

**UNIVERSIDADE SANTA CECÍLIA**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA**  
**MESTRADO EM ENGENHARIA MECÂNICA**

**SILVIO NUNES AUGUSTO**

**SIMULAÇÃO DE ESCOAMENTO MULTIFÁSICO EM *RISER* ATRAVÉS DE UM  
MODELO MECANICISTA**

**SANTOS/SP**

**2017**

**SILVIO NUNES AUGUSTO**

**SIMULAÇÃO DE ESCOAMENTO MULTIFÁSICO EM *RISER* ATRAVÉS DE  
MODELO MECANICISTA**

Dissertação apresentada a Universidade Santa Cecília como parte dos requisitos para obtenção de título de mestre no Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, sob a orientação do Prof. Dr. Cláudio Neves Borges e Profa. Dra. Karina Tamião de Campos Roseno.

**SANTOS/SP**

**2017**

Augusto, Silvio Nunes.

Título: SIMULAÇÃO DE ESCOAMENTO MULTIFÁSICO EM RISER ATRAVÉS DE UM MODELO MECANICISTA.

Silvio Nunes Augusto - 2017.

Nº páginas  
138 p.

Orientador: Prof. Dr. Cláudio Neves Borges.

Dissertação (Mestrado): Universidade Santa Cecília, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Santos, SP, 2017.

1. Tubulação. 2. Riser. 3. escoamento Multifásico. 4. Perda de Pressão. 5. Equilíbrio de fases(Flash).

I. Borges, Cláudio Neves. II. Roseno, Karina Tamião de Campos. III. Título: Simulação de escoamento multifásico em riser através de um modelo mecanicista.

Autorizo a reprodução parcial ou total deste trabalho, por qualquer que seja o processo, exclusivamente para fins acadêmicos e científicos.

---

Assinatura

Santos \_\_\_\_\_/\_\_\_\_\_/\_\_\_\_\_

## DEDICATÓRIA

*Dedico este trabalho à minha mãe (in memoriam) pela formação e amor a mim dedicados e à minha esposa e ao meu filho pelo apoio e incentivo nesta importante etapa da minha vida.*

## AGRADECIMENTOS

Aos meus pais, Odete e José Fontão (*in memoriam*), pela demonstração e incentivo do real valor e importância da educação e por estruturarem meu alicerce, base de todas as minhas conquistas.

Às minhas avós Delfina e Alice (*in memoriam*), cujas demonstrações de carinho e apoio foram relevantes em eu atingir muitos desafios, inclusive este.

Agradeço especialmente ao meu orientador Cláudio Neves Borges, não somente por sua orientação, mas também pelo empenho, dedicação e o procedimento demonstrado no decorrer da execução deste trabalho, principalmente nos momentos de dificuldades.

A todo o corpo docente pelos conhecimentos a mim dispensados, como também o retorno de minhas dúvidas.

Ao corpo administrativo, em especial a Secretária Sandra, pela atenção, pronto atendimento de minhas solicitações, sempre pontualmente.

Aos colegas mestrandos pelo compartilhamento deste desafio.

Enfim, agradeço a todos que de forma direta ou indireta me possibilitaram realizar este trabalho.

*“A razão é o passo, a ciência o caminho,  
e o benefício da humanidade é o fim”.*

Thomas Hobbes

## RESUMO

A exploração do petróleo é uma atividade altamente lucrativa, porém, com altos riscos envolvidos. Sua exploração e processamento traduz de forma completa e radical o significado do dueto risco e recompensa. Justifica-se desta forma, a necessidade de desenvolver e executar procedimentos e tecnologias que venham mitigar os riscos inerentes e assegurar a exploração e produção seguras.

Neste contexto, este trabalho apresenta um estudo estacionário do escoamento multifásico típico que ocorre na tubulação que se estende desde um reservatório *offshore* abaixo da lamina d'água a um dado nível de pressão, e prolonga-se até a plataforma e/ ou sistemas de prospecção, denominada *riser*. Contempla cálculos e procedimentos para a determinação dos pseudocomponentes e respectivas variáveis críticas da fase líquida do petróleo, sendo os elementos da fase gasosa obtidos por cromatografia. Para a interação destas fases durante o escoamento nessa tubulação, utilizou-se o equilíbrio líquido-vapor. No que se refere ao cálculo da perda de pressão, incluiu-se correlações mais utilizadas dos modelos mecanicistas, a influência das mudanças dos padrões de fluxo em virtude da variação dos valores das propriedades físicas ao longo do escoamento, com o auxílio das fronteiras de transição inerentes aos respectivos padrões de fluxo verificados nessa tubulação.

Para tal, considerou-se um poço em seu início de vida, onde não há produção de água significativa. O modelo é estacionário, isotérmico e considera gás real através do cálculo de equilíbrio líquido-vapor ao longo de todo o comprimento do *riser*.

O resultado apresentou uma boa aproximação quando comparado a simulações realizadas com software largamente utilizados no mercado, mostrando ser como uma alternativa de uso na identificação de padrão de fluxo e determinação de perda de pressão.

Palavras Chave: Tubulação, *riser*, escoamento multifásico, perda de pressão, equilíbrio de fases (*Flash*).

## **ABSTRACT**

Oil exploration is a highly profitable activity, but with high risks involved. Its exploration and processing translates completely and radically the meaning of the risk and reward. This justifies the need to develop and implement procedures and technologies that will mitigate the inherent risks and ensure safe exploration and production.

In this context, this work presents a stationary study of the typical multiphase flow that occurs in the pipeline that extends from an offshore reservoir below the water slide to a given pressure level, and extends to the platform and / or prospecting systems, called riser. It includes calculations and procedures for the determination of the pseudocomponents and respective critical variables of the petroleum liquid phase, with the elements of the gas phase being obtained by chromatography. For the interaction of these phases during the flow in this pipe, the liquid-vapor equilibrium was used. With regard to the calculation of pressure drop, we used the most used correlations of mechanistic models, the influence of changes in flow patterns due to the variation of values of physical properties along the flow, with the help of the transitional boundaries inherent to the respective flow patterns verified in this pipe. For this, it was considered a well in its beginning of life, where there is no significant water production. The model is stationary, isothermal and considers real gas in the calculation of the liquid-vapor equilibrium along the entire length of the riser. The result presented a good approximation when compared to simulations performed with software widely used in the market, showing to be as an alternative of use in the identification of flow pattern and determination of the pressure gradient along the pipe.

Keywords: Pipe, riser, multiphase flow, pressure drop, phase equilibration (flash).

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 – Jazida da mistura de óleo e gás natural.....	21
Figura 1.2 - Sistemas de extração e produção de petróleo.....	24
Figura 2.1 – Mapa padrão de fluxo para escoamento horizontal.....	30
Figura 2.2 – Padrões de fluxos no escoamento bifásico. ....	41
Figura 2.3 – Curva característica de pontos de ebulição verdadeiros.....	45
Figura 2.4 – Curva PEV com pseudocomponentes associados.....	46
Figura 3.1 – Modelo físico e parâmetros geométricos do padrão estratificado. ....	57
Figura 3.2 – Parâmetros geométricos do padrão anular. ....	64
Figura 3.3 – Modelo físico do escoamento.....	70
Figura 3.4 – Equilíbrio: líquido–vapor.....	79
Figura 3.5 – Rotina de identificação do padrão de escoamento.....	84
Figura 3.6 – Rotina de cálculo - Perda de pressão total.....	85
Figura 3.7 – Procedimento iterativo para o cálculo de <i>flash</i> .....	86
Figura 4.1 – Esquema do sistema de produção.....	95
Figura 4.2 – Esquema de representação do equilíbrio de fases. ....	100
Figura 4.3 – Perfil de velocidade da mistura e pressão ao longo do <i>riser</i> . ....	104
Figura 4.4 – Composição da perda de pressão no <i>riser</i> .....	107
Figura 4.5 – Esquema de simulação no Aspen hysys V8.6. ....	108
Figura 4.6 – Comparação Aspen hysys x modelo apresentado: pressão no <i>riser</i> ...	110
Figura A.1 – Balanço de forças no padrão estratificado.....	121
Figura B.1 – Modelo físico do padrão intermitente. ....	125
Figura C.1 – Modelo físico do padrão anular.....	131

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1.1 – Composição elementar média do petróleo. ....	22
Tabela 1.2 – Número de isômeros no petróleo. ....	23
Tabela 1.3 – Componentes do gás natural (% em mol). ....	24
Tabela 2.1 – Resumo das correlações.....	32
Tabela 2.2 – Faixas típicas de cortes na curva de destilação PEV.....	47
Tabela 3.1 - Variáveis de estado e de composição das fases. ....	55
Tabela 3.2 – Parâmetros geométricos do escoamento.....	55
Tabela 3.3 – Resumo das transições de padrão.....	69
Tabela 4.1 - Características físico-químicas do petróleo.....	92
Tabela 4.2 - Curva de destilação de ponto de ebulição verdadeiro.....	93
Tabela 4.3 - Composição da corrente gasosa por cromatografia.....	93
Tabela 4.4 – Propriedades de caracterização do óleo. ....	96
Tabela 4.5 - Propriedades críticas do óleo.....	98
Tabela 4.6 – <i>Grid</i> das variáveis obtido no equilíbrio de fases. ....	100
Tabela 4.7 – Velocidade da mistura e pressão ao longo do <i>riser</i> .....	102
Tabela 4.8 – Perda de pressão e padrão de fluxo em cada trecho do <i>riser</i> . ....	104
Tabela 4.9 – Valores de pressão: Aspen hysys V8.6 x modelo mecanicista.....	109

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ASTM D86	–	Curva de destilação no ensaio ASTM D86, na qual a temperatura de ebulição e a quantidade extensiva do volume de destilado acumulado são representados;
(Δ ASTM)	–	Diferença de temperatura observada no ensaio ASTM D86 entre dois pontos de corte da mesma fração de derivado acima, em graus (°F);
(Δ PEV)	–	Diferença na temperatura entre dois pontos de corte de uma Especifica fração de derivado em graus (°F), verificada na curva PEV;
VGC	–	Fator de caracterização de petróleo e suas frações ( <i>Viscosity Gravity Constant</i> );
MPEM	–	Média dos pontos de ebulição médios;
<i>PEM</i>	–	Pontos de ebulição médio na curva PEV;
PEV	–	Temperatura de destilação na qual a quantidade extensiva da Curva de destilação de ponto de ebulição verdadeiro, na qual a temperatura de ebulição e a quantidade extensiva do volume de destilado acumulado são representados;
BSW	–	( <i>Basic Water and Sediment</i> ) percentagem de volume de água e sedimentos nas fases líquida e gasosa de petróleo.
RGO	–	Relação em volume de gás/óleo (gás pé <sup>3</sup> /h) – óleo (barril/h) ambos à 60 F e 14,65 psia.

## LISTA DE SÍMBOLOS

- $g$  – Aceleração da gravidade
- $h_L$  – Altura do filme de líquido no padrão estratificado
- $\theta$  – Ângulo de inclinação do tubo em graus
- $\varphi$  – Ângulo em radianos que o trecho de tubo forma com a horizontal
- $A_c$  – Área da seção transversal do tubo ocupada pelo núcleo de gás
- $A_F$  – Área da seção transversal ocupado pelo filme de líquido
- $A_G$  – Área ocupada pela fase gasosa na da seção transversal do tubo
- $A_L$  – Área ocupada pela fase líquida na da seção transversal do tubo
- $A_T$  – Área total interna da seção transversal do tubo
- $f_i^G$  – Coeficiente de fugacidade do componente “i” na fase gasosa
- $f_i^L$  – Coeficiente de fugacidade do componente “i” na fase líquida
- $S_L$  – Comprimento circunferencial na seção transversal ocupado pela fase líquida
- $S_G$  – Comprimento circunferencial na secção transversal ocupado pela fase gasosa
- $S_i$  – Comprimento da interface líquido - gás na secção transversal
- $L_F$  – Comprimento da região da célula intermitente referente ao filme de líquido
- $L_S$  – Comprimento da região da célula intermitente referente ao *slug* (golfadas)
- $L$  – Comprimento linear do trecho de tubo em m
- $L_U$  – Comprimento total da célula unitária intermitente
- $SG_{\text{óleo}}$  – Densidade à 60/60 °F do óleo
- API – Densidade utilizada para a medição do óleo cru e suas frações
- $d_{CD}$  – Diâmetro crítico de uma bolha, onde começa a sua deformação e coalescência
- $d\tilde{h}_G$  – Diâmetro hidráulico adimensional da fase gasosa
- $d\tilde{h}_F$  – Diâmetro hidráulico adimensional da fase líquida

- $dh_F$  – Diâmetro hidráulico correspondente ao filme de líquido
- $dh_C$  – Diâmetro hidráulico do núcleo de gás (Core) – Padrão de fluxo anular
- $d$  – Diâmetro interno do tubo em metro
- $d_m$  – Diâmetro máximo estável para bolhas dispersas
- $\delta_L$  – Espessura do filme de líquido no padrão de fluxo anular
- $W_i$  – Fator acêntrico de um determinado pseudocomponente “i”
- $b_i(T)$  – Fator covolume de van der Waals da espécie “i” na temperatura T
- $K_w$  – Fator de caracterização de Watson
- $Z^G$  – Fator de compressibilidade da fase gasosa
- $Z^L$  – Fator de compressibilidade da fase líquida
- $Z$  – Fator de compressibilidade;
- $b_i(T_{crit})$  – Fator de co-volume de van der Waals da espécie “i” no ponto crítico
- $b_m$  – Fator de co-volume de van der Waals da mistura
- $a(T)_i$  – Fator de interação intermolecular da espécie “i” na temperatura T
- $\alpha(T)_i$  – Fator que representa a contribuição do fator acêntrico da substância “i” na equação de estado de Peng e Robinson
- $a(T_{crit})_i$  – Fatores de interação intermolecular da espécie “i” no ponto crítico
- $a_m$  – Fatores de interação intermolecular de uma mistura
- $j_G$  – Fluxo da fase gasosa por unidade de área, através de uma superfície movendo-se à velocidade do centro do volume de escoamento  $v_M$
- $j_L$  – Fluxo da fase líquida por unidade de área, através de uma superfície movendo-se à velocidade do centro do volume de escoamento  $v_M$
- $G_G$  – Fluxo de massa da fase gasosa
- $G_L$  – Fluxo de massa da fase líquida
- $G_T$  – Fluxo de massa total
- $m_L$  – Fluxo mássico (Vazão mássica) da fase líquida
- $m_G$  – Fluxo mássico (Vazão mássica) fase gasosa
- $m$  – Fluxo mássico total

- $q_G$  – Fluxo volumétrico da fase gasosa
- $q_L$  – Fluxo volumétrico da fase líquida
- $q$  – Fluxo volumétrico médio total
- $\alpha$  – Fração de vazio (adimensional)
- $x_i$  – Fração molar da espécie “i” na Fase Líquida
- $y_i$  – Fração molar da espécie “i” na fase gasosa
- $f_i^G$  – Fugacidade da espécie “i” na fase gasosa
- $f_i^L$  – Fugacidade da espécie “i” na fase líquida
- $H_L$  – *Holdup* de líquido
- $\lambda_L$  – *Holdup* na condição de não há escorregamento no escoamento
- $\rho_{\text{água}}$  – Massa específica da água a 1,0 atm (14,6959 psia) e 15,6°C (60°F)
- $\rho_G$  – Massa específica da fase gasosa
- $\rho_L$  – Massa específica da fase líquida
- $\rho_{pi}$  – Massa específica de um pseudocomponente “i”
- $\rho_C$  – Massa específica do núcleo de gás com gotículas da fase líquida
- $\rho_{\text{ólec}}$  – Massa específica do óleo cru e frações a 1,0 atm e 60°F
- $\rho_{15}$  – Massa específica do óleo cru e suas frações a 15°C
- $\rho_M$  – Massa específica média da mistura (líquido – gasosa)
- $PM_i$  – Massa molecular do pseudocomponente “i”
- $(PE)_i$  – Ponto de ebulição do pseudocomponente “i”
- $P_P$  – Pressão da mistura em um ponto P
- $P_{\text{Bolha}}$  – Pressão da mistura no ponto de bolha
- $P_{\text{orvalho}}$  – Pressão da mistura no ponto de orvalho
- $P_i^{\text{Sat}}$  – Pressão de saturação da espécie i na temperatura T
- $(P_i^G)_P$  – Pressão do componente “i” na fase gasosa em um ponto
- $(P_i^L)_P$  – Pressão do componente “i” na fase líquida em um ponto
- $P_i$  – Pressão na qual a temperatura de ebulição é determinada

- $(P_{crit})_i$  – Pressão pseudocrítica do pseudocomponente “i”  
 $P_{r,i}$  – Pressão reduzida do pseudocomponente “i”  
 $C_G$  – Relação massa da fase gasosa pela massa total, em um volume  
 $\beta$  – Fração molar vaporizada  
 $C_L$  – Relação massa da fase líquida pela massa total, em um volume  
 $\varepsilon$  – Rugosidade superficial do tubo  
 $T_P$  – Temperatura da mistura em um ponto “P”  
 $T_X$  – Temperatura de ebulição, para uma determinada fração x de volume destilado, obtida do ensaio ASTM D86  
 $(T_i^G)_P$  – Temperatura do componente “i” na fase gasosa num determinado ponto  
 $(T_i^L)_P$  – Temperatura do componente “i” na fase líquida num determinado ponto  
 $(PE)_{Ri}$  – Temperatura do ponto de ebulição do pseudocomponente reduzida  
 $(T_{crit})_i$  – Temperatura pseudocrítica do pseudocomponente “i”  
 $\tau_{WL}$  – Tensão de cisalhamento entre a parede do tubo e o filme de líquido;  
 $\tau_F$  – Tensão de cisalhamento entre o filme de líquido e o tubo na região da bolha de Taylor  
 $\tau_G$  – Tensão de cisalhamento entre o gás e tubo na região da bolha de Taylor  
 $\tau_S$  – Tensão de cisalhamento entre o líquido e o tubo na região do *slug* (golfadas)  
 $\tau_i$  – Tensão de cisalhamento interfacial entre os fluídos em escoamento;  
 $\sigma$  – Tensão superficial  
 $V_{DG}$  – Velocidade *drift* da fase gasosa  
 $v_{DL}$  – Velocidade *drift* da fase líquida  
 $V_{DFC}$  – Velocidade da fase gasosa em relação a uma superfície movendo-se à velocidade do centro de massa  $G_T$   
 $v_{DFL}$  – Velocidade da fase líquida em relação a uma superfície movendo-se à velocidade do centro de massa  $G_T$   
 $V_{Slip}$  – Velocidade de escorregamento entre as fases no escoamento

- $V_G$  – Velocidade efetiva da fase gasosa no escoamento
- $v_L$  – Velocidade efetiva da fase líquida no escoamento
- $v_M$  – Velocidade média da mistura (fase líquida + gasosa)
- $V_{SL}$  – Velocidade superficial da fase líquida
- $V_{SG}$  – Velocidade superficial fase gasosa
- $\nu_{100}$  – Viscosidade cinemática em (cSt) a 100°C
- $\nu_{40}$  – Viscosidade cinemática em (cSt) a 40°C
- $\nu(T)_i$  – Viscosidade cinemática na temperatura considerada T
- $\mu_M$  – Viscosidade dinâmica da mistura (fase líquida + gasosa)
- $\mu_G$  – Viscosidade dinâmica do gás
- $\mu_L$  – Viscosidade dinâmica do líquido
- $\mu_C$  – Viscosidade dinâmica do núcleo de gás com gotículas da fase líquida
- $V_{c_i}$  – Volume crítico molar do pseudocomponente “i”

## SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	21
1.1. Motivação.....	21
1.2. Justificativa.....	25
1.3. Objetivo.....	26
1.4. Organização da Dissertação.....	26
1.5. Observações.....	27
2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	28
2.1 Escoamento bifásico: o estado da arte.....	28
2.2 Fundamentos do escoamento bifásico.....	33
2.2.1 Definição das variáveis físicas do escoamento bifásico.....	33
2.2.2 Padrões de fluxo em escoamento bifásico.....	40
2.2.3 Identificação dos padrões de fluxo.....	43
2.3 Petróleo.....	43
2.3.1 Densidade.....	44
2.3.2 Curva característica dos pontos de ebulição verdadeiros – PEV.....	45
2.3.3 Propriedades físicas dos pseudocomponentes.....	48
2.4 Teor de água.....	51
2.5 Considerações finais.....	52
3. MATERIAIS E MÉTODOS.....	54
3.1 Cálculo da perda de pressão: regime permanente.....	54
3.2 Determinação do padrão de fluxo.....	56
3.2.1 Fronteira de transição A: padrão estratificado para o não estratificado.....	56
3.2.2 Fronteira de transição L: padrão estratificado para padrão anular.....	59
3.2.3 Fronteiras de transição C e K: padrão estratificado suave ou ondulado.....	59
3.2.4 Fronteira de transição F-G: padrão intermitente para a bolha-dispersa.....	60
3.2.5 Fronteira de transição J: padrão anular para o intermitente.....	64
3.2.6 Fronteira de transição E: padrão bolha para o intermitente.....	68
3.3 Perda de carga total no escoamento bifásico.....	69
3.3.1 Cálculo da perda de pressão devido ao atrito e a gravidade no regime permanente, através do modelo mecanicista.....	72
3.3.2 O cálculo da perda de pressão por aceleração.....	74



- C. Padrão anular - Perda de pressão devido ao atrito e a gravidade ..... 131
- D. Padrão disperso-bolhas - Perda de pressão devido ao atrito e a gravidade... 136



O óleo é constituído por uma mistura de compostos orgânicos, constituídos por hidrogênio e carbono, denominados hidrocarbonetos e elementos considerados impurezas que permeiam seu interior, podendo aparecer em toda a sua faixa de ebulição, porém tendem a se concentrar nas mais pesadas (THOMAS et al., 2004). Os hidrocarbonetos constituintes apresentam uma composição elementar conforme a Tabela 1.1.

Tabela 1.1 – Composição elementar média do petróleo.

Elemento	Composição, %massa
Carbono	83,0 – 87,0
Hidrogênio	11,0 – 14,0
Enxofre	0,06 – 6,0
Nitrogênio	0,10 – 2,0
Oxigênio	0,05 – 1,5
Metais (Fe, Ni, V, etc.)	0,30

Fonte: (THOMAS et al., 2004; SPEIGHT, 2001).

Pela natureza complexa do processo, o petróleo é teoricamente impossível de separar em componentes individuais devido ao número possível de isômeros para a mesma quantidade de átomos de carbono individuais. Na Tabela 1.2 é ilustrado o numero potencial de isômeros dentro da família de alcanos. Quando outros tipos de compostos são incluídos, tais como: derivados aromáticos e derivados com heteroátomos, o número potencial de compostos no petróleo torná-se astronômico.

Os reservatórios apresentam, não apenas óleo e gás natural, mas também água, sedimentos (areia, impurezas sólidas do terreno geológico) e sais, produzidos concomitantemente. Assim, na extração dessa mistura, tais agregados constituem impurezas a ser removida, posteriormente no processamento primário (KUNERT, 2007). No processo de formação do petróleo nenhuma destas fases é produzida isoladamente. Neste contexto, a água se faz presente no reservatório natural de três formas: na forma livre, dissolvida ou emulsionada como gotículas no óleo e no gás.

Tipicamente, o gás natural é uma mistura de hidrocarboneto, cuja composição abrange desde o metano até o n-hexano (THOMAS et al., 2004). Dentro desse

processo de formação, o gás natural encontra-se na forma livre ou associado ao óleo, como também, se observa a presença de traços deste na forma de água livre e dissolvida na forma de vapor, no reservatório. Contém pequenas quantidades de diluentes e contaminantes, tendo sua composição descrita na Tabela 1.3.

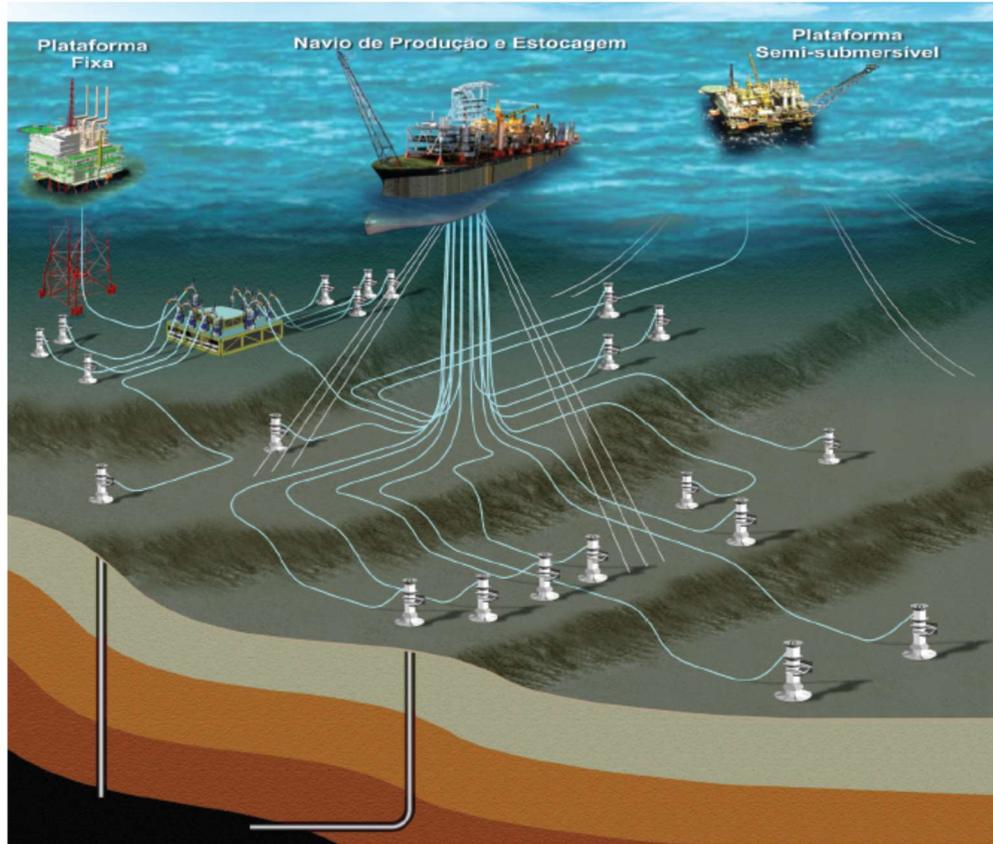
Tabela 1.2 – Número de isômeros no petróleo.

Número de átomos de carbono	Temperatura normal de ebulição, °C	Número de isômeros
5	36	3
8	126	18
10	174	75
12	216	355
15	271	4347
20	344	$3,66 \cdot 10^5$
25	402	$3,68 \cdot 10^7$
30	450	$4,11 \cdot 10^9$
35	489	$4,93 \cdot 10^{11}$
40	525	$6,25 \cdot 10^{13}$
45	550	$8,22 \cdot 10^{15}$
60	615	$2,21 \cdot 10^{22}$
80	672	$1,06 \cdot 10^{31}$
100	708	$5,92 \cdot 10^{39}$

Fonte: (SPEIGHT, 2007).

Num reservatório quando a predominância é de óleo o reservatório é denominado de petróleo, do contrário, na preponderância do gás o reservatório é dito de gás. A extração de petróleo e gás natural em reservatórios *offshore*, cada vez mais profundos, implica num desafio tecnológico nessa nova fronteira, entre as quais a garantia do escoamento é um dos assuntos a ser explorado (MORAIS, 2013).





Fonte: (MORAIS, 2013).

## 1.2. Justificativa

O escoamento de petróleo a partir de uma reserva *offshore* a um dado nível de pressão, verifica-se através de um duto denominado *riser*, que se estende desde o reservatório abaixo da lamina d'água, até a plataforma e/ ou sistemas de prospecção. Neste trajeto o escoamento é caracterizado pelo fluxo simultâneo de substâncias (fluidos), com propriedades diferentes, no qual as mesmas se apresentam em duas fases. Uma gasosa e outra líquida, porém ambas respectivamente caracterizadas pelas suas variáveis de estado e pelas suas variáveis de composição. Logo, ao alcançar a plataforma de produção, este deverá sofrer operações de cunho primário, tomando-se por base o destino e finalidade à que o mesmo será direcionado. Dentre tais operações e até mesmo por requisitos de controle e manutenção da prospecção propriamente dita, existe a necessidade de se prever o nível de pressão com que a mistura (petróleo) alcançará a superfície. Sendo assim, a determinação do gradiente

de pressão da mistura de petróleo e gás ao longo do *riser* constitui-se um desafio a ser enfrentado.

### **1.3. Objetivo**

O objetivo geral deste trabalho é fornecer as orientações necessárias sobre como proceder em um estudo estacionário típico de escoamento bifásico em um *riser*, apresentando os modelos e correlações mais utilizados, incluindo cálculos de propriedades para pseudocomponentes e equilíbrio líquido-vapor. Além disso, promover a determinação dos padrões de escoamento de acordo com as fronteiras de transição para os respectivos padrões de fluxo, necessários para o cálculo do gradiente de pressão ao longo dessa tubulação. Para tanto, a simulação do escoamento se verifica através de modelos mecanicistas, a partir da cabeça do poço, analisando os trechos horizontais e verticais desse *riser* dentro de um sistema de extração e produção de petróleo. É considerado um poço em seu início de vida, onde não há produção de água significativa. O modelo é estacionário, isotérmico e considera gás real através do cálculo de equilíbrio líquido-vapor ao longo do comprimento. As restrições de garantia de escoamento são implementadas na simulação.

### **1.4. Organização da Dissertação**

A apresentação desta dissertação é dividida em capítulos, a saber:

Na introdução são mencionadas as razões pelo qual este trabalho foi motivado, além da sua justificativa e objetivo específico para o qual se destina.

No capítulo 2 é feita a fundamentação teórica necessária para compreensão do escoamento multifásico, enfatizando os fatores importantes como os tipos de padrão de escoamento. Uma breve caracterização da mistura que constituem o petróleo, determinação de seus pseudocomponentes e respectivas propriedades físico-químicas necessárias aos propósitos dos cálculos de equilíbrio líquido-vapor.

No capítulo 3 é apresentada a construção do modelo matemático e a metodologia proposta, utilizadas na determinação do padrão de escoamento e nos cálculos de perda de carga, envolvendo condições de equilíbrio líquido-vapor.

No capítulo 4, os resultados e discussões da predição do modelo em comparação com a comparação da simulação com *software* comercial.

No capítulo 5, apresenta a conclusão geral do trabalho. Neste capítulo, também são apresentadas as sugestões para trabalhos posteriores.

Por fim, as referências, apêndices e anexos são apresentadas no final do trabalho.

### **1.5. Observações**

A redação deste trabalho será em português, porém na área de óleo e gás existem diversos termos específicos, cuja expressão será mantida no idioma inglês, por serem expressões corriqueiramente utilizadas nesta área. Desta maneira, termos como *holdup*, *riser* são mantidos em inglês durante a escrita deste texto. Outros termos típicos são apresentados em português, mas terão sua denominação original em inglês citada entre parênteses.

## 2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

O escoamento de óleo, água, gás e sedimentos é conhecido como fluxo multifásico. Quando o óleo e água são tratados como um líquido combinado com propriedades médias, tem-se um modelo bifásico de escoamento, onde uma das fases é gasosa e a outra líquida. Isto é aceitável para baixa quantidade de água, pois tem pouco efeito sobre o desenvolvimento do fluxo (BAI e BAI, 2016).

Em situações de baixa velocidade, não há considerável escorregamento entre as fases óleo e água. Como resultado, a água tende a se acumular nos pontos baixos da tubulação. Isso leva a acumulações locais elevadas de água, criando um potencial para formação de golfadas de água nas linhas de produção.

No escoamento multifásico, a mistura pode apresentar uma distribuição qualquer entre as fases, até mesmo caótica. Isto aumenta a complexidade nos cálculos de previsão de seu comportamento por diversos fatores predominante nesse tipo de escoamento, tais como: parâmetros geométricos, propriedades do fluido, razão entre as fases e parâmetros de processo (ANDREOLLI, 2016).

Neste capítulo, tem por finalidade os métodos para previsão dos padrões de fluxo e estimar o gradiente de pressão ao longo de dutos de produção. Além disso, é apresentado uma metodologia de caracterizar o óleo em pseudocomponentes a partir da curva de destilação de ponto de ebulição verdadeiro e densidade.

### 2.1 Escoamento bifásico: o estado da arte

Muitas pesquisas sobre o escoamento bifásico foram realizadas desde o início dos anos 1950. O comportamento do escoamento bifásico é muito mais complexo comparado ao monofásico e inclui a interação entre muitas variáveis, sendo inicialmente desenvolvidos sem a configuração do padrão de fluxo estabelecido. Neste caso, foram criados os modelos do tipo “caixa preta”, onde o escoamento bifásico foi tratado com ferramentas desenvolvidas para o escoamento monofásico. Com o desenvolvimento dos estudos, vários pesquisadores exploraram o desenvolvimento de modelos para o escoamento bifásico, sendo que os quatros tipos mais relevantes de modelos aplicáveis a sistemas de escoamento bifásico (SHOHAM, 2006), os que seguem:

a) Modelos homogêneos sem escorregamento entre as fases: a mistura de duas fases é tratada como um fluxo monofásico (pseudofase), onde a velocidade e propriedades são obtidas a partir de uma média das propriedades individuais dos fluidos constituintes sem escorregamento;

b) Modelos separados: é assumido que cada fase flui independente da outra;

c) Modelos de análise por similaridade: esse modelo produz uma solução generalizada através de grupos adimensionais, envolvendo variáveis físicas e geométricas que controlam um dado sistema de fluxo;

d) Modelo de análise *drift flux*: é tratado como escoamento de uma mistura homogênea, porém permite o escorregamento entre a fase líquida e a gasosa.

Inicialmente, esses modelos foram obtidos através do desenvolvimento de correlações empíricas a partir de dados experimentais e teste de campo. A sua aplicação era restrita às faixas de diâmetros, vazões e propriedades de fluidos estudados no ajuste do modelo. Entretanto, eles têm como vantagem a possibilidade de serem aplicados, independente do conhecimento do padrão de escoamento (BRILL e MUKHERJEE, 1999; FALCONE *et al.*, 2009).

(LOCKHART e MARTINELLI, 1949) foram os primeiros pesquisadores que propuseram uma correlação para determinar a perda de pressão por atrito em escoamento bifásico em tubulação horizontal em aplicações de processo. A partir da razão entre as perdas de pressão da fase líquida e da gasosa, calculada para velocidades superficiais, obtém-se o parâmetro X (parâmetro de Lockhart-Martinelli). Posteriormente, foi constatado que a correlação de Lockhart e Martinelli gera bons resultados para o regime laminar, porém superestima a perda de carga em regimes turbulentos.

Na Figura 2.1, é apresentado um mapa clássico de padrão de escoamento proposto por (BAKER, 1954) que caracteriza as transições entre padrões de duas fases em escoamento adiabático horizontal.

Entre 1960 e 1970, foram desenvolvidas algumas correlações empíricas (DUNS e ROS, 1963; FANCHER *et al.*, 1963; HAGEDORN e BROWN, 1965; ORKISZEWSKI, 1967), onde o fluido foi tratado como uma mistura homogênea. Além disso, alguns pesquisadores observaram mapas padrões de fluxo em duas fases e escorregamento entre as fases. Considerando o estado estacionário, a equação de queda de pressão foi desenvolvida com base na conservação da quantidade de movimento e de massa aplicadas às misturas homogêneas. Outros pesquisadores usaram um fator

multiplicativo empírico para determinar a perda de pressão por atrito resultante da presença da segunda fase, obtido a partir das fases individuais.

Figura 2.1 – Mapa padrão de fluxo para escoamento horizontal.



Fonte: (BAKER, 1954).

A partir de 1970, surgiram os modelos analíticos para determinação do padrão de fluxo estabelecido em sistemas com escoamento bifásicos, onde estes modelos foram baseados nas leis e fenômenos físicos que descrevem a dinâmica do escoamento de cada fluido. Também foram incluídos a compreensão dos fenômenos de transição de padrão de fluxo, sua influência nos aspectos mecânicos e termodinâmicos do escoamento. Além disso, a seleção do padrão de fluxo foi bem sucedida, mas o cálculo de escoamento em tubos inclinados era bastante sensíveis ao ângulo de inclinação e outros parâmetros. Alguns trabalhos publicados neste período de tempo abordaram o escoamento bifásico vertical (AZIZ *et al.*, 1972; BEGGS e BRILL, 1973; CHIERICI *et al.*, 1974).

(BEGGS e BRILL, 1973) desenvolveram correlações empíricas para cálculo de perda de carga ao longo de tubulações orientada em qualquer inclinação. Essas correlações foram obtidas em escoamento bifásico ar-água numa rede de tubulações acrílicas com diâmetros de 2,54 e 3,81 cm e comprimentos de 28 m. As correlações

são válidas para todos os padrões de fluxo com escoamento ascendente ou descendente e inclinações.

As duas publicações clássicas em escoamento bifásico em tubos horizontais foram de (DUKLER e HUBBARD, 1975) e (TAITEL e DUKLER, 1976), que mostram claramente os modelos mecanicistas para o regime *slug* e a previsão do padrão de fluxo disponíveis. Ao longo do tempo, os métodos modificados de Hagedorn e Brown permaneceram recomendáveis para determinar a perda de pressão em tubos verticais até os anos 90 (ANSARI *et al.*, 1994; HASAN e KABIR, 2002).

Na década de 80, o desenvolvimento do computador pessoal, proporcionou maior disponibilidade de ferramentas práticas para os engenheiros de petróleo, juntamente com correlações empíricas utilizadas para calcular a queda de pressão. Os métodos de integração numérica do gradiente de pressão ao longo da tubulação foram bem compreendidos, sendo amplamente utilizados para determinar queda de pressão ou vazões dos poços e tubulações. Os desafios da indústria petrolífera nessa década exigiram uma compreensão profunda da tecnologia de escoamento multifásico, sendo o período de modelagem.

Para compreender melhor o escoamento multifásico nas tubulações, os pesquisadores identificaram a necessidade de uma abordagem experimental e teórica combinada. Foram construídas instalações de teste sofisticadas com diversos instrumentos para medir variáveis e sistema de aquisição de dados. A análise dos dados proporcionou a compreensão do comportamento do escoamento multifásico. Esse entendimento foi incorporado nos modelos mecanicista para melhor descrever os fenômenos físicos.

Uma melhoria importante nos modelos mecanicistas em estado estacionário foi prever transições de padrão de fluxo para todos os ângulos de inclinação. Isso contribuiu para o aperfeiçoamento dos modelos de cada um dos padrões de fluxo, incluindo a possibilidade de vincular os vários modelos através de critérios de transição de padrão de fluxo unificado. (OZON *et al.*, 1987), (XIAO *et al.*, 1990), (ANSARI *et al.*, 1994) publicaram modelos mecanicistas abrangentes, usando banco de dados de campo para confirmar a maior precisão de sua abordagem de modelagem em relação às correlações empíricas.

(TAITEL e BARNEA, 1990) desenvolveram um modelo estacionário bifásico para escoamento intermitente a partir de um balanço de momento numa unidade de *slug* e de uma série de correlações empíricas para a geometria do *slug*.

Através de simulações estocásticas e usando um modelo simplificado, (BARNEA e TAITEL 1993) analisaram o comportamento do comprimento de *slugs*. A metodologia estocástica descreve as perturbações randômicas nas condições de contorno de *holdup*, permitindo analisar estatisticamente a geometria dos *slugs* ao longo do escoamento.

Os avanços da área da computação na década de 90, proporcionaram o uso de técnicas de modelagem mais sofisticadas e com soluções numéricas rápidas. Antes os fenômenos de escoamento eram simplificados para problemas unidimensionais (1D) e no máximo em duas dimensões (2D) por limitação em capacidade de processamento de dados.

Na Tabela 2.1, é apresentado um resumo das correlações e suas características de aplicações.

Tabela 2.1 – Resumo das correlações.

<b>Correlação</b>	<b>Ano</b>	<b>Tipo</b>	<b>Aplicação</b>
Duns e Ross	1963	Empírica	Vertical
Hagedorn e Brown	1965	Empírica	Vertical (sem escorregamento)
Aziz e Govier	1972	Mecanicista	Vertical
Beggs e Brill	1973	Empírica	Todas
Dukler	1980	Mecanicista	Vertical
Artep <sup>(1)</sup>	1988	Mecanicista	Todas direções
Pelatas e Aziz	1996	Mecanicista	Todas direções
Kaya <i>et al.</i>	2001	Mecanicista	Todas direções
Stanford <i>drift flux</i>	2004	Mecanicista	Inclinação 88°, máxima

(1) Ferschneider, Ozon e Duchet-Suchaux.

## 2.2 Fundamentos do escoamento bifásico

O escoamento bifásico é caracterizado pelo fluxo simultâneo de uma ou mais substâncias (fluidos), com propriedades diferentes, no qual as mesmas se apresentam em mais de uma fase. O escoamento transcorre simultaneamente com tais substâncias se apresentando com formas e composição distintas, porém cada qual completamente caracterizada pelas suas variáveis de estado e pelas suas variáveis de composição, ou seja, cada qual como uma porção de uma determinada matéria que possui as mesmas propriedades.

Logo, o estudo do escoamento bifásico prevê não apenas o estudo das variáveis físicas individuais de suas correntes de fluxo, mas também a classificação e a definição do padrão por intermédio do qual se verificará o escoamento no interior do conduto. Tal estudo envolve um elevado grau de complexidade, sendo que vários estudos foram realizados no intuito de desenvolver correlações empíricas e modelos mecanicistas, que quando aplicadas a este tipo de escoamento são capazes de prever o perfil de pressão e os regimes de fluxo ao longo das linhas de escoamento.

O estado da arte atual do escoamento bifásico na indústria prevê a utilização de dados empíricos e aproximações por modelagem do fenômeno. Os dados empíricos são ainda utilizados para propósitos de projeto, entretanto toda corrente de pesquisa está sendo conduzida por aproximações por modelagem do fenômeno. Assim tais aplicações são determinadas e executadas a partir de agrupamentos adimensionais complexos, envolvendo variáveis físicas, objetivando não somente a classificação e definição dos padrões de escoamento, como também a interpretação do fenômeno a partir do exposto nos subtópicos que seguem (SHOHAM, 2006).

### 2.2.1 Definição das variáveis físicas do escoamento bifásico

Esta seção tem a finalidade de abordar algumas propriedades importantes que devem ser entendidas antes de se adaptar a equação de gradiente de pressão para condições de fluxo bifásico.

a) Vazão mássica (*Mass flow rate*):

A vazão mássica representa massa por unidade de tempo da fase líquida ( $m_L$ ) e da gasosa ( $m_G$ ) presente no escoamento bifásico, respectivamente. A vazão mássica total do escoamento ( $m_T$ ) é dada pela equação (2.1).

$$m_T = m_L + m_G \quad (2.1)$$

b) Vazão volumétrica (*Volumetric flow rate*):

A vazão volumétrica representa o volume por unidade de tempo da fase líquida ( $q_L$ ) e da gasosa ( $q_G$ ) presente no escoamento bifásico. A vazão volumétrica total do escoamento ( $q_T$ ) é dada pela equação (2.2).

$$q_T = q_L + q_G \quad (2.2)$$

c) Inventário de líquido (*Liquid holdup*):

A ocorrência da fase gasosa simultaneamente com a fase líquida no escoamento bifásico, define *holdup* e este termo define-se como a relação do volume de um segmento de tubo ocupado por líquido e o volume total de escoamento num certo tempo. Isto é definida pela equação (2.3) **Fonte bibliográfica inválida especificada..**

$$H_L = \frac{\int \int H_L(r,t) \cdot dr \cdot dt}{\int dr \int dt} \quad (2.3)$$

O *holdup* do líquido é uma fração que varia de zero (fluxo de gás somente) a um (fluxo líquido somente). O método mais comum para medir o *holdup* do líquido é isolar um segmento do fluxo entre válvulas de fechamento rápido e medir o líquido fisicamente capturado. O restante do segmento desse elemento é ocupado pela fase gasosa, sendo chamado de *holdup* da fase gasosa.

d) Fração de vazio (*Void fraction*):

A fração de vazio corresponde ao conteúdo da fase gasosa no escoamento, sendo especificado através de várias definições geométricas, tais como: a fração de vazio do local, corda, seção transversal ou volumétrica. São definidas conforme apresentado respectivamente pelas equações (2.4), (2.5), (2.6) e (2.7).

$$\alpha_{\text{Local}} = \frac{1}{t} \int P_K(r, t) dt \quad (2.4)$$

A fração de vazio da seção transversal ( $\alpha_{\text{CS}}$ ) é baseada na área ocupada pela fase líquida e gasosa. Isto representa a fração da seção transversal ocupada pela fase gasosa, sendo definida pelas equações (2.5) e (2.6).

$$\alpha_c = \frac{L_G}{L_G + L_L} \quad (2.5)$$

$$\alpha_{\text{CS}} = \frac{A_G}{A_G + A_L} \quad (2.6)$$

A fração de vazio volumétrica ( $\epsilon_{\text{vol}}$ ) é baseada no volume ocupado pela fase líquida e gasosa, representada a fração do volume ocupado pela fase gasosa em relação ao volume total disponível para escoamento. Isto é dada pela equação (2.7).

$$\epsilon_{\text{vol}} = \frac{V_G}{V_G + V_L} \quad (2.7)$$

Como o *holdup* de gás ( $H_G$ ) é igual à fração de vazio volumétrica ( $\alpha_{\text{VOL}}$ ), logo, por consequência temos a equação (2.8).

$$\alpha_{\text{VOL}} + H_L = 1 \quad (2.8)$$

e) Velocidades superficiais (*Superficial velocities*):

A velocidade superficial é a velocidade que ocorreria se cada fase escoasse sozinha dentro do elemento da seção transversal, sendo as mesmas calculadas pelas equações (2.9) e (2.10).

$$v_{SL} = \frac{q_L}{A_T} \quad (2.9)$$

$$v_{SG} = \frac{q_G}{A_T} \quad (2.10)$$

f) Velocidades da mistura (*Mixture velocity*):

A velocidade da mistura é a relação da soma da vazão volumétrica de todas as fases (gasosa e líquida) pela área total da seção transversal de escoamento conforme definida pela equação (2.11). É referenciado como a velocidade do centro do volume de escoamento.

$$v_M = \frac{q_L + q_G}{A_T} = v_{SL} + v_{SG} \quad (2.11)$$

g) Fluxo mássico (*Mass flux*) de cada fase:

O fluxo mássico consiste na relação entre a respectiva vazão mássica de cada fase e a área total da seção transversal de escoamento definida pelas equações (2.12) e (2.13). Analogamente, é definido o fluxo de massa total conforme a equação (2.14).

$$G_L = \frac{m_L}{A_T} \quad (2.12)$$

$$G_G = \frac{m_G}{A_T} \quad (2.13)$$

$$G_T = \frac{m_L + m_G}{A_T} = G_L + G_G \quad (2.14)$$

h) Velocidades reais das fases (*Actual velocities*):

São as velocidades que cada fase efetivamente desenvolve no escoamento. São definidas a partir da premissa de que cada fase ocupa apenas uma fração da área transversal dentro do elemento de escoamento. Assim, a partir de suas respectivas definições e com o auxílio das equações (2.6) e (2.8), são obtidas as equações (2.15) e (2.16), demonstrando não apenas suas definições, mas também as inter-relações com outras variáveis físicas do escoamento bifásico.

$$v_L = \frac{q_L}{A_L} = \frac{q_L}{A_T \cdot (1 - \alpha_{CS})} = \frac{v_{SL}}{A_T \cdot (1 - \alpha_{CS})} = \frac{v_{SL}}{H_L} \quad (2.15)$$

$$v_G = \frac{q_G}{A_G} = \frac{q_G}{A_T \cdot \alpha_{CS}} = \frac{v_{SG}}{\alpha_{CS}} = \frac{v_{SG}}{1 - H_L} \quad (2.16)$$

i) Velocidade de escorregamento (*Slip velocity*):

A velocidade de escorregamento representa a velocidade relativa entre as duas fases no escoamento, sendo definida pela equação (2.17).

$$v_{SLIP} = v_G - v_L = \frac{v_{SG}}{1 - H_L} - \frac{v_{SL}}{H_L} \quad (2.17)$$

Para uma condição de escoamento onde não há escorregamento entre as fases ( $v_{SLIP} = 0$ ), tem ( $v_G = v_L$ ) e o *holdup* nesta condição pode ser calculado através da equação (2.18).

$$\lambda_L = \frac{v_{SL}}{v_{SL} + v_{SG}} = \frac{v_{SL}}{v_M} \quad (2.18)$$

j) Velocidade “drift” (*Drift velocities*) das fases:

A velocidade de deslizamento de uma fase representa a velocidade relativa da respectiva fase em relação a uma superfície (referencial), movendo-se numa velocidade igual à velocidade do centro do volume de escoamento. A determinação das velocidades *drift* para a fase líquida e gasosa são obtidas através as equações (2.19) e (2.20).

$$V_{DL} = V_L - V_M \quad (2.19)$$

$$V_{DG} = V_G - V_M \quad (2.20)$$

k) Fluxo “drift” (*Drift flux*):

Representa a fluxo de uma respectiva fase, por unidade de área, através de uma superfície que move à velocidade do centro do volume de escoamento como definido pelas equações (2.21) e (2.22).

$$J_L = H_L \cdot (v_L - v_M) \quad (2.21)$$

$$J_G = (1 - H_L) \cdot (v_G - v_M) \quad (2.22)$$

l) Velocidade de difusão (*Diffusion velocities*):

A velocidade de difusão é a velocidade de uma fase determinada em relação a uma superfície movendo-se a velocidade do centro de massa, calculada ( $G_T$ ) pelas equações (2.23) e (2.24).

$$V_{DFL} = v_L - \frac{G_T}{\rho_M} \quad (2.23)$$

$$V_{DFG} = v_G - \frac{G_T}{\rho_M} \quad (2.24)$$

m) Qualidade (*Quality*):

É a relação entre a vazão mássica da fase gasosa e a vazão mássica total conforme descrito na equação (2.25).

$$\beta = \frac{m_G}{m_L + m_G} = \frac{m_G}{m_T} \quad (2.25)$$

n) Concentração mássica (*Mass concentration*):

É a relação da massa de uma respectiva fase contida num determinado volume como definidos nas equações (2.26) e (2.27).

$$C_L = \frac{H_L \cdot \rho_L}{\rho_M} \quad (2.26)$$

$$C_G = \frac{(1 - H_L) \cdot \rho_G}{\rho_M} \quad (2.27)$$

o) Propriedades médias da mistura:

A massa específica média ( $\rho_M$ ) e a viscosidade média ( $\mu_M$ ) da mistura são determinadas pelas equações (2.28) e (2.29), respectivamente.

$$\rho_M = \rho_L + \rho_G \cdot (1 - H_L) \quad (2.28)$$

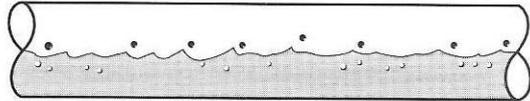
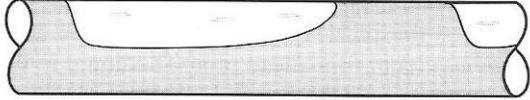
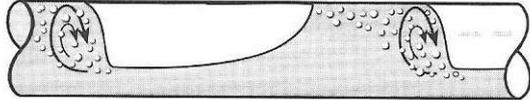
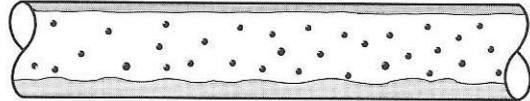
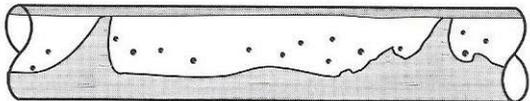
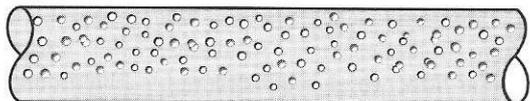
$$\mu_M = \mu_L + \mu_G \cdot (1 - H_L) \quad (2.29)$$

Quando a fase líquida contém óleo e água, a massa específica ( $\rho_L$ ) e a viscosidade ( $\mu_L$ ) e a tensão superficial ( $\sigma_L$ ) são ponderadas com base no fator de proporcionalidade entre a vazão volumétrica da fase aquosa e da fase oleosa ( $f_{WC}$ ), assumindo a condição de não escorregamento entre a água e o óleo como descrito nas equações (2.30), (2.31) e (2.32).



O fluxo estratificado (*Stratified flow*) é caracterizado pela separação das fases líquida e gasosa por gravidade, onde a fase líquida escoar pela parte inferior do tubo e a fase gasosa na superior. Esse fluxo é característico de baixas vazões de líquido e de gás, podendo ser subdividido em estratificado suave e ondulado. No fluxo estratificado suave é observado uma interface suave entre as fases. Enquanto no ondulado apresenta ondas estáveis na interface entre as fases, sendo a vazão alta da fase gasosa a responsável pelo aumento da tensão de cisalhamento entre as fases que provoca ocorrência de uma interface ondulada.

Figura 2.2 – Padrões de fluxos no escoamento bifásico.

Configuração típica do padrão:	Padrão de fluxo:	
	Estratificado suave	Estratificado
	Estratificado ondulado	
	Bolhas Alongadas	Intermitente
	Golfadas	
	Anular	Anular
	Anular ondulado	
	Disperso – bolha / Bolhas.	

Fonte: (O AUTOR).

O fluxo intermitente (*Intermittent flow*) é caracterizado pela alternância do fluxo de porções da fase líquida que é separada por bolsões (bolhas) da fase gasosa. Decorre da elevação da vazão da fase gasosa, que se sobrepõe ao fluxo da fase líquida mais lentamente à frente. Inicialmente, o fluxo líquido intermitente apresenta uma onda que alcança toda a seção reta do duto de escoamento e se denomina intermitente de bolha alongada. À medida que este é acelerado pela velocidade da fase gasosa, à jusante, o fluxo total forma uma região composta por uma porção líquida apresentando pequenas bolhas dispersas e uma bolha alongada (bolha de Taylor), preferencialmente localizada acima de um filme de líquido. Nesta fase o fluxo é denominado intermitente em golfadas. O comportamento dos padrões intermitente de bolha alongada e intermitente em golfada são os mesmos no que se refere ao mecanismo de fluxo.

O fluxo anular (*Annular flow*) é definido por elevadas vazões da fase gasosa, onde a fase gasosa flui pelo centro do tubo envolvido por um filme anular da fase líquida ao longo da parede do tubo. Devido à gravidade, a espessura do filme de líquido pode ser maior na parte inferior do tubo, dependendo da magnitude relativa das vazões das fases. Ele ocorre na transição dos padrões estratificado ondulado e intermitente para anular em baixas vazões da fase gasosa.

O fluxo bolhas disperso (*Dispersed bubble flow*) é constituído por meio característico de altas vazões da fase líquida, no qual a fase líquida é contínua ao longo do conduto e dentro da qual a fase gasosa se estabelece através da formação de pequenas bolhas discretas, mais uniformemente distribuídas. A transição para este padrão se verifica quando bolhas são suspensas na fase líquida ou quando bolsões de gás que tocam a extremidade superior do tubo são destruídos. Perante altas vazões de líquido as bolhas são mais uniformemente dispersas em toda a seção transversal do conduto e como resultado as duas fases movem-se a mesma velocidade. Desta forma, o fluxo é considerado homogêneo, sem escorregamento entre as fases.

O fluxo de bolhas (*Bubble flow*) é o escoamento da fase gasosa dispersa em pequenas bolhas que se movem para cima em zigue-zague dentro da fase líquida contínua. O fluxo bolha ocorre a baixas taxas de fluxo de líquido, com baixo volume de turbulência, sendo caracterizado por escorregamento entre as fases resultando altos valores de *holdup*.

### 2.2.3 Identificação dos padrões de fluxo

A identificação do padrão de fluxo é uma etapa fundamental na análise do escoamento bifásico, pois todas as variáveis de projeto do fluxo são extremamente dependentes do padrão de fluxo existente. Além disso, a determinação do padrão de fluxo é necessário avaliar um modelo que prevê todas as outras características do escoamento, tais como: gradiente de pressão e *holdup*.

O método de identificação de padrão mais antigo é uma aproximação empírica, identificada por observação visual. Um método largamente utilizado é verificado através dos chamados “mapas de padrão de fluxo”, que se constituem na plotagem de um gráfico bi - dimensional de todas as fronteiras de transição entre os diversos padrões de fluxos, apresentando diferentes sistemas de coordenadas. Por exemplo, (MANDHANE *et al.* 1974) utilizou sistema de coordenadas  $(v_{SG}) \times (v_{SL})$  e (SPENDDING e NGUYEN, 1980) utilizaram um sistema de coordenadas adimensionais. Esses gráficos são confiáveis somente em condições similares às quais foram construídos e sua extensão para outras condições de fluxo causará incerteza.

Vários pesquisadores desenvolveram modelos de identificação de padrão de fluxo para situações específicas que se ajustaram a toda uma ampla variação de situações. Esses modelos são fundamentados em mecanismos físicos que determinam a fronteiras de transição entre os diferentes padrões de fluxo (TAITEL e DUKLER, 1976) e (TAITEL *et al.*, 1980). Após a definição das fronteiras de transição, um modelo físico (mecanicista) são desenvolvidas expressões analíticas (matemática) a ele associado, incorporando o efeito das variáveis operacionais inerentes ao processo (taxa de fluxo, velocidade das fases, etc.) e aos parâmetros geométricos (inclinação, diâmetro do tubo, etc.).

## 2.3 Petróleo

O petróleo é uma mistura complexa de ocorrência natural e constituída por uma grande quantidade de moléculas de hidrocarbonetos e não de não-hidrocarbonetos (sulfurados, nitrogenados e oxigenados), tornando-se difícil identificar individualmente

os componentes e suas propriedades físico-químicas necessárias nos cálculos. Em geral, é somente é possível fazer uma análise por componentes para os compostos mais leves e a fração pesada pode ser caracterizada através da divisão do petróleo em subfrações com diferentes pontos de ebulição médios ou óleo asfáltico (*black oil*).

Essas subfrações são obtidas por meio da curva de destilação de ponto de ebulição verdadeiro (P.E.V.) do petróleo, conhecida como pseudocomponente. A caracterização do petróleo em pseudocomponentes permite o cálculo do comportamento PVT do equilíbrio líquido vapor, possibilitando determinar a fração molar dos componentes em cada fase, a fração vaporizada ( $\beta$ ), além dos fatores de compressibilidade de cada cada fase.

A técnica de *black oil* considera o petróleo como uma fase líquida com gás dissolvido, como hidrocarbonetos produzidos a partir do óleo do reservatório. Essa técnica considera a fase gasosa dissolvida no óleo a partir da razão gás - óleo, que pode ser medida em laboratório. As propriedades de fluido são determinadas a partir da densidade do gás, da densidade do óleo e do volume de gás produzido por volume de líquido. As correlações empíricas avaliam a separação de fases, enquanto as correlações de propriedades físicas determinam os parâmetros de cada uma das fases (BAI e QIANG, 2012).

### 2.3.1 Densidade

A densidade para óleos líquidos é definida como descrito na equação (2.43). Na definição as massas específicas do óleo e da água estão nas mesmas condições normais de temperatura e pressão, que são 1,0 ata (14,6959 psia) e 15,6 °C (60 °F).

$$SG_{\text{óleo}} = \frac{\rho_{\text{óleo}}}{\rho_{\text{água}}} \quad (2.43)$$

Outro parâmetro amplamente utilizado na caracterização do petróleo e suas frações é a densidade denominada °API definido pela equação (2.44).

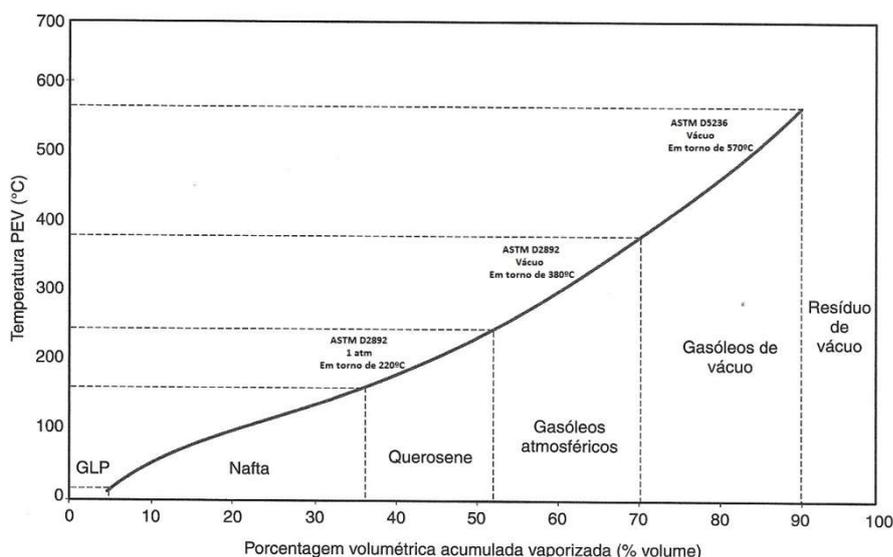
$${}^{\circ}\text{API} = \frac{141,5}{SG_{\text{óleo}}} - 131,5 \quad (2.44)$$

A densidade  $^{\circ}$ API é uma grandeza importante na indústria do petróleo, pois em termos médios reflete o conteúdo do teor das frações leves e pesadas do óleo

### 2.3.2 Curva característica dos pontos de ebulição verdadeiros – PEV

A curva de destilação de ponto de ebulição verdadeiro (PEV) fornece os valores de volume vaporizado e suas respectivas temperatura de ebulição. O procedimento de execução de uma curva PEV é realizado conforme as normas ASTM D-2892 e ASTM D-5236 conforme ilustrada a forma na Figura 2.3.

Figura 2.3 - Curva característica de pontos de ebulição verdadeiros.



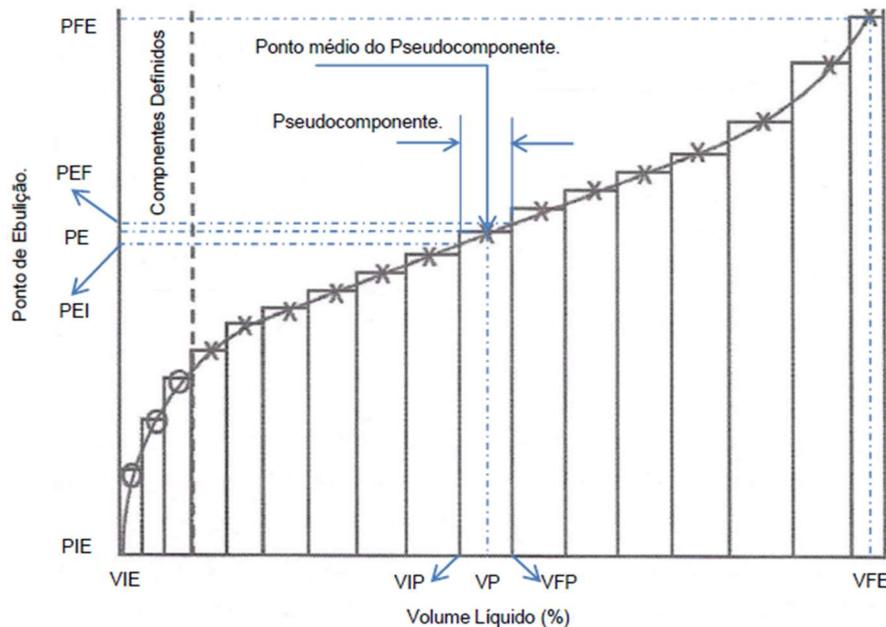
Fonte: (FARAH, 2012).

Como a maioria dos componentes reais são desconhecidos, o petróleo e suas frações são caracterizados como uma mistura de pseudocomponentes discretos com intervalos de ponto de ebulição definidos ou pontos de corte na curva de destilação P.E.V. A caracterização por meio de pseudocomponentes é uma técnica antiga e foi desenvolvida por (EDMISTER, 1955) bastante utilizada em simuladores comerciais.

Os pseudocomponentes são constituídos por um grupo de componentes com temperatura normal de ebulição próximos (faixa de corte) na curva destilação de ponto de ebulição verdadeiro (P.E.V.), obtendo uma mistura discreta que preserva o comportamento termodinâmico.

Cada intervalo de temperatura representa um pseudocomponente com ponto de ebulição normal determinado pela média aritmética sobre o intervalo correspondente da fração destilada como esquematizado na Figura 2.4.

Figura 2.4 - Curva PEV com pseudocomponentes associados.



Fonte(FAHIM, SAHHAF e ELKILANI, 2012).

As definições das médias aritmética são dadas pela equação (2.45).

$$T_{Bi} = \frac{NPB_{i+1} + NBP_i}{2} \quad \text{para } i=1, \dots, n \quad (2.45)$$

O intervalo de temperatura obtido na curva de destilação P.E.V. corresponde a fração volumétrica de cada pseudocomponente da mistura, sendo utilizada para definir sua composição. Além disso, cada pseudocomponente representa um grupo de hidrocarbonetos reais desconhecidos e não um composto individual.

Geralmente, um número excessivo de pseudocomponentes dificulta os cálculos do equilíbrio termodinâmico. Segundo (FAHIM, SAHHAF e ELKILANI, 2012), o número de faixas de cortes mencionado na Tabela 2.2 é satisfatória para maioria dos cálculos de processo de equilíbrio líquido-vapor e de transporte de fluido.

Se a fração de petróleo contiver componentes com temperatura normal de ebulição inferior a 37,8 °C, pentanos e mais leves, os componentes leves são

identificados individualmente (N<sub>2</sub> a C<sub>5</sub>) e sua a composição deve ser obtida experimentalmente por meio da análise cromatográfica. Caso contrário, os cortes permanecerão aglomerados nos pseudocomponentes mais leves.

A partir da curva de destilação de ponto de ebulição verdadeiro (TBP – *Temperature Boiling Point*) é calculada a temperatura média de ebulição conforme a equação (2.46), (WAUQUIER, 1995).

$$PEMC = \frac{T_{20} + T_{50} + T_{80}}{3} \quad 2.46)$$

Tabela 2.2 – Faixas típicas de cortes na curva de destilação PEV.

Faixa de corte, °C	Número de pseudocomponentes
< 37,8	Usar componentes reais (pentanos e mais leves);
37,8 - 427	28
427 - 649	8
649 - 871	4

Fonte: (FAHIM, SAHHAF e ELKILANI, 2012).

Utilizando a temperatura média de ebulição (PEMC) e a densidade (SG – *Specific Gravity*), pode determinar o fator de caracterização de Watson para o petróleo conforme a equação (2.47).

$$K_w = \frac{\sqrt[3]{1.8 \cdot PEMC}}{(SG)_{\text{ÓLEO}}} \quad 2.47)$$

Onde:

PEMC – Temperatura normal de ebulição, K.

SG - Densidade relativa, conforme definido pela equação (2.43).

Se a curva de densidade é desconhecida, ela é determinada a partir da temperatura normal de ebulição de cada pseudocomponente, assumindo o fator de caracterização de Watson constante e igual para todo o petróleo, aplicando a equação

(2.48) e seguida, ajustando o valor assumido até a densidade média da mistura (MIQUEL *et al.*, 1992).

$$SG_i = \frac{\sqrt[3]{1,8 \cdot T_{Bi}}}{K_w} \quad (2.48)$$

$T_{Bi}$  – Temperatura normal de ebulição do componente “i”, K.

$SG$  – Densidade relativa à 60 °F relativa a água 60 °F para o componente “i”.

A representação do petróleo (óleo cru) através de seus pseudocomponentes, ao longo de sua curva PEV, constitui uma forma eficaz de simular e efetuar cálculos termodinâmicos relativos a processos de refino e transporte desses fluidos.

### 2.3.3 Propriedades físicas dos pseudocomponentes

Geralmente, são necessários de duas a quatro variáveis para determinação de propriedades físicas de cada pseudocomponente (temperatura normal de ebulição, densidade, peso molecular e viscosidade). O método escolhido para determinar as propriedades físicas do pseudocomponente tem influência significativa nos resultados de peso molecular, fator acêntrico e propriedades críticas. (RIAZI *et al.*, 2004).

a) Peso molecular

A maioria das frações de petróleo tem peso molecular na faixa de 100 - 700. Uma correlação para determinar o peso nessa faixa foi proposta por (PEDERSEN *et al.*, 1989).

$$PM = a_0 \cdot \exp(a_1 \cdot Tb + a_2 \cdot SG + a_3 \cdot SG \cdot Tb) \cdot Tb^b \cdot SG^c \quad (2.49)$$

$$a_0 = 42,9650$$

$$a_1 = 2,097 \cdot 10^{-4}$$

$$a_2 = -7,78712$$

$$a_3 = 2,08476 \cdot 10^{-3}$$

$$b = 1,26007$$

$$c = -4,98308$$

Onde:

- PM - Peso molecular da fração de petróleo  
 Tb - Temperatura de ebulição média, K.  
 SG - Densidade a 15,6/15,6 °C.

b) Temperatura crítica, pressão crítica e fator acêntrico

Utilizando a densidade 60/60 °F e temperatura normal de ebulição, (LEE e KESLER, 1976) propuseram as equações (2.50), (2.51) e (2.52) para determinação da peso molecular, temperatura crítica, pressão crítica e fator acêntrico, respectivamente. (RIAZI *et. al.*, 2004).

$$T_c = a_0 + a_1 \cdot T_b + \frac{a_2}{T_b} \quad (2.50)$$

$$a_0 = (189,8 + 450,6 \cdot SG)$$

$$a_1 = (0,4244 + 0,1174 \cdot SG)$$

$$a_2 = (0,1441 + 1,0069 \cdot SG) \cdot 10^5$$

onde a temperatura crítica Tc e a temperatura normal de ebulição média Tb estão em K.

$$\ln(P_c) = a_0 + a_1 \cdot (T_b) + a_2 \cdot (T_b)^2 + a_3 \cdot (T_b)^3 \quad (2.51)$$

$$a_0 = 5,689 \cdot SG - \frac{0,0566}{SG}$$

$$a_1 = - \left( 0,436392 + \frac{4,12164}{SG} + \frac{0,213426}{SG^2} \right) \cdot 10^{-3}$$

$$a_2 = \left( 4,75794 + \frac{11,819}{SG} + \frac{1,53015}{SG^2} \right) \cdot 10^{-7}$$

$$a_3 = - \left( 2,45055 + \frac{9,901}{SG^2} \right) \cdot 10^{-10}$$

onde Pc em bar abs.

A equação para calcular o fator acêntrico depende do valor da temperatura normal reduzida  $Tb_R = \left(\frac{Tb}{Tc}\right)$  e pressão normal reduzida  $Pb_R = \left(\frac{Pb}{Pc}\right)$ , onde a  $Pb$  é a pressão atmosférica (1,01325 bar abs.) à qual  $Tb$  é medido.

Para  $Tb_R < 0,8$ , o valor do fator acêntrico ( $\omega$ ) de um determinado pseudocomponente "i" é fornecido pela equação (2.52a).

$$\omega_i = \frac{\ln(Pb_{Ri}) + a_0 + \frac{a_1}{(Tb_{Ri})} + a_2 \cdot \ln(Tb_{Ri}) + a_3 \cdot (Tb_{Ri})^6}{b_0 + \frac{b_1}{(Tb_{Ri})} + b_2 \cdot \ln(Tb_{Ri}) + b_3 \cdot (Tb_{Ri})^6} \quad (2.52a)$$

$a_0 = -5,92714$	$b_0 = 15,2518$
$a_1 = 6,09648$	$b_1 = -15,6875$
$a_2 = 1,28862$	$b_2 = -13,4721$
$a_3 = -0,169347$	$b_3 = 0,43577$

Para  $Tb_R > 0,8$  é utilizada a equação (2.52b):

$$\omega_i = c_0 + c_1 \cdot (K_w) + c_2 \cdot (K_w)^2 + c_3 \cdot (Tb_{Ri}) + \frac{(c_4 + c_5 \cdot K_w)}{(Tb_{Ri})} \quad (2.52b)$$

$c_0 = -7,904$	$c_1 = 0,1352$
$c_2 = -0,007465$	$c_3 = 8,359$
$c_4 = 1,408$	$c_5 = -0,01063$

onde  $K_w$  é o fator de caracterização de Watson.

### c) Volume crítico

(TWU, 1984) propôs uma metodologia para determinar o volume crítico molar ( $V_C$ ) dos pseudocomponentes "i", utilizando como referência as propriedades críticas da família dos n-alcanos, aqui indicado pelo símbolo sobrescrito ( $^\circ$ ). Neste modelo, o



Geralmente, a água, na forma emulsionada, possui elevada salinidade, provocando efeito na viscosidade da emulsão. A viscosidade da emulsão pode ser substancialmente maior do que a viscosidade do óleo ou da água, pois as emulsões mostram comportamento de fluido não-newtoniano. Esse comportamento é resultado do aglomerado de gotículas ou da viscosidade estrutural. Um fluido é considerado não-newtoniano quando a sua viscosidade é uma função da tensão de cisalhamento. Numa certa fração volumétrica da fase aquosa, as emulsões de campos petrolíferos se comportam como fluidos de pseudoplásticos.

(SMITH e ARNOLD 1987) propuseram uma correlação de viscosidade de emulsão mencionada na equação (2.60).

$$\mu_e = \mu_o \cdot (1 + 2,5 \cdot (C_w) + 14,1 \cdot (C_w)^2) \quad (2.60)$$

Onde:

$\mu_e$  - Viscosidade da emulsão, cP.

$\mu_o$  - Viscosidade do petróleo, cP.

$C_w$  - Fração volumétrica da fase aquosa.

A composição de sais na água é variável, sendo que os mais comumente encontrados são os de sódio, de magnésio e de cálcio sob a forma de cloretos (OLIVEIRA, 2004). Uma relação linear entre a densidade e a quantidade de água presente nas emulsões de petróleo é utilizada para os cálculos de escoamento multifásico. Entretanto, essa relação não é linear principalmente em altas concentrações de água.

## 2.5 Considerações finais

Neste capítulo, foram apresentados os conceitos básicos para dar início à resolução de problemas, envolvendo o escoamento bifásico em linhas de produção *offshore*. Foram apresentados os modelos mecanicistas e o procedimento de identificação dos padrões de fluxo em tubulações com inclinações no intervalo de ângulos de inclinação ( $-90^\circ \leq \phi \leq 90^\circ$ ). O procedimento de identificação apresentado

se verificará a partir de uma determinada condição de escoamento e das equações de fronteiras de transições entre os padrões de fluxo. Essas equações desenvolvidas para descrever as fronteiras serão apresentadas no Capítulo 3.

Na caracterização do petróleo foi dada uma abordagem composicional, onde o óleo foi dividido em pseudocomponentes. A metodologia desenvolvida para determinar as propriedades físicas de cada pseudocomponente utiliza a temperatura normal de ebulição e densidade, baseada na curva de destilação de ponto de ebulição verdadeira e densidade média da mistura.

### 3. MATERIAIS E MÉTODOS

O objetivo tem como foco a metodologia de simulação matemática do escoamento bifásico, visando à determinação da perda de pressão num sistema de transporte de óleo (*riser*), do reservatório até o início das instalações do respectivo processamento primário. Ainda que o sistema em questão deva compreender ferramentas e procedimentos sistemáticos de garantia de seu fluxo que viabilizem um fluxo ininterrupto e seguro, não estão sendo considerados os seguintes aspectos:

- a) relacionados à formação de hidratos, depósitos de ceras e precipitação de asfaltenos;
- b) produção e acumulação de areia;
- c) golpes hidrodinâmicos, vibrações induzidas ou simulações dinâmicas;
- d) ramificações, bem com o efeito destas ao fluxo;
- e) a estabilidade do sistema

No estabelecimento do fluxo no sistema, foi adotado o regime permanente, bem como o isolamento deste em relação ao meio que o envolve. Foi considerada constante a temperatura durante todo o percurso do escoamento no sistema em estudo (*riser*).

#### 3.1 Cálculo da perda de pressão: regime permanente

Tendo em vista que no escoamento bifásico o gradiente de pressão é dependente do padrão de escoamento estabelecido, o cálculo da perda de carga no escoamento bifásico, envolve não apenas as variáveis de estado e de composição das fases das respectivas correntes de fluxo (SHOHAM, 2006). Além dessas variáveis, listadas na Tabela 3.1, aqui denominadas variáveis operacionais e dos parâmetros geométricos, descritos na Tabela (3.2), o cálculo contempla a necessidade da fração que corresponde ao volume ocupado pela fase líquida.

A fração do volume ocupado pela fase líquida em relação ao volume total do escoamento num certo tempo é definida como *holdup*, sendo imprescindível para determinar a fração correspondente à fase líquida, o padrão de escoamento e a perda de pressão.

Tabela 3.1 - Variáveis de estado e de composição das fases.

Variável:	Símbolo:
Pressão da mistura	$P_p$
Temperatura	$T_p$
Aceleração da gravidade:	g
Massa específica da fase líquida:	$\rho_L$
Massa específica da fase gasosa:	$\rho_G$
Vazão mássica da fase líquida:	$m_L$
Vazão mássica da fase gasosa:	$m_G$
Viscosidade do líquido:	$\mu_L$
Viscosidade do gás:	$\mu_G$
Tensão superficial:	$\sigma$

Fonte: (O AUTOR).

Tabela 3.2 – Parâmetros geométricos do escoamento.

Variável:	Símbolo
Sentido do fluxo	Ascendente/Descendente
Comprimento do trecho de tubo	L
Ângulo de inclinação do tubo (graus)	$\theta$
Diâmetro interno do tubo	d
Rugosidade	$\varepsilon$

Fonte: (O AUTOR).

### 3.2 Determinação do padrão de fluxo

A determinação do padrão de fluxo se verifica por intermédio de uma rotina que executará a checagem de uma determinada condição de fluxo, perante as equações que determinam as fronteiras de transições dos respectivos padrões. As fronteiras de transições dos padrões de fluxos são oriundas de modelos físicos desenvolvidos por pesquisadores do assunto (BAKER, 1954), (TAITEL e DUKLER, 1976). Assim, o *holdup* do fluxo, deve ser calculado para todos os quatros padrões de fluxo de escoamento de acordo com a configuração geométrica de cada padrão. Com a finalidade de obter os valores das variáveis no referido padrão para confronto nas equações das fronteiras de transições e desta forma identificar o padrão do escoamento.

#### 3.2.1 Fronteira de transição A: padrão estratificado para o não estratificado

O modelo físico que melhor representa a fronteira de transição do padrão fluxo estratificado para o não estratificado foi o proposto por (TAITEL E DUKLER, 1976), aqui denominado transição A, fornecida pela equação (3.1).

$$F^2 \cdot \left[ \frac{1}{(1 - \tilde{h}_L)^2} \cdot \frac{\tilde{v}_G^2 \cdot \tilde{S}_l}{\tilde{A}_G} \right] \geq 1 \quad (3.1)$$

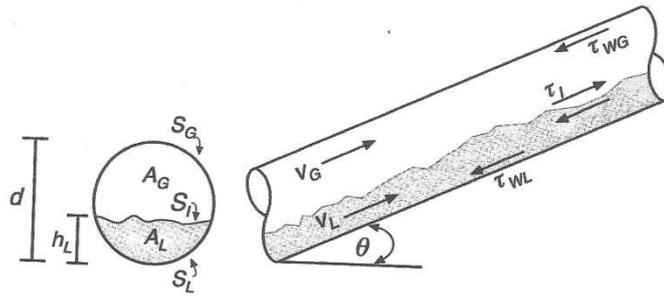
Onde o parâmetro adimensional ( $F$ ) é dado pela equação (3.2).

$$F = \sqrt{\frac{\rho_L}{(\rho_L - \rho_G)}} \cdot \frac{v_{SG}}{\sqrt{d \cdot g \cdot \cos \theta}} \quad (3.2)$$

Na equação (3.1), os valores apresentando “til” representam os valores adimensionais das variáveis calculadas. A variável  $\theta$  na equação (3.2) é o ângulo formado entre o trecho de tubo e o plano horizontal, em graus.

Na Figura 3.1, é apresentada a configuração geométrica do padrão de fluxo estratificado proposto por (TAITEL E DUKLER, 1976), utilizada como base no desenvolvimento do modelo.

Figura 3.1 – Modelo físico e parâmetros geométricos do padrão estratificado.



Fonte: (SHOHAM, 2006).

Onde:

As áreas adimensionais da secção transversal ocupados pelo líquido ( $\tilde{A}_L$ ), pelo gás ( $\tilde{A}_G$ ), e total ( $\tilde{A}_T$ ), são definidas respectivamente como:

$$\tilde{A}_L = \frac{A_L}{d^2} = 0,25 \cdot \left[ \pi - \cos^{-1} \left( 2 \frac{h_L}{d} - 1 \right) + \left( 2 \frac{h_L}{d} - 1 \right) \right] \sqrt{1 - \left( 2 \frac{h_L}{d} - 1 \right)^2} \quad (3.3)$$

$$\tilde{A}_G = \frac{A_G}{d^2} = 0,25 \cdot \left[ \cos^{-1} \left( 2 \frac{h_L}{d} - 1 \right) + \left( 2 \frac{h_L}{d} - 1 \right) \right] \sqrt{1 - \left( 2 \frac{h_L}{d} - 1 \right)^2} \quad (3.4)$$

$$\tilde{A}_T = \frac{A_T}{d^2} = 0,25 \cdot \pi \quad (3.5)$$

Os comprimentos adimensionais na seção transversal ocupados pelo líquido ( $\tilde{S}_L$ ), do gás ( $\tilde{S}_G$ ) e interfacial ( $\tilde{S}_i$ ), são definidos pelas equações (3.6), (3.7) e (3.8).

$$\tilde{S}_L = \frac{S_L}{d} = \pi - \cos^{-1} \left( 2 \cdot \frac{h_L}{d} - 1 \right) \quad (3.6)$$

$$\tilde{S}_G = \frac{S_G}{d} = \cos^{-1} \left( 2 \cdot \frac{h_L}{d} - 1 \right) \quad (3.7)$$

$$\tilde{S}_i = \frac{S_i}{d} = \left[ 1 - \left( 2 \cdot \frac{h_L}{d} - 1 \right)^2 \right]^{0,50} \quad (3.8)$$

A altura adimensional do líquido ( $\tilde{h}_L$ ) é definida pela equação (3.9).

$$\tilde{h}_L = \frac{h_L}{d} \quad (3.9)$$

As velocidades adimensionais do líquido ( $\tilde{v}_L$ ) e do gás ( $\tilde{v}_G$ ) são definidas nas equações (3.10) e (3.11).

$$\tilde{v}_G = \frac{v_G}{v_{SG}} = \frac{A_T}{A_G} = \frac{\tilde{A}_T}{\tilde{A}_G} \quad (3.10)$$

$$\tilde{v}_L = \frac{v_L}{v_{SL}} = \frac{A_T}{A_L} = \frac{\tilde{A}_T}{\tilde{A}_L} \quad (3.11)$$

Sendo, os diâmetros hidráulicos adimensionais do líquido ( $d\tilde{h}_L$ ) e do gás ( $d\tilde{h}_G$ ) definidos como apresentado nas equações (3.12) e (3.13).

$$d\tilde{h}_L = \frac{d_{hL}}{d} = \frac{4 \cdot \tilde{A}_L}{S_L} \quad (3.12)$$

$$d\tilde{h}_G = \frac{d_{hG}}{d} = \frac{4 \cdot \tilde{A}_G}{(\tilde{S}_G + \tilde{S}_L)} \quad (3.13)$$

O *holdup* para o padrão estratificado ( $H_L$ ) é definido pela equação (3.14), como:

$$H_L = \frac{A_L}{A_T} = \frac{1}{\pi} \cdot \left[ \pi - \cos^{-1} \left( 2 \cdot \frac{h_L}{d} - 1 \right) + \left( 2 \cdot \frac{h_L}{d} - 1 \right) \cdot \sqrt{1 - \left( 2 \cdot \frac{h_L}{d} - 1 \right)^2} \right] \quad (3.14)$$

Como observado, toda a configuração geométrica do padrão estratificado é dependente da altura do líquido no tubo e o mesmo é obtido resolvendo-se a “equação combinada de momento adimensionalizada, Equação (A.17)”, com o auxílio dos parâmetros de Lockhart e Martinelli (Equações (A.18) e (A.19)), conforme apresentado no apêndice A.





transição para o padrão de fluxo disperso. Segundo (BARNEA *et al.* 1985), o máximo diâmetro estável para bolhas dispersas é dado pela equação (3.27).

$$d_{MAX} = \left[ 0,725 + 4,15 \cdot \sqrt{\alpha} \right] \cdot \left( \frac{\sigma}{\rho_L} \right)^{0,60} \cdot (\varepsilon)^{-0,40} \quad (3.27)$$

Onde  $\varepsilon$  é o fluxo de energia por unidade massa, calculado pela equação (3.28) e  $\left( \frac{dp}{dL} \right)$  pela equação (3.29), baseado em um modelo de mistura homogênea (*Non slip*) ( $\rho_{NS} = \rho_M$ ) (SHOHAM, 2006).

$$\varepsilon = \left[ \frac{dp}{dL} \right] \cdot \frac{v_M}{\rho_M} \quad (3.28)$$

$$\left[ \frac{dp}{dL} \right] = - \frac{2 \cdot f_M \cdot \rho_{NS} \cdot v_M^2}{d} \quad (3.29)$$

O fator de atrito pode ser determinado pela equação de Blasius baseado na velocidade da mistura conforme a equação (3.30), na condição de regime turbulento.

$$f_M = 0,046 \cdot \left( \frac{\rho_L \cdot v_M \cdot d}{\mu_L} \right)^{-0,20} \quad (3.30)$$

Substituindo na equação (3.28) as equações (3.29) e (3.30), o fluxo de energia por unidade massa é obtido através da equação (3.31).

$$\varepsilon = 0,092 \cdot \left( \frac{\rho_L \cdot v_M \cdot d}{\mu_L} \right)^{-0,20} \cdot \left( \frac{\rho_{NS} \cdot v_M^3}{d \cdot \rho_M} \right) = 0,092 \cdot \left( \frac{\rho_L \cdot v_M \cdot d}{\mu_L} \right)^{-0,20} \cdot \left( \frac{v_M^3}{d} \right) \quad (3.31)$$

A fração de vazio  $\alpha$  e a massa específica  $\rho_{NS}$  são obtidos através das equações (3.32) e (3.33).



Onde as flutuações médias da velocidade radial são estimadas iguais à velocidade de atrito ( $v^*$ ), fornecido pela equação (3.38). (SHOHAM, 2006)

$$(v^{*2})^{0,5} = v^* = v_M \cdot \left(\frac{f_m}{2}\right)^{0,5} \quad (3.38)$$

Com esse mecanismo, o regime intermitente irá ocorrer quando a migração de bolhas para a parte superior do tubo acontecer conforme a equação (3.39).

$$F_B > F_T \quad (3.39)$$

Na transição do regime do padrão de intermitente para o regime disperso–bolhas, tem  $F_B = F_T$ . Logo, é obtida a equação (3.40) através da igualdade das equações (3.36) e (3.37), permitindo determinar o diâmetro crítico da bolha para esta transição.

$$d_{CB} = \frac{3}{8} \cdot \frac{\rho_L}{(\rho_L - \rho_G)} \cdot \frac{f_M \cdot v_M^2}{g \cdot \cos \theta} \quad (3.40)$$

A partir deste mecanismo (2), o regime de fluxo disperso–bolha ocorre quando  $d_{MAX} < d_{CB}$ .

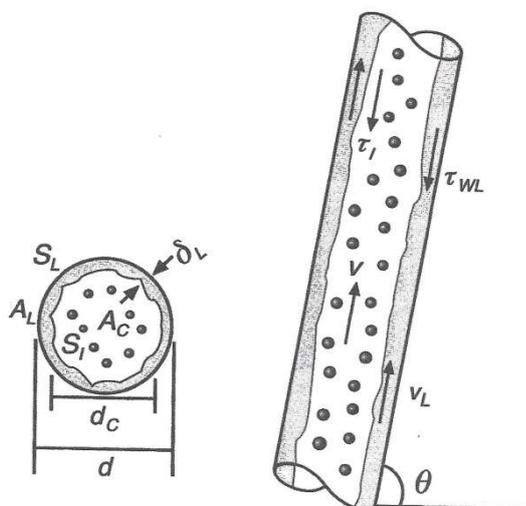
Independente desses dois mecanismos, o regime disperso–bolhas não pode existir para frações de vazio ( $\alpha$ ) maiores que 0,52, pois acima desse valor ocorre a coalescência das bolhas para formação da bolha de Taylor, característica do padrão de fluxo intermitente (golfadas). Combinando o efeito dos dois mecanismos e o acima exposto, o padrão de fluxo disperso–bolha necessariamente ocorre se forem satisfeitas as condições descritas na equação (3.41), simultaneamente.

$$\alpha < 0,52 \quad \text{e} \quad d_{MAX} < d_{CD}; \quad d_{MAX} < d_{CB} \quad (3.41)$$

### 3.2.5 Fronteira de transição J: padrão anular para o intermitente

O mecanismo de transição para o padrão anular é determinado conforme o modelo proposto por (BARNEA, 1986). Na Figura 3.2, é apresentada a configuração geométrica utilizada como base para o desenvolvimento do modelo anular.

Figura 3.2 – Parâmetros geométricos do padrão anular.



A partir da execução de um balanço de forças para o filme de líquido em toda a extremidade do tubo e o núcleo no centro do mesmo, similar ao desenvolvido por (ALVES *et al.*, 1991), foram desenvolvidas as equações (3.43) a (3.55).

De acordo com este modelo apresentado e desenvolvido por (SHOHAM, 2006) no intervalo de ângulos de inclinação  $(-90^\circ \leq \theta \leq 90^\circ)$ , a transição do regime anular para o intermitente ocorre quando a fase líquida bloqueia o núcleo de gás, promovendo golfadas e que esse bloqueio do núcleo de gás por força de dois mecanismos: (1) instabilidade da configuração do fluxo e (2) o bloqueio espontâneo do núcleo através do crescimento de uma onda na superfície do filme de líquido por força das condições (variáveis) operacionais de escoamento. Considerando o mecanismo (1), através da equação (3.42), é obtido o valor da espessura mínima de filme adimensionalizada  $(\tilde{\delta}_{L \min})$  da fronteira de transição entre o fluxo anular e o fluxo intermitente (golfadas) pelo mecanismo de instabilidade. Para os valores de  $c_L$  utiliza-

se a equação (3.18) do número de Reynolds com a velocidade e diâmetro hidráulico do líquido.

$$g \cdot (\rho_L - \rho_G) \cdot d \cdot \text{sen } \theta \cdot [B_1] - \frac{1}{16} \cdot C_L \cdot \rho_L \cdot \left( \frac{\rho_L \cdot d}{\mu_L} \right)^{-n} \cdot (v_{SL})^{2-n} \cdot [B_2] = 0 \quad (3.42)$$

$$B_1 = (1 - 2 \cdot \tilde{\delta}_L)^2 - 2 \cdot (\tilde{\delta}_L - \tilde{\delta}_L^2) \quad B_2 = \frac{(\tilde{\delta}_L + \tilde{\delta}_L^2) + (1 - 2 \cdot \tilde{\delta})^2}{(\tilde{\delta}_L - \tilde{\delta}_L^2)^3}$$

As áreas da seção transversal ocupadas pelo filme de líquido ( $A_F$ ), núcleo de gás (*core*) ( $A_C$ ), e total ( $A_T$ ), são definidas como:

$$A_F = \pi \cdot \delta_L \cdot (d - \delta_L) \quad (3.43)$$

$$A_C = \frac{\pi}{4} \cdot (d - 2 \cdot \delta_L)^2 \quad (3.44)$$

$$\tilde{A}_T = \frac{A_T}{d^2} = 0,25 \cdot \pi \quad (3.45)$$

Os comprimentos do filme de líquido junto ao tubo ( $S_F$ ) e o interfacial entre o núcleo de gás (*core*) e o filme de líquido ( $S_I$ ), ocupados na seção transversal são definidos como:

$$S_F = \pi \cdot d \quad (3.46)$$

$$S_I = \pi \cdot (d - 2 \cdot \delta_L) \quad (3.47)$$

Os diâmetros hidráulicos correspondentes ao filme de líquido ( $dh_F$ ) e núcleo de gás ( $dh_C$ ), são definidos como:

$$dh_F = \frac{4 \cdot A_F}{S_L} = 4 \frac{\delta_L}{d} (d - \delta_L) \quad (3.48)$$

$$dh_C = \frac{4 \cdot A_C}{S_I} = (d - 2 \cdot \delta_L) \quad (3.49)$$

O *holdup* total  $H_L$  é definido pela equação (3.50).

$$H_L = HL_F + HL_{\text{BolhasNúcleo}} \quad (3.50)$$

Onde o *holdup* das bolhas de líquido no núcleo ( $HL_{\text{BolhasNúcleo}}$ ) proposto por (SHOHAM, 2006) é obtido pela equação (3.51):

$$HL_{\text{BolhasNúcleo}} = \frac{q_{\text{Bolhas}}}{q_L + q_G} = \frac{A_T \cdot v_{SL} \cdot f_E}{A_T v_{SL} + A_T v_{SG}} = \frac{A_T \cdot v_{SL} \cdot f_E}{A_T (v_{SL} + v_{SG})} = \frac{v_{SL} \cdot f_E}{v_M} \quad (3.51)$$

Na qual ( $f_E$ ) é a fração de líquido correspondente às bolhas de líquido dispersas no núcleo gasoso, sendo obtido através das equações (3.52) e (3.53) proposta por (WALLIS, 1969).

$$f_E = 1 - \exp[-0,125 \cdot (\gamma - 1,5)] \quad (3.52)$$

$$\gamma = 10^4 \cdot \frac{v_{SG} \cdot \mu_G}{\sigma} \cdot \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,5} \quad (3.53)$$

O *holdup* do filme de líquido ( $HL_F$ ) é fornecido pela equação (3.54).

$$HL_F = 4 \cdot (\tilde{\delta}_L + \tilde{\delta}_L^2) \quad (3.54)$$

A espessura do filme de líquido ( $\delta_L$ ) é obtida achando-se o valor de ( $\tilde{\delta}_L$ ) que satisfaz a igualdade das equações (C.6) e (C.7) para a tensão de cisalhamento interfacial (SHOHAM, 2006), de acordo com o procedimento apresentado no apêndice C. Após o cálculo de ( $\tilde{\delta}_L$ ), com o auxílio da equação (3.55), temos o valor de ( $\delta_L$ ).

$$\tilde{\delta}_L = \frac{\delta}{d} \quad (3.55)$$

Pelo mecanismo (2), bloqueio espontâneo do núcleo através do crescimento de uma onda na superfície do filme de líquido por força das condições (variáveis)

operacionais de escoamento, é observado quando o valor do *holdup* na região do *slug* (golfada) ( $H_{LLS}$ ) atingir no mínimo 0,48 e somente na transição para o padrão anular, não valendo para o padrão intermitente já desenvolvido (SHOHAM, 2006). Logo, este mecanismo, similarmente a transição para o padrão intermitente apresentada por (TAITEL e DUKLER, 1976), a transição para o intermitente ocorre de acordo com a equação (3.56).

$$\frac{H_L}{H_{LLS}} \geq 0,5 \rightarrow H_L \geq 0,24 \quad (3.56)$$

O padrão anular corresponde a uma espessura adimensionalizada operacional  $\tilde{\delta}_{OPR}$  de 0,065.

Combinando esses dois critérios apresentado por (SHOHAM, 2006), a transição J é verificada através das equações (3.57) a (3.59).

A partir da solução da equação (3.42) é calculado ( $\tilde{\delta}_{OPR}$ ). Com a equação (C.10) no anexo C, obtém-se o valor correspondente ao holdup do filme de líquido ( $H_L$ ) no padrão anular e compara-se com a condição proposta pela equação (3.56).

$$\tilde{\delta}_{OPR} = \tilde{\delta}_L > 0,065 \text{ ou } H_L \geq 0,24 \rightarrow \text{ocorre o padrão intermitente} \quad (3.57)$$

Na eventualidade de  $\tilde{\delta}_{OPR} < 0,065$  e  $H_L < 0,24$  é verificada a possibilidade de ocorrência do mecanismo (1) através da comparação dos valores de ( $\tilde{\delta}_{OPR}$ ) com valor de ( $\tilde{\delta}_{Lmin}$ ) obtido resolvendo a equação (3.42). Assim, verificar-se-á o disposto nas equações (3.58) e (3.59).

$$\tilde{\delta}_{OPR} = \tilde{\delta}_L < \tilde{\delta}_{Lmin} \rightarrow \text{o fluxo é estável e ocorre o padrão anular} \quad (3.58)$$

$$\tilde{\delta}_{OPR} = \tilde{\delta}_L \geq \tilde{\delta}_{Lmin} \rightarrow \text{o fluxo é estável e ocorre o padrão intermitente.} \quad (3.59)$$

### 3.2.6 Fronteira de transição E: padrão bolha para o intermitente

(TAITEL *et al.*, 1980) propuseram, com base nos resultados experimentais e teóricos, um critério para a transição entre o padrão bolha para intermitente a baixas vazões de líquido e na ausência de turbulência é quando a fração de vazão ( $\alpha$ ), atinge 0,25. Nessa condição, a coalescência das bolhas aumenta bruscamente, promovendo a formação de bolhas de Taylor e por consequência, o padrão de fluxo intermitente. Esse mecanismo de transição do padrão bolhas para o padrão intermitente ocorre em:  $\alpha = 0,25$  e verificada a partir da velocidade de crescimento de uma bolha proposta por (HARMATHY, 1960). A velocidade é determinada através da equação (3.60).

$$V_{SL(\text{TransiçãoE})} = 3,0 \cdot v_{SG} - 1,15 \cdot \left[ \frac{g \cdot (\rho_L - \rho_G) \cdot \sigma}{\delta_L^2} \right]^{0,25} \cdot \text{sen } \theta \quad (3.60)$$

A existência da transição do padrão de bolhas para o intermitente pode ou não ocorrer, dependendo do diâmetro do tubo. Nesse mesmo mecanismo foi proposto a existência de bolhas em tubos com inclinações ( $\theta$ ) com  $90^\circ \leq \theta \leq 60^\circ$  e diâmetro em conformidade com a equação (3.61).

$$d \geq 19 \cdot \left[ \frac{(\rho_L - \rho_G) \cdot \sigma}{\rho_L^2 \cdot g} \right]^{0,5} = d_m \quad (3.61)$$

Logo, para uma condição operacional de um fluxo bifásico com  $\alpha = 0,25$ , tem-se:

$$V_{SL(OPR)} < V_{SL(\text{TransiçãoE})} \text{ e } d \geq d_m \rightarrow \text{ ocorre o padrão bolhas; } \quad (3.62)$$

$$V_{SL(OPR)} > V_{SL(\text{TransiçãoE})} \text{ e } d \geq d_m \rightarrow \text{ ocorre o padrão intermitente. } \quad (3.63)$$

Assim sendo, a definição dos padrões de escoamento se verificará através da checagem de uma determinada condição de fluxo perante as fronteiras de transições, por intermédio de uma rotina. A tabela (3.3) apresenta o resumo das transições de padrão.

Tabela 3.3 – Resumo das transições de padrão.

Padrão de Escoamento	Transição	Equações das Transições:
Estratificado	A	Equação (3.5) < 1
	L (1)	$v_L^2 < \text{Equação (3.19)} - \text{Fluxo Descendente}$
Intermitente (Golfadas +Bolhas alongadas +Churn)	F - G	$\alpha > 0,52$ e $d_{\max} > d_{CD}$ ; $d_{\max} > d_{CB}$
	J	$\tilde{\delta}_{OPR} > 0,065$ e $\tilde{\delta}_{OPR} > \tilde{\delta}_{\min}$ , $H_L \geq 0,24$
	E	$\alpha < 0,25$ , $V_{SLOPR} > V_{SL(\text{Transição E})}$ , $d \geq d_m$ e $ \theta  < \beta$
Bolhas	E (1)	$\alpha \geq 0,25$ , $V_{SLOPR} < V_{SL(\text{Transição E})}$ , $d \geq d_m$ e $ \theta  \geq \beta$ ;
Disperso Bolhas	F-G (1)	$\alpha \leq 0,52$ e $d_{\max} < d_{CD}$ ; $d_{\max} < d_{CB}$
Anular	J( 1)	$\tilde{\delta}_{OPR} = \tilde{\delta}_L < \tilde{\delta}_{\min}$ , $H_L < 0,24$
	L	$v_L^2 > \text{Equação (3.19)}$

Fonte: (O AUTOR).

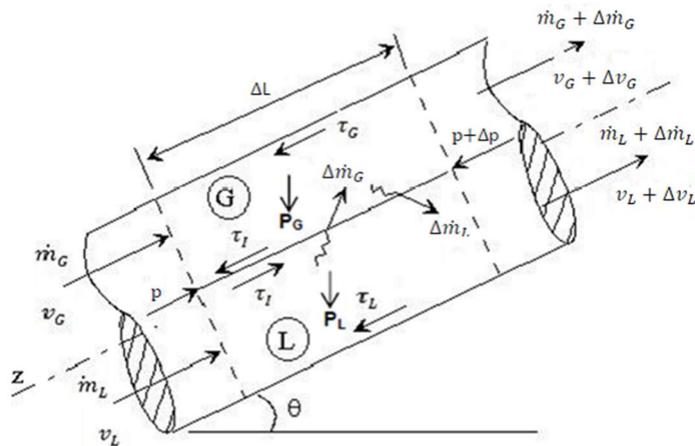
### 3.3 Perda de carga total no escoamento bifásico

As equações de conservação da massa e da conservação da quantidade de movimento serão utilizadas para formulação da perda de carga total no escoamento bifásico. Estas equações serão aplicadas a cada fase isoladamente, num elemento infinitesimal de um trecho de tubulação, considerando as hipóteses relacionadas a seguir:

- Regime de escoamento permanente;
- Distribuição de velocidades das fases é uniforme na seção transversal do tubo;
- As forças exercidas pelas fases na interface são iguais e opostas, não considerando qualquer ação resultante da tensão superficial. Consequentemente, as pressões exercidas por cada fase na interface são iguais;
- Inexistência de troca de calor e massa do tubo com a vizinhança;
- Desprezadas as perdas de carga localizada referente as válvulas ou acessórios instalados ao longo da tubulação.

Na Figura 3.3, é apresentada um elemento infinitesimal do tubo, indicando os parâmetros atuantes.

Figura 3.3 – Modelo físico do escoamento.



Fonte: (O AUTOR).

Através da equação (3.64), equação da conservação de massa, é determinada a massa total presente no escoamento.

$$\dot{m}_T = \dot{m}_L + \dot{m}_G \quad (3.64)$$

Como há a ocorrência de fluxo de massa na interface das fases resultante do processo de transferência de massa entre as fases (evaporação e condensação), tem-se a equação (3.65).

$$\Delta \dot{m}_L = \Delta \dot{m}_G \quad (3.65)$$

Considerando que são válidas as equações (3.66) e (3.67) ao longo de toda a seção transversal do tubo, onde  $(\beta)$  é a qualidade da fase gasosa.

$$\dot{m}_G = \beta \cdot \dot{m}_T \quad (3.66)$$

$$\dot{m}_L = (1 - \beta) \cdot \dot{m}_T \quad (3.67)$$

Para as fases líquida e gasosa, têm-se as equações (3.68) e (3.69).

$$\Delta m_G = \Delta \beta \cdot m_T \quad (3.68)$$

$$\Delta m_L = -\Delta \beta \cdot m_T \quad (3.69)$$

Aplicando a equação da conservação da quantidade de movimento linear (balanço de forças) nas duas fases, obtêm-se:

Fase líquida:

$$-A_L \cdot \Delta p - S_L \cdot \tau_L \cdot \Delta L - \tau_l \cdot S_l \cdot \Delta L - A_L \cdot \rho_L \cdot g \cdot \text{sen } \theta \cdot \Delta L = B_3 \quad (3.70a)$$

$$B_3 = \left( \dot{m}_L + \Delta \dot{m}_L \right) \cdot (v_L + \Delta v_L) - \dot{m}_L \cdot v_L - \Delta \dot{m}_L \cdot v_L \quad (3.70b)$$

Fase vapor:

$$-A_G \cdot \Delta p - S_G \cdot \tau_G \cdot \Delta L - \tau_l \cdot S_l \cdot \Delta L - A_G \cdot \rho_G \cdot g \cdot \text{sen } \theta \cdot \Delta L = B_4 \quad (3.71a)$$

$$B_4 = (m_G + \Delta m_G) \cdot (v_G + \Delta v_G) - m_G v_G - \Delta m_G v_G \quad (3.71b)$$

Desenvolvendo cada uma das equações (3.70) e (3.71), somando os termos, como também utilizando as equações (3.65) a (3.69), obtêm-se a equação (3.72).

$$-\frac{\Delta p}{\Delta L} = (S_L \cdot \tau_L + S_G \cdot \tau_G) \cdot \frac{1}{A} + (A_G \cdot \rho_G + A_L \cdot \rho_L) \cdot \frac{1}{A} \cdot g \cdot \text{sen } \theta + B_5 \quad (3.72a)$$

$$B_5 = \frac{m_T}{\Delta L \cdot A} \cdot [\Delta v_L - (\Delta v_L - \Delta v_G) \cdot (\beta + \Delta \beta)] \quad (3.72b)$$

Aplicando o limite em ambos os lados na equação (3.72a), tem-se a equação na forma diferencial para a perda de carga total no escoamento multifásico conforme apresentada na equação (3.73).

$$-\frac{dp}{dL} = (S_L \cdot \tau_L + S_G \cdot \tau_G) \frac{1}{A} + (A_G \cdot \rho_G + A_L \cdot \rho_L) \cdot \frac{1}{A} \cdot g \cdot \text{sen } \theta + \frac{m_T}{A} \cdot \frac{dv}{dL} \quad (3.73)$$

Surgem explicitamente os três termos que constituem a perda de carga total, que são as perdas por atrito com a parede do tubo, a variação de energia potencial (gravidade) e variação de energia cinética (*aceleracional*) conforme a equação (3.74).

$$-\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{Total}} = \left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{Atrito}} + \left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{Gravidade}} + \left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{Aceleracional}} \quad (3.74)$$

Como acima observado a determinação da perda de carga total envolve complexos cálculos teóricos envolvendo diferenciações, portanto como alternativa desenvolveremos nesse trabalho a sua determinação através de um modelo mecanicista.

### 3.3.1- Cálculo da perda de pressão devido ao atrito e a gravidade no regime permanente, através do modelo mecanicista

Para cada padrão de fluxo de referência, a perda de pressão devido ao atrito e a gravidade foi obtida através de um procedimento mecanicista conforme descritos a seguir:

#### 3.3.1.1- Padrão estratificado

O modelo físico proposto por (TAITEL e DUKLER, 1976), será utilizado para calcular a perda de pressão  $\left( \left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{Atrito}} + \left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{Gravidade}} \right)$ , quando o padrão é identificado como estratificado.

A partir da determinação da relação  $\left(\frac{h_L}{d}\right)$ , as variáveis de toda a configuração geométrica do padrão de fluxo estratificado são determinadas pelas equações (3.3) a (3.14). Assim, a perda de pressão ao longo de um trecho de comprimento “L”, é calculada de acordo como especificado no apêndice A, com o gradiente de pressão obtido do balanço de forças exercida na fase líquida através da equação (3.75).

$$-\left(\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{Atrito}} + \left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{Gravidade}}\right)_{\text{Estratificado}} = \left[\frac{(\tau_{WL} \cdot S_L - \tau_l \cdot S_l + \rho_L \cdot A_L \cdot g \cdot \text{sen } \theta)}{A_L}\right] \quad (3.75)$$

### 3.3.1.2- Padrão intermitente

O cálculo da pressão  $\left(\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{Atrito}} + \left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{Gravidade}}\right)$ , no padrão intermitente se verificará de acordo com o modelo proposto por (TAITEL e BARNEA, 1990), assumindo além do regime permanente, um filme de líquido com uma espessura uniforme situado logo abaixo da bolha de gás. Desta forma, a obtenção deste filme não se verificará através da integração como mencionado por (TAITEL e BARNEA, 1990). Segundo (SHOHAM, 2006), o modelo com tal simplificação é suficientemente preciso para aplicações práticas. Logo, a determinação da perda de pressão no padrão intermitente ao longo de um trecho de comprimento “L” é fornecida conforme o procedimento descrito no apêndice B, cuja expressão resultante é fornecida pela equação (3.76a).

$$-\left(\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{Atrito}} + \left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{Gravidade}}\right)_{\text{Intermitente}} = B_6 \quad (3.76a)$$

$$B_6 = \left[ \rho_U \cdot g \cdot \text{sen } \theta + \left(\frac{\tau_S \cdot \pi \cdot d}{A_T}\right) \cdot \left(\frac{L_S}{L_U}\right) + \left(\frac{(\tau_F \cdot S_F + \tau_G \cdot S_G)}{A_T}\right) \cdot \left(\frac{L_F}{L_U}\right) \right] \quad (3.76b)$$

### 3.3.1.3- Padrão anular

O cálculo da perda de carga  $\left(\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{Atrito}} + \left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{Gravidade}}\right)$ , no padrão anular se verificará pelo modelo proposto por (ALVES *et al.*, 1991). Após a obtenção da espessura do filme de líquido  $\delta_L$ , junto à superfície interna do tubo, a configuração geométrica do padrão anular está totalmente definida. O procedimento descrito no apêndice C fornece não apenas a espessura do filme de líquido  $\delta_L$ , como também o cálculo da perda de carga. A perda de carga será calculada pela equação do balanço de forças exercida sobre o núcleo de gás com gotículas, obtida pela equação (3.77).

$$-\left( \left( \frac{dp}{dL} \right)_{\text{Atrito}} + \left( \frac{dp}{dL} \right)_{\text{Gravidade}} \right)_{\text{Anular}} = \left[ \tau_I \cdot \frac{S_I}{A_C} + \rho_C \cdot g \cdot \text{sen } \theta \right] \quad (3.77)$$

### 3.3.1.4- Padrão disperso - bolhas

A perda de pressão no padrão disperso – bolhas  $\left( \left( \frac{dp}{dL} \right)_{\text{Atrito}} + \left( \frac{dp}{dL} \right)_{\text{Gravidade}} \right)$ , é determinada também através de um balanço de forças, porém é assumido um modelo homogêneo. Assim de acordo com o discriminado no apêndice D, a perda de carga total ao longo de um trecho de tubo é fornecida pela equação (3.78).

$$-\left( \left( \frac{dp}{dL} \right)_{\text{Atrito}} + \left( \frac{dp}{dL} \right)_{\text{Gravidade}} \right)_{\text{Bolhas}} = \rho_M \cdot g \cdot \text{sen } \theta + \frac{2 \cdot f_M \cdot \rho_M \cdot v_M^2}{d} \quad (3.78)$$

### 3.3.2- O cálculo da perda de pressão por aceleração

A perda de pressão por aceleração deve ao gradiente de velocidade observado no equilíbrio das fases líquida e gasosa, sendo fornecida pela equação (3.79).

$$-\left( \frac{dp}{dL} \right)_{\text{aceleração}} = \frac{m}{A} \cdot \frac{dv_M}{dL} \quad (3.79)$$

## 3.4 Cálculo de equilíbrio termodinâmico no escoamento multifásico

A condição de equilíbrio termodinâmico ao longo do escoamento multifásico entre a fase líquida e a fase gasosa em pontos de mesma temperatura e pressão, será determinada pela ocorrência de dois fenômenos: a igualdade das fugacidades de cada espécie (i) nas respectivas fases e a ocorrência de vaporização brusca (*flash*) das fases líquido-vapor, ao longo da tubulação, devido à perda de pressão. É a partir da simulação do equilíbrio líquido – vapor, com as ferramentas acima mencionadas, que determinaremos as características do escoamento multifásico ao longo do tubo.

### 3.4.1 Equilíbrio líquido – vapor

De acordo com (SANDLER, 2006), o critério de equilíbrio termodinâmico entre a fase gasosa e a fase líquida estabelece que em qualquer ponto de um sistema em equilíbrio, verifica-se a mesma condição de pressão e temperatura, além da igualdade das fugacidades de cada espécie “i”. Logo, para um sistema na condição de equilíbrio de fases, verificam-se as respectivas equações (3.80), (3.81) e (3.82).

$$T^L = T^G \quad (3.80)$$

$$P^L = P^G \quad (3.81)$$

$$\hat{f}_i^L = \hat{f}_i^G \quad (3.82)$$

### 3.4.2 Equação de estado de Peng-Robinson

Neste trabalho, foi escolhida a equação de estado de (PENG e ROBINSON, 1976). Trata-se de uma equação de estado que se traduz, juntamente com seus parâmetros em um modelo matemático, que melhor relaciona a variável pressão, temperatura e volume para substâncias puras e sistemas multifásicos em equilíbrio, sendo descrita conforme a equação (3.83).

$$P = \frac{R \cdot T}{V - b_m} - \frac{a_m(T)}{V \cdot (V + b_m) + b_m \cdot (V - b_m)} \quad (3.83)$$

Onde: R é a constante dos gases ideais e  $a_m$  e  $b_m$  são os parâmetros da equação, relacionados com a força de atração intermolecular e volume das moléculas, respectivamente.

Os parâmetros  $a_i$  e  $b_i$  para cada componente “i” são determinados através das equações (3.84), (3.85) e (3.86).

$$a_{c_i} = 0,4572355289 \left( \frac{R^2 \cdot T_{c_i}^2}{P_{c_i}} \right) \quad (3.84)$$

$$b_i = 0,0777960739 \cdot 039 \cdot \left( \frac{R \cdot T_{c_i}}{P_{c_i}} \right) \quad (3.85)$$

$$a_i(T) = a_{c_i} \cdot \alpha_i(T) \quad (3.86)$$

O fator  $\alpha_i(T)$  representa a contribuição do fator acêntrico da substância "i", sendo obtido através da equação (3.87).

$$\alpha_i(T) = \left[ 1 + m_i \cdot \left( 1 - \sqrt{\left( \frac{T}{T_{c_i}} \right)} \right) \right]^2 \quad (3.87)$$

Para atender os componentes mais pesados que o n-heptano, (PENG e ROBINSON, 1978) modificou o parâmetro  $m_i$  da equação (3.87) como citado nas equações (3.88) e (3.89). (QIAN, JABERT e PRIVAT, 2013).

$$m_i = 0,37464 + 1,54226 \cdot \omega_i - 0,2699 \cdot \omega_i \quad p/ \omega_i \leq 0,491 \quad (3.88)$$

$$m_i = 0,379642 + 1,48503 \cdot \omega_i - 0,01644 \cdot \omega_i + 0,01666 \omega_i^3 \quad p/ \omega_i > 0,491 \quad (3.89)$$

Para mistura de multicomponente, é necessário utilizar uma regra de mistura para determinar os valores de  $a_m$  e  $b_m$ . Aplicando a regra clássica de mistura quadrática para os parâmetros da equação de estado, obtém-se as equações (3.0) e (3.91), conhecida como regra de mistura tipo van der Waals.

$$a_m = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n x_i \cdot x_j \cdot \left( \sqrt{a_i \cdot a_j} \right) \cdot (1 - \delta_{ij}) \quad (3.90)$$

$$b_m = \sum_{i=1}^n x_i \cdot b_i \quad (3.91)$$

Onde  $\delta_{ij}$  é o coeficiente binário empírico de interação molecular.

A equação (3.83) pode ser escrita na forma polinomial, em função do fator de compressibilidade (Z), conforme a equação (3.92).

$$Z^3 + (B_m - 1) \cdot Z^2 + (A_m - 3 \cdot B_m^2 - 2 \cdot B_m) \cdot Z + (B_m^3 + B_m^2 + A_m \cdot B_m) = 0 \quad (3.92)$$

onde:

$$A_m = \frac{a_m \cdot P}{R^2 \cdot T^2} \quad (3.93)$$

$$B_m = \frac{b_m \cdot P}{R \cdot T} \quad (3.94)$$

$$Z = \frac{P \cdot V}{R \cdot T} \quad (3.95)$$

A equação de estado de Peng e Robinson é capaz de determinar o fator de compressibilidade da fase vapor e líquida. Geralmente, num sistema de equilíbrio líquido-vapor tem três raízes reais, sendo o maior fator de compressibilidade correspondente a fase vapor ( $Z^V$ ) e o menor fator de compressibilidade corresponde a fase líquida ( $Z^L$ ). O valor mediano não tem nenhum significado físico.

### 3.4.3 Cálculo de equilíbrio líquido-vapor

O critério de equilíbrio termodinâmico entre a fase vapor e a fase líquida, na mesma temperatura e pressão, é dado pela igualdade das fugacidades de cada componente "i" nessas fases.

$$f_i^L(T, P, x_i) = f_i^G(T, P, y_i) \quad (3.96)$$

Para o cálculo de fugacidade, é utilizada a abordagem  $\phi_i^L - \phi_i^V$  para representar as fases líquida e vapor conforme as equações (3.97) e (3.98).

$$\hat{f}_i^L = y_i \cdot \hat{\phi}_i^L \cdot P \quad (3.97)$$

$$\hat{f}_i^G = y_i \cdot \hat{\phi}_i^G \cdot P \quad (3.98)$$

A combinação das equações (3.97) e (3.98) define a relação entre a fração molar do vapor e do líquido e fornece a constante de equilíbrio líquido-vapor de cada componente i com base na equação de estado.

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{\hat{\phi}_i^L}{\hat{\phi}_i^G} \quad (3.99)$$

O coeficiente de fugacidade de cada espécie “i” numa mistura de vapor, utilizando a equação de estado de Peng e Robinson, é determinado pela equação (3.100) (SANDLER, 2006).

$$\hat{\phi}_i^L = \exp \left[ \frac{B_i}{B_m} (Z^G - 1) - \ln(Z^G - B_m) - \frac{A}{2\sqrt{2} \cdot B_m} \left( \frac{2 \cdot \sum_{j=1}^n y_i \cdot A_{ij}}{A_m} - \frac{B_i}{B_m} \right) \ln \left( \frac{Z^G + (\sqrt{2} + 1) \cdot B_m}{Z^G + (\sqrt{2} - 1) \cdot B_m} \right) \right] \quad (3.100)$$

Enquanto o coeficiente de fugacidade de espécie “i” na mistura líquida foi determinada pela equação (3.101).

$$\hat{\phi}_i^L = \exp \left[ \frac{B_i}{B_m} (Z^L - 1) - \ln(Z^L - B_m) - \frac{A}{2\sqrt{2} \cdot B_m} \left( \frac{2 \cdot \sum_{j=1}^n x_i \cdot A_{ij}}{A_m} - \frac{B_i}{B_m} \right) \ln \left( \frac{Z^L + (\sqrt{2} + 1) \cdot B_m}{Z^L + (\sqrt{2} - 1) \cdot B_m} \right) \right] \quad (3.101)$$

Conhecendo-se as temperaturas e pressões críticas, fatores acêntricos para cada componente, a composição das fases, temperatura e pressão do sistema podem ser determinados os coeficientes de fugacidade dos componentes i em cada fase.

Com a relação entre o coeficiente de fugacidade da fase líquida e da gasosa para cada componente “i”, é obtido o valor da constante de equilíbrio líquido-vapor  $K_i$  para cada componente. Esta aproximação tem a vantagem de consistência entre os modelos termodinâmicos da fase vapor e da líquida.

#### 3.4.4 Cálculo da vaporização brusca (*flash*) para mistura de multicomponentes

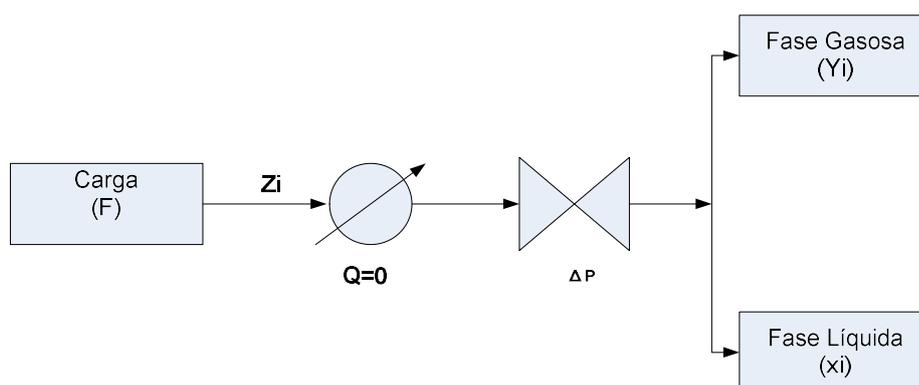
A vaporização brusca (*flash*) é um estágio de equilíbrio termodinâmico em que uma carga é parcialmente vaporizada, resultando numa fase gasosa rica em componentes mais voláteis do que o líquido restante, devido à variação de pressão. Para a ocorrência da vaporização brusca de uma determinada carga em uma tubulação, devem ser satisfeitas todas as condições inerentes à condição de

equilíbrio, a igualdade de pressão, temperatura e fugacidade das espécies “i” nas respectivas fases líquida e gasosa em cada ponto ao longo da tubulação, ou seja, devem ser satisfeitas as equações (3.80), (3.81) e (3.82).

O procedimento adicional na vaporização brusca consiste em determinar as respectivas frações molares da fase gasosa e líquida, ponto a ponto, ao longo de uma tubulação, a partir de uma carga de alimentação dessa condição. A metodologia apresentada é a sugerida por (SMITH *et. al.*, 2000) com algumas modificações propostas por (MICHELSEN e MOLLERUP, 2007).

A partir da Figura (3.4) são apresentados os balanços de massa global e por componentes em base molar, ou seja, em (mol / unidade de tempo).

Figura 3.4 – Equilíbrio: líquido–vapor.



Fonte (O AUTOR).

A seguir, são apresentados o balanço de massa global e por componente num sistema em equilíbrio líquido-vapor:

- Balanço de massa global:

$$F = L + G \quad (3.102)$$

- Balanço de massa por componentes:

$$z_i \cdot F = x_i \cdot L + y_i \cdot G \quad (3.103)$$

- A constante de equilíbrio para cada espécie “i” é definida pela equação (3.104):

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (3.104)$$

- A fração molar vaporizada ( $\beta$ ) é definida pela equação (3.105):

$$\beta = \frac{G}{F} \rightarrow (0 \leq \beta \leq 1) \quad \text{Na condição de equilíbrio líquido-vapor.} \quad (3.105)$$

As equações (3.102), (3.103), (3.104) e (3.105) são combinadas para obter as composições da fase vapor e líquida em termos da composição da corrente de alimentação, da constante de equilíbrio e fração molar vaporizada.

$$x_i = \frac{z_i}{\left[1 + (K_i - 1) \cdot \frac{G}{F}\right]} \quad (3.106)$$

$$y_i = \frac{z_i \cdot K_i}{\left[1 + (K_i - 1) \cdot \frac{G}{F}\right]} \quad (3.107)$$

$$f(\beta) = \sum_{i=1}^n \frac{z_i \cdot (K_i - 1)}{1 + \beta \cdot (K_i - 1)} = 0 \quad (3.108)$$

Onde ( $\beta$ ) é a fração molar vaporizada definida pela equação (3.105).

### 3.4.5 Limites da condição de equilíbrio líquido-vapor

O equilíbrio líquido-vapor pressupõe o seu estabelecimento entre os limites que se constituem nos pontos de bolha e de orvalho. Desta forma, a identificação da condição de equilíbrio de um sistema a uma determinada temperatura T e pressão P, se verifica quando verifica-se a equação (3.109).

$$P_{\text{Bolha}} < P < P_{\text{orvalho}} \quad (3.109)$$

a) Pressão do ponto de bolha:

Nesse caso, os componentes encontram-se totalmente na fase líquida ( $\beta = 0$ ) e surge vestígio da primeira bolha de vapor. O procedimento de cálculo envolve a combinação de informações conhecidas ( $T$ ,  $x_i$  e  $z_i$ ) e constante de equilíbrio para calcular a função objetivo desejada, equação (3.113), e a composição da fase vapor através das equações (3.110), (3.111) e (3.112).

$$x_i = z_i \quad (3.110)$$

$$y_i = K_i \cdot x_i \quad (3.111)$$

$$\sum_{i=1}^n y_i = 1 \quad (3.112)$$

$$f(P) = \sum_{i=1}^n K_i \cdot x_i - 1 = 0 \quad (3.113)$$

b) Pressão do ponto de orvalho:

Nesse caso, os componentes encontram-se totalmente na fase vapor ( $\beta = 1$ ) e surge vestígio da primeira bolha de líquido. O procedimento de cálculo envolve a combinações de informações conhecidas ( $T$ ,  $y_i$  e  $z_i$ ) e constante de equilíbrio para calcular a função objetivo desejada, equação (3.117), e a composição da fase líquida através das equações (3.114) (3.115) e (3.116).

$$y_i = z_i \quad (3.114)$$

$$x_i = \frac{y_i}{K_i} \quad (3.115)$$

$$\sum_{i=1}^n x_i = 1 \quad (3.116)$$

$$f(P) = \sum_{i=1}^n \frac{y_i}{K_i} - 1 = 0 \quad (3.117)$$

### 3.4.6 Estimativa inicial da constante de equilíbrio líquido-vapor

A estimativa inicial da constante de equilíbrio líquido-vapor  $\kappa_i$ , de cada componente é obtida através da correlação proposta por (WILSON, 1968) para hidrocarbonetos, utilizando a equação (3.118).

$$\kappa_i = \left( \frac{P_{c_i}}{P} \right) \cdot \exp \left[ 5,3726985503 \cdot (1 + \omega_i) \cdot \left( 1 - \frac{T_{c_i}}{T} \right) \right] \quad (3.118)$$

A seguir, o valor calculado é validado com as equações do equilíbrio termodinâmico e do balanço de massa.

No cálculo dos casos especiais relativos aos pontos de bolha e orvalho, a estimativa inicial da pressão a ser utilizada na correlação de Wilson são as definidas pelas equações (3.119) e (3.120), respectivamente.

$$P_{\text{BOLHA}} = \sum_{i=1}^n x_i \cdot P_i^{\text{SAT}} \quad (3.119)$$

$$P_{\text{ORVALHO}} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{y_i}{P_i^{\text{SAT}}}} \quad (3.120)$$

A pressão de vapor (equação (3.121)) é determinada com base na equação proposta por Clausius-Clapeyron, onde os coeficientes  $A_i$  e  $B_i$  são obtidos a partir de dois pontos conhecidos, ponto normal de ebulição e do ponto crítico.

$$P_i^{\text{SAT}} = \exp \left( A_i - \frac{B_i}{T} \right) \quad (3.121)$$

$$A_i = \ln(P_b) + \frac{1}{T_{b_i}} \left[ \frac{\ln \left( \frac{P_{c_i}}{P_b} \right)}{\left( \frac{1}{T_{b_i}} - \frac{1}{T_{c_i}} \right)} \right] \quad (3.122a)$$

$$B_i = \left[ \frac{\ln\left(\frac{P_{c_i}}{P_b}\right)}{\left(\frac{1}{T_{b_i}} - \frac{1}{T_{c_i}}\right)} \right] \quad (3.122b)$$

### 3.5 Procedimento de cálculo utilizado

Neste trabalho, a metodologia acima descrita, foi desenvolvida através de rotinas de cálculos específicas para cada necessidade em MATLAB® (The Mathworks, Inc.), na versão R2015a.

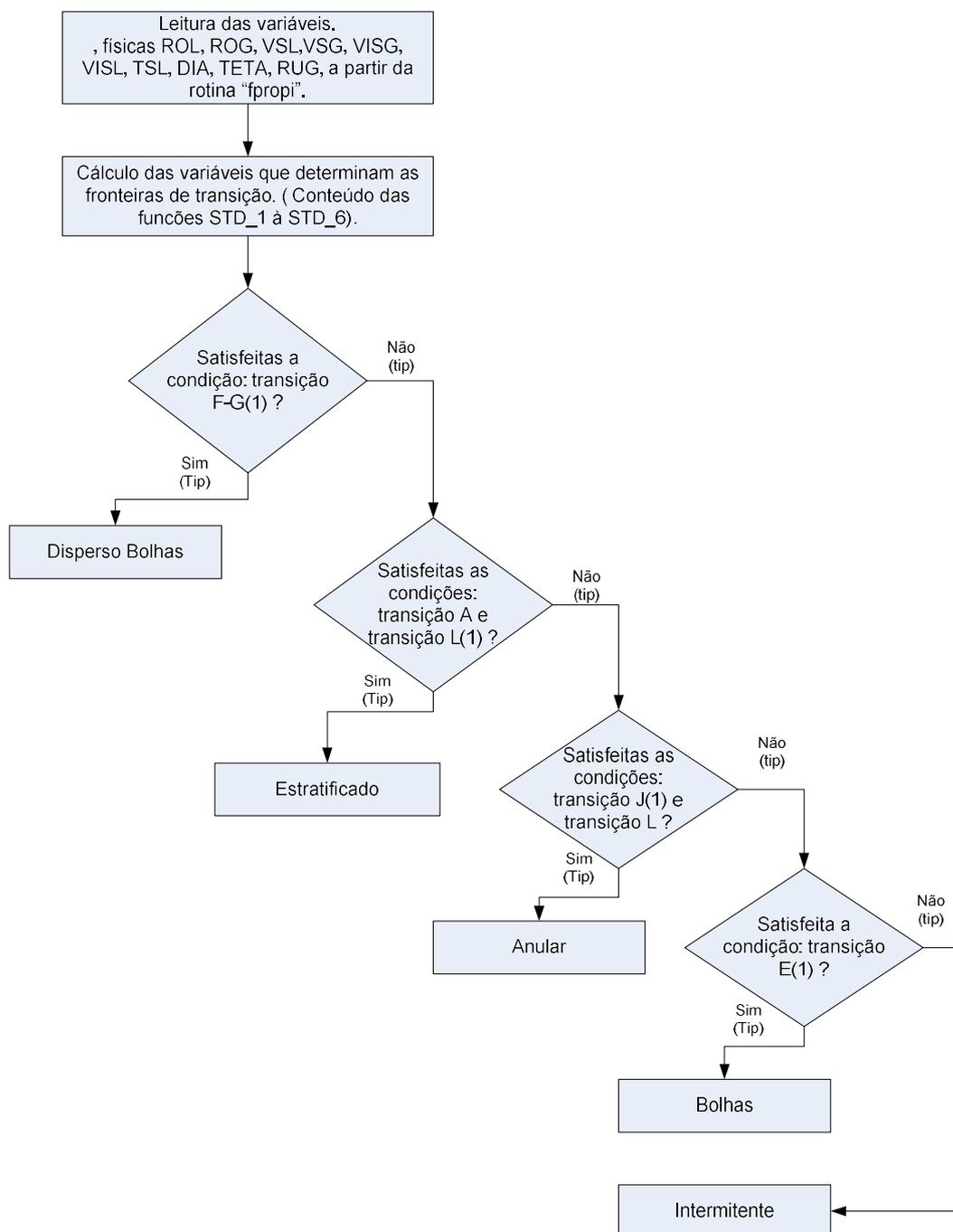
#### 3.5.1 Rotina de identificação do padrão de escoamento

A rotina desenvolvida para identificação do padrão em voga no escoamento, executa a checagem a partir de uma condição de fluxo, perante as equações que determinam as fronteiras de transições dos respectivos padrões conforme o diagrama de blocos mencionado na Figura 3.5.

#### 3.5.2 Rotina de cálculo da perda de pressão.

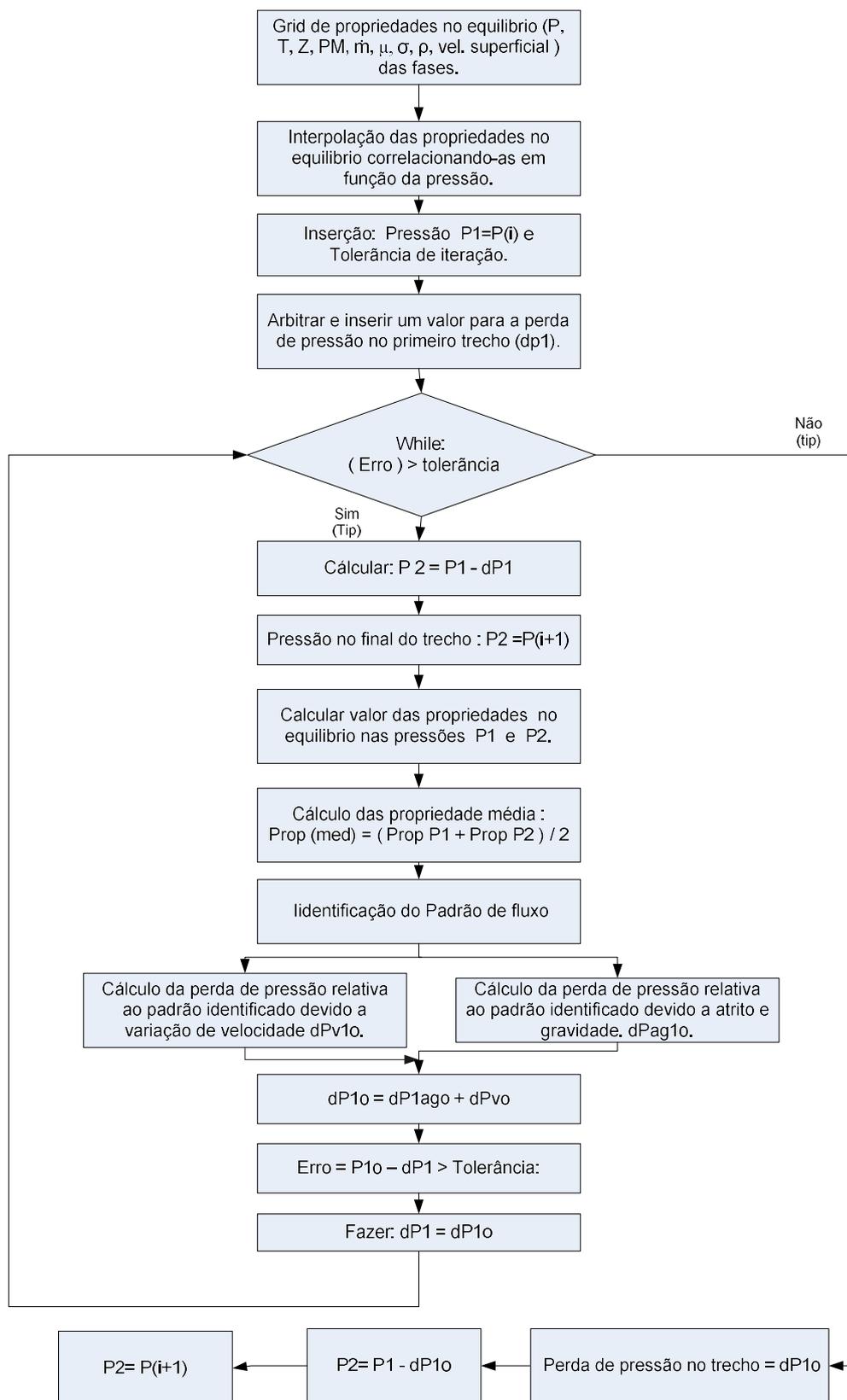
As rotinas para a perda de pressão devido ao atrito e a gravidade traduzem o conteúdo descrito nos apêndices A, B, C e D, que respectivamente fornecem o procedimento de cálculo da perda de pressão devido ao atrito e a gravidade, nos padrões de escoamento estratificado, intermitente, anular e bolhas. Para a composição da perda da pressão total em um trecho de tubulação o procedimento executado é descrito na Figura 3.6.

Figura 3.5 - Rotina de identificação do padrão de escoamento.



Fonte: (O AUTOR).

Figura 3.6 - Rotina de cálculo - Perda de pressão total.

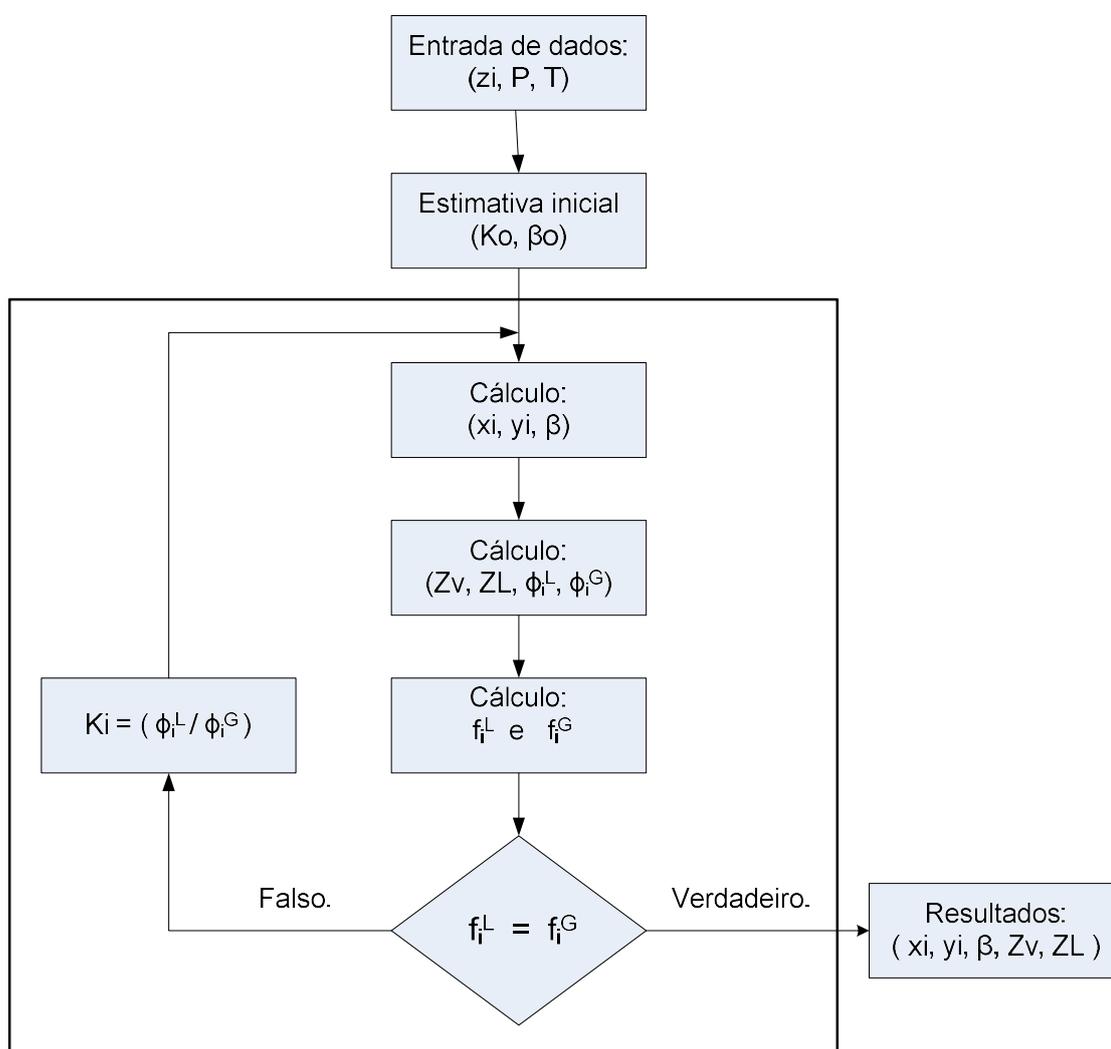


Fonte: (O AUTOR).

### 3.5.3 Rotinas de cálculo de equilíbrio de fases e vaporização brusca

O procedimento de cálculo utilizado neste trabalho, para a determinação das frações molares do fluido ao longo da tubulação (*riser*) das respectivas fases, em conformidade com as equações aqui descritas, tem como auxílio, a equação de estado de (PENG e ROBINSON, 1976). Na Figura 3.7, é apresentado um desenho esquemático sobre o cálculo a *flash* P-T.

Figura 3.7 – Procedimento iterativo para o cálculo de *flash*.



Fonte: (O AUTOR).

Para resolver o conjunto de equações não-lineares do equilíbrio líquido-vapor utilizou-se Aspen hysys V8.6.

### 3.6 Procedimento de cálculo utilizado

#### 3.6.1 Massa específica – fase líquida

A equação (3.123) foi utilizada para determinar a massa específica da fase líquida.

$$\rho_L = [SG + (B \cdot (1,80 \cdot T - 519,67) + A) \cdot (1,80 \cdot T - 519,67)] \cdot 1000 \quad (3.123)$$

$$A = (30 \cdot SG - 3948) \cdot 10^{-6}$$

$$B = (0,60 \cdot SG - 0,49) \cdot 10^{-6}$$

Onde:

$\rho_L$  - Massa específica do líquido, kg/m<sup>3</sup>.

SG - Densidade @ 60/60 °F.

T - Temperatura, K.

#### 3.6.2 Massa específica – fase gasosa

A massa específica da fase gasosa foi determinada a partir da equação (3.124) (PENG e ROBINSON, 1976).

$$\rho_G = \frac{P \cdot \overline{PM}}{Z \cdot R \cdot T} \quad (3.124)$$

Onde:

$\rho_G$  - Massa específica da fase gasosa, kg/m<sup>3</sup>.

P - Pressão, bar abs.

T - Temperatura, K.

$\overline{PM}$  - Peso molecular da mistura

Z - Fator de compressibilidade

O fator de compressibilidade Z foi obtido a partir da equação de estado de Peng e Robinson (equação(3.92)).

### 3.6.3 Viscosidade – fase líquida

(TWU 1985) propôs um método para determinar a viscosidade de uma fração de petróleo baseado na teoria da perturbação-expansão, onde a viscosidade real é calculada em relação ao valor de referência de uma normal parafina, aqui indicado pelo símbolo sobrescrito (<sup>0</sup>). Neste método, a viscosidade é estimada a partir da temperatura normal de ebulição (em K) e densidade à 60/60 °F do pseudocomponente “i”.

A seguir, é apresentado o procedimento para determinar a viscosidade da fração líquida de petróleo:

a) Normal parafina:

$$Tc^0 = Tb \cdot \left( a_0 + a_1 \cdot Tb + a_2 \cdot Tb^2 + a_3 \cdot Tb^3 + \frac{a_4}{Tb^{13}} \right)^{-1} \quad (3.125)$$

$$\begin{array}{ll} a_0 & = 0,533272 & a_1 & = 0,34383 \cdot 10^{-3} \\ a_2 & = 2,52617 \cdot 10^{-7} & a_3 & = -1,658481 \cdot 10^{-10} \\ a_4 & = 4,560773 \cdot 10^{24} & & \end{array}$$

- Densidade à 60/60°F:

A densidade de normal parafina pode ser determinada pela equação (3.126).

$$SG_i^0 = 0,8453593 - 0,128624 \cdot \alpha_i - 3,36159 \cdot \alpha_i^3 - 13749,5 \cdot \alpha_i^{12} \quad (3.126)$$

Onde:

$$\alpha_i = 1 - \frac{Tb_i}{(Tc^0)_i}$$

- Viscosidade:

A viscosidade da normal parafina à 98,9 e 37,8 °C são obtidas pelas equações (3.127) e (3.128) a partir da temperatura normal de ebulição.

- Viscosidade à 98,9 °C:

$$\ln(\rho_2^0 + 15) = 4,73227 - 27,095 \alpha + 49,4491 \alpha^2 - 50,4706 \alpha^4 \quad (3.127)$$

- Viscosidade à 37,9 °C:

$$\ln(\rho_1^0) = 0,801624 + 1,37179 \ln(\rho_2^0) \quad (3.128)$$

b) Fração líquida de petróleo:

- Viscosidade à 98,9 °C:

$$\ln\left(\rho_2 + \frac{450}{Tb}\right) = \ln\left(\rho_2^0 + \frac{450}{Tb}\right) \cdot \left(\frac{1 + 2 \cdot f_2}{1 - 2 \cdot f_2}\right)^2 \quad (3.129)$$

$$|x| = \left| 1,99873 - \frac{56,7394}{\sqrt{Tb}} \right| \quad (3.130)$$

$$f_2 = |x| \cdot \Delta SG - 21,1141 \cdot \frac{\Delta SG^2}{\sqrt{Tb}} \quad (3.131)$$

- Viscosidade à 37,9 °C:

$$\ln\left(\rho_1 + \frac{450}{Tb}\right) = \ln\left(\rho_1^0 + \frac{450}{Tb}\right) \cdot \left(\frac{1 + 2 \cdot f_1}{1 - 2 \cdot f_1}\right)^2 \quad (3.132)$$

$$f_1 = 1,33932 \cdot |x| \cdot \Delta SG - 21,1141 \cdot \frac{\Delta SG^2}{\sqrt{Tb}} \quad (3.133)$$

c) Efeito da temperatura sobre a viscosidade da fração líquida:

A correlação empírica que relaciona viscosidade com a temperatura proposta por (WALTHER, 1931), modificada pela ASTM (1986), tem apresentada ótima precisão na estimativa da viscosidade em outras temperaturas de petróleo e suas frações.

$$\ln(\ln(Z)) = A + B \cdot \ln(T) \quad (3.134)$$

$$Z = \vartheta + 0,7 + \exp(-1,47 - 1,84 \cdot \vartheta - 0,51 \cdot \vartheta^2) \quad (3.135)$$

$$\vartheta = \varphi - \exp(-0,7487 - 3,295 \varphi + 0,6119 \varphi^2 - 0,3193 \varphi^3) \quad (3.136)$$

$$\varphi = Z - 0,70 \quad (3.137)$$

$$B = \frac{\ln(\ln(Z_1)) - \ln(\ln(Z_2))}{\ln(T_1) - \ln(T_2)} \quad (3.138)$$

$$A = \ln(\ln(Z_1)) + B \cdot \ln(T_1) \quad (3.139)$$

$$Z = \exp(\exp(A - B \cdot \ln(T))) \quad (3.140)$$

### 3.6.4 Viscosidade – fase gasosa

(LEE, GONZALEZ e EAKIN, 1966) propuseram uma correlação semi-empírica para determinar a viscosidade da fase gasosa a partir da massa específica, peso molecular, e temperatura. Essa correlação está descrita na equação (3.141), sendo sua faixa de validade de temperatura entre 38 e 171 °C e pressão de 6,895 e 551,6 bar abs (SANEI *et al.*, 2015).

$$\mu_g = 10^{-7} \cdot K \cdot \exp\left(X \cdot \left(\frac{\rho}{1000}\right)^Y\right) \quad (3.141)$$

$$Y = 2,447 + 0,2224 \cdot X \quad (3.142)$$

$$X = 3,448 + \left(\frac{548}{T}\right) + 0,01009 \cdot \overline{PM} \quad (3.143)$$

$$K = \frac{(22,6498 + 0,038808 \cdot \overline{PM}) \cdot T^{1,50}}{209,2 + 19,26 \cdot \overline{PM} + 1,80 \cdot T} \quad (3.144)$$

Onde:

$\mu_g$  - Viscosidade cinemática da mistura, Pa.s.

T - Temperatura da fase gasosa, K.

$\overline{PM}$  - Peso molecular da mistura gasosa.

$\rho$  - Massa específica da fase gasosa na condição de escoamento, kg/m<sup>3</sup>.

### 3.6.5 Tensão superficial

(BROCK e BIRD, 1955) propuseram uma correlação para determinar a tensão superficial descrita na equação (3.145). (DARWISH, AL-SAHHAF e FAHIM, 1995); (POLING, PRAUSNITZ e O'CONNELL, 2001).

$$\sigma_i = (P_{c_i})^{0,6667} \cdot (T_{c_i})^{0,3333} \cdot Q_i \cdot \left(1 - \left(\frac{T}{T_{c_i}}\right)\right)^{1,2222} \quad (3.145)$$

$$Q_i = 0,1196 \cdot \left[1 + \frac{\left(\frac{T_{b_i}}{T_{c_i}}\right) \cdot \ln\left(\frac{P_{c_i}}{1,01325}\right)}{1 - \left(\frac{T_{b_i}}{T_{c_i}}\right)}\right] - 0,279, \quad (3.146)$$

Onde:

$\sigma_i$  - Tensão superficial do componente "i", dina/cm

$P_{c_i}$  - Pressão crítica do componente "i", bar abs.

$T_{c_i}$  - Temperatura crítica do componente "i", K.

T - Temperatura, K.

Em geral, a precisão dessa equação é da ordem de 5% (RIAZI, 2005).

A estimativa da tensão superficial da mistura de hidrocarbonetos líquidos foi obtida a partir da equação (3.147) com  $T \leq T_b$ .

$$\sigma = \sum_{i=1}^n x_i \cdot \sigma_i \quad (3.147)$$

### 3.7 Tabela de propriedades físicas

No cálculo da perda de carga no sistema de transporte, as propriedades físicas foram obtidas numa tabela de dados. Os dados armazenados abrangem todo o intervalo de temperatura e pressão prevista no sistema, incluindo a fase líquida e vapor. As propriedades armazenadas foram obtidas através de sucessivos cálculos de *flash* em diferentes condições de pressão e temperatura e em seguida, foram obtidas as propriedades físicas de cada fase. Estas foram as seguintes:

- Fase líquida: massa específica, viscosidade e tensão superficial;
- Fase vapor: fração vaporizada, fator de compressibilidade, peso molecular, massa específica e viscosidade.

## 4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo são apresentados os resultados e discussões obtidos na aplicação da metodologia descrita no capítulo anterior com o propósito de alcançar os objetivos na presente dissertação. Para resolver os cálculos referentes aos modelos matemáticos do escoamento bifásico e as correlações para determinar as propriedades físicas da mistura, foram desenvolvidos programas (rotinas de cálculos) em Matlab® da “*The Mathworks*”, para executar os procedimentos relativos à caracterização e determinação das variáveis e propriedades críticas do petróleo. Além disso, estendeu-se a utilização dessa ferramenta, desenvolvendo rotinas para determinar os padrões de fluxo do escoamento bifásico, a perda de pressão nesses padrões, a determinação do perfil de velocidade da mistura ao longo do percurso de escoamento no sistema de transporte de óleo em estudo (*riser*). No cálculo de equilíbrio de fases foi utilizado o *software* Aspen hysys® V8.6. Atualmente, é um dos mais utilizados pela maioria das companhias petrolíferas.

### 4.1 Resultados

#### 4.1.1 Informações do processo utilizados nesta dissertação.

O óleo de base utilizado foi o petróleo angolano Girassol, onde as suas características físico-químicas estão mencionadas na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 - Características físico-químicas do petróleo.

Característica;	Valor
°API	30,2
Enxofre total	0,345 %massa
Nitrogênio total	1233 ppm
Viscosidade a 40 °C	10,7 cSt
Viscosidade a 50 °C	8,1 cSt
Ponto de fluidez	-14,9 °C
Asfaltenos como insolúveis em n-heptano	0,20 % massa

Fonte: ( EXXON MOBIL).

Nas Tabela 4.2 Tabela 4.2 respectivamente são apresentadas a curva de destilação de ponto de ebulição verdadeiro do óleo e a Composição da corrente gasosa obtido por cromatografia.

Tabela 4.3 - Curva de destilação de ponto de ebulição verdadeiro.

Vaporizado: % volume líquido acumulado	Temperatura, °C
0	9,94
5	89,94
10	139,83
20	197,06
30	259,44
40	308,22
50	356,11
60	406,44
70	458,67
80	518,94
90	603,72
95	671,39
100	787,56

Fonte: ( EXXON MOBIL).

Tabela 4.4 - Composição da corrente gasosa obtido por cromatografia.

Componentes	%mol.
H <sub>2</sub> S	0,00
CO <sub>2</sub>	1,67
N <sub>2</sub>	0,32
CH <sub>4</sub>	71,08
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	15,52
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	7,36

Continuação: Tabela 4.5 - Composição da corrente gasosa obtido por cromatografia.

Componentes	%mol.
i – C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,92
n – C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,98
i – C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,33
n– C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,26
Total	99,44

Fonte: ( EXXON MOBIL).

A relação RGO (GOR – *Gas/Oil Ratio*) é expressa em ft<sup>3</sup> de gás a 60 °F e 14.65 psia (SCF) per *barrel of stock tank oil @ 60 °F* (BSTO). Foi considerado RGO = 1000 SCF de gás por STB de óleo, com BSW = 0,10% vol. líquido

As propriedades físicas críticas dos componentes puros da fase gasosa foram obtidas de bibliografia confiável largamente utilizada no mercado.

#### 4.1.2 Configuração do sistema de produção simulado

Na Figura 4.1 é apresentado um esquema de produção utilizado no estudo, considerando as seguintes configurações:

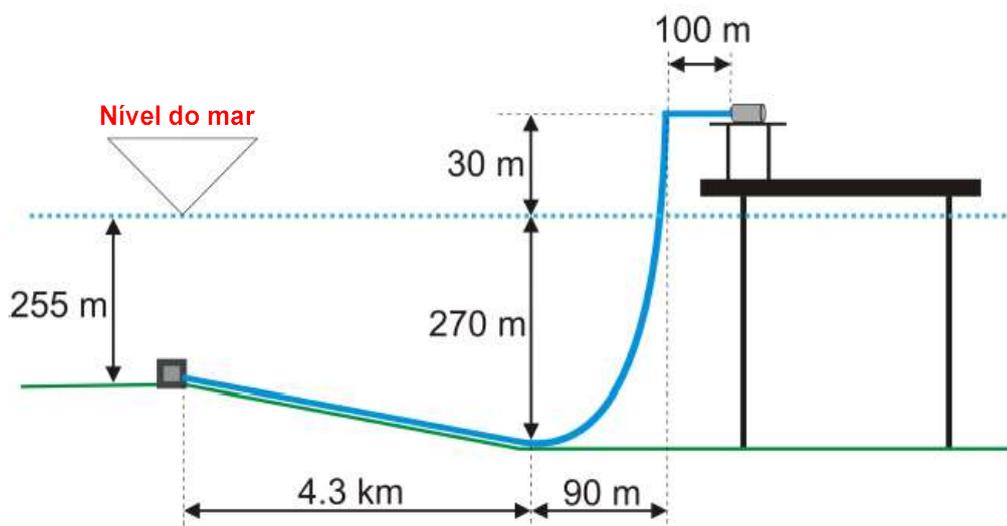
- O poço está localizado a uma profundidade de 255 m e está situado a 4,50 km de distância até a base do *riser*;
- A plataforma tem 270 m de água com um convés de produção localizado a 30 m acima do nível do mar;
- Há um tubo horizontal de 100 m no topo *riser* com as mesmas características do outro *riser*;
- O oleoduto tem uma espessura de parede de aço de 7,5 mm e uma camada de isolamento;
- Diâmetro interno da tubulação: 166 mm;
- A rugosidade dos tubos considerada é de 0,00005 m;
- O fluido deixa a cabeça do poço com 62 °C de temperatura;
- Pressão do óleo: 50,0 kgf/cm<sup>2</sup> abs, imediatamente após o óleo deixar a válvula árvore de natal, válvula de bloqueio na cabeça do poço;

- Considerou-se que o sistema é isolado termicamente, ou seja não há troca de calor com o meio que o envolve;
- Vazão de óleo:  $100 \text{ m}^3/\text{h}$  @  $60 \text{ }^\circ\text{F}$  (referência).

#### 4.1.3 Informações adicionais

Os procedimentos desenvolvidos nesta dissertação são direcionados única e exclusivamente para trechos retos de tubulação, não se aplicando a conexões e elementos de tubulação como válvulas, instrumentos e outros. Parte-se do pressuposto que a garantia de escoamento se encontra estabelecida, não se aplicando neste trabalho qualquer atenção a este quesito.

Figura 4.1 – Esquema do sistema de produção.



Fonte: (O AUTOR).

#### 4.1.4 Caracterização do óleo e execução do equilíbrio de fases.

Nas Tabelas 4.4 e 4.5 estão relacionadas as propriedades de caracterização e críticas do óleo utilizado no cálculo de escoamento desta dissertação. Essas propriedades foram calculadas, utilizando as correlações listadas no capítulo 3 e as rotinas desenvolvidas no *software* Matlab®.

Tabela 4.6 – Propriedades de caracterização do óleo.

Nº	Tipo	Temp. Normal de Ebulição, K	SG <sub>i</sub> , (adimen.)	Peso Molecular
1	H <sub>2</sub> O	373,1500	0,9960	18,0150
2	N <sub>2</sub>	77,3500	0,8073	28,0000
3	CH <sub>4</sub>	111,6600	0,3001	16,0430
4	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	184,5200	0,3738	30,5400
5	CO <sub>2</sub>	194,6700	0,8156	44,0100
6	H <sub>2</sub> S	212,8100	0,7972	34,0800
7	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	231,0800	0,5081	44,0940
8	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	261,4200	0,5626	58,1240
9	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	272,6500	0,5835	58,1240
10	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	301,0000	0,6250	72,1510
11	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	309,2200	0,6311	72,1510
12	Pseudo	300,4884	0,6824	68,1654
13	Pseudo	324,8666	0,7004	78,3969
14	Pseudo	351,2553	0,7188	90,3477
15	Pseudo	375,8042	0,7352	102,3382
16	Pseudo	398,6165	0,7498	114,2881
17	Pseudo	419,7957	0,7628	126,1263
18	Pseudo	439,4450	0,7746	137,7915
19	Pseudo	457,6677	0,7851	149,2328
20	Pseudo	474,5671	0,7947	160,4098
21	Pseudo	490,2466	0,8033	171,2939
22	Pseudo	504,8095	0,8112	181,8684
23	Pseudo	518,3591	0,8184	192,1287
24	Pseudo	530,9986	0,8250	202,0823
25	Pseudo	542,8315	0,8311	211,7489

Continuação: Tabela 4.7 – Propriedades de caracterização do óleo.

Nº	Tipo	Temp. Normal Ebulição, K	SG <sub>i</sub> , (adimen.)	Peso Molecular
26	Pseudo	553,9610	0,8367	221,1602
27	Pseudo	564,4904	0,8420	230,3594
28	Pseudo	574,5230	0,8469	239,4009
29	Pseudo	584,1622	0,8517	248,3501
30	Pseudo	593,5113	0,8562	257,2834
31	Pseudo	602,6736	0,8606	266,2878
32	Pseudo	611,7524	0,8649	275,4611
33	Pseudo	620,8509	0,8691	284,9127
34	Pseudo	630,0727	0,8734	294,7639
35	Pseudo	639,5208	0,8778	305,1493
36	Pseudo	649,2987	0,8822	316,2186
37	Pseudo	659,5097	0,8868	328,1384
38	Pseudo	670,2570	0,8916	341,0955
39	Pseudo	681,6440	0,8966	355,3002
40	Pseudo	693,7741	0,9019	370,9918
41	Pseudo	709,3462	0,9086	392,0198
42	Pseudo	729,1653	0,9170	420,2966
43	Pseudo	751,1147	0,9261	453,7201
44	Pseudo	775,4682	0,9360	493,5924
45	Pseudo	802,4995	0,9468	541,5730
46	Pseudo	832,4824	0,9584	599,8082
47	Pseudo	865,6908	0,9710	671,1146
48	Pseudo	902,3984	0,9845	759,2407
49	Pseudo	945,2013	0,9998	876,0030
50	Pseudo	995,0979	1,0171	1.034,1370

Fonte: (O AUTOR).

Tabela 4.8 - Propriedades críticas do óleo.

N.º	Tipo	Pressão crítica (Pa)	Temperatura crítica (K)	Fator acêntrico (adimensional)	Volume crítico (m³/mol)
1	H <sub>2</sub> O	22.090.000,0000	647,3000	0,3442	0,00005680
2	N <sub>2</sub>	3.334.000,0000	126,1000	0,0403	0,00009010
3	CH <sub>4</sub>	4.604.000,0000	190,6000	0,0108	0,00009920
4	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	4.880.000,0000	305,4000	0,0989	0,00014790
5	CO <sub>2</sub>	7.320.000,0000	304,2000	0,2276	0,00009400
6	H <sub>2</sub> S	8.937.000,0000	373,5000	0,0814	0,00009850
7	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	4.249.000,0000	369,8000	0,1517	0,00020290
8	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	3.648.000,0000	408,1000	0,1770	0,00026270
9	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	3.797.000,0000	425,2000	0,1931	0,00025500
10	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	3.390.000,0000	460,4000	0,2270	0,00030600
11	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	3.369.000,0000	469,7000	0,2486	0,00030400
12	Pseudo	3.992.076,8484	468,1793	0,2152	0,00029547
13	Pseudo	3.648.198,6235	497,2525	0,2477	0,00033055
14	Pseudo	3.319.079,7365	527,3872	0,2873	0,00037261
15	Pseudo	3.047.080,9032	554,3708	0,3275	0,00041554
16	Pseudo	2.819.649,3973	578,6706	0,3673	0,00045872
17	Pseudo	2.627.549,4796	600,6483	0,4062	0,00050165
18	Pseudo	2.463.839,3161	620,5942	0,4436	0,00054389
19	Pseudo	2.323.201,1156	638,7487	0,4795	0,00058509
20	Pseudo	2.201.490,3894	655,3166	0,5137	0,00062499
21	Pseudo	2.095.425,3954	670,4763	0,5462	0,00066342
22	Pseudo	2.002.368,7007	684,3870	0,5770	0,00070026
23	Pseudo	1.920.170,7283	697,1930	0,6062	0,00073550
24	Pseudo	1.847.055,9096	709,0274	0,6338	0,00076916
25	Pseudo	1.781.538,6983	720,0143	0,6601	0,00080132

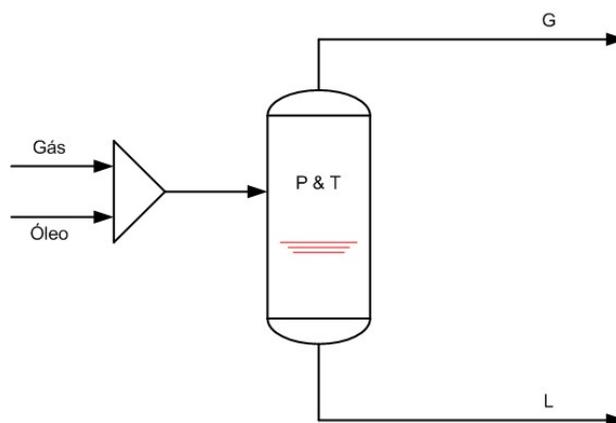
Continuação: Tabela 4.9 - Propriedades críticas do óleo.

N.º	Tipo	Pressão crítica (Pa)	Temperatura crítica (K)	Fator acêntrico (adimensional)	Volume crítico (m <sup>3</sup> /mol)
26	Pseudo	1.722.360,8969	730,2708	0,6850	0,00083211
27	Pseudo	1.668.444,4582	739,9087	0,7090	0,00086168
28	Pseudo	1.618.855,7111	749,0351	0,7320	0,00089024
29	Pseudo	1.572.778,1555	757,7535	0,7543	0,00091801
30	Pseudo	1.529.491,7881	766,1644	0,7762	0,00094521
31	Pseudo	1.488.357,4736	774,3658	0,7978	0,00097213
32	Pseudo	1.448.805,2708	782,4535	0,8194	0,00099902
33	Pseudo	1.410.325,8843	790,5213	0,8412	0,00102617
34	Pseudo	1.372.464,6050	798,6611	0,8635	0,00105387
35	Pseudo	1.334.817,2281	806,9635	0,8865	0,00108243
36	Pseudo	1.297.027,5280	815,5173	0,9105	0,00111214
37	Pseudo	1.258.785,9269	824,4098	0,9358	0,00114332
38	Pseudo	1.219.829,0364	833,7266	0,9596	0,00117628
39	Pseudo	1.179.939,7812	843,5521	0,9860	0,00121132
40	Pseudo	1.138.947,8362	853,9687	1,0139	0,00124875
41	Pseudo	1.088.480,5197	867,2691	1,0492	0,00129692
42	Pseudo	1.027.552,0422	884,0858	1,0935	0,00135830
43	Pseudo	964.095,5284	902,5741	1,1417	0,00142626
44	Pseudo	898.255,5181	922,9317	1,1942	0,00150151
45	Pseudo	830.338,6720	945,3506	1,2511	0,00158472
46	Pseudo	760.800,6742	970,0173	1,3126	0,00167657
47	Pseudo	690.228,6515	997,1132	1,3789	0,00177775
48	Pseudo	619.319,9571	1.026,8154	1,4499	0,00188899
49	Pseudo	545.043,8300	1.061,1536	1,5299	0,00201810
50	Pseudo	468.552,3715	1.100,8255	1,6194	0,00216781

Fonte: (O AUTOR).

Após a caracterização das fases líquida e gasosa presente no escoamento, foram calculadas condições de equilíbrio líquido-vapor a P e T conforme ilustrado na Figura 4.2.

Figura 4.2 – Esquema de representação do equilíbrio de fases.



Fonte: (O AUTOR).

Os resultados desses cálculos de equilíbrio proporcionaram elaborar uma tabela com valores das propriedades de interesse em diferentes condições de pressão e temperatura, constituindo um *grid* das variáveis de interesse. Como foi adotada a premissa de escoamento sem transferência de calor para o meio externo, foi considerada a temperatura constante no valor de 62 °C ao longo do comprimento do *riser*.

Na Tabela 4.6 estão os valores das variáveis obtidas através do *software* Aspen hysys® V8.6.

Tabela 4.10 – *Grid* das variáveis obtido no equilíbrio de fases.

Geral	Pressão - P (kgf/cm <sup>2</sup> abs.).	50,0	40,0	30,0	20,0	10,0
	Temperatura - T (°C):	62,0	62,0	62,0	62,0	62,0
	Vazão Total - F (kmol/h):	1458,935	1458,935	1458,935	1458,935	1458,935

Continuação: Tabela 4.11 – *Grid* das variáveis obtido no equilíbrio de fases.

Fase gasosa	Fração vaporizada - $\beta$ :	0,6228	0,6482	0,6749	0,7041	0,7388
	Peso molecular - PM:	20,745	20,973	21,295	21,278	22,639
	Fator de compressibilidade - Z:	0,8885	0,9066	0,9262	0,9475	0,9712
	Viscosidade - $\mu$ (cP):	0,01346	0,01345	0,01369	0,014	0,01320
Fase líquida	Peso molecular - PM:	169,575	179,900	192,307	208,011	230,265
	Massa específica - $\rho_L$ (kg/m <sup>3</sup> ):	782,015	792,256	803,484	816,122	851,321
	Viscosidade - $\mu$ (cP):	6,1190	7,1790	8,6314	10,7726	14,493
	Tensão superficial - $\sigma$ (dina/cm):	17,06	18,17	19,49	21,22	23,321
	Fator de compressibilidade - Z:	0,4057	0,3415	0,2714	0,1814	0,1061

Fonte: (O AUTOR).

#### 4.1.5 A obtenção das pressões pela teoria mecanicista.

Na Tabela 4.7 são apresentados os valores de velocidade e de pressão do fluido no interior do *riser* ao longo de seu comprimento, sendo obtidos a partir das rotinas de cálculo de perda de pressão, identificação de padrão de fluxo e do *grid* das variáveis de interesse elaborada no aplicativo Matlab®.

O modelo mecanicista utilizado para o cálculo da perda de pressão foi baseado em quatro padrões de fluxo: estratificado, intermitente, anular e disperso-bolha, conforme descrito nos Apêndice A, B, C e D.

Tabela 4.12 – Velocidade da mistura e pressão ao longo do riser.

Ponto	Distância a partir do poço (m)	Velocidade (V), m/s	Pressão (P), kgf/cm <sup>2</sup> abs.
0	0	7,3071	50,0000
1	96	7,3476	49,7255
2	192	7,3890	49,4481
3	288	7,4307	49,1724
4	384	7,5218	48,5803
5	480	7,5669	48,2924
6	576	7,6644	47,6828
7	672	7,7666	47,0606
8	768	7,8174	46,7580
9	864	7,8694	46,4523
10	960	7,9820	45,8043
11	1056	8,0380	45,4889
12	1152	8,0945	45,1757
13	1248	8,1534	44,8537
14	1344	8,2813	44,1705
15	1440	8,4175	43,4670
16	1536	8,4851	43,1263
17	1632	8,6326	42,4028
18	1728	8,7891	41,6617
19	1824	8,9570	40,8966
20	1920	9,1350	40,1174
21	2016	9,3268	39,3114
22	2112	9,5311	38,4895
23	2208	9,6344	38,0875
24	2304	9,7390	37,6892
25	2400	9,8474	37,2857

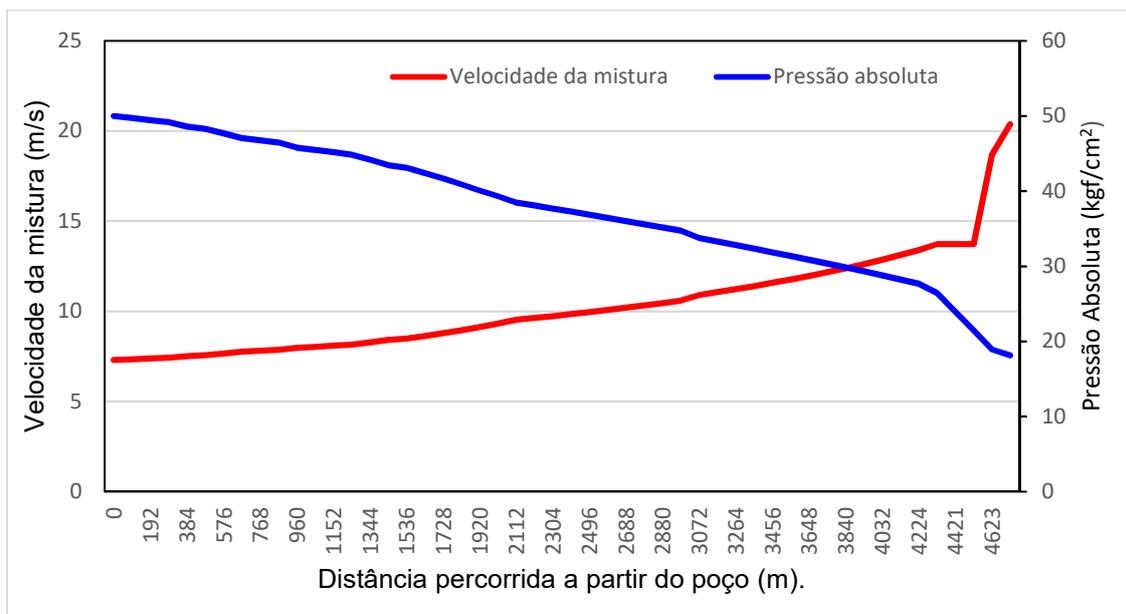
Continuação: Tabela 4.13 – Velocidade da mistura e pressão ao longo do *riser*.

Ponto	Distância a partir do poço (m)	Velocidade (V), m/s	Pressão (P), kgf/cm <sup>2</sup> abs.
26	2496	9,9597	36,8769
27	2592	10,0791	36,4525
28	2688	10,2001	36,0325
29	2784	10,3259	35,6065
30	2880	10,4568	35,1747
31	2976	10,5929	34,7367
32	3072	10,9079	33,7654
33	3168	11,0676	33,2943
34	3264	11,2302	32,8286
35	3360	11,4002	32,3558
36	3456	11,5834	31,8619
37	3552	11,7703	31,3741
38	3648	11,9664	30,8783
39	3744	12,1726	30,3745
40	3840	12,3895	29,8624
41	3936	12,6255	29,3252
42	4032	12,8672	28,7954
43	4128	13,1227	28,2564
44	4224	13,3933	27,7079
45	4320	13,7265	26,4463
46	4421	13,7265	23,9441
47	4522	13,7265	21,4871
48	4623	18,6881	18,9454
49	4723	20,3789	18,1355

Fonte: (O AUTOR).

Com a finalidade de aferir o comportamento dos perfis de velocidade da mistura e da pressão ao longo do *riser*, foi elaborado um gráfico com essas variáveis conforme apresentado na Figura 4.3.

Figura 4.3 – Perfil de velocidade da mistura e pressão ao longo do *riser*.



Fonte: (O AUTOR).

Junto com a determinação do perfil de pressão foi calculado o valor correspondente da perda de pressão total em cada trecho do *riser*, bem como as perdas por ocorrência de atrito e a ação da gravidade e também devido a variação da velocidade do fluido. Estes valores estão apresentados na Tabela 4.8 e ilustrado os seus perfis na Figura 4.4.

Tabela 4.14 – Perda de pressão e padrão de fluxo em cada trecho do *riser*.

Perda de pressão ( $\Delta P$ ), kgf/cm <sup>2</sup>				
Trecho	Padrão de fluxo	Atrito + gravidade	Varição da velocidade	Total
T1	Intermitente	0,2729	0,0002	0,2732
T2	Intermitente	0,2754	0,0002	0,2757
T3	Intermitente	0,2778	0,0002	0,2781
T4	Anular	0,5948	0,0006	0,5955

Continuação Tabela 4.15 – Perda de pressão e padrão de fluxo em cada trecho do riser.

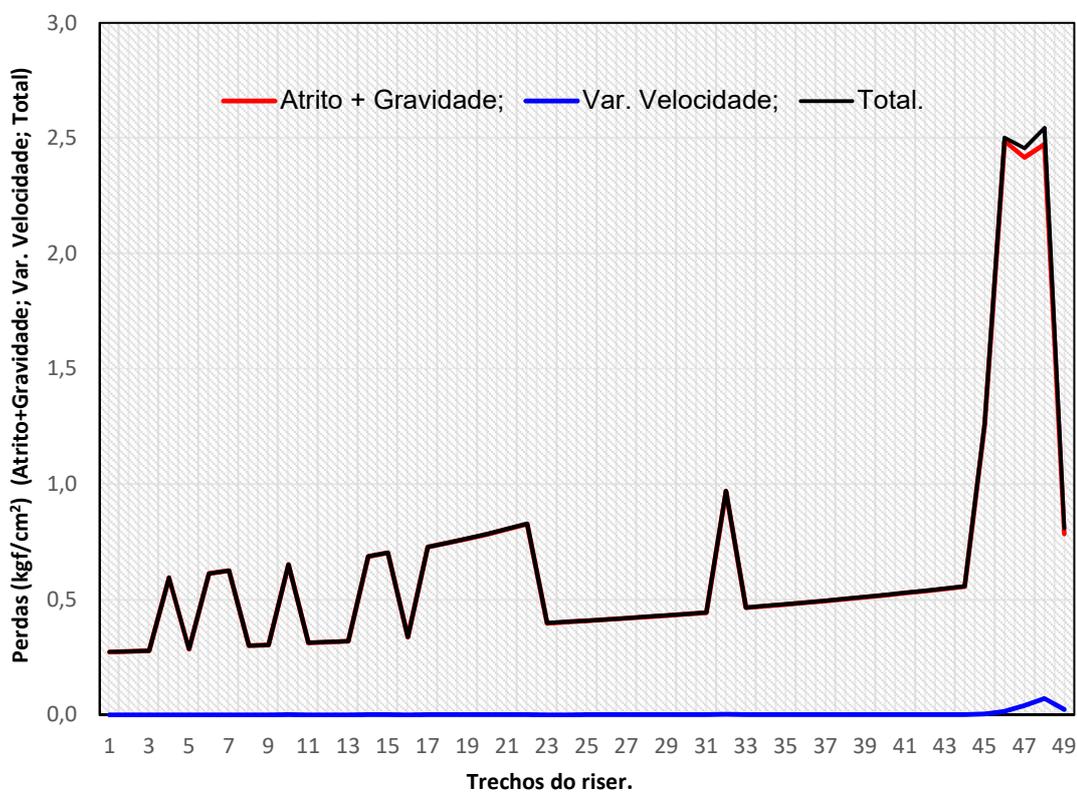
Perda de pressão ( $\Delta P$ ), kgf/cm <sup>2</sup>				
T5	Intermitente	0,2858	0,0003	0,2861
T6	Anular	0,6125	0,0007	0,6132
T7	Anular	0,6251	0,0007	0,6259
T8	Intermitente	0,3002	0,0003	0,3006
T9	Intermitente	0,3032	0,0003	0,3036
T10	Anular	0,6512	0,0008	0,6521
T11	Intermitente	0,3128	0,0004	0,3132
T12	Intermitente	0,3160	0,0004	0,3164
T13	Intermitente	0,3192	0,0004	0,3197
T14	Anular	0,6868	0,0009	0,6877
T15	Anular	0,7027	0,0009	0,7036
T16	Intermitente	0,3376	0,0004	0,3380
T17	Anular	0,7275	0,0010	0,7286
T18	Anular	0,7453	0,0011	0,7464
T19	Anular	0,7641	0,0012	0,7653
T20	Anular	0,7839	0,0012	0,7852
T21	Anular	0,8049	0,0013	0,8063
T22	Anular	0,8271	0,0014	0,8286
T23	Intermitente	0,3975	0,0007	0,3982
T24	Intermitente	0,4027	0,0007	0,4035
T25	Intermitente	0,4080	0,0007	0,4088
T26	Intermitente	0,4135	0,0008	0,4143
T27	Intermitente	0,4192	0,0008	0,4200
T28	Intermitente	0,4250	0,0008	0,4259
T29	Intermitente	0,4309	0,0009	0,4318
T30	Intermitente	0,4370	0,0009	0,4379
T31	Intermitente	0,4433	0,0009	0,4442

Continuação Tabela 4.16 – Perda de pressão e padrão de fluxo em cada trecho do riser.

Perda de pressão ( $\Delta P$ ), kgf/cm <sup>2</sup>				
T32	Anular	0,9691	0,0022	0,9714
T33	Intermitente	0,4644	0,0011	0,4656
T34	Intermitente	0,4716	0,0011	0,4728
T35	Intermitente	0,4789	0,0012	0,4801
T36	Intermitente	0,4865	0,0013	0,4878
T37	Intermitente	0,4943	0,0013	0,4957
T38	Intermitente	0,5023	0,0014	0,5038
T39	Intermitente	0,5106	0,0015	0,5121
T40	Intermitente	0,5191	0,0016	0,5207
T41	Intermitente	0,5280	0,0016	0,5297
T42	Intermitente	0,5373	0,0017	0,5390
T43	Intermitente	0,5466	0,0018	0,5485
T44	Intermitente	0,5564	0,0019	0,5583
T45	Anular	1,2573	0,0047	1,2621
T46	Intermitente	2,4866	0,0158	2,5024
T47	Intermitente	2,4163	0,0402	2,4566
T48	Anular	2,4732	0,0711	2,5444
T49	Intermitente	0,7852	0,0242	0,8094

Fonte: (O AUTOR).

Figura 4.4 – Composição da perda de pressão no *riser*.



Fonte: (O AUTOR).

## 4.2 Discussão

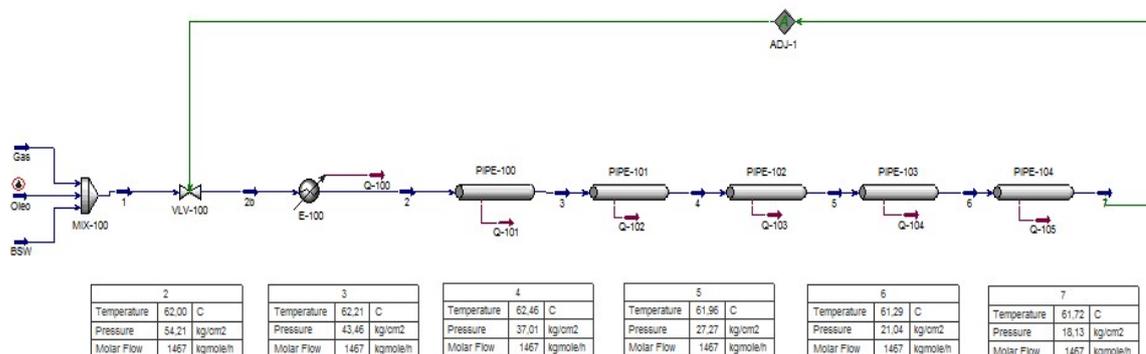
Observa-se na Figura 4.3 que ocorreu um acréscimo da velocidade da mistura com o avanço do fluido ao longo do *riser*. Como observado no cálculo de equilíbrio de fases, há um aumento da fração vaporizada ( $\beta$ ) com o decréscimo da pressão. A razão desse aumento da fração vaporizada foi a perda de pressão total no interior do *riser*, que proporcionou o decréscimo da pressão absoluta ao longo do comprimento. Conseqüentemente, ocorreu o aumento da velocidade da fase gasosa devido a maior vazão da fase gasosa.

Na Figura 4.4 foram observados picos de aumento da perda de pressão total ao longo do comprimento do *riser*. O principal fator responsável por contribuir nesse aumento de perda de pressão foi a ação da gravidade, pois ela foi somada com a perda de pressão por atrito. Por outro lado, a influência da variação da velocidade da mistura na perda de pressão foi insignificante, porém o seu efeito foi maior no padrão de fluxo conforme observado na Tabela 4.8.

Com o propósito de aferir a validade do modelo mecanicista apresentado para cálculo de perda de pressão nos quatro padrões de fluxo, foi utilizado a ferramenta de cálculo *pipe* do *software* Aspen hysys V8.6 para simular a mesma configuração do sistema de produção. As correlações utilizadas para tubulação horizontal, inclinada e vertical foram as opções da Tulsa Unified Model (2 Phase), onde o *riser* foi dividido em 2.500 segmentos.

Na Figura 4.5 é apresentado o esquema de simulação no Aspen hysys V8.6 com a pressão e temperatura no início e no final de cada trecho do *riser*, onde os três primeiros trechos correspondem aos 4.300 m de *riser* descende, o quarto trecho corresponde ao segmento vertical e o último representa os 100 m do segmento horizontal.

Figura 4.5 – Esquema de simulação no Aspen hysys V8.6.



Fonte: (O AUTOR).

Nesta comparação foi imposto ao simulador a condição de que a pressão no final do *riser* fosse igual a pressão calculada pelo modelo mecanicista apresentado nessa dissertação, sendo a variável de ajuste a pressão no início do *riser* (cabeça do poço). Na Tabela 4.9 são apresentados os resultados obtidos nos dois casos, considerando alguns pontos ao longo do comprimento do *riser*.

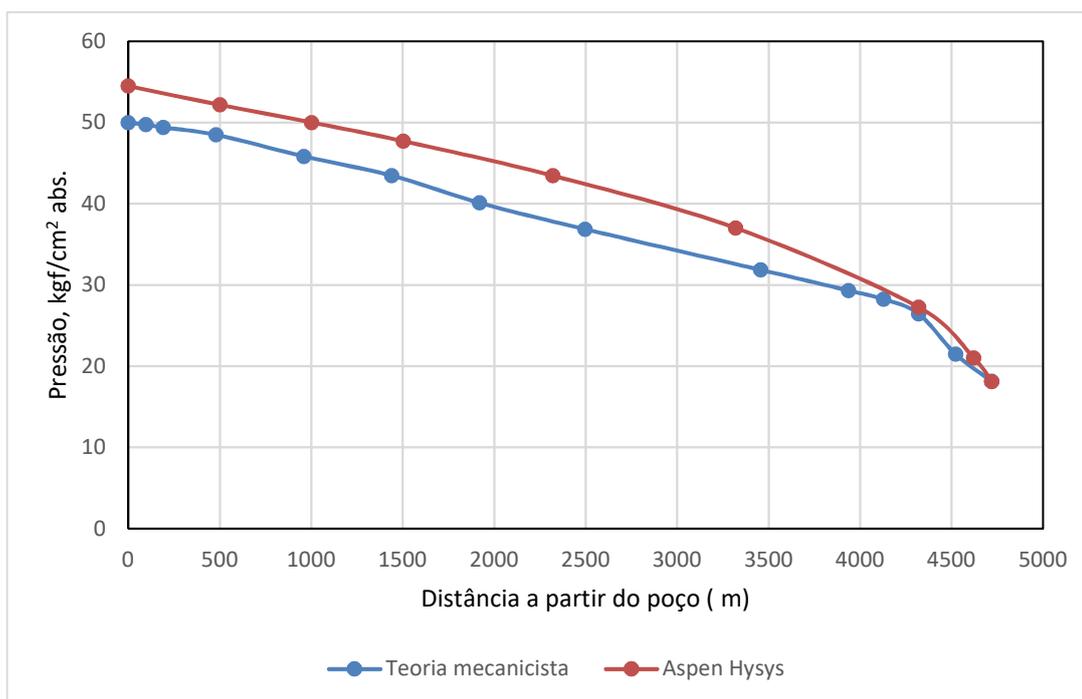
Tabela 4.17 – Valores de pressão: Aspen hysys V8.6 x modelo mecanicista.

Aspen hysys V8.6		Modelo mecanicista apresentado	
Distância, m	Pressão, kgf/cm <sup>2</sup> abs.	Distância, m	Pressão, kgf/cm <sup>2</sup> abs.
0,00	54,5100	0.0	50,0000
501,12	52,1921	96,0	49,7550
1002,24	50,0200	192,0	49,4000
1503,36	47,7167	480,0	48,4924
2320,00	43,4600	960,0	45,8430
3320,00	37,0100	1440,0	43,4670
4320,00	27,2700	1920,0	40,1174
4620,00	21,0400	2496,0	36,8769
4720,00	18,1300	3456,0	31,8619
		3936,0	29,3252
		4128,0	28,2564
		4320,0	26,4463
		4522,0000	21,4871
		4720,0000	18,1355

Fonte: (O AUTOR).

Os resultados obtidos foram comparados com uma simulação base realizada no software Aspen hysys V8.6, estabelecendo com o valor de referência a pressão no final do *riser* de 18,13 kgf/cm<sup>2</sup> abs. Na Figura 4.6 estão os dois perfis de pressão ao longo do *riser*.

Figura 4.6 – Comparação Aspen hysys x modelo apresentado: pressão no *riser*.



Fonte: (O AUTOR).

Na análise comparativa, foi verificado um comportamento similar nos perfis de pressão apresentados por ambas simulações. No início do *riser*, foi necessário um valor de pressão de 54,51 kgf/cm<sup>2</sup> abs. para obter o mesmo valor de pressão no final de 18,13 kgf/cm<sup>2</sup> abs., correspondendo a uma variação de 9,02% em relação ao modelo mecanicista desenvolvido nesta dissertação. Isto é um indicativo que o modelo mecanicista proposto é uma boa alternativa de uso.

Um outro aspecto observado foi a sensibilidade à mudança de padrão de fluxo durante a determinação da pressão ao longo do *riser* conforme ilustrado na Figura 4.4 e Tabela 4.8, indicando que o modelo foi robusto.

Conforme a Tabela 4.8, à medida que houve o acúmulo de líquido no final do trecho descendente do *riser*, ocorreu um aumento da velocidade da fase gasosa, provocando mudança no padrão de fluxo de intermitente para anular. Após a ocorrência de desobstrução da região, o padrão de fluxo intermitente foi reestabelecido.

## 5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES

Neste capítulo, são apresentadas as conclusões desse trabalho e as sugestões para trabalhos futuros.

### 5.1 Conclusões

O modelo de escoamento bifásico mecanicista para determinação da perda de pressão apresentado nesta dissertação foi constituído a partir das equações de balanços de massa e quantidade de movimento de cada fase. Além disso, foi considerado no seu desenvolvimento a geometria e o padrão de fluxo em evidência. O modelo desenvolvido permite a possibilidade de ser imposta as condições geométricas de contorno do sistema e das propriedades do fluido de escoamento. O esquema do sistema de produto adotado para análise (Figura 4.1), envolveu fluxo ascendente, descendente e horizontal para aferir os resultados e a sensibilidade do modelo mecanicista apresentado.

- a) A caracterização em pseudocomponentes proporcionou determinar fração vaporizada através de cálculo de equilíbrio de fases, sendo bastante sensível a variação de pressão.
- b) A determinação das propriedades físicas a partir de uma tabela com valores de interesse permitiu aferir o seu comportamento antes de ser iniciada a identificação do padrão de fluxo e o cálculo de perda de pressão. Além disso, foi reduzido o esforço computacional ao longo do processo iterativo.
- c) O modelo mecanicista apresentado nessa dissertação mostrou uma variação de 9,02% ( $4,51 \text{ kgf/cm}^2$  em 4.720 m de comprimento de *riser*), tomando como base a simulação no Aspen hysys<sup>®</sup> V8.6 para o mesmo sistema de produção.
- d) Os perfis de velocidade do fluido e da pressão total ao longo do comprimento do *riser* mostraram comportamentos coerentes (Figura 4.3). O

perfil de pressão apresentou uma curva similar ao obtido pelo Aspen hysys® V8.6.

- e) A estratégia utilizada na identificação do padrão de fluxo apresentou boa sensibilidade a mudança esperada frente as variações nas condições das variáveis e propriedades físicas ao longo do escoamento.

Portanto, os resultados do modelo mecanicista apresentado mostraram como uma boa alternativa para uso na identificação de padrão de fluxo e determinação de perda de pressão ao longo do comprimento do *riser*, considerando uma tubulação horizontal, inclinada e vertical.

## 5.2 Sugestões de trabalhos futuros

- a) Calcular a perda de pressão através do modelo mecanicista em sistemas de tubulação, contendo válvulas, conexões e elementos de tubulação;
- b) Realizar comparações de cálculo de perda de pressão do modelo mecanicista apresentado com correlações empíricas;
- c) Avaliar o modelo mecanicista em sistemas de tubulação envolvendo transferência de calor;
- d) Avaliar modelo com a presença de água significativa, como por exemplo em poços maduros, O objetivo seria a avaliação da influência da água no cálculo da perda de carga.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

**ALADWANI, H. A., RIAZI M. R.:** Some Guidelines for Choosing a Characterization Method for Petroleum Fractions in Process Simulators *Chemical Engineering Research and Design*, February 2005, Volume 83, Issue 2, pages 160 – 166.

**ALMEIDA, J.:** Introdução à Indústria do Petróleo. Rio Grande: FURG - CTI - PETROBRAS, 2006.

**ALVES, I. N., Caetano, E.F., Minami, K. and Shoham, O.:** “Modeling Annular Flow Behavior for Gas Wells,” *SPE Prod. Eng.*, pp. 435-440 (November 1991).

**ANDREOLLI, I.:** Introdução À Elevação e Escoamento Monofásico e Multifásico de Petróleo, Editora Interciência Ltda, Vol.1, 1.<sup>a</sup> edição, 2016.

**ANSARI, A. M. et al:** A comprehensive mechanistic model for upward two-phase flow in wellbores, *SPE Production & Facilities*, v. 9, n. 2, 1994, pp. 143 – 151.

**AZIZ, K. et. al.:** Pressure Drop In Wells Producing Oil And Gas, *Journal of Canadian Petroleum Technology*, v. 11, n. 3, p. 215, 1972.

**BAI, Y., BAI, Q.,** Sistemas Marítimos de Produção de Petróleo, (Tradução de *Subsea Engineering Handbook*, Elsevier Inc, 1st Edition), Elsevier Editora Ltda, 1.<sup>a</sup> edição, Rio de Janeiro, p. 878, 2016.

**BAI, Y., QIANG, B.,** *Subsea Pipelines and Risers*, Elsevier, 2012.

**BAKER, O.:** “Design of Pipelines for Simultaneous Flow of Oil and Gas”, *Oil & Gas J.*, 53, pp. 185 (July 1954).

**BARNEA, D., TAITEL, Y.:** A model for slug length distribution in gas-liquid slug flow, *Int. Journal Multiphase Flow*, v. 19, 1993, pp. 829 – 838.

**BARNEA, D., SHOHAM, O. and TAITEL, Y:** Flow Pattern Transition for Downward Inclined Two Phase Flow, Horizontal to vertical, *Chemical Engineering Science*, 37(05), 1982, p. 735 - 740.

**BARNEA, D., SHOHAM, O., TAITEL, Y. and DUKLER, A. E.:** "Gas Liquid Flow in Inclined Tubes: Flow Pattern Transition for Upward Flow", *Chem. Eng. Sci.*, 40, pp. 131-136 (1985).

**BARNEA, D.:** Transition from Annular Flow and from Dispersed-Bubble Flow - Unified Models for the Whole Range of Pipe Inclination, *Int. J. Multiphase Flow*, 12, no. 5, pp. 733-744 (1986).

**BARNEA, D., SHOHAM, O., TAITEL, Y.:** Flow Pattern Transition for Downward Inclined Two Phase Flow ; Horizontal to Vertical, School of Engineering, Tel-Aviv University, Ramat-Aviv, Israel, *Chemical Engineering Science*, 1981, Vol.37, No. 5, pp 735 to 740.

**BEGGS, D. H. e BRILL, J. P.:** A Study of Two-Phase Flow in Inclined Pipes, *Journal of Petroleum Technology*, v. 25, n. 5, 1973.

**Brill, J. P. and MUKHERJEE, H.:** "Multiphase Flow in Wellbores", SPE Monograph (1999).

**BROCK, J. R., BIRD, R. B.:** Surface Tension and the Principle of Corresponding States, *AIChE Journal*, v. 1, n. 2, June, 1955, pp. 174-177.

**BRODKLEY, R. S.:** The Phenomena of Fluid Motions, Addison-Wesley Publishing Company, Reading, MA, 1967.

**CHIERICI, G. L., GUICCI, G. M., SCLOCCHI, G.:** Two-Phase Vertical Flow in Oil Wells Prediction of Pressure Drop, *J. Pet. Technol.*, 26(8), 1974, pp. 927 – 939.

**DARWISH, E. I., AL-SAHHAF, T. A. and FAHIM M.A.:** Prediction and Correlation of Surface Tension of Naphtha Reformate and Crude Oil, Butterworth Heinemann - Fuel

Vol 74 No. 4, 1995, Copyright C - 1995, pp. 575-581, Elsevier Science Ltd, Printed in Great Britain. All rights reserved 001672361,'95/\$10.00+0.00.

**DUKLER, A. E., E HUBBARD, M. G.:** A Model for Gas-Liquid Slug Flow in Horizontal and Near Horizontal Tubes, *Industrial Engineering Chemistry Fundamentals*, v. 14. n.4, 1975.

**DUNS, H. J., ROS, N.:** Vertical Flow of Gas and Liquid Mixtures in Wells, *6th World Petroleum Congress*, Section II, Paper 22 – 106, World Petroleum Congress, Frankfurt, 1963, pp 451-465.

**EDMISTER, W. C.:** Improved Integral Technique for Petroleum Distillation Calculations, *Ind. Eng. Chem.*, 47 (9), 1955, p. 1685 - 1690.

**FAHIM, M. A.; SAHHAF, T. A. A.; ELKILANI, A. A.:** Introdução ao Refino de Petróleo. - Tradução de *Fundamentals of Petroleum Refining* (Lersch Traduções). 2012. ed. Rio de Janeiro, Elsevier Editora Ltda., 2012.

**FANCHER, G. H. et. al.:** Prediction of Pressure Gradients for Multiphase Flow in Tubing, *SPE Journal*, v. 3, n. 1, 1963, pp. 59-69.

**FARAH, M. A.:** Petróleo e seus Derivados - Definição, Constituição, Aplicação, Especificações, Características de Qualidade. 2012. ed. Rio de Janeiro: LTC - Livros Técnicos e Científicos Editora Ltda., v. I, 2012.

**FALCONE, G., HEWITT, G. F., ALIMONTI, C.:** Multiphase Flow Metering: Principles and Applications – Developments in Petroleum Science, 1<sup>st</sup> Edition, Amsterdam, Elsevier Science, 2009, p. 328.

**HAGERDORN, A., BROWN, K.:** Experimental Study of Pressure Gradients Occurring During Continuous Two-Phase Flow in Small-Diameter Vertical Conduits, *Journal of Petroleum Technology*, v. 17, n. 4, 1965, pp. 475 – 484.

**HARMATHY, T.Z.:** “Velocity of Large Drops and Bubbles in Media of Infinite or Restricted Extent”, *AIChE J.*, 6, pp. 281 (1960).

**HASAN, A. R., KABIR, C.S.:** Fluid Flow and Heat Transfer in Wellbores, Society of Petroleum Engineers, Richardson, Texas, 2002.

**KUNERT, R.:** Processamento Primário de Petróleo. Rio de Janeiro: Escola de Ciências e Tecnologias E & P - Petrobras, 2007.

**KESLER, M. G.; LEE, B. I.:** Improve Prediction of Enthalpy of Fractions, Hydrocarbon Process, v. 55, p. 153-158, 1976.

**LEE, A. L., GONZALEZ, M. H. and EAKIN B.E.:** Institute of Gas Technology, Chicago, Illinois,. Issue of Journal of Petroleum Technology - August, 1966, pp 997-1000.

**LOCKHART, R.W. and MARTINELLI, R.C.:** "Proposed Correlation of Data for Isothermal Two Phase Two Component Flow in Pipes," Che. Eng. Prog., 45, no 1, pp. 39-48 (January 1949).

**MANDHANE, J. M., GREGORY, G. A. and AZIZ, K.:** "Flow Pattern Map for Gas-Liquid Flow in Horizontal Pipes", Int. J. Multiphase Flow, 1, pp. 537-553 (1974).

**MANDHANE, J. M., GREGORY, G. A.; AZIZ, K.** Critical Evaluation of Holdup Prediction Methods for Gas-Liquid Flow in Horizontal Pipes, Journal of Petroleum Technology, Vol. 27, 1975, pp. 1017-1026.

**MICHELSSEN, L., MOLLERUP, J. M.:** Thermodynamic Models: Fundamentals and Computational Aspects, 2nd Edition, Holte, Denmark: Tie-Line Publications, 2007.

**MIQUEL, J., HERNANDEZ, J., CASTELLS, F.:** A New Method for Petroleum Fractions and Crude Oil Characterization, SPE Reservoir Engineering, volume 7, issue 2, May, 1992, p. 265 - 270.

**MORAIS, J. M. D.:** Petróleo em Águas Profundas. Uma História Tecnológica da Petrobras na Exploração e Produção Offshore. ISBN-978-85-7811-159-5. ed. Brasília: [s.n.], v. I, 2013.

**OLIVEIRA, E. C.:** Estudo dos Compostos Nitrogenados em Frações de Petróleo. Tese de doutorado - Instituto de Química - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, dezembro 2004. 1 a 115.

**ORKISZEWSKI, J.:** Predicting Two-Phase Pressure Drops in Vertical Pipe, *Journal of Petroleum Technology*, v. 19, n. 6, 1967, p. 829 – 838.

**OZON, P. M., FERSCHNEIDER, G., CHWETZOFF, A.:** A New Multiphase Flow Model Predicts Pressure and Temperature Profiles in Wells, *Proc. Offshore Eur. 87 Conf.*, Aberdeen, GBR, September 8 – 11, 1, Pap. No. SPE 16535, 1987, p. 1 – 17.  
<https://doi.org/10.2118/16535-MS>.

**PEDERSEN, K. S., FREDENSLUND, A. RHOMASSEN, P.:** Properties of Oils and Natural Gases, Gulf Publishing Company, Houston, Texas, 1989, p. 252.

**PENG, D. Y., & ROBINSON, D. B.:**(1976). A new Two Constant Equation of State. *Industrial Chemical Engineering Fundamental*, 15(1), 59 - 64.

**PENG, D. Y., ROBINSON, D. B.:** The Characterization of the Heptanes and Heavier Fractions, Research Report 28, *Gas Processors Association*, Tulsa, 1978.

**PETALAS, N., AZIZ, K.:** Stanford University. A Mechanistic Model For Multiphase Flow in Pipes, 49<sup>th</sup> Annual Technical Meeting of The Petroleum, Calgary, Alberta, Canada, (June 8-10, 1998), p. 1 à 16.

**POLING, B. E., PRAUSNITZ, J. M., O'CONNELL, J. P.:** The Properties of Gases and Liquids, 5<sup>th</sup> edition, McGraw-Hill, New York, 2001.

**QIAN, J. W., JAUBERT, J. N., PRIVAT, R.:** Phase Equilibria in Hydrogen-Containing Binary Systems from the Peng-Robinson Equation of State and Temperature-Dependent Binary Interaction Parameters Calculated Through a Group Contribution Method, *Journal of Supercritical Fluids*, Elsevier, 2013, 75, pp. 58 - 71.

**RIAZI M. R., et al.:** The Impact of Characterization Methods on Properties of Reservoir Fluids and Crude oil: options and Restriction, *Journal of Petroleum Science and Engineering* 42, Elsevier Science Ltd, 2004 , pp 195–207.

**RIAZI**, M. R.: Characterization and Properties Petroleum Fractions, West Conshohocken, PA: ASTM International, 2005.

**SANEI**, H., **WOOD**, J. M., **ARDAKANI**, O. H., **CLARKSON**, C. R., **JIANG**, C.: Characterization of Organic Matter Fractions in an Unconventional Tight Gas Siltstone Reservoir, International Journal of Coal Geology, volume 150 – 151, April, 2015, pp. 296 – 305.

**SANDLER**, S. I.: (2006). Chemical, Biochemical, and Engineering Thermodynamics. (Fourth Edition ed., Vol. 1). Newark, Delaware: John Wiley & Sons inc.

**SHOHAM**, O. : (2006). Mechanistic Modeling of Gas-liquid Two Phase Flow in Pipes (ISBN 978-1-55563-107-9 ed., Vol. 1). (S. o. Petroleum Engineers, Ed.) Richardson - Texas.

**SMITH**, H.C. and **ARNOLD**, K.E.: Crude Oil Emulsions, Petroleum Engineering Handbook. *Society Petroleum Engineering.*, Richardson Texas, Bradley, H.B. ed., 1987.

**SMITH**, J. M., **VAN NESS**, H. C., **ABBOTT**, M. M.: Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química, 5ª edição, Rio de Janeiro, LTC – Livros Técnicos e Científicos Editora, 2000, 697 p.

**SPEIGHT**, J. G.: Handbook of Petroleum Analysis, John Wiley & Sons Inc., New York, 2001.

**SPEIGHT**, J. G.: The Chemistry and Technology of Petroleum, Fourth Edition, New York, CRC Press, 2007.

**SPEEDING**, P. L., **NGUYEN**, V. T.: Regime maps for air-water two-phase flow, Chemical Engineering Science, 35, 1980, pp. 779 – 793.

**TAITEL**, Y., **BARNEA**, D.: (1990). A consistent Approach for Calculating Pressure Drop in Inclined slug Flow. Chemical Engineering Science, 45, 1199 a 1226.

**TAITEL**, Y., **DUKLER**, A.: (1976). A Model for Predicting Flow Regime Transition for Horizontal and Near Horizontal Gas Liquid Flow. AIChE, 22, p 47 a 55.

**TAITEL, Y. et al.:** Modelling flow pattern transitions for steady upward gas-liquid flow in vertical tubes, *AIChE Journal* 26 (3): 345–354, 1980.

**THOMAS, J. E. et al.:** Fundamentos da Engenharia de Petróleo. 2.<sup>a</sup> ed. Rio de Janeiro: Interciência, v. I, 2004.

**TWU, C. H.:** An Internally Consistent Correlation For Predicting The Critical Properties And Molecular Weights of Petroleum and Coal Tar Liquids. *Fluid Phase Equilibria*, Amsterdam, n. 16 - Elsevier Science Publishers B.V., p. 137 a 150, 1984. ISSN 0378-3812/84/503.00 0.

**TWU, C. H. :** Internally Consistent Correlations for Predicting Liquid Viscosities of Petroleum Fractions. *Ind. Eng. Chemical Process Des. Development*, Fullerton - California, v. 24 - No.4, p. 1287-1293, March 1985. ISSN 0196-4305/85/1124-1287\$01.50/0.

**WALLIS, G.B.:** "One Dimensional Two-Phase Flow", McGraw-Hill (1969)

**WALTHER, C.:** The Evaluation of Viscosity Data. *Erdol und Teer* 7, 1931, 382 – 384.

**WAUQUIER, J. P.:** Petroleum Refining - Crude Oil - Petroleum Products - Process Flowsheets. ISBN 2-7108-0685-1. ed. Paris: Editions Technip, 1995.

**WILSON, G.:** "A modified Redlich-Kwong equation of state applicable to general physical data calculations," Paper No15C, 65th AIChE National meeting, May, (1968).

**XIAO, J. J., SHOHAM, O., BRILL, J. P.:** A comprehensive mechanistic model for two-phase flow in pipelines, *SPE*, 1990, SPE 20631.

## APÊNDICE

A - Padrão estratificado - Perda de pressão devido ao atrito e a gravidade

B - Padrão intermitente - Perda de pressão devido ao atrito e a gravidade

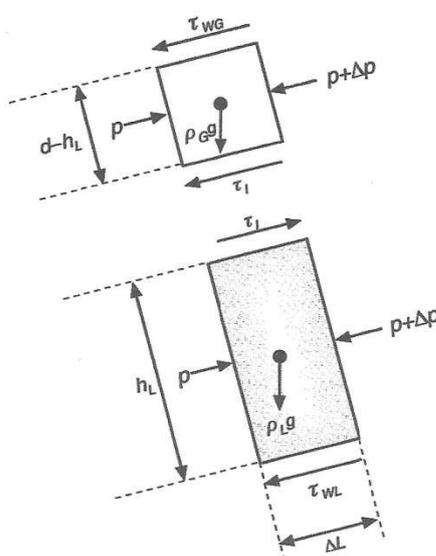
C - Padrão anular - Perda de pressão devido ao atrito e a gravidade

D - Padrão disperso-bolhas - Perda de pressão devido ao atrito e a gravidade

### A. Padrão estratificado - Perda de pressão devido ao atrito e a gravidade

O cálculo da perda de carga no escoamento estratificado no regime permanente, será calculado, executando-se um balanço de forças, ao longo de um elemento de fluxo na fase líquida de espessura ( $h_L$ ), bem como na fase gasosa conforme mencionado na Figura A.1, o qual resulta nas equações (A.1) e (A.2) (SHOHAM, 2006).

Figura A.1 - Balanço de forças no padrão estratificado.



Fonte: (SHOHAM, 2006).

Na fase líquida de espessura ( $h_L$ ):

$$-A_L \frac{dp}{dL} - \tau_{WL} \cdot S_L + \tau_I \cdot S_I - \rho_L \cdot A_L \cdot g \cdot \text{sen } \theta = 0 \quad (\text{A.1})$$

Na fase gasosa:

$$-A_G \frac{dp}{dL} - \tau_{WG} \cdot S_G - \tau_I \cdot S_I - \rho_G \cdot A_G \cdot g \cdot \text{sen } \theta = 0 \quad (\text{A.2})$$

A partir da eliminação da parcela do gradiente de pressão, nas equações (A.1) e (A.2) obtém-se a equação (A.3), denominada “equação combinada de momento” do padrão estratificado.

$$\tau_{WG} \frac{S_G}{A_G} - \tau_{WL} \frac{S_L}{A_L} + \tau_I S_I \cdot \left( \frac{1}{A_L} + \frac{1}{A_G} \right) - (\rho_L - \rho_G) \cdot g \cdot \text{sen } \theta = 0 \quad (\text{A.3})$$

Neste trabalho, a perda de pressão ao longo de um trecho de comprimento “L” é calculada através da equação (A.1), isolando o gradiente de pressão obtido no balanço de forças exercido na fase líquida.

$$-\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{grav+Atrito}} = \frac{\tau_{WL}S_L - \tau_i S_i + \rho_L A_L g \cdot \text{sen}\theta}{A_L} \quad (\text{A.4})$$

O procedimento determinado a seguir estará em conformidade com o modelo de (PETALAS e AZIZ, 1998), no qual as tensões de cisalhamento entre a fase líquida e parede interna do tubo ( $\tau_{WL}$ ) cisalhamento entre a fase gasosa e tubo ( $\tau_{WG}$ ) e tensão de cisalhamento entre as fases ( $\tau_i$ ) são definidas pelas equações (A.5), (A.6) e (A.7) respectivamente.

$$\tau_{WG} = f_G \cdot \frac{\rho_G \cdot v_G^2}{2} \quad (\text{A.5})$$

$$\tau_{WL} = f_L \cdot \frac{\rho_L \cdot v_L^2}{2} \quad (\text{A.6})$$

$$\tau_i = f_i \cdot \frac{\rho_G \cdot v_i \cdot |v_i|}{2} \quad (\text{A.7})$$

O fator de atrito gás/parede do tubo ( $f_G$ ) é fornecido pela equação (A.8).

$$f_G = 0,001375 \left[ 1 + \left( 2 \cdot 10^4 \cdot \frac{\varepsilon}{d} + \frac{10^6}{Re_G} \right)^{1/3} \right] \quad (\text{A.8})$$

Na qual o número de Reynolds ( $Re_G$ ) é calculado com base na velocidade da fase gasosa ( $v_G$ ), propriedades físicas ( $\mu_G$ ) e ( $\rho_G$ ) da fase gasosa e o seu diâmetro hidráulico ( $dh_G$ ), definido pela equação (A.9).

$$Re_G = \frac{\rho_G \cdot v_G \cdot dh_G}{\mu_G} \quad (\text{A.9})$$

O fator de atrito líquido/ parede do tubo ( $f_L$ ) é determinado pela equação (A.10), na qual o fator ( $f_{SL}$ ) é obtido a partir da equação (A.9), substituindo-se o número de Reynolds ( $Re_G$ ) por ( $Re_{SL}$ ), ou seja, Reynolds calculado com base na velocidade superficial ( $v_{SL}$ ) e propriedades físicas ( $\mu_L$ ) e ( $\rho_L$ ) da fase líquida e o seu diâmetro interno do tubo ( $d$ ), conforme definido pela equação (A.11).

$$f_L = 0.452 \cdot f_{SL}^{0.731} \quad (A.10)$$

$$Re_{SL} = \frac{\rho_L \cdot v_{SL} \cdot d}{\mu_L} \quad (A.11)$$

O fator de atrito entre as fases ( $f_i$ ) é calculado através de um relacionamento empírico verificado pela equação (A.12), na qual é o número de Froude definido pela equação (A.13).

$$f_i = (0,004 + 0.5 \cdot 10^{-6} Re_{SL}) \cdot Fr_L^{1.335} \cdot \left\{ \frac{\rho_L \cdot d \cdot g}{\rho_G \cdot v_G^2} \right\} \quad (A.12)$$

$$Fr_L = \frac{v_L}{\sqrt{gh_L}} \quad (A.13)$$

As velocidades das fases líquida e gasosa, como também as velocidades interfaciais são definidas pelas equações (A.14), (A.15) e (A.16), respectivamente.

$$v_L = \frac{m_L}{\rho_L \cdot A_L} = v_{SL} \cdot \frac{A_T}{A_L} = \quad (A.14)$$

$$v_G = \frac{m_G}{\rho_G \cdot A_G} = v_{SG} \cdot \frac{A_T}{A_G} \quad (A.15)$$

$$v_I = v_G - v_L \quad (A.16)$$

Para a configuração geométrica do padrão estratificado, ver as equações (3.3) a (3.14), relacionadas no item (3.2.1), desta dissertação.

Tendo em vista que toda a configuração geométrica do padrão estratificado está implicitamente em função da espessura do filme de líquido ( $h_L$ ), obtém-se a mesma resolvendo a equação combinada de momento (Equação (A.3) ) adimensionalizada, aqui representada pela equação (A.17), com o auxílio dos parâmetros de Lockhart e Martinelli (Equações (A.18) e (A.19) ).

$$X^2 - \left[ (\tilde{v}_L \tilde{d}_L)^{-n} v_L^2 \frac{\tilde{S}_L}{\tilde{A}_L} \right] - \left[ (\tilde{v}_G \tilde{d}_G)^{-m} v_G^2 \left( \frac{\tilde{S}_G}{\tilde{A}_G} + \frac{\tilde{S}_I}{\tilde{A}_L} + \frac{\tilde{S}_I}{\tilde{A}_G} \right) \right] + 4Y = 0 \quad (\text{A.17})$$

Onde:

$$X^2 = \frac{\frac{4C_L}{d} \left( \frac{\rho_L v_{SL} d}{\mu_L} \right)^{-n} \frac{\rho_L v_{SL}^2}{2}}{\frac{4C_G}{d} \left( \frac{\rho_G v_{SG} d}{\mu_G} \right)^{-n} \frac{\rho_G v_{SG}^2}{2}} \quad (\text{A.18})$$

$$Y = \frac{(\rho_L - \rho_G) \cdot g \cdot \text{sen}(\theta)}{\frac{4C_G}{d} \left( \frac{\rho_G v_{SG} d}{\mu_G} \right)^{-n} \frac{\rho_G v_{SG}^2}{2}} \quad (\text{A.19})$$

Onde:

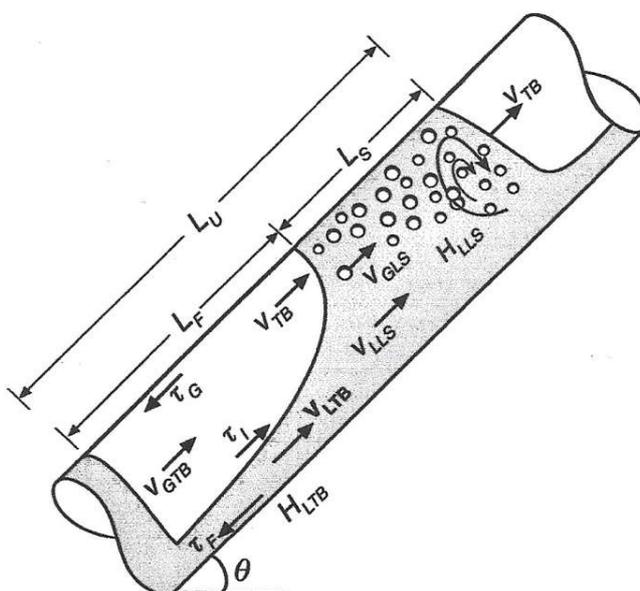
- Regime turbulento:  $C_G = C_L = 0,046$  e  $m = n = 0,20$ .
- Regime laminar:  $C_G = C_L = 16$  e  $m = n = 1,0$ .

Desta forma, teremos todas as variáveis do padrão determinadas e utilizando a equação (A.4), obteremos a perda de carga.

## B. Padrão intermitente - Perda de pressão devido ao atrito e a gravidade

O cálculo da perda de carga no escoamento intermitente num regime permanente é normalmente calculado em modelos como o de (SHOHAM, 2006), através de balanço massa e de forças num elemento de fluxo correspondente ao comprimento da célula unitária ( $L_U$ ) ao longo de todo o escoamento conforme ilustrado na Figura B.1.

Figura B.1 – Modelo físico do padrão intermitente.



Fonte: (SHOHAM, 2006).

O balanço de massa se verifica entre duas secções transversais das extremidades que determinam o comprimento da célula unitária ( $L_U$ ), a partir de um sistema de coordenadas movendo-se à velocidade da bolha de gás ( $v_{TB}$ ). Na região da bolha tal modelo assume um comportamento análogo ao observado no padrão de fluxo estratificado. Entretanto, os modelos existentes de acordo com (PETALAS e AZIZ, 1998), não se traduzem em métodos confiáveis, quando comparados a observações feitas em laboratório. Em vistas dessas incertezas, propuseram um procedimento para a determinação da perda de carga num trecho de tubulação, que a partir de então adotaremos neste trabalho.

De acordo com este a perda de carga num trecho de tubulação é determinada através da equação (B.1).

$$-\frac{dP}{dL} = \rho_M \cdot g \cdot \text{sen}\theta + \eta \cdot \left(\frac{dP}{dL}\right)_{FRSL} + (1 - \eta) \cdot \left(\frac{dP}{dL}\right)_{FRAM} \quad (\text{B.1})$$

Na equação (B.1) o fator  $(\eta)$  é empírico e representa a relação entre o comprimento do slug e o comprimento total da célula unitária, ou seja,  $\frac{L_s}{L_u}$ , sendo determinado pela equação (B.2), com a condição que  $\eta \leq 1$ .

$$\eta = c_L^{(0,75-H_L)} \quad (\text{B.2})$$

Sendo a densidade volumétrica máxima  $(c_L)$  definida pela equações (B.3) e (B.4).

$$c_L = \frac{vsI}{V_M} \quad (\text{B.3})$$

$$V_M = V_{SL} + V_{SG} \quad (\text{B.4})$$

A fração do volume líquido na célula unitária (*holdup* -  $H_L$ ) é determinada através de um balanço de massa líquida, assumindo que o líquido é incompressível e a espessura do filme uniforme, é fornecida pela equação (B.5).

$$H_L = \frac{H_{Ls} \cdot v_{TB} + v_{GLS} \cdot (1 - H_{Ls}) - v_{SG}}{v_{TB}} \quad (\text{B.5})$$

Onde as variáveis determinadas empiricamente, respectivamente:

$(H_{Ls})$  a fração do volume líquido na região do *slug*, é fornecida pela equação (B.6).

$$H_{Ls} = \frac{1}{1 + \left(\frac{v_M}{8.66}\right)^{1.39}} \quad (\text{B.6})$$

$(v_{TB})$  a velocidade translacional do corpo do *slug*, fornecido pela equação (B.7).

$$v_{TB} = c_o \cdot v_M + v_d \quad (\text{B.7})$$

Na equação (B.7) o fator  $(c_o)$  é um coeficiente de distribuição relativo a velocidade e concentração do perfil em sistemas distribuídos, sendo fornecido pela equação (B.8) determinada empiricamente e equação (B.9).

$$c_o = (1.64 + 0.12 \cdot \text{sen } \theta) \cdot \text{Re}_{mL}^{-0.031} \quad (\text{B.8})$$

$$\text{Re}_{mL} = \frac{\rho_L \cdot v_M \cdot d}{\mu_L} \quad (\text{B.9})$$

A velocidade *drift* da bolha alongada  $(v_d)$  pode ser calculada pela correlação de Zuboski, apresentadas nas equações (B.10) a (B.17).

$$v_d = f_M \cdot v_{dA} \quad (\text{B.10})$$

Onde:

$$f_M = 0,316 \cdot \sqrt{\text{Re}_{dA}} \text{ para } f_M < 1, \text{ caso contrário } f_M = 1 \quad (\text{B.11})$$

$$\text{Re}_{dA} = \frac{\rho_L \cdot v_{dA} \cdot d}{2 \cdot \mu_L} \quad (\text{B.12})$$

$$v_{dA} = v_{dAH} \cos \theta + v_{dAV} \text{sen } \theta \quad (\text{B.13})$$

$$v_{dAH} = \left[ 0,54 - \frac{1,76}{\text{Bo}^{0,56}} \right] \cdot \sqrt{\frac{g \cdot d \cdot (\rho_L - \rho_G)}{\rho_L}} \quad (\text{B.14})$$

$$v_{dAV} = 0,345 \cdot (1 - e^{-\beta}) \cdot \sqrt{\frac{g \cdot d \cdot (\rho_L - \rho_G)}{\rho_L}} \quad (\text{B.15})$$

$$Bo = \frac{(\rho_L - \rho_G) \cdot g \cdot d^2}{\sigma} \quad (B.16)$$

$$\beta = Bo \cdot e^{(3,278 - 1,424 \ln(Bo))} \quad (B.17)$$

A Velocidade das bolhas no corpo do *slug* ( $v_{GLS}$ ) é obtida a partir das equações (B.18) e (B.19).

$$v_{GLS} = Co \cdot v_M + v_b \quad (B.18)$$

$$v_b = 1,53 \cdot \left[ \frac{g \cdot (\rho_L - \rho_G) \cdot \sigma}{\rho_L^2} \right]^{1/4} \cdot \text{sen}\theta \quad (B.19)$$

Sendo que o valor de ( $Co$ ) é obtido a partir da equação (B.8).

A natureza empírica das correlações usadas para se calcular a fração do volume líquido na célula unitária (*holdup* -  $H_L$ ) requerem que certos limites sejam impostos. A primeira imposição afeta a equação (B.18), que em certas condições de fluxo descendente torna-se negativa. Nesta condição deve ser estabelecida igual a zero. Em outra situação é possível que a equação. (B.5), forneça valores maiores que “um”, devendo-se nestes casos igualar o *holdup* - ( $H_L$ ) ao valor de ( $C_L$ ), equação (B.3).

Para o cálculo da massa específica ( $\rho_M$ ) e viscosidade ( $\mu_M$ ) de toda a célula unitária são utilizadas a equação (B.20) e equação (B.21), respectivamente.

$$\rho_M = \rho_L \cdot H_L - \rho_G \cdot (1 - H_L) \quad (B.20)$$

$$\mu_M = \mu_L \cdot H_L - \mu_G \cdot (1 - H_L) \quad (B.21)$$

O fator de atrito na região de golfadas (*slug*) é determinado utilizando-se procedimentos padrões como pela formula de Fanning - equação (B.22) e número de Reynolds dado pela equação (B.23).

$$f_{mL} = 0,001375 \cdot \left[ 1 + (2 \cdot 10^4 \cdot \frac{\varepsilon}{d} + \frac{10^6}{Re_{mL}})^{1/3} \right] \quad (B.22)$$

$$\text{Re}_{mL} = \frac{\rho_L \cdot v_M \cdot d}{\mu_L} \quad (\text{B.23})$$

Na equação (B.1) para cálculo de perda de carga, o termo relativo ao gradiente de pressão por atrito na região do *slug* é determinada através da equação (B.24).

$$\left( \frac{dP}{dL} \right)_{\text{FR}_{\text{SL}}} = \frac{2 \cdot f_{mL} \cdot v_M^2 \cdot \rho_m}{g \cdot d} \quad (\text{B.24})$$

O termo restante é referente ao gradiente de pressão por atrito calculado considerando-se um fluxo anular. Este é obtido com o auxílio da fração do volume líquido na célula unitária (*holdup* -  $H_L$ ), determinada pela equação (B.5) e a equação (B.25) que determina a altura do filme de líquido adimensionalizada.

$$\tilde{\delta} = \frac{1}{2} \left[ 1 - \sqrt{(1-H_L) \frac{(fe \cdot v_{\text{SL}} + v_{\text{SG}})}{v_{\text{SG}}}} \right] \quad (\text{B.25})$$

Na equação (B.25), ( $fe$ ) é a fração de líquido entranhada no líquido do núcleo, sendo calculada pelas correlações empíricas (PETALAS e AZIZ, 1998), de acordo com as equações (B.26), (B.27) e (B.28).

$$Z = 0,735 \cdot N_B^{0,074} \cdot \left( \frac{v_{\text{SG}}}{v_{\text{SL}}} \right)^{0,2} \quad (\text{B.26})$$

$$N_B = \frac{\mu_L^2 \cdot v_{\text{SG}}^2 \cdot \rho_G}{\sigma^2 \cdot \rho_L} \quad (\text{B.27})$$

$$fe = \frac{Z}{1+Z} \quad (\text{B.28})$$

Isto posto, o termo relativo ao gradiente de pressão por atrito para fluxo anular é determinado levando-se em consideração os valores de ( $\tilde{\delta}$ ), a altura do filme de líquido adimensionalizada, conforme descrito pelas equações (B.29) e (B.32):

a-) Para valores de  $\tilde{\delta} < 1 \cdot 10^{-4}$ :

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{FR_{AM}} = \frac{2 \cdot f_m \cdot v_M^2 \cdot \rho_m}{d} \quad (B.29)$$

Na qual, a velocidade da mistura ( $v_M$ ) é fornecida pela equação (B.4), a massa específica ( $\rho_M$ ) e viscosidade ( $\mu_M$ ) pela equação (B.20) e equação (B.21), respectivamente. O fator de atrito é determinado utilizando-se procedimentos padrões - equação (B.30) e número de Reynolds dado pela equação (B.31).

$$f_m = 0,001375 \cdot \left[ 1 + (2 \cdot 10^4 \cdot \frac{\varepsilon}{d} + \frac{10^6}{Re_m})^{1/3} \right] \quad (B.30)$$

$$Re_M = \frac{\rho_M \cdot v_M \cdot d}{\mu_M} \quad (B.31)$$

b-) Para valores de  $\tilde{\delta} < 1 \cdot 10^{-4}$ :

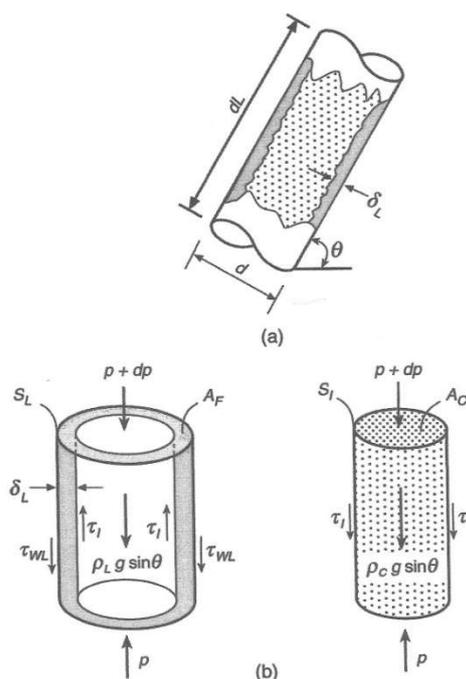
$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{FR_{AM}} = \frac{4 \cdot \tau_{WL}}{d} \quad (B.32)$$

Onde a tensão de cisalhamento líquido/parede do tubo ( $\tau_{WL}$ ) é determinada pela equação (C.10) do “Apêndice C” desta dissertação.

### C. Padrão anular - Perda de pressão devido ao atrito e a gravidade

A equação de perda de pressão no padrão anular é obtida através de um balanço de forças no elemento de fluxo no filme de líquido e no núcleo de gás conforme proposto por (ALVES *et al.*, 1991) (SHOHAM, 2006). Para o regime permanente, obtém as equações (C.1) e (C.2) como resultado desse balanço de forças. Na Figura C.1, são apresentados os detalhes desse balanço no elemento de fluxo.

Figura C.1 – Modelo físico do padrão anular.



Fonte: (SHOHAM, 2006).

No núcleo de gás com gotículas:

$$-\tau_l \cdot \frac{S_l}{A_C} - \frac{dp}{dL} - \rho_C \cdot g \cdot \sin \theta = 0 \quad (\text{C.1})$$

No núcleo filme de líquido junto à parede do tubo:

$$-\tau_{WL} \cdot \frac{S_L}{A_F} + \tau_l \cdot \frac{S_l}{A_F} - \frac{dp}{dL} - \rho_C \cdot g \cdot \sin \theta = 0 \quad (\text{C.2})$$

Neste trabalho, a equação de perda de pressão é obtida a partir de um balanço de forças no núcleo de gás com gotículas. O perfil da perda de pressão é obtido através da equação (C.3).

$$-\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{Grav+Atrito}} = \left[ \tau_l \cdot \frac{S_l}{A_c} + \rho_c \cdot g \cdot \text{sen } \theta \right] \quad (\text{C.3})$$

A espessura do filme de líquido ( $\delta_L$ ) é obtida achando-se o valor de ( $\tilde{\delta}_L$ ) que satisfaz a igualdade das equações (C.6) e (C.7) para a tensão de cisalhamento interfacial (SHOHAM,2006).

$$A = g(\rho_L - \rho_G) \cdot d \cdot \text{sen } \theta \quad (\text{C.4})$$

$$B = \frac{1}{32} C_L \rho_L \cdot \left( \frac{\rho_L d}{\mu_L} \right) \cdot (v_{SL})^{2-N} \quad (\text{C.5})$$

$$\tau_l = A \cdot (\tilde{\delta}_L - \delta_L) \cdot (1 - 2\tilde{\delta}_L) + B \cdot \left[ \frac{(1 - 2\tilde{\delta}_L)}{(\tilde{\delta}_L - \tilde{\delta}_L^2)^2} \right] \quad (\text{C.6})$$

$$\tau_l = \frac{1}{2} f_l \cdot \rho_G \cdot \frac{v_{SG}^2}{(1 - 2\tilde{\delta}_L)^4} \quad (\text{C.7})$$

Onde:

$$\tilde{\delta}_L = \frac{\delta}{d} \quad (\text{C.8})$$

$$f_l = C_G \left( \frac{\rho_G v_{SG} d}{\mu} \right)^{-M} \cdot (1 + 300\tilde{\delta}_L) \quad (\text{C.9})$$

Sendo:

- $C_L = 16$ ,  $N = 1$  para fluxo laminar e  $C_L = 0,046$ ,  $N = 0,20$  para fluxo turbulento, verificado com o número de Reynolds da equação (C.27);

- $C_G = 16$ ,  $M = 1$  para fluxo laminar e  $C_G = 0,046$ ,  $M = 0,20$  para fluxo turbulento, verificado com o número de Reynolds da equação (C.26).

Essa solução também poderá ser obtida a partir dos parâmetros de Lockhart e Martinelli, Equações (A.18) e (A.19) do anexo A. Para tanto, utiliza-se a equação (C.10) e após determinar  $H_L$ , obtém-se  $(\delta_L)$  com o auxílio da equação (3.54).

$$Y = \frac{1 + 75 \cdot HL_F}{(1 - HL_F)^{2.5} \cdot HL_F} - \frac{1}{HL_F^3} \cdot X^2 \quad (C.10)$$

Com a determinação de  $(\delta_L)$ , a configuração geométrica do padrão anular é totalmente definida. A partir da configuração geométrica definida, as variáveis são determinadas pelas equações mencionadas a seguir:

- Área da seção transversal do tubo ocupada pelo filme de líquido (*Core*) ( $A_F$ ): vide equação (3.43);
- Área da seção transversal do tubo ocupada pelo núcleo de gás ( $A_C$ ): vide equação (3.44);
- Comprimento na interseção do filme de líquido junto ao tubo, na seção transversal ( $S_F$ ): vide equação (3.46);
- Comprimento interfacial entre o núcleo de gás (*Core*) e o filme de líquido, na seção transversal ( $S_I$ ): vide equação (3.47);
- Diâmetro hidráulico correspondente ao filme de líquido ( $dh_F$ ): vide equação (3.48);
- Diâmetros hidráulico do núcleo de gás e das bolhas ( $dh_C$ ): vide equação (3.49).

O procedimento de cálculo da perda de carga abaixo relacionado se verificará como proposto por (PÉTALAS e AZIZ, 1998).

A tensão de cisalhamento líquido/parede do tubo ( $\tau_{WL}$ ) e a tensão de cisalhamento interfacial ( $\tau_I$ ) entre o núcleo de gás com gotículas e o filme de líquido são determinadas pelas equações (C.11) e (C.12).

$$\tau_{WL} = f_F \cdot \frac{\rho_L \cdot (v_F)^2}{2} \quad (C.11)$$

$$\tau_I = f_I \cdot \frac{\rho_C \cdot (v_C - v_F)}{2} \quad (C.12)$$

O fator de atrito interfacial ( $f_F$ ) da equação (C.11) é expresso através de correlações padrões envolvendo a rugosidade e o número de Reynolds ( $Re_F$ ) definido pela equação (C.14). Este é calculado com base na velocidade ( $v_F$ ) e o diâmetro hidráulico ( $dh_F$ ) do filme de líquido junto à parede do tubo, as propriedades físicas ( $\mu_L$ ) e ( $\rho_L$ ) do líquido, definido pela equação (C.26).

$$f_F = 0,001375 \cdot \left[ 1 + \left( 2 \cdot 10^4 \cdot \frac{\varepsilon}{d} + \frac{10^6}{Re_F} \right)^{1/3} \right] \quad (C.13)$$

$$Re_F = \frac{\rho_L \cdot v_F \cdot dh_F}{\mu_L} \quad (C.14)$$

O fator de atrito interfacial ( $f_i$ ) é determinado através de uma correlação empírica descrita pela equação (C.15).

$$f_i = 0,24 \cdot \left\{ \frac{\sigma}{\rho_C \cdot v_C \cdot dh_C} \right\} \cdot Re_F^{0,305} \cdot f_C \quad (C.15)$$

Na qual ( $f_C$ ) é o fator de atrito do núcleo fornecido pela equação (C.16), com o número de Reynolds ( $Re_{SC}$ ) com base na velocidade superficial do núcleo ( $v_{SC}$ ), como apresentado na equação (C.17),

$$f_C = 0,046 \cdot Re_{SC}^{-0,2} \quad (C.16)$$

$$Re_{SC} = \frac{\rho_C \cdot v_{SC} \cdot d}{\mu_C} \quad (C.17)$$

Onde:

$$v_{SC} = v_{SG} + v_{SL} \cdot fe \quad (C.18)$$

A fração de líquido entranhada no líquido do núcleo ( $fe$ ) é calculada pelas correlações empíricas de (PETALAS e AZIZ,1998), de acordo com as equações (C.19), (C.20) e (C.21).

$$Z = 0,735 \cdot N_B^{0,074} \cdot \left( \frac{v_{SG}}{v_{SL}} \right)^{0,2} \quad (C.19)$$

$$N_B = \frac{\mu_L^2 \cdot v_{SG}^2 \cdot \rho_G}{\sigma^2 \cdot \rho_L} \quad (C.20)$$

$$f_e = \frac{Z}{1+Z} \quad (C.21)$$

Assumindo-se uma mistura homogênea no núcleo, onde não há escorregamento entre o gás e as gotículas nela imersa ( $v_C = v_G$ ), é calculado a fração de vazio do núcleo através da equação (C.22).

$$\alpha_C = \frac{v_{SG}}{v_{SG} + v_{SL} \cdot f_E} \quad (C.22)$$

Desta forma, pode-se calcular a massa específica e viscosidade dinâmica do núcleo de gás com gotículas da fase líquida nela imersa através das equações (C.23) e (C.24).

$$\rho_C = \rho_G \cdot \alpha_C + \rho_L \cdot (1 - \alpha_C) \quad (C.23)$$

$$\mu_C = \mu_G \cdot \alpha_C + \mu_L \cdot (1 - \alpha_C) \quad (C.24)$$

A velocidade do núcleo de gás com gotículas e a velocidade do filme de líquido, junto à parede do tubo, são fornecidas pelas equações (C.25) e (C.26), respectivamente.

$$v_C = \frac{(v_{SG} + v_{SL} \cdot f_E) \cdot d^2}{(d - 2 \cdot \delta_L)^2} \quad (C.25)$$

$$v_F = v_{SL} \cdot \frac{(1 - f_E) \cdot d^2}{4 \cdot \delta_L \cdot (d - \delta_L)} \quad (C.26)$$

#### D. Padrão disperso-bolhas - Perda de pressão devido ao atrito e a gravidade

A perda de pressão no padrão é determinada através de um balanço de forças, porém é assumido um modelo homogêneo. Sendo assim a perda de carga devido ao gradiente de pressão ao atrito ao longo do tubo, segundo (PÉTALAS e AZIZ, 1998) é fornecida pela equação (D.1).

$$-\left(\frac{dp}{dL}\right)_{\text{Grav+atrito}} = \frac{2 \cdot f_M \cdot \rho_M \cdot v_M^2}{d} + \rho_M \cdot g \cdot \sin \theta \quad (\text{D.1})$$

Na equação (D.1) o fator de atrito é calculado conforme a equação (D.2), tendo como variáveis o número de Reynolds ( $Re_M$ ), rugosidade e diâmetro do tubo

$$f_M = 0,0055 \cdot \left[ 1 + \left( 2 \cdot 10^4 \cdot \frac{\varepsilon}{d} + \frac{10^6}{Re_M} \right)^{1/3} \right] \quad (\text{D.2})$$

Por sua vez, o número de Reynolds ( $Re_M$ ), o qual é definido pela equação (D.6), é calculado utilizando-se as seguintes variáveis: velocidade da mistura (equação (D.3)), massa específica ( $\rho_M$ ) (equação (D.4)), viscosidade ( $\mu_M$ ) (equação (D.5)) e o diâmetro interno do tubo (d).

$$v_M = v_{SG} + v_{SL} \quad (\text{D.3})$$

$$\rho_M = \rho_L \cdot H_L + \rho_G \cdot (1 - H_L) \quad (\text{D.4})$$

$$\mu_M = \mu_L \cdot H_L + \mu_G \cdot (1 - H_L) \quad (\text{D.5})$$

$$Re_M = \frac{\rho_M \cdot v_M \cdot d}{\mu_M} \quad (\text{D.6})$$

O *holdup* de líquido ( $H_L$ ), observado nas equações (D.4) e (D.5), conforme (PÉTALAS e AZIZ, 1998) é determinado a partir da velocidade das bolhas no corpo do fluxo ( $V_{GDB}$ ) obtida através das equações (D.7) e (D.8).

$$V_{GDB} = C_o \cdot V_M + V_b \quad (D.7)$$

$$V_b = 1,53 \cdot \left[ \frac{g \cdot (\rho_L - \rho_G) \cdot \sigma}{\rho_L^2} \right]^{1/4} \cdot \text{sen}\theta \quad (D.8)$$

Na equação (D.7), a velocidade ( $V_M$ ) é obtida da equação (D.3). O fator ( $C_o$ ) é um coeficiente de distribuição relativo a velocidade e concentração do perfil em sistemas distribuídos, sendo fornecido pela equação (D.9), determinada empiricamente e equação (D.10).

$$C_o = (1.64 + 0.12 \cdot \text{sen } \theta) \cdot \text{Re}_{mL}^{-0.031} \quad (D.9)$$

$$\text{Re}_{mL} = \frac{\rho_L \cdot V_M \cdot d}{\mu_L} \quad (D.10)$$

Isto posto, a determinação do *holdup* de líquido ( $H_L$ ) se verificará como abaixo descrito pelas equações (D.11) e (D.12) e a observação que resulta na equação (D.13).

a-) Para  $V_{GDB} \leq 0$ :

$$H_L = 1 - \frac{V_{SG}}{C_o \cdot V_M} \quad (D.11)$$

b-) Para  $V_{GDB} > 0$ :

$$H_L = 1 - \frac{V_{SG}}{V_{GDB}} \quad (D.12)$$

Nos casos em que o *holdup* de líquido ( $H_L$ ) calculado tanto pela equação (D.11), quanto pela equação (D.12), for maior que 1,0, o valor de ( $H_L$ ) é estabelecido como igual a ( $C_L$ ) definido pela equação (D.13)

$$C_L = \frac{v_{SL}}{v_M} \quad (D.13)$$