

5 Fundamentos do Escoamento Multifásico

5.1. Definições Básicas

Tradicionalmente quando nos referimos ao escoamento de óleo, água e gás, chamado de fluxo multifásico, porém na verdade trata-se de um escoamento bifásico, onde uma das fases é gasosa e a outra líquida.

Na produção de petróleo, o escoamento bifásico é frequentemente encontrado na coluna de produção dos poços e nos dutos de produção. O fluxo bifásico pode ocorrer em trechos verticais, inclinados ou horizontais, e alguns métodos tiveram que ser desenvolvidos a fim de permitir a determinação da queda de pressão ao longo da tubulação, com qualquer ângulo de inclinação.

A produção no mar faz com que gás e fases líquidas sejam transportados por longas distâncias antes de serem separados. Além do dimensionamento dos dutos de produção com base na perda de carga, é importante que possamos determinar a composição do fluido no oleoduto, em diversas condições de fluxo, a fim de possibilitar o projeto adequado do sistema de separação na planta de processo da plataforma.

A figura abaixo ilustra os diferentes padrões de fluxo que podem ser observados em oleodutos horizontais. O padrão de fluxo depende principalmente das velocidades do gás e do líquido, e da relação gás/líquido. Para velocidades muito altas do líquido e baixas relações gás/líquido, pode ser observado o fluxo de bolhas dispersas (regime 1). Para baixas velocidades de líquido e gás, um fluxo estratificado liso ou estratificado ondulado (regimes 2 e 3) é esperado. Para velocidades intermediárias do líquido, são formadas ondas rolantes de líquidos (regime 4). Com o aumento da velocidade, as ondas rolantes crescem até o ponto de formarem um fluxo com tampões (regime 5) ou um fluxo de golfadas (regimes 6 e 7). Para velocidades de gás muito altas, o fluxo anular (regime 8) é observado.

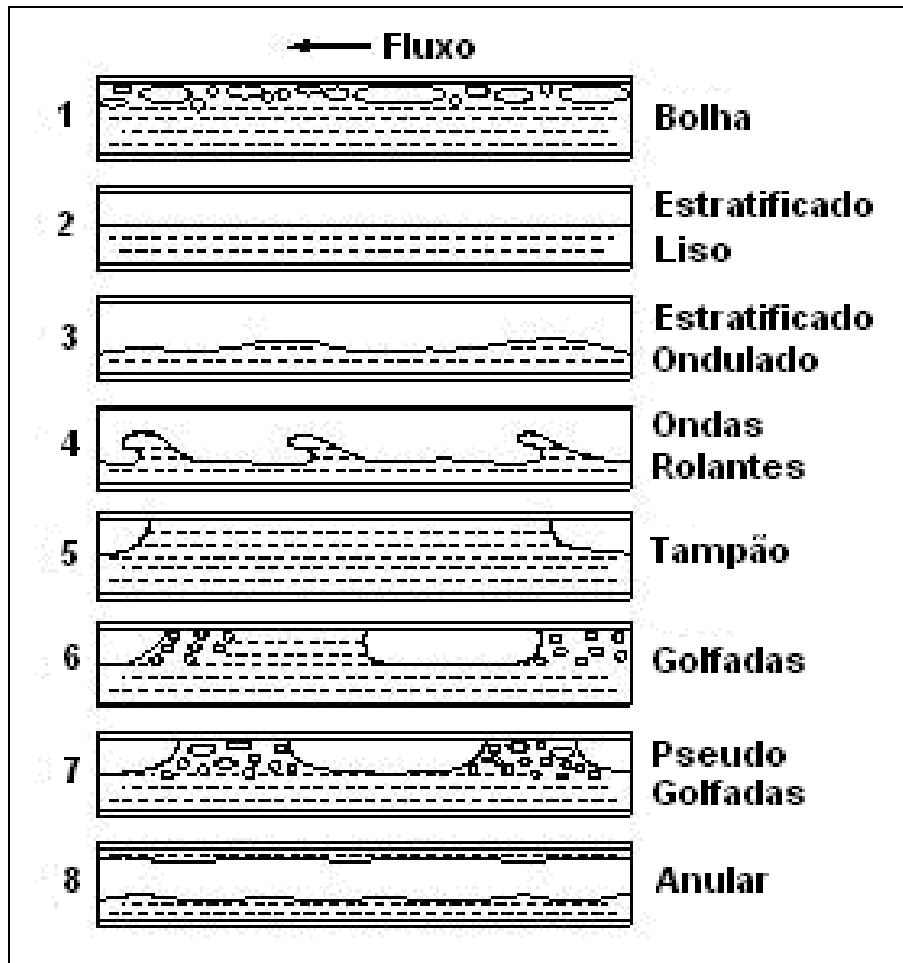


Figura 23- Padrões de fluxo observados em oleodutos horizontais, fonte: [6]

Para que possamos calcular o gradiente de pressão do escoamento, o “holdup” da fase líquida e os padrões de fluxo que ocorrem durante o escoamento simultâneo de gás e líquido ao longo da tubulação, é necessário que conheçamos algumas condições do escoamento em questão, tais como:

- a) **propriedades dos fluidos:** densidade, viscosidade, tensão superficial, etc.
- b) **varáveis operacionais:** BSW, vazão, velocidade, temperatura.
- c) **varáveis geométricas:** profundidade, afastamento, diâmetro, inclinação, isolamento.

5.2.

Procedimento de Cálculo de Perda de Carga no Escoamento Bifásico

Para o escoamento monofásico compressível ou para o escoamento multifásico, o gradiente de perda de carga não é constante, forçando ao cálculo da perda de pressão total em etapas, segmento a segmento.

Este cálculo pode ser feito de duas formas: iteração no comprimento ou interação na pressão.

No primeiro, conhecendo-se P_n e T_n , fixa-se ΔP e estima-se ΔL . No segundo, fixa-se ΔL e estima-se ΔP . Neste trabalho abordaremos o segundo método, uma vez que este é o mais utilizado no programas de simulação.

- **Método de iteração na pressão**

1. Partindo-se de um ponto no sistema, L_n , onde a pressão é conhecida, P_n , define-se um incremento na distância, ΔL .
2. Estima-se um incremento de pressão, ΔP , correspondente ao incremento na distância, ΔL .
3. Calcula-se a pressão média (P_{med}) e, nos casos não isotérmicos, calcula-se a temperatura média (T_{med}), no novo ponto L_{n+1} , após a aplicação do incremento ΔL .
4. A partir de dados de laboratório ou correlações empíricas, são determinadas todas as propriedades do fluido no escoamento, numa condição de P_{med} e T_{med} .
5. Utilizando-se a correlação escolhida, calcula-se dp/dl no incremento, numa condição de P_{med} , T_{med} e inclinação média.
6. Calcula-se o incremento de pressão correspondente ao incremento na distância fixado, $\Delta P_{calculado} = \Delta L * dp/dl$.
7. Compara-se ΔP estimado e ΔP calculado nos passos 2 e 6. Caso os valores não sejam, estima-se um novo incremento de pressão e retorna-se ao passo 3. Repete-se os passos de 3 a 7 até que os valores estimados e calculados estejam suficientemente próximos.

Este método é sempre iterativo, uma vez que as propriedades dos fluidos são funções da pressão a ser calculada para o incremento ΔL .

5.3. Propriedades dos Fluidos no Escoamento Bifásico

As propriedades de um fluido podem ser definidas por três métodos básicos:

- a) **Medição direta:** é o método mais preciso, porém é um método caro.
- b) **Determinação por Correlações:** como a “Black oil”, proporciona um nível de precisão bastante razoável, para óleos normais e pesados.
- c) **Modelo Composicional:** adequado para óleos leves e gás

5.3.1. Correlações – “Black Oil”

A abordagem “black-oil” é largamente utilizada na prática e a grande maioria dos estudos de reservatório adota esta modelagem. Assume-se para o óleo uma massa específica (ρ) constante. O fluido resultante vai se tornando mais pesado na medida em que o gás vai saindo de solução.

As correlações “black-oil” foram desenvolvidas especificamente para sistemas de óleo cru / gás / água e são assim muito úteis para prever o comportamento das fases no fluxo de um poço de petróleo. Quando usadas em conjunto com as opções de calibração, as correlações black-oil podem produzir dados de comportamento de fases precisos, a partir de um mínimo de dados de entrada. Elas são particularmente convenientes em estudos de “gás lift”, onde os efeitos da variação do RGO e corte de água estão sob investigação. Porém, se é importante uma previsão precisa do comportamento das fases em sistemas com hidrocarbonetos leves, é recomendada a aplicação de modelos composicionais.

Propriedade	Nom.	Correlação de
Razão de solubilidade	R_s	Lasater / Standing
Fator volume de formação	B_o	Standing
Densidade relativa do gás dissolvido	d_{Gd}	Katz
Viscosidade do óleo saturado	μ_{os}	Chew & Connally
Viscosidade do gás	μ_G	Carr / Lee
Pressão e temperatura pseudo-críticas	P_{PC}, T_{PC}	Brown
Fator de Compressibilidade	Z	Satanding & Katz
Tensão superficial	σ_o	Baker & Swerdloff

Tabela 1- Propriedades e correlações “black oil”, fonte: [2]

Os tópicos seguintes abordam algumas das correlações “black-oil” mais utilizadas para a avaliação do comportamento de uma mistura líquida de hidrocarbonetos, numa certa condição de pressão e temperatura, quando trazidos às condições de superfície.

5.3.1.1.

Razão de Solubilidade (R_s)

Neste trabalho abordaremos duas correlações para o cálculo da Razão de Solubilidade, já definida no capítulo anterior:

- **Correlação de Lasater** [6]

Esta correlação foi desenvolvida em 1958 a partir de 158 dados experimentais, abrangendo as seguintes faixas:

P_b (pressão do ponto de bolha): 48 a 5.780 psia

T_R (temperatura de reservatório): 82 a 272 °F

γ_{API} (densidade API): 17,9 a 51,1 °API

d_{gs} (densidade do gás nas condições standard): 0,574 a 1,223

R_{sb} (gás em solução à pressão do ponto de bolha): 3 a 2,905 scf/STB

Gás em Solução:

$$R_s = \frac{350 * d_o * 379,3 * y_g}{M_o(1 - y_g)} \quad (9)$$

Para API ≤ 40: $M_o = 630 - 10\gamma_{API}$

Para API > 40: $M_o = 73,110(\gamma_{API})^{-1.562}$

Onde:

M_o = peso molecular do óleo nas condições standard

Fração molar do gás (y_g):

$$y_g = \frac{\frac{R_{sb}}{379,3}}{\frac{R_{sb}}{379,3} + \frac{350d_o}{M_o}} \quad (10)$$

Onde:

d_o = densidade do óleo

Fator da pressão de saturação do óleo ($P_b d_g / T_R$):

Para $y_g \leq 0,6$: $\frac{P_b d_g}{T_R} = 0,679 \exp(2,786 y_g) - 0,323 \quad (11)$

Para $y_g > 0,6$: $\frac{P_b d_g}{T_R} = 8,26 y_g^{3,56} + 1,95 \quad (12)$

Pressão do Ponto de Bolha:

$$P_b = \left(\frac{P_b d_g}{T_R} \right) * \left(\frac{T}{d_g} \right) \quad (13)$$

- **Correlação de Standing** [6]

A correlação usada por Standing para desenvolver uma equação para estimar pressões de ponto de bolha maiores que 1.000 psia, baseou-se em 105 pressões de ponto de bolha determinadas experimentalmente a partir de amostras de petróleo de reservatórios na área da Califórnia.

Os dados abrangem as seguintes faixas:

P_b (pressão do ponto de bolha): 130 a 7.000 psia

T_R (temperatura de reservatório): 100 a 258 °F

γ_{API} (densidade API): 16,5 a 63,8 °API

d_{gcs} (densidade do gás nas condições standard): 0,59 a 0,95

R_{sb} (gás em solução à pressão do ponto de bolha): 20 a 1,425 scf/STB

Gás em Solução:

$$R_s = d_{gcs} \left[\frac{P 10^{(0,0125 * \gamma_{API})}}{18 10^{(0,00091 * T)}} \right]^{0,83} \quad (14)$$

Onde:

P = pressão expressa em psia

T = temperatura expressa em °F

5.3.1.2.

Fator Volume de Formação (B_o) – Correlação de Standing [6]

B_o - sistemas saturados (bbl/STB)

$$B_o = 0,972 + 0,000147 * F^{1,175} \quad (15)$$

Onde o fator de correlação (F):

$$F = R_s \left(\frac{d_{gcs}}{d_o} \right)^{0,5} + 1,25 * T \quad (16)$$

d_{gcs} = densidade relativa de todo gás produzido na condição standard

P = pressão expressa em psia

T = temperatura expressa em °F

5.3.1.3.

Densidade Relativa do Gás Dissolvido (d_{gd}) – Correlação de Katz

A equação para o calculo da densidade relativa do gás dissolvido foi definida por Katz [6], como sendo:

$$d_{gd} = 0,25 + 0,02 * \gamma_{API} + 10^{-6} * (0,6874 - 3,586 * \gamma_{API}) * R_s \quad (17)$$

5.3.1.4.**Viscosidade do Óleo Saturado (μ_{OS}) – Correlação de Beggs & Robinson**

A equação para o cálculo da viscosidade do óleo vivo foi definida por Beggs & Robinson [6], como sendo:

$$\mu_O = A * \mu_{OD}^B \quad (18)$$

Onde:

$$A = 10,715 (R_s + 100)^{-0,515} \quad (19)$$

$$B = 5,44 (R_s + 150)^{-0,338} \quad (20)$$

5.3.1.5.**Viscosidade do Gás (μ_G)**

A viscosidade do gás, segundo a correlação de Lee et al [6], pode ser determinada utilizando-se as equações abaixo:

$$\mu_g = K \cdot 10^{-4} \exp(X \rho_g^y) \quad (21)$$

Onde:

$$K = \frac{(9,4 + 0,02M)T^{1,5}}{209 + 19M + T} \quad (22)$$

$$X = 3,5 + \frac{986}{T} + 0,01M \quad (23)$$

$$y = 2,4 - 0,2X \quad (24)$$

Sendo, T = °R, μ_g = cp, M = peso molecular e ρ_g = g/cm³.

$$\rho_g = 0,0433 d_{gl} \frac{P}{ZT} \quad (25)$$

Onde:

d_{gl} = densidade do gás livre na condição standard

P = pressão expressa em *psia*

T = temperatura expressa em °F

Z = fator de compressibilidade do gas

5.3.1.6.**Pressão e Temperatura Pseudo-crítica (P_{pc} , T_{pc})**

O procedimento mais empregado para a determinação do fator de compressibilidade (Z), é baseado no teorema dos estados correspondentes [6], que basicamente estabelece que as misturas de gases reais exibirão o mesmo fator Z para os mesmos valores de pressão e temperaturas pseudo-reduzidas, onde:

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} \quad (26)$$

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} \quad (27)$$

Para a determinação das propriedades pseudo-críticas dos gases naturais, a correlação de Brown et al [6], é frequentemente utilizada, utilizando como ponto de partida valores de densidade do gás livre. Esta correlação é representada pelas equações:

$$P_{pc} = 708,75 - 57,5 d_{G\text{livre}} \quad (28)$$

$$T_{pc} = 169 + 314 d_{G\text{livre}} \quad (29)$$

5.3.1.7.**Fator de Compressibilidade (Z)**

O fator de compressibilidade dos gases, corrige o desvio de comportamento do gás real com o modelo de gás ideal:

$$\text{Volume real} = \text{Volume ideal} * Z$$

Para pressões e temperaturas baixas o fator Z tende a 1, ou seja o comportamento do gás real aproxima-se do gás ideal para baixas densidades.

Os fatores de compressibilidade (Z) foram correlacionados por Brown [6], como função dos valores de pressão e temperaturas pseudo-reduzidas. Sua correlação cobriu valores de P_{pr} até 8. Entretanto, investigações feitas por Standing & Katz [6] concluíram que para valores de P_{pr} superiores a 5, os resultados eram bastante imprecisos. Como resultado deste trabalho, Standing & Katz estenderam a correlação de Brown para valores de pressão pseudo-reduzida de 15. Estes resultados deram origem ao ábaco da Figura 24.

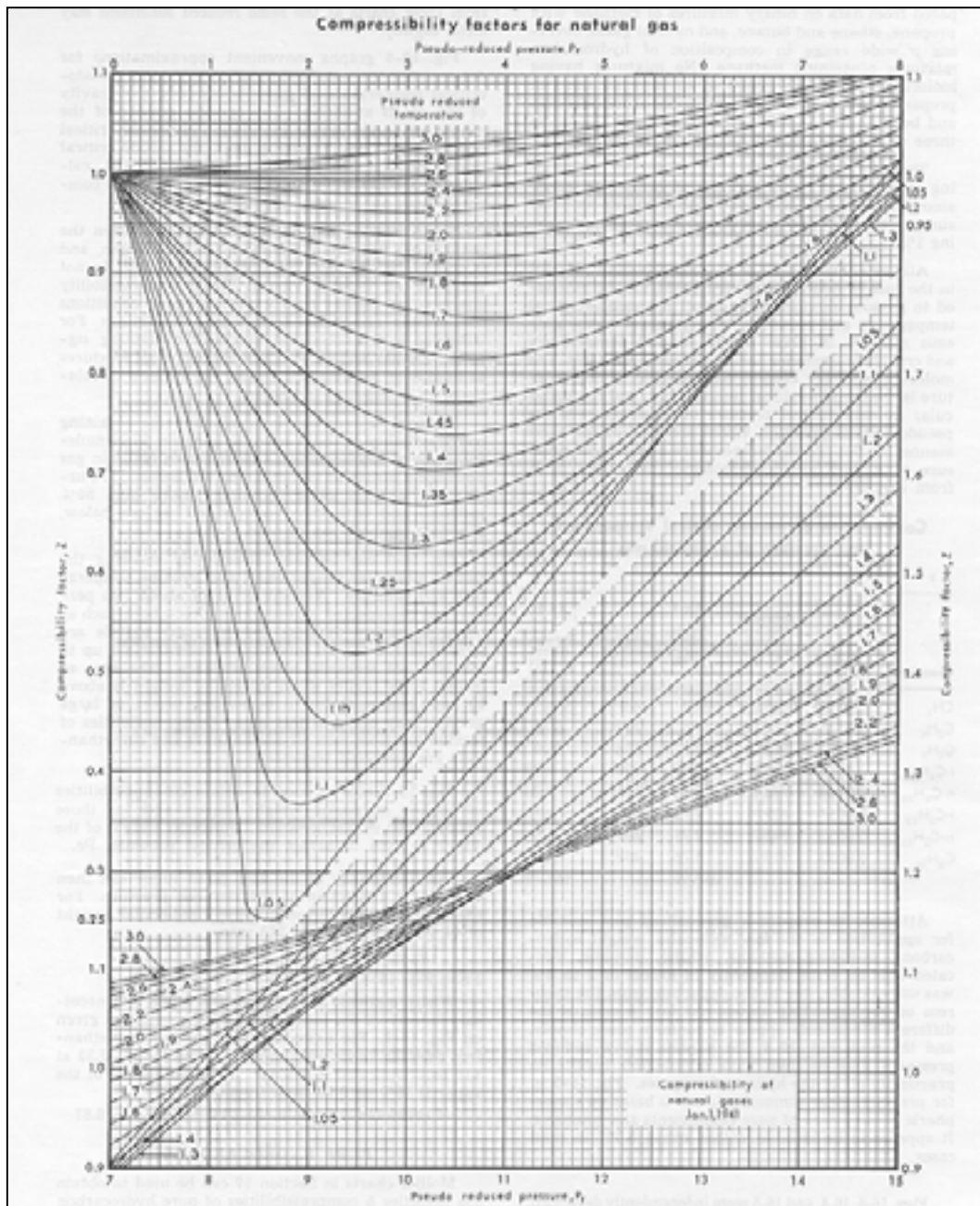


Figura 24- Fator de compressibilidade para gases naturais, fonte: [13]

5.3.1.8. Tensão Superficial - líquido e gás (σ_0)

A influência deste parâmetro no cálculo da perda de carga, do regime de escoamento e do holdup é pequena. A tensão superficial entre hidrocarbonetos, líquido e gasosos, para baixas pressões e densidades, normalmente varia de 35 dynas/cm até 0 dynas/cm.

5.3.2. Velocidades e Relações do Escoamento Bifásico

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

Holdup do Líquido

O “holdup” do líquido é definido como a relação do volume de um segmento de tubo ocupado por líquido e o volume total desse segmento de tubo [2]. Isso é:

$$H_L = \frac{\text{volume ocupado pelo líquido}}{\text{volume do segmento de tubulação}}$$

O “holdup” do líquido é uma fração que varia de zero (fluxo de gás somente) a um (fluxo líquido somente). O método mais comum de 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 de tubo é ocupado por gás, sendo chamado de “holdup” do gás.

$$H_g = 1 - H_L \quad (30)$$

Holdup do Líquido Sem Escorregamento

O “holdup” do líquido sem escorregamento, é definido como a relação do volume de líquido em um segmento de tubo [2], dividido pelo volume do segmento de tubo que existiria, se o gás e o líquido fluíssem à mesma velocidade (sem escorregamento). O cálculo pode ser feito diretamente, usando as vazões conhecidas do gás e do líquido, onde q_L e q_g são as vazões de líquido e gás *in-situ*, respectivamente.

$$\lambda_L = \frac{q_L}{q_L + q_g} \quad (31)$$

O “holdup” do gás sem escorregamento é definido como:

$$\lambda_g = 1 - \lambda_L = \frac{q_g}{q_L + q_g} \quad (32)$$

Velocidade

Muitas correlações de fluxo bifásico estão baseadas em uma variável chamada de velocidade superficial. A velocidade superficial de uma fase fluida é definida como a velocidade na qual essa fase estaria sujeita se fluísse só pela seção transversal total do tubo.

Gás

A velocidade superficial do gás é calculada por:

$$v_{sg} = \frac{q_g}{A} \quad (33)$$

A velocidade real do gás é calculada por:

$$v_g = \frac{q_g}{A \cdot H_g} \quad (34)$$

Onde A é a área da seção transversal do tubo.

Líquido

A velocidade superficial do líquido é calculada por:

$$v_{sL} = \frac{q_L}{A} \quad (35)$$

A velocidade real do líquido é calculada por:

$$v_L = \frac{q_L}{A \cdot H_L} \quad (36)$$

Onde A é a área da seção transversal do tubo.

Bifásico

Velocidade da mistura é a soma das velocidades superficiais das fases:

$$v_m = v_{sL} + v_{sg} \quad (37)$$

Velocidade de Escorregamento

A velocidade de escorregamento é definida como a diferença entre as velocidades reais da fase gasosa e líquida [2].

$$v_s = v_g + v_L = \frac{v_{sg}}{H_g} - \frac{v_{sL}}{H_L} \quad (38)$$

Usando as definições anteriores para velocidade, o “holdup” sem escorregamento, pode também ser calculado como:

$$\lambda_L = \frac{v_{sL}}{v_m} \quad (39)$$

5.3.3. Métodos de Determinação das Propriedades da Mistura Líquida

Quando a mistura líquida contém óleo e água, a maneira mais usual de se ponderar o efeito dessas fases é usando-se o fator de proporcionalidade definido como:

$$f_o = \frac{q_o}{(q_o + q_w)} \quad (40)$$

$$f_w = 1 - f_o \quad (41)$$

Assim, para qualquer propriedade da mistura líquida, temos:

$$Prop_L = Prop_o f_o + Prop_w (1 - f_o) \quad (42)$$

5.3.4. Escoamento Vertical Multifásico

Com exceção de condições de velocidade alta, a maioria da queda de pressão em fluxo vertical é causada pelo componente de mudança de elevação. A queda de pressão causada por aceleração dos fluidos normalmente é considerada desprezível, sendo calculada somente para os casos onde a velocidades do fluxo é muito alta.

Muitas correlações foram desenvolvidas para determinar os gradientes de pressão no fluxo bifásico. Alguns pesquisadores optaram por assumir que o gás e fases líquidas deslocavam-se à mesma velocidade (sem escorregamento entre fases), para avaliar a densidade de mistura e avaliar empiricamente somente um fator de fricção. Outros desenvolveram métodos por calcular ambos, o “holdup” do líquido e o fator de fricção e, alguns escolheram dividir as condições de fluxo em padrões ou regimes e desenvolver correlações separadas para cada regime de fluxo. As correlações do fluxo vertical multifásico (F.V.M.) discutidas a seguir, são classificadas segundo sua complexidade.

5.3.4.1. Correlações do F.V.M

Existem três tipos na indústria do petróleo, são baseadas em observação, experimentação laboratorial e dados de campo.

Tipo I

As correlações que se enquadram nesta categoria, não utilizam mapas de padrão de escoamento nem consideram o escorregamento entre as fases, λ_L . A única correlação requerida é para fator de fricção das duas fases.

Exemplos:

Poetmann & Carpenter [2], (49 poços surgentes e GL);

Baxendell & Thomas [2], (extensão de P&C)

Fancher & Brown [2], (consideram variação com a RGL)

$$\frac{dp}{dL} = \rho_{ns} \frac{g}{g_c} + \frac{f \rho_{ns} u_m^2}{2 g_c d} \quad (43)$$

O fator de fricção f é determinado pelo gráfico de cada correlação com $\rho u_m d$, e não o Re . A justificativa é que como é grande a turbulência no escoamento multifásico a viscosidade não teria grande influência.

Tipo II

As correlações que se enquadram nesta categoria, não utilizam mapas de padrão de escoamento, porem consideram o escorregamento entre as fases, H_L . Métodos nesta categoria apresentam correlação para o cálculo do holdup e correlação para o fator de fricção das duas fases.

Exemplo:

Hagedorn & Brown [2], (poço experimental de 1500 ft). Nesta correlação o “holdup” não é medido e sim correlacionado.

Tipo III

As correlações que se enquadram nesta categoria, utilizam mapas de padrão de escoamento e consideram o escorregamento entre as fases, H_L . Para cada padrão de escoamento é apresentada uma correlação diferente para o cálculo do “holdup” e para o fator de fricção das duas fases.

Exemplo:

Duns & Ros [2]

Orkiszewski [2]

Aziz, Grovier & Fogarasi [2]

Beggs & Brill [2]

5.3.4.2. Padrões de Escoamento

Na Figura 25 são apresentados os padrões de fluxo ou regimes freqüentemente encontrados em escoamento vertical bifásico. A maioria dos pesquisadores, que consideram regimes de fluxo em sua metodologia, divide em quatro grupos os regimes possíveis de acontecer em um tubo vertical.

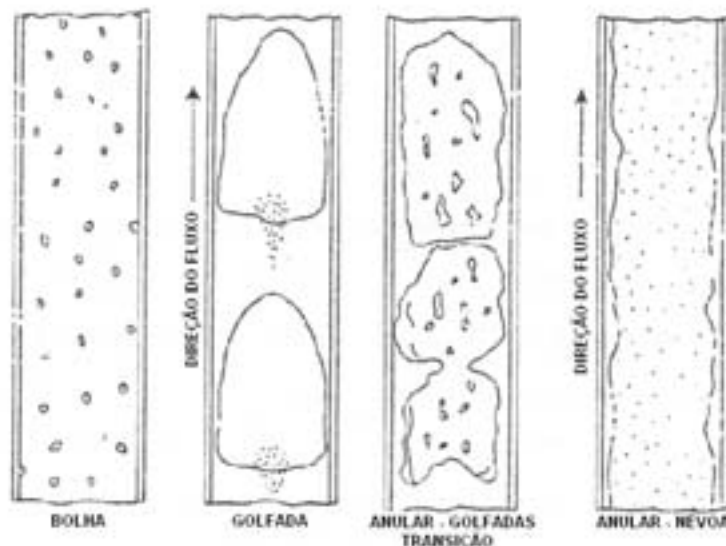


Figura 25- Padrões de fluxo encontrados em escoamento vertical bifásico, fonte: [6]

A seguir, é apresentada uma breve descrição da maneira como os fluidos se comportam no interior da tubulação, para cada um dos regimes de fluxo.

Padrão de Bolha

O tubo é preenchido quase completamente de líquido e a fase de gás livre está presente na forma de pequenas bolhas. As bolhas movem-se com velocidades diferentes. Exceto pela densidade, é pouca a influência do gás gradiente de pressão. A parede do tubo está sempre em contato com a fase líquida.

Padrão de Golfadas

A fase de gasosa é mais pronunciada. Embora, a fase líquida ainda seja contínua, as bolhas de gás fundem-se e formam bolhas com formato de “projéteis” ou golfadas, que quase preenchem a seção transversal do tubo. A velocidade das bolhas de gás é maior que a do líquido. O líquido no filme ao redor da bolha pode mover-se para baixo a baixas velocidades. Tanto o gás quanto o líquido têm influência significativa no gradiente de pressão.

Padrão de Transição ou Caótico

Ambas as fases são descontínuas, não existindo formas características. Ambas as fases têm influência no gradiente de pressão.

Padrão Anular

O gás passa a ser a fase contínua e o líquido flui na forma de gotas dispersas no núcleo central gás. A parede do tubo é coberta com um filme líquido, mas a fase de gás tem influência predominante no gradiente de pressão.

5.4.

Equação do Gradiente de Pressão para Fluxo Bifásico

A equação de gradiente de pressão que é aplicável a qualquer fluido escoando em um tubo inclinado em um ângulo ϕ com a horizontal é expressa como:

$$\frac{dp}{dL} = \left(\frac{dp}{dL} \right)_{el} + \left(\frac{dp}{dL} \right)_f + \left(\frac{dp}{dL} \right)_{ac} \quad (44)$$

Onde:

el - termo referente à mudança de elevação

f - termo referente à fricção

ac - termo referente à aceleração

A Equação (44) é normalmente adaptada para fluxo bifásico, assumindo que a mistura gás-líquido pode ser considerada homogênea para um volume finito da tubulação.

Para um fluxo bifásico o componente referente à mudança de elevação passa a ser:

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_{el} = \frac{g}{g_c} \rho_s \text{sen} \phi \quad (45)$$

Onde, ρ_s é a densidade da mistura gás-líquido num segmento da tubulação.

Considerando um segmento da tubulação que contém líquido e gás, a densidade da mistura pode ser calculada por:

$$\rho_s = \rho_L H_L + \rho_g H_g \quad (46)$$

Onde, H_L é a fração (“holdup”) do líquido.

O componente de perda de carga por fricção pode ser escrito como:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_f = \frac{f_{tp} \rho_f v_m^2}{2g_c d} \quad (47)$$

Onde, f_{tp} e ρ_f são definidos de forma diferente por diferentes pesquisadores.

O termo $(dp/dL)_f$ não é analiticamente previsível, com exceção do caso de fluxo monofásico laminar. Assim, deve ser determinado através de meios experimentais ou por analogias com o fluxo monofásico.

O método mais empregado é sem dúvida o que utiliza fatores de fricção para duas de fase. As definições mais comuns são:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_f = \frac{f_L \rho_L v_{sL}^2}{2g_c d} \quad (48)$$

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_f = \frac{f_g \rho_g v_{sg}^2}{2g_c d} \quad (49)$$

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_f = \frac{f_{tp} \rho_f v_m^2}{2g_c d} \quad (50)$$

Sendo que em geral, para padrão de fluxo de névoa é utilizada a Equação (49), baseada no gás. Quando considerado um regime de fluxo de bolha a Equação (48), baseada em líquido, é mais apropriada. Já a definição de ρ_f pode diferir amplamente, dependendo do pesquisador.

A maioria das correlações busca relacionar fatores de fricção com alguma forma de um número de Reynolds. Para o escoamento monofásico, o número de Reynolds é definido como:

$$\text{Re} = \frac{\rho v d}{\mu} \quad (51)$$

Onde, um conjunto consistente de unidades deve ser usado para calcular Re, e:

ρ = densidade do fluido

v = velocidade do fluido

μ = viscosidade dinâmica do fluido

d = diâmetro interno da tubulação

5.4.1.**Equações para Determinação do Fator de Fricção****I. Laminar (Re < 2300)**

$$f = \frac{64}{\text{Re}} \quad (52)$$

II. Turbulento (Re > 4000)**a) Tubos Lisos**Blasius [2] – (Re < 10⁵)

$$f = 0,3164(\text{Re})^{-0,25} \quad (53)$$

Drew, Koo & MacAdams (1930) [2] - (3000 < Re < 10⁶)

$$f = 0,0056 + 0,5(\text{Re})^{-0,32} \quad (54)$$

b) Tubos Rugosos (Completamente desenvolvido)

Nikuradse (1933) [2]

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 1,74 - 2 \log\left(2 \frac{\varepsilon}{d}\right) \quad (55)$$

c) Tubos Rugosos (Zona de transição)

Colebrook & White (1938) [2]

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 1,74 - 2 \log\left(2 \frac{\varepsilon}{d} + \frac{18,7}{\text{Re}} \cdot \frac{1}{\sqrt{f}}\right) \quad (56)$$

Jain [2] - (3000 < Re < 10⁶) - 10⁻⁶ < ε/d < 10²

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 1,14 - 2 \log\left(\frac{\varepsilon}{d} + \frac{21,25}{\text{Re}^{0,9}}\right) \quad (57)$$

5.4.2.**Correlação tipo II – Hagedorn & Brown**

Esta correlação foi desenvolvida a partir de dados obtidos de um poço experimental. O “holdup” de líquido não foi medido, mas sim calculado.

Com base nos resultados de outros pesquisadores, Hagedorn & Brown [6] verificaram que existia uma forte dependência do “holdup” e os seguintes grupamentos adimensionais:

$$N_{Lv} = v_{sL} \sqrt[4]{\frac{\rho_L}{g\sigma_L}} \quad \text{Número de velocidade do líquido} \quad (58)$$

$$N_{gv} = v_{sg} \sqrt[4]{\frac{\rho_L}{g\sigma_L}} \quad \text{Número de velocidade do gás} \quad (59)$$

$$N_d = d \sqrt{\frac{d\rho_L}{\sigma_L}} \quad \text{Número de diâmetro do tubo} \quad (60)$$

$$N_L = \mu_L \sqrt[4]{\frac{g}{\rho_L \sigma_L^3}} \quad \text{Número de viscosidade do líquido} \quad (61)$$

Para a determinação do “holdup”, foi realizada uma análise adimensional resultando nos seguintes grupamentos adimensionais:

$$\frac{N_{gv} N_L^{0,380}}{N_d^{2,14}} \quad (62)$$

$$\frac{N_{Lv}}{N_{gv}^{0,575}} \left(\frac{P}{P_{atm}} \right)^{0,1} \frac{CN_L}{N_d} \quad (63)$$

Correlações para determinação do holdup segundo Hagedorn&Brown:

A partir do gráfico apresentado na Figura 26, entrando com o grupamento adimensional (62), obtém-se o fator Ψ para correção do “holdup”.

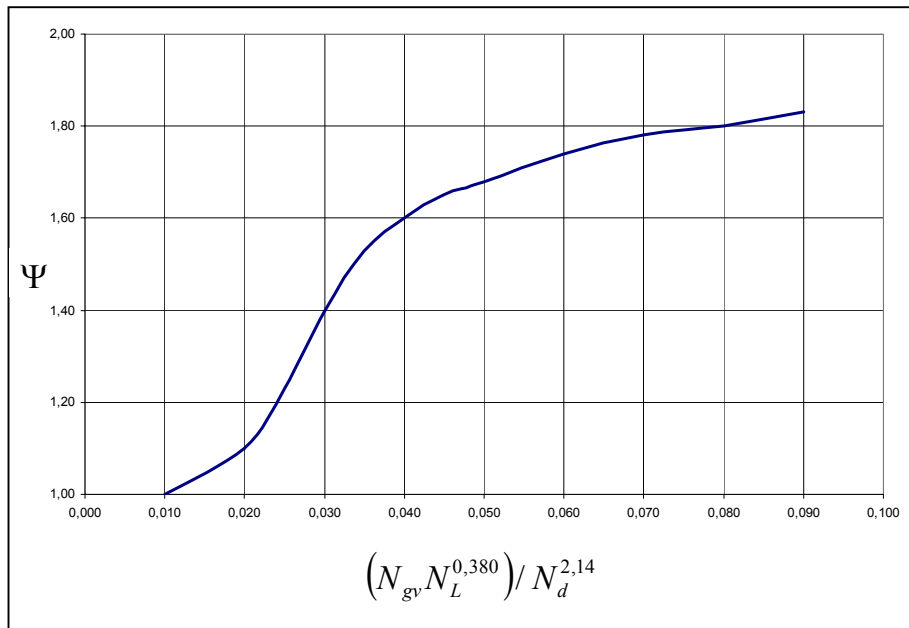


Figura 26- Fator Ψ para correção do 'holdup' - Hagedorn&Brown, fonte: [2]

No passo seguinte, entrando com o valor de N_L (Equação 61), no gráfico da Figura 27, obtém-se o valor do coeficiente CN_L para aplicação no grupamento adimensional (63).

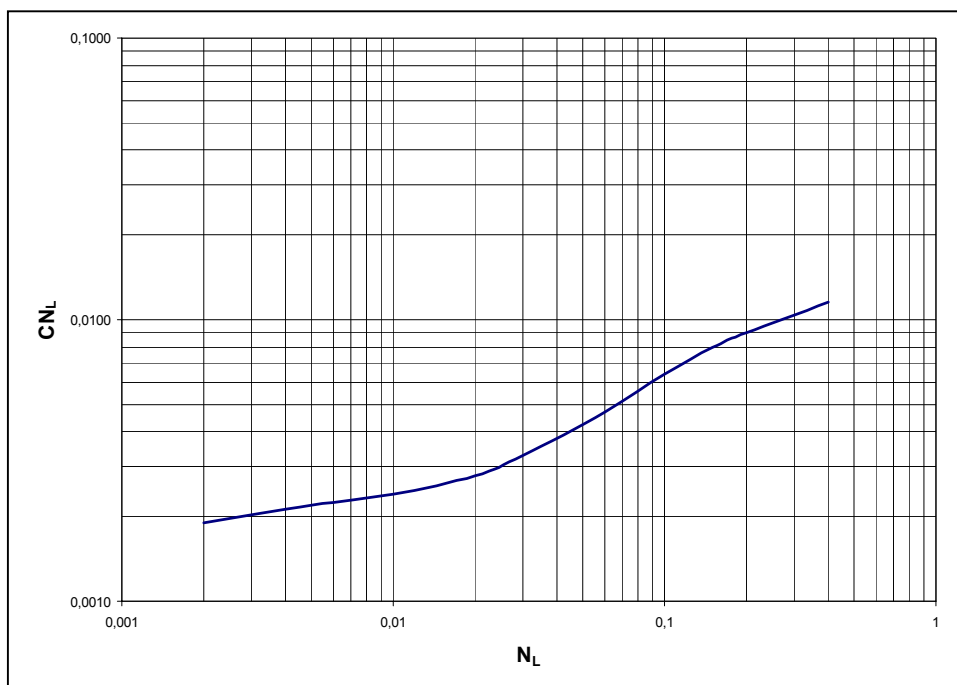


Figura 27- Coeficiente C para correção do N_L - Hagedorn&Brown, fonte: [2]

Com o valor do grupamento adimensional (63) sendo aplicado no gráfico da Figura 28, obtém-se a relação entre o “holdup” e o fator Ψ .

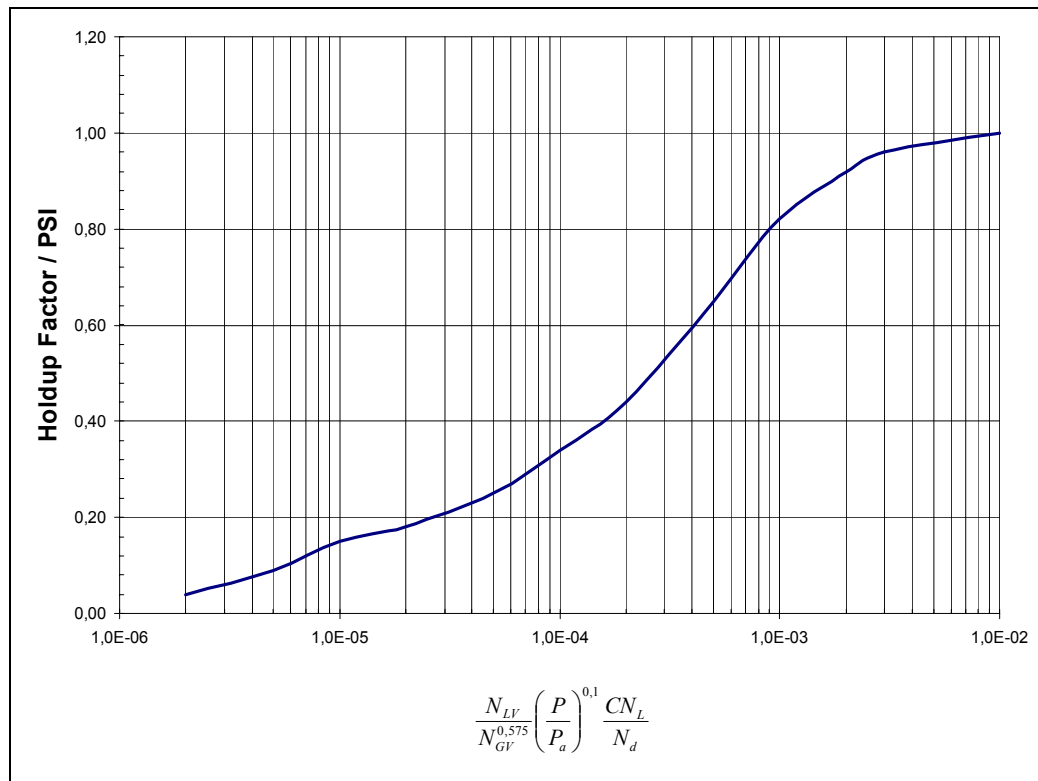


Figura 28- Correlação para determinação do Holdup - Hagedorn&Brown

Com os dados obtidos anteriormente, tem-se:

$$H_L = \Psi \cdot \frac{H_L}{\Psi} \quad (64)$$

5.4.3. Correlação tipo III – Beggs & Brill

Esta correlação foi desenvolvida por Beggs & Brill [6], utilizando um aparato experimental de 90 ft, dotado de dispositivo para inclinação do tubo, variando de -90° a $+90^\circ$. A vazão de líquido (água) variava de 0 a 1000 bpd e a vazão de gás (ar) variava de 0 a 300 M scf/d.

O holdup medido com válvulas de fechamento rápido, encontrava-se na faixa de 0 a 0,870.

O regime de escoamento é determinado como se a tubulação estivesse na horizontal:

$$N_{Fr} = \frac{v_m^2}{gd} \quad (65)$$

Onde:

N_{Fr} = Número de Froude

v_m = velocidade da mistura

g = aceleração da gravidade

d = diâmetro do tubo

Não considerando o escorregamento entre as fases, o “holdup” é dado por λ (Equação 39).

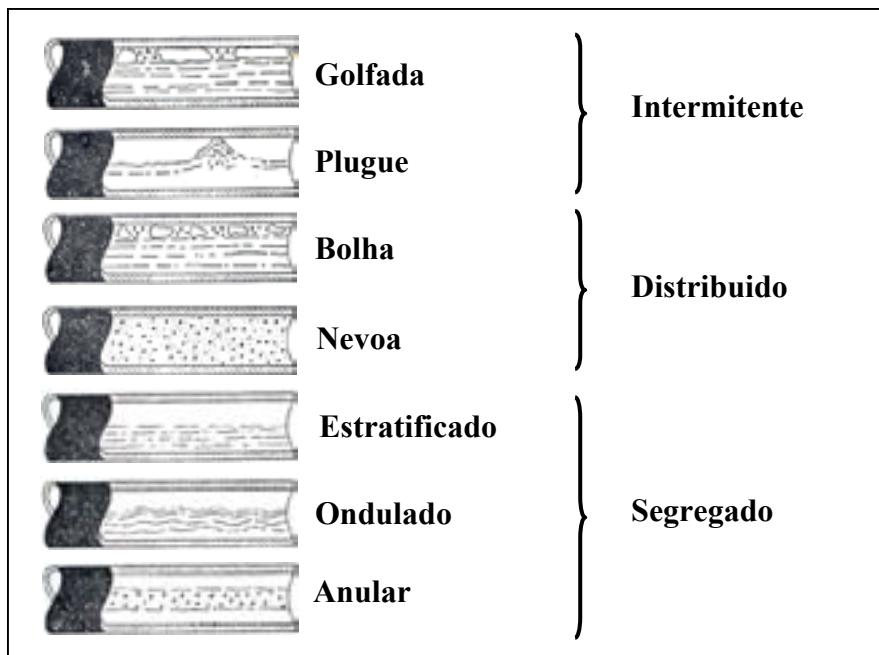


Figura 29- Regimes de escoamento

Para definição do regime de escoamento, tem-se:

$$L_1 = 316\lambda_L^{0,302}$$

$$L_2 = 0,0009252\lambda_L^{-2,4684}$$

$$L_3 = 0,10\lambda_L^{-1,4516}$$

$$L_4 = 0,5\lambda_L^{-6,738}$$

a) Regime Segregado:

$$\lambda_L < 0,01 \quad \text{e} \quad N_{Fr} < L_1$$

$$\lambda_L \geq 0,01 \quad \text{e} \quad N_{Fr} < L_2$$

b) Regime Intermitente:

$$0,01 \leq \lambda_L < 0,4 \quad \text{e} \quad L_3 < N_{Fr} \leq L_1$$

$$\lambda_L \geq 0,4 \quad \text{e} \quad L_3 < N_{Fr} \leq L_4$$

c) Regime Distribuído:

$$\lambda_L < 0,4 \quad \text{e} \quad N_{Fr} \geq L_1$$

$$\lambda_L \geq 0,4 \quad \text{e} \quad N_{Fr} > L_4$$

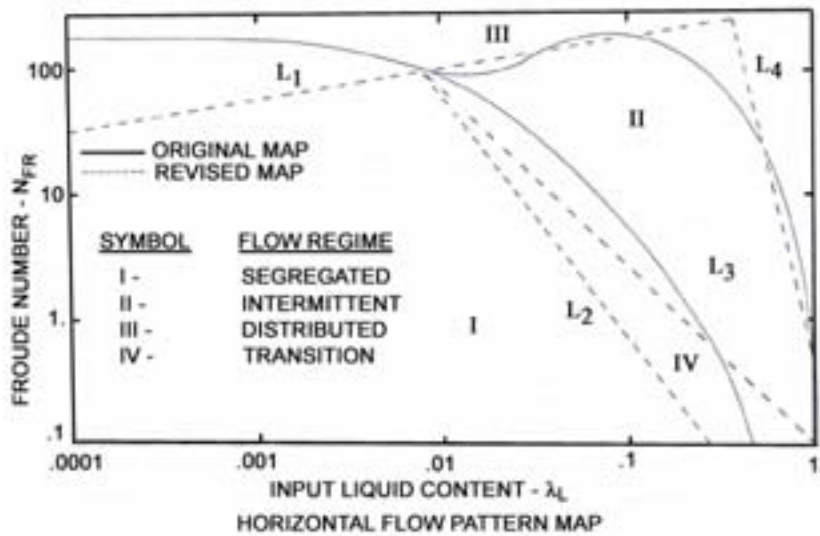


Figura 30- Mapa de regime de escoamento segundo Beggs & Brill, fonte: [6]

Para a determinação do holdup, tem-se:

$$H_L(\theta) = H_L(0) \cdot \Psi \quad (66)$$

Onde:

$$H_L(\theta) = H_L(0), \text{ para a horizontal}$$

$$H_L(0) = a \lambda_L^b \frac{a \lambda_L^b}{N_{Fr}^c} \quad (67)$$

$$\text{Sendo } H_L(0) \geq \lambda_L$$

As constantes para aplicação na Equação (67) são obtidas da Tabela 2, conforme o regime de escoamento definido.

Regime	a	b	c
Segregado	0,980	0,4846	0,0868
Intermitente	0,845	0,5351	0,0173
Distribuído	1,065	0,5824	0,0609

Tabela 2- Constantes para determinação de “holdup”

O fator Ψ , responsável pela correção do holdup devido à inclinação θ real da tubulação, é obtido pela equação:

$$\Psi = 1 + C [\text{sen}(1,8 \cdot \theta) - 0,333 \text{sen}^3(1,8 \cdot \theta)] \quad (68)$$

Onde:

$$C = (1 - \lambda_L) \cdot \ln(d' \lambda_L^e N_{Lv}^f N_{Fr}^g) \quad (69)$$

Sendo $C \geq 0$

As constantes para aplicação na Equação (69) são obtidas da Tabela 3, conforme a inclinação e o regime de escoamento, definidos:

Inclinação	Regime	d'	e	f	g
$\theta > 0$	Segregado	0,011	-3,7680	3,5390	-1,6140
	Intermitente	2,960	0,305	-0,4473	0,0978
	Distribuído	Sem correção, $C=0$ e $\psi=1$			
$\theta < 0$	Todos	4,700	-0,3692	0,1244	-0,5056

Tabela 3- Constantes para aplicação na equação (69)

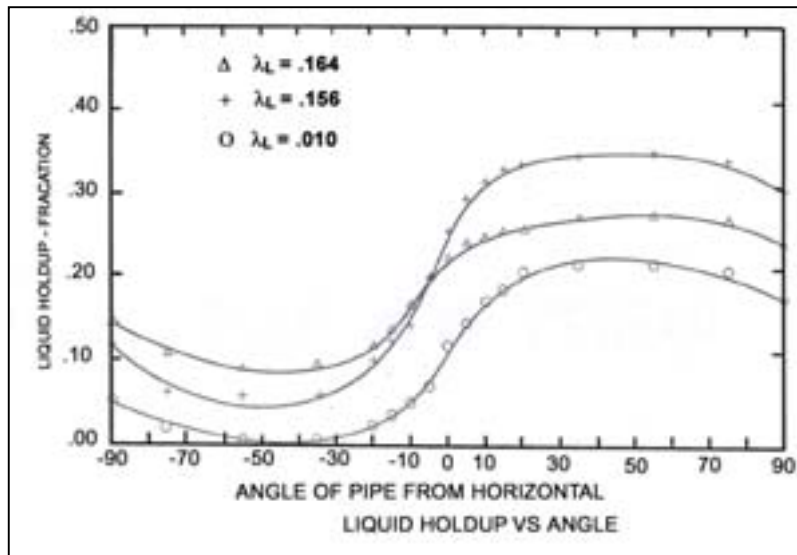


Figura 31- "Holdup" versus inclinação do tubo, fonte: [6]

O fator de fricção é dado pela equação:

$$f_{tp} = f_{ns} \cdot e^s \quad (70)$$

Onde:

$$f_{ns} = \frac{1}{\left[2 \log \left(\frac{\text{Re}}{4,5223 \log \text{Re} - 3,8215} \right) \right]^2} \quad (71)$$

Sendo:

$$\text{Re} = \frac{\rho_{ns} v_m d}{\mu_{ns}} \quad (72)$$

$$\mu_{ns} = \mu_L \lambda_L + \mu_g (1 - \lambda_L) \quad (73)$$

$$s = \frac{\ln y}{-0,0523 + 3,182 \ln y - 0,8725 (\ln y)^2 + 0,01853 (\ln y)^4} \quad (74)$$

$$y = \frac{\lambda_L}{(H_L(\theta))^2} \quad (75)$$

Se pertence ao intervalo $1 < y < 1,2$

$$s = \frac{\ln y}{2,2 y - 1,2} \quad (76)$$

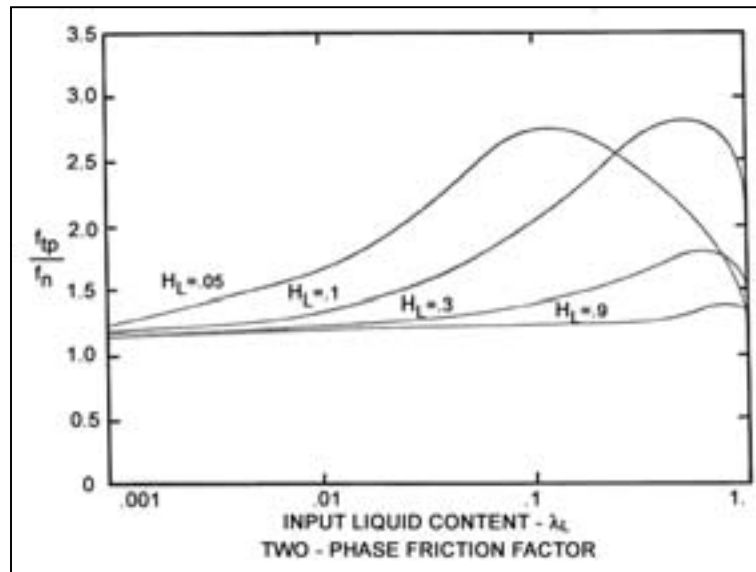


Figura 32- Fator de fricção, fonte: [6]

5.5.

Transferência de Calor no Escoamento de Petróleo

Antes de definirmos um projeto de *riser*, é conveniente que avaliemos os componentes fundamentais do balanço de energia. Especialmente em águas ultra-profundas, pode ser o caso que uma porção significativa da perda de temperatura não possa ser evitada, independentemente do tipo de isolamento empregado, em particular, quanto da queda de temperatura do fluido é devido a perda de calor para o ambiente e quanto é devido ao efeito Joule-Thomson (queda de temperatura devido a variação da pressão à entalpia constante) e perdas de energia potenciais no *riser*.

A perda de calor para o ambiente pode ser minimizada tipicamente com a aplicação de isolamento. Porém, os dois componentes posteriores (resfriamento por expansão e energia potencial) são efeitos oriundos das propriedades do fluido e profundidade de água, não sofrendo impacto do isolamento.

Tipicamente, para desenvolvimentos de águas rasas, a perda de energia potencial (mudanças na energia interna devido à variação da elevação) pode ser ignorada, já que a distância vertical que o fluido deve se deslocar é relativamente pequena. Porém, em águas profundas, a mudança de elevação é significativa e seu efeito na queda da temperatura do fluido, não pode ser desprezado. Considere o balanço de energia em regime permanente, dado pela Equação (77):

$$m\left(\Delta U + \Delta(PV) + \frac{1}{2}\Delta(v^2) + g\Delta z\right) = Q + W \quad (77)$$

Onde:

m = taxa de fluxo de massa

U = energia interna

P = pressão

V = volume

v = velocidade

g = aceleração da gravidade

Δz = variação da elevação

Q = energia transferida entre o ambiente e o fluido

W = trabalho fornecido ao fluido por bombas, compressores etc.

O balanço de energia na Equação (77) pode ser usado para determinar a mudança de energia global e a mudança de temperatura global num sistema. O termo $m\Delta(PV)$ representa trabalho usado para mover o fluido entre a entrada e a saída do tubo. Normalmente, este termo é combinado com $m\Delta U$ para dar $m\Delta H$, a mudança na entalpia. O termo $m\frac{1}{2}\Delta(v^2)$ representa a mudança na energia cinética que é desprezível. O termo $mg\Delta z$ representa a mudança em energia potencial que é desprezível para profundidades de águas rasas. Assim, o balanço de energia para um *riser* de águas rasas reduz-se a:

$$m(\Delta U + \Delta(PV)) = Q \quad (78)$$

Para avaliar o resfriamento pelo efeito de Joule-Thomson, é assumido que o sistema é adiabático (nenhuma perda de calor, $Q = 0$), sendo a equação simplificada para:

$$m(\Delta U + \Delta(PV)) = \Delta H = 0 \quad (79)$$

Normalmente, as variações na temperatura do fluido são devidas à perda de calor para o ambiente ou ao resfriamento pela expansão do fluido (efeito Joule-Thomson). Porém, em águas ultra-profundas, uma mudança de grande alteração na elevação requer a re-inclusão do termo de energia potencial na equação de balanço de energia:

$$m(\Delta U + \Delta(PV) + g\Delta z) = Q \quad (80)$$

A Equação (80) permite que a perda de temperatura no sistema possa ser calculada para vários valores de coeficiente global de transferência de calor (U). Além disso, também podem ser identificados os componentes individuais responsáveis pela perda de temperatura.