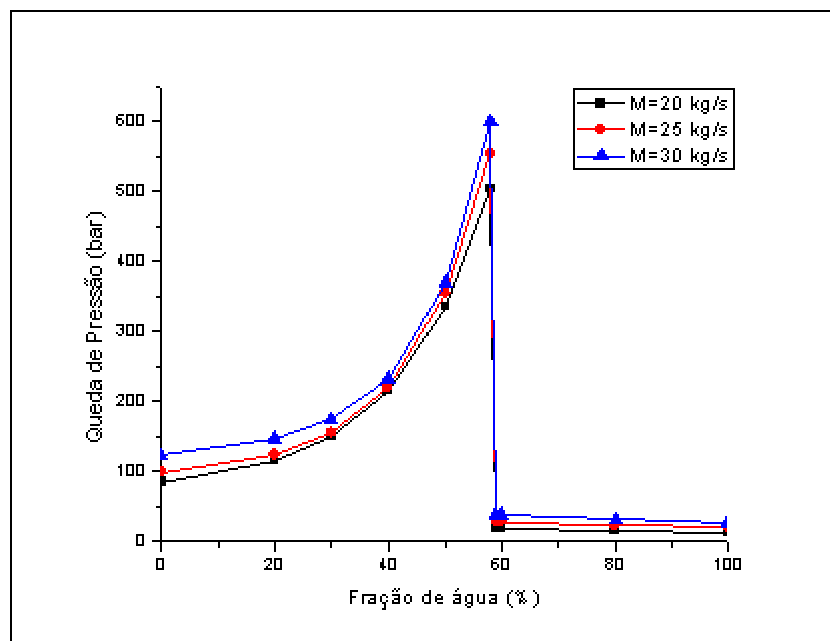


Figura 5.29: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Kartoatmodjo – Método de emulsão de Brinkman para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg/s

- Correlação de Viscosidade de Glaso:

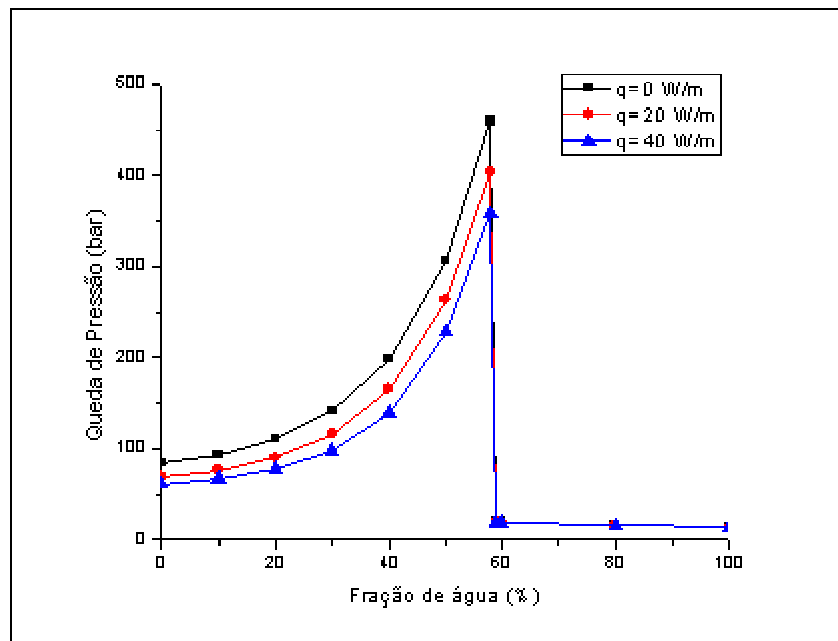


Figura 5.30: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Glaso – Método de emulsão de Brinkman para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W / m

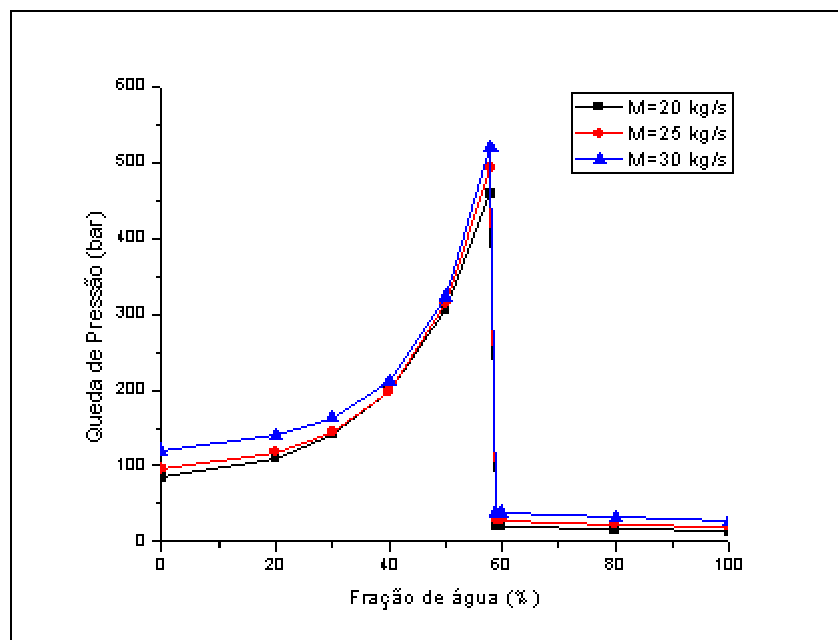


Figura 5.31: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Glaso – Método de emulsão de Brinkman para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg / s

- Correlação de Viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada:

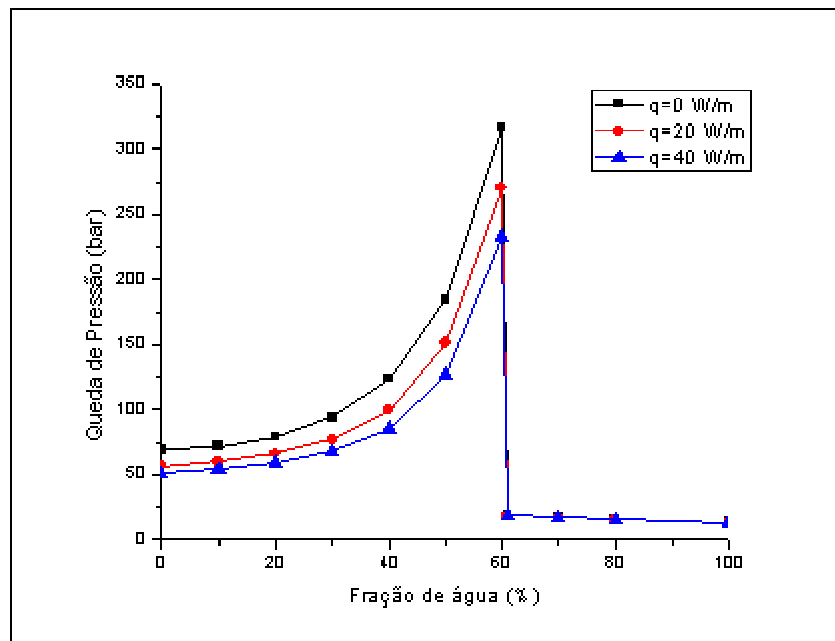


Figura 5.32: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada – Método de emulsão de Brinkman para taxas de aquecimento de 0, 20 e 40 W / m

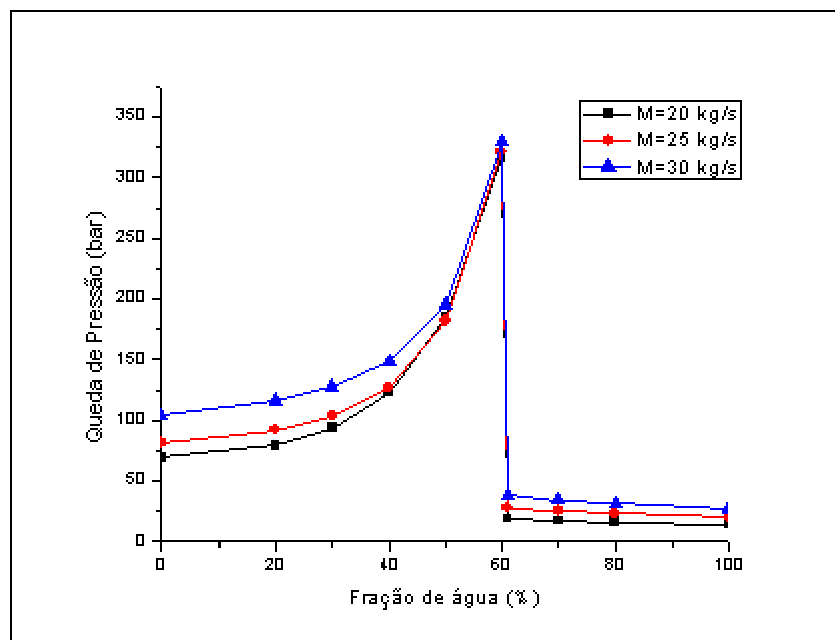


Figura 5.33: Gráfico da queda de pressão em função da fração de água da mistura usando a correlação de viscosidade de Egbogah-Jacks Modificada – Método de emulsão de Brinkman para vazões de massa iguais a 20, 25 e 30 kg / s

Capítulo 6 - Conclusões

Para esse trabalho foi feito um estudo analítico a respeito do escoamento multifásico de óleos pesados em dutos submarinos em água profundas, na intenção de estudar o caso do transporte de um óleo pesado oriundo de um campo situado em águas profundas distante de um campo com infra-estrutura de equipamentos submarinos. Para isso foi levada em consideração a transferência de calor em regime permanente analisando os efeitos do aquecimento ativo elétrico, correlações de viscosidade para óleos pesados, e a presença de emulsão, que é um fenômeno inerente a esse tipo de escoamento, a inversão de fase, e o aumento do volume de água na mistura ao longo da vida do campo.

Foi desenvolvido um modelo matemático que tornasse capaz de reproduzir ao máximo um escoamento em situação real. Sendo assim, foram estipulados cenários os quais traziam as consequências a respeito da adição de calor ativo para aquecimento, e os impactos da mudança da vazão de massa. Investigou-se quais seriam as melhores representações matemáticas para definir a viscosidade de uma mistura bifásica óleo pesado-água, sua densidade, correlações de atrito e principalmente a queda de pressão aplicável ao sistema. E por fim foi verificado também qual seria o comportamento da queda de pressão ao longo da vida do campo em função do aumento de água na mistura bifásica, considerando o fenômeno da emulsão, e conseqüentemente a inversão de fase.

Tendo em vista o estudo realizado e os resultados apresentados pelo modelo matemático, conclui-se que:

1. O modelo matemático proposto consegue refletir bem os resultados esperados quando comparado aos resultados obtidos com um *software* de garantia de escoamento usado comercialmente (PIPESIM), tornando-o confiável para modelar o escoamento ao longo de um duto submarino;
2. O calor específico da mistura tem uma significativa variação em função da temperatura devido a parte referente ao óleo, e pode trazer diferenças nos resultados se não for levada em consideração;
3. O aquecimento ativo irá reduzir a queda de pressão do sistema, enquanto o aumento da vazão de massa irá aumentar a queda de pressão, então a situação ideal para operar e manter uma baixa queda de pressão é obter um equilíbrio ótimo entre uma alta taxa de aquecimento ativo da linha

para uma vazão de massa não muito alta, no qual a vazão ainda mantivesse um nível aceitável.

4. Foi possível concluir que quanto maior for a vazão de massa, menor será a influência que o aquecimento ativo terá sobre a queda de pressão do sistema;
5. Para escoamentos óleo-água, sem emulsão, existirá apenas uma grande redução na queda de pressão ponto de inversão, devido ao aumento da quantidade de água na mistura, que se dá com a injeção de água ao longo da vida do campo de petróleo e a diminuição da quantidade de óleo no reservatório;
6. Já para mistura com emulsão, além da redução da queda de pressão após o ponto de inversão, foi visto que ao invés da viscosidade da mistura diminuir com o aumento de fração de água na mistura, na verdade a viscosidade aumenta exponencialmente até atingir o ponto de inversão, o que impacta diretamente a perda de carga do sistema, e consequentemente a queda de pressão, conforme visto nas figuras 5.28 a 5.33, e assim implicando em um risco para a manutenção do escoamento. Porém foi visto também o aquecimento ativo em sistemas desse tipo tem grande eficiência ocasionando significativa redução na queda de pressão;
7. Ainda em relação ao fenômeno da emulsão, foi verificado que o valor máximo da queda de pressão se dá no ponto de inversão, a partir daí há a inversão de fase da mistura e então uma redução considerável na queda de pressão, pois a fase contínua passa a ser a água que tem a viscosidade muito menor do que a do óleo;
8. Esta análise da queda de pressão ao longo do trecho horizontal é extremamente relevante para determinar se haverá energia suficiente para elevar o fluido na vertical até a plataforma, através do riser, sem a necessidade da utilização de um método de elevação artificial;
9. Com isso conclui-se que é possível transferir horizontalmente, em águas profundas, óleo pesado de um campo satélite para um campo principal com infraestrutura submarina pré-existente, nas condições indicadas no cenário proposto neste trabalho.

Ao final deste estudo são propostas algumas sugestões para continuidade e aprimoramento do mesmo:

1. Desenvolver o modelo matemático para ser aplicado em escoamentos multifásicos líquido-líquido verticais e inclinados;
2. Realizar a análise termodinâmica com a presença de aquecimento comparando dutos simples, *pipe-in-pipe* e *sandwich*;
3. Implementar outras correlações de viscosidade para emulsão apresentadas nesse trabalho e comparar os resultados com o método de Brinkman utilizado neste estudo;
4. Realizar testes em laboratório a fim de confirmar os resultados aqui apresentados contemplando aquecimento ativo, escoamento multifásico e emulsão.

Referências Bibliográficas

- ALBOUDWAREJ, H., HUO, Z., KEMPTON, E., 2006, “Flow-Assurance Aspects of Subsea Systems Design for Production of Waxy Crude Oils”. In: *Proceedings of the SPE Annual Technical Conference and Exhibition*, SPE 103242, San Antonio, p. 1-10, Sept.
- ALBOUDWAREJ, H., MUHAMMAD, M., SHAHRAKI, A., DUBEY, S., VREENEGOOR, L., SALEH, J., 2007, “Rheology of Heavy-Oil Emulsions”. In: *Proceedings of the SPE/PS-CIM/CHOA International Thermal Operations and Heavy Oil Symposium*, SPE 97886, Alberta, p. 285-293, Feb.
- ANGELI, P., HEWITT, G. F., 1998, “Pressure gradient in horizontal liquid-liquid flows”. In: *Presented at International Journal of Multiphase Flow* 24, London, p. 1183-1203, Jan.
- ARIRACHAKARAN, S., OGLESBY, K. D., MALINOWSKY, M. S., SHOHAM, O., BRILL, J. P., 1989, “An Analysis of Oil/Water Flow Phenomena in Horizontal Pipes”. In: *Proceedings of the SPE Production & Operations Symposium*, SPE 18836, Oklahoma City, p. 155-167. Mar.
- ARIRACHAKARAN, S., 1983, *An Experimental Study of Two-Phase Oil-Water Flow in Horizontal Pipes*. M.Sc. Dissertation, University of Tulsa, Tulsa, USA
- BANNWART, A. C., TREVISAN, O. V., 2006, “Óleos Pesados: Oportunidades e Desafios para a Pesquisa”, CEPETRO Online, n.19, ano 6. Campinas.
- BANNWART, A. C., VIEIRA, F. F., CARVALHO, C. H. M., OLIVEIRA, A. P., 2005, “Water-Assisted Flow of Heavy Oil and Gas in a Vertical Pipe”. In: *Proceedings of the SPE International Thermal Operations and Heavy Oil Symposium*, SPE/PS-CIM/CHOA 97875, Alberta, p. 1-9, Nov.

- BEGGS, H. D., BRILL, J. P., 1973, "A Study of Two Phase Flow in Inclined Pipes".
In: *Proceedings of SPE-AIME 47th Annual Fall Meeting*, SPE 4007, San Antonio, Oct
- BENNISON, T., 1998, "Prediction of Heavy Oil Viscosity". *Presented at IBC Heavy Oil Field Development Conference*, London, Dec.
- BRINKMAN, H. C., 1952, "The Viscosity of Concentrated Suspensions and Solutions".
Journal Chemical Physics, vol. 20, N° 4, pp 571
- CAMARGO, R. M. T., GONÇALVES, M. A. L., MONTESANTI, J. R. T.,
CARDOSO, C. A. B. R., MINAMI, K., 2004, "A Perspective View of Flow Assurance in Deepwater Fields in Brazil". In: *Proceedings of Offshore Technology Conference*, OTC 16687, Houston, May.
- CARDOSO, C. B., ALVES, I. N., RIBEIRO, G. S., 2003, "Management of Flow Assurance Constraints". In: *Proceedings of Offshore Technology Conference*, OTC 15222, Houston, May.
- COUTO, G. H., CHEN, H., DELLECASE, E., SARICA C., VOLK, M., 2008, "An Investigation of Two-Phase Oil/Water paraffin Deposition". In: *Proceedings of the SPE Production & Operations Symposium*, SPE 114735, Tulsa, Fev.
- CHARLES, M. E., 1961, "Water Layer Speed Heavy-Crude Flow". *Oil and Gas Journal*, Houston, 59, 68-72, Aug.
- DENNIEL, S. e LAOUIR, N., 2001, "Active Heating for Ultra-Deepwater PiP and Risers". In: *Proceedings of Offshore Technology Conference*, OTC 13138, Houston, p. 1-9, Apr./May.
- DUKLER, A., WICKS III, M. e CLEVELAND, R., 1964, "Frictional pressure drop in two phase flow: B. An approach through similarity analysis". *American Institute of Chemical Engineers Journal*, vol. 10, pp. 44-51

- ERSOY, G., YU, M., SARICA, C., 2008, “Modeling of Inversion Point for Heavy Oil-Water Emulsion Systems”. In: *Proceedings of the SPE Annual Technical Conference and Exhibition*, SPE 115610, Denver, p. 1-11, Sept.
- ESAKLUL, K. A., FUNG, G., HARRISON, G., PEREGO, R., 2003, “Active Heating for Flow Assurance Control in Deepwater Flowlines”. In: *Proceedings of Offshore Technology Conference*, OTC 15188, Houston, p. 1-8, May.
- ESTRELLA, G., 2003, “The Importance of Brazilian Deepwater Activities to the Oil Industry Technological Development”. In: *Proceedings of Offshore Technology Conference*, OTC 15049, Houston, p. 1-7, May.
- EINSTEIN, A., 1906, “Eine Neue Bestimmung der Molekuldimension”. *Annalen der Physik*, vol. 19, pp. 289.
- EINSTEIN, A., 1911, “Berichtigung Zu Meiner Arbeit: Eine Neue Bestimmung der Molekuldimension”. *Annalen der Physik*, vol. 34, pp. 591.
- FLEYFEL, F., HERNANDEZ, O., STURGIS, R., MENG, W., 2004, “Evaluation of Pipeline Configurations with Active Heating for Export of Waxy Crude Oil”. In: *Proceedings of the SPE Annual Technical Conference Meeting*, SPE 90054, Houston, p. 1-6, Sept.
- FOX, R. W. e MCDONALD, A. T. **Introdução à Mecânica dos Fluidos**. 5. ed. Rio de Janeiro: LTD, 1998. 504 p.
- FRANÇA, A. F. *Novas Tecnologias (e desafios) na Produção de Petróleo no Brasil*.: Sociedade Brasileira para o Progresso da Ciência, 2006. Disponível em: http://www.sbpnet.org.br/livro/58ra/atividades/TEXTOS/texto_890.html. Acesso em: 11 nov. 2008.

- GARCIA, F., GARCIA, R., PADRINO, J. C., MATA, C., TRALLERO, J. L., JOSEPH, D. D., 2003, "Power law and composite power law friction factor correlations for laminar and turbulent gas-liquid flow in horizontal pipelines". In: *Presented at International Journal of Multiphase Flow* 29, p. 1605-1624, June.
- GUET, S., RODRIGUEZ, O. M. H., OLIEMANS, R. V. A., BRAUNER, N., 2006, "An inverse dispersed multiphase flow model for liquid production rate determination". In: *Presented at International Journal of Multiphase Flow* 32, [London], p. 553-567, Jan.
- GUZHOV, A. I., GRISHIN, A. D., MEDVEDEV, V. F., MEDVED-EVA, O. P., 1973, "Emulsion Formation During the Flow of Two Liquids in a Pipe". In: *Presented at Neft Khoz*, 8, Russian, p. 58-61, Aug.
- HAALAND, J., 1983, "Simple and Explicit formula for the Friction Factor in Turbulent Pipe Flow"., *Journal of Fluids Engineering*, 105, p. 89-90
- INCROPERA, F. P. e DEWITT, D. P. **Fundamentos de Transferência de Calor e de Massa**. 5. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2002. 698 p.
- JOHNSEN, E. E., RONNINGSEN, H. P., 2003, "Viscosity of 'Live' Water-in-crude-oil Emulsions: Ex Water-in-Crude Oil emulsions: Experimental Work and Validation of Correlation". *Journal Petroleum Science and Engineering*, vol. 38, pp. 23-36
- KERN, D. Q., 1950, *Processos de Transmissão de Calor*, 1. ed. Rio de Janeiro: Guanabara Dois (Tradução de A. M. Luiz), 1974, p. 624, 627.
- KHAN, S. A., AL-MARHOUN, M. A., DUFFUAA, S. O., ABU-KHAMSIN, S. A., 1987, "Viscosity Correlations for Saudi Arabian Crude Oils". In: *Proceedings of 5th Society of Petroleum Engineers Middle East Show*, SPE 15720, Bahrain, p. 251-257, Mar.

- KOKAL, S., 2005, “Crude-Oil Emulsions: A State-Of-The-Art Review”. In: *Proceedings of the SPE Annual Technical Conference and Exhibition*, San Antonio, p. 5-13, Sept./Oct.
- KRIEGER, I. M., 1972, “Rheology of Monodisperse Latices”. *Advances in Colloid and Interface Science*, vol. 3, pp. 111-136
- KULLMANN, D. H., 2006, *Estudo Analítico-Numérico de Transferência de Calor em Dutos com Aquecimento Ativo na Parede*. Dissertação de M.Sc., COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil
- MARTINEZ, A. E., ARIRACHAKARAN, S., SHOHAM, O., BRILL, J. P., 1988, “Prediction of Dispersion Viscosity of Oil / Water Mixture Flow in Horizontal Pipes”. In: *Proceedings of 63rd Annual Technical Conference and Exhibition of the Society of Petroleum Engineers*, SPE 18221, Houston, p. 427-438, Oct.
- MATHECAD User’s Guide with Reference Manual, Copyright 1986-2001 MathSoft Engineering & Education, Inc. All rights reserved.
- MOTHÉ, C. G., SILVA, C., 2007, “Petróleo Pesado e Ultrapesado – Reservas e Produção Mundial”, TN Petróleo, n. 57, p. 76-81.
- OGLESBY K. D., 1979, An Experimental Study on the Effects of Oil Viscosity, Mixture Velocity and Water Fraction on Horizontal Oil-Water Flow. M.Sc. Dissertation, University of Tulsa, Tulsa, USA
- OLIVEIRA, R. C. G., GONÇALVES, M. A. L., 2005, “Emulsion Rheology – Theory vs. Field Observation”. In: *Proceedings of Offshore Technology Conference*, OTC 17386, Houston, p. 1-9, May.
- PAL, R., RHODES, E., 1989, “Viscosity/Concentration Relationships for Emulsions”. *Journal of Rheology*, vol. 33, n° 7, pp 1021-1045

- PETROSKY, G. E., FARSHAD, F. F., 1993, "Pressure-Volume-Temperature Correlations for Gulf of México". In: *Proceedings of 68th Annual Technical Conference and Exhibition of the Society of Petroleum Engineers*, SPE 26644, Houston, p. 395-406, Oct.
- PETROSKY, G. E., FARSHAD, F. F., 1995, "Viscosity Correlations for Gulf of Mexico Crude Oils". In: *Proceedings of the Production Operation Symposium*, SPE 29468, Oklahoma, Apr.
- PIPESIM Suite – User Guide, Copyright 1985 - 2005 Schlumberger. All rights reserved.
- RICHARDSON, E. G., 1993, "Über Die viscosiat Emulsionen", *KolloidZ*, vol. 65, pp 32,
- RODRIGUEZ, O. M. H., OLIEMANS, R. V. A., 2005, "Experimental study on oil-water flow in horizontal and slightly inclined pipes". In: *Presented at International Journal of Multiphase Flow* 32, London, p. 323-343, Nov.
- RØNNINGSEN, H. P., 1995, "Correlations for Predicting Viscosity of W/O Emulsions Based on North Sea Crude Oils". In: *Proceedings of the Society of Petroleum Engineers Symposium on Oilfield Chemistry*, SPE 29468, San Antonio, p. 1-19, Feb.
- ROSSI, L. F. S., MORALES, R. E. M., 2005, "Modelagem Matemática do Escoamento em Emulsão Envolvendo Água e Óleo". In: *Apresentado no 3º. Congresso Brasileiro de P & D em Petróleo e Gás*, Salvador, out.
- RUSSEL, L. W. F., CHARLES, M. E, 1959, "Th Efect of Less Viscous Liquid in the Laminar Flow of Two Immiscible Liquids". *Canadian. Journal of Chemistry Engineering*, 37 (Fev), 18-24.
- SATTARIN, M., MODORARRESI, H., BAYAT, M., TEYMORE, M., 2007, "New Viscosity Correlations for Dead Crude Oil". In: *Petroleum & Coal* 19 (2), pp 33-39

- SHI, H., JEPSON, W. P., RHYNE, L. D., 2003, “Segregated Modeling of Oil-Water Flows”. In: *Proceedings of the SPE Annual Technical Conference and Exhibition*, SPE 84232, Denver, p. 1-10, Oct.
- SHI, H., WANG, H., JEPSON, W. P., RHYNE, L. D., 2002, “Predicting of Water Film Thickness and Velocity for Corrosion Rate Calculation in Oil-Water Flows”. In: *Presented at NACE International*, Paper nº. 02500, Houston, p. 1-18.
- SONNTAG, R. E., BORGNAKKE, C. e VAN WYLEN, G. J. **Fundamentos da Termodinâmica**. 5. ed. São Paulo: E. Blücher, 1998. 537 p.
- SU, J., 2003, “Flow Assurance of Deepwater Oil and Gas Production – A Review”. In: *Proceedings of 22nd International Conference on Offshore Mechanics and Arctic Engineering*, OMAE2003-37144, Cancun, June.
- SU, J., CERQUEIRA, D. R. e ESTEFEN, S. F., 2004, Simulation of Transient Heat Transfer of Sandwich Pipes with Active Electrical Heating. In: *Proceedings of 24th International Conference on Offshore Mechanics and Arctic Engineering*, OMAE2004-51233, Vancouver, June.
- SU, J., ESTEFEN, S. F., 2005, “Thermal-Hydraulic Analysis of Heavy Oil Transportation in Heated Sandwich Pipelines”. In: *Proceedings of 24th International Conference on Offshore Mechanics and Arctic Engineering*, OMAE2005-67109, Halkidiki, June.
- SU, J., REGIS, C. R. e BOTTO, A., 2002, “Thermal Analysis of Combined Active Heating and Passive Insulation of Deepwater Pipelines”. In: *Proceedings of 21st International Conference on Offshore Mechanics and Arctic Engineering*, OMAE02/PIPE-28491, Oslo, June.
- SUTTON, R. P., FARSHAD, F., 1990, "Evaluation of Empirically Derived PVT Properties for Gulf of Mexico Crude Oils". In: *Proceedings of the Production Operation Symposium*, SPE 13172, Houston, Sept.

- TRALLERO, J. L., SARICA, C., BRILL, J. P., 1997, "A Study of Oil / Water Flow Patterns in Horizontal Pipes". In: *Proceedings of the SPE Annual Technical Conference and Exhibition*, SPE 36609, Denver, p. 165-172, Aug.
- URDAHL, O., BØRNES, A. H., KINNARI, K. J., HOLME, R., 2003, "Operational Experience by Applying Direct Electrical Heating for Hydrate Prevention". In: *Proceedings of Offshore Technology Conference*, OTC 15189, Houston, p. 1-7, May.
- WARDHAUGH, L. T., BORGER, D. V., TONNER, S. P., 1988, "Rheology of Waxy Crude Oils". In: *Proceedings of the Production Operation Symposium*, SPE 17625, Tianjin, Nov.
- WOELFLIN, W., 1942, "The Viscosity of Crude Oil Emulsions". *API Drilling and Production Practice*, p. 148-153.
- YARON, I., GAL-OR, B., 1972, "On viscous Flow and Effective Viscosity of Concentrated Suspensions and Emulsions". *Rheologica Acta.*, vol 11, pp. 241-252.
- YOUNG, H. D, FREEDMAN, R. A., (2003), Sears and Zemanky: Física II: Termodinâmica e Ondas. 10. ed., São Paulo.
- ZHANG, J. J., CHEN, M. J., WANG, X., CHACKO, J., 2002, "Thermal Analysis and Design of Hot Water Heated Production Flowline Bundles". In: *Proceedings of Offshore Technology Conference*, OTC 14015, Houston, p. 1-11, May.

Apêndice A: Correlações de Viscosidade para Óleo Saturado ou no Ponto de Bolha

Khan *et al.* (1987) afirma que esta é a viscosidade cujo a pressão está abaixo ou no ponto de bolha a uma determinada temperatura. As correlações óleo no ponto de bolha foram desenvolvidas baseadas na relação que diz que a viscosidade varia em função da viscosidade de *dead oil* e da razão gás-óleo.

Beggs & Robinson:

$$\mu_{ob} = (10,715 \cdot (R_s + 100)^{-0,515}) \cdot (\mu_{od})^{5,44 \cdot (R_s + 150)^{-0,338}}$$

Sutton & Farshad [1990] descrevem que a correlação de Beggs & Robinson para óleos saturados tem uma faixa de operação entre 15 e 5645 psi de pressão, temperatura entre 70 e 295 °F, grau API entre 16 e 58°.

Chew & Connally:

$$\mu_{ob} = (0,2 + 0,8 \times 10^{-0,00081 \cdot R_s}) \cdot (\mu_{od})^{0,43 + 0,57 \cdot 10^{-0,00072 \cdot R_s}}$$

Petrosky e Farshad (1993) chegaram a conclusão de que a correlação de Chew & Connally superestima a viscosidade para óleos saturados.

Labedi:

$$\mu_{ob} = (10^{2,344 - 0,03542 \cdot \text{API}}) \cdot \frac{\mu_{od}^{0,6447}}{P_b^{0,426}}$$

Diferente das outras correlações para viscosidade de óleos saturados, a correlação de Labedi usa a pressão no ponto de bolha ao invés da razão da solução gás-óleo.

Kahn:

$$\mu_{ob} = \frac{0,09 \cdot (SG_{gas})^{0,5}}{(R_s^{0,5} \cdot (T + 459,67) / 459,67)^{4,5} \cdot (1 - (141,5 / (\text{API} + 131,5))^3)}$$

Kahn *et al.* (1987) desenvolveu uma correlação para aplicação em óleos crus da Arábia Saudita. Esta correlação para óleos saturados usa a densidade de *dead oil* e densidade relativa do gás, ao invés da viscosidade de *dead oil* como é usado nas demais correlações.

Kartoatmodjo:

$$\mu_{ob} = -0,06821 + 0,9824 \cdot F + 0,0004034 \cdot F^2$$

Onde

$$F = (-0,2001 + 0,8428 \times 10^{(-0,000845 \cdot R_s)}) \cdot \mu_{od} (0,43 + 0,5165 \times 10^{(-0,00081 \cdot R_s)})$$

Petrosky e Farshard (1993) disseram que assim como a correlação de Chew & Connally, a correlação de Kartoatmodjo suprestima o valor da viscosidade para óleos saturados.

Kartoatmodjo Modificada (Óleos Ultrapesados):

$$\mu_{ob} = -2,3945 + 0,8927 \cdot F + 0,001567 \cdot F^2$$

Onde

$$F = (-0,0335 + 1,0785 \times 10^{(-0,000845 \cdot R_s)}) \cdot \mu_{od} (0,5798 + 0,3432 \times 10^{(-0,00081 \cdot R_s)})$$

Esta é a correlação modificada de Kartoatmodjo para óleos saturados considerados ultrapesados conforme o grau API.

Kartoatmodjo Modificada (Óleos Pesados):

$$\mu_{ob} = -0,06311 + 1,078 \cdot F + 0,0003653 \cdot F^2$$

Onde

$$F = (0,2478 + 0,6114 \times 10^{(-0,000845 \cdot R_s)}) \cdot \mu_{od} (0,4731 + 0,5158 \times 10^{(-0,00081 \cdot R_s)})$$

Esta é a correlação modificada de Kartoatmodjo para óleos saturados considerados pesados segundo o grau API.

Kartoatmodjo Modificada (Óleos Médios):

$$\mu_{ob} = 0,0132 + 0,9821 \cdot F + 0,005215 \cdot F^2$$

Onde

$$F = (0,2038 + 0,8591 \times 10^{(-0,000845 \cdot R_s)}) \cdot \mu_{od} (0,3855 + 0,5664 \times 10^{(-0,00081 \cdot R_s)})$$

Esta é a correlação modificada de Kartoatmodjo para óleos saturados considerados médios no que diz respeito ao o grau API.

Petrosky e Farshad:

$$\mu_{ob} = (0,1651 + 0,6165 \times 10^{-0,60866 \times 10^{-4} \cdot R_s}) \cdot (\mu_{od})^{0,5131 + 0,5109 \times 10^{-1,1831 \times 10^{-1} \cdot R_s}}$$

Como já foi colocado, esta correlação foi desenvolvida exclusivamente para o Golfo do México, porém pode ser usada em outros lugares do mundo. Segundo Petrosky e Farshad (1993), esta correlação viscosidade de óleos saturados tem uma significante melhora sobre as correlações de Kartoatmodjo, Chew & Connally e Beggs & Robinson.

Apêndice B: Correlações para Óleo abaixo do Ponto de Saturação

Khan *et al.* (1987) define como a viscosidade a uma pressão maior do que a do ponto de bolha. As correlações óleo abaixo do ponto de bolha foram desenvolvidas baseadas na relação que diz que a viscosidade varia em função da viscosidade no ponto de bolha, da pressão e da pressão no ponto de bolha.

Beal:

$$\mu_o = \mu_{ob} + 0,001 \cdot (P - P_b) \cdot (0,024 \cdot \mu_{ob}^{1,6} + 0,038 \cdot \mu_{ob}^{0,56})$$

Segundo Sutton e Farshad (1990), Beal desenvolveu a correlação para viscosidade de óleos acima do ponto de bolha usando 26 amostras de óleos cru de 20 locais diferentes, com pressão variando entre 1515 e 5515 psi. Já Petrosky e Farshad (1993), concluíram que esta correlação subestima o valor da viscosidade para óleos acima do ponto de bolha.

Labedi:

$$\mu_o = \mu_{ob} + \left[\left(10^{-2,488} \cdot \mu_{od}^{0,9036} \cdot P_b^{0,6151} \right) / \left(10^{0,0197 \cdot \text{API}} \right) \right] \cdot \left(\frac{P}{P_B} - 1 \right)$$

Labedi desenvolveu a correlação de viscosidade para óleos abaixo do ponto de saturação usando amostras de regiões da Angola, Líbia e Nigéria.

Labedi Modificada (Óleos Ultrapesados)

$$\mu_o = \mu_{ob} - \left[\left(1 - \frac{P}{P_B} \right) \cdot \left(10^{-2,19} \cdot \mu_{od}^{1,055} \cdot P_b^{0,3132} / 10^{0,0099 \cdot \text{API}} \right) \right]$$

Esta é a correlação modificada de Labedi para óleos saturados considerados ultrapesados no que diz respeito ao grau API.

Labedi Modificada (Óleos Médios):

$$\mu_o = \mu_{ob} \cdot \left[\left(1 - \frac{P}{P_B} \right) \cdot \left(10^{-3,8055} \cdot \mu_{od}^{1,4131} \cdot P_b^{0,6957} / 10^{-0,00288 \cdot \text{API}} \right) \right]$$

Esta é a correlação modificada de Labedi para óleos saturados considerados médios no que diz respeito ao o grau API.

Kahn:

$$\mu_o = \mu_{ob} \cdot e^{9,6 \cdot 10^{-5} (P - P_b)}$$

Segundo Kahn *et al.* (1987), esta é a correlação mais acurada para viscosidade de óleos da região da Arábia Saudita abaixo do ponto de saturação.

Kartoatmodjo

$$\mu_o = 1,00081 \cdot \mu_{ob} + 0,001127 \cdot (P - P_b) \cdot (-0,006517 \cdot \mu_{ob}^{1,8148} + 0,038 \cdot \mu_{ob}^{1,590})$$

Petrosky e Farshard (1993) concluíram que a correlação de Kartoatmodjo para óleos abaixo do ponto de saturação subestimam o valor da viscosidade.

Kartoatmodjo Modificada

$$\mu_o = 0,9886 \cdot \mu_{ob} + 0,002763 \cdot (P - P_b) \cdot (-0,01153 \cdot \mu_{ob}^{1,7933} + 0,0316 \cdot \mu_{ob}^{1,5939})$$

Esta é a correlação modificada de Kartoatmodjo para óleos saturados considerados ultrapesados no que diz respeito ao o grau API.

Petrosky & Farshad:

$$\mu_o = \mu_{ob} + 1,3449 \cdot (P - P_b) \times 10^a$$

onde

$$a = -1,0146 + 1,3322 \cdot \log \mu_{ob} - 0,4876 \cdot [\log(\mu_{ob})]^2 - 1,15036 \cdot [\log(\mu_{ob})]^3$$

Petrosky e Farshard (1993) desenvolveram a correlação acima para ser aplicada no Golfo do México em óleos abaixo do ponto de saturação. Segundo eles é melhor do que a maioria das correlações existentes para óleos daquela área.

Vasquez & Beggs:

$$\mu_o = \mu_{ob} \cdot \left(\frac{P}{P_b} \right)^m$$

onde

$$m = 2,6 \cdot P^{1,187} \cdot \text{anti log} \left[(-3,9 \times 10^{-5}) \cdot P - 50 \right]$$

No trabalho de Sutton e Farshad (1990) foi determinado que esta seria a correlação mais adequada para aplica a óleos abaixo da saturação do Golfo do México.

Livros Grátis

(<http://www.livrosgratis.com.br>)

Milhares de Livros para Download:

[Baixar livros de Administração](#)

[Baixar livros de Agronomia](#)

[Baixar livros de Arquitetura](#)

[Baixar livros de Artes](#)

[Baixar livros de Astronomia](#)

[Baixar livros de Biologia Geral](#)

[Baixar livros de Ciência da Computação](#)

[Baixar livros de Ciência da Informação](#)

[Baixar livros de Ciência Política](#)

[Baixar livros de Ciências da Saúde](#)

[Baixar livros de Comunicação](#)

[Baixar livros do Conselho Nacional de Educação - CNE](#)

[Baixar livros de Defesa civil](#)

[Baixar livros de Direito](#)

[Baixar livros de Direitos humanos](#)

[Baixar livros de Economia](#)

[Baixar livros de Economia Doméstica](#)

[Baixar livros de Educação](#)

[Baixar livros de Educação - Trânsito](#)

[Baixar livros de Educação Física](#)

[Baixar livros de Engenharia Aeroespacial](#)

[Baixar livros de Farmácia](#)

[Baixar livros de Filosofia](#)

[Baixar livros de Física](#)

[Baixar livros de Geociências](#)

[Baixar livros de Geografia](#)

[Baixar livros de História](#)

[Baixar livros de Línguas](#)

[Baixar livros de Literatura](#)
[Baixar livros de Literatura de Cordel](#)
[Baixar livros de Literatura Infantil](#)
[Baixar livros de Matemática](#)
[Baixar livros de Medicina](#)
[Baixar livros de Medicina Veterinária](#)
[Baixar livros de Meio Ambiente](#)
[Baixar livros de Meteorologia](#)
[Baixar Monografias e TCC](#)
[Baixar livros Multidisciplinar](#)
[Baixar livros de Música](#)
[Baixar livros de Psicologia](#)
[Baixar livros de Química](#)
[Baixar livros de Saúde Coletiva](#)
[Baixar livros de Serviço Social](#)
[Baixar livros de Sociologia](#)
[Baixar livros de Teologia](#)
[Baixar livros de Trabalho](#)
[Baixar livros de Turismo](#)