



CÁLCULO DE PERDA DE CARGA EM ESCOAMENTOS BIFÁSICOS EM TUBULAÇÕES

Luiz Felipe Mandetta Clementino

Fernando Nogueira Cardoso

Projeto Final de Curso

Orientadores:

Prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D.Sc.

Prof. Carlos Eduardo P. Siqueira Campos, D.Sc.

Agosto de 2011

CÁLCULO DE PERDA DE CARGA EM ESCOAMENTOS BIFÁSICOS EM TUBULAÇÕES

Luiz Felipe Mandetta Clementino

Fernando Nogueira Cardoso

Projeto Final de Curso submetida ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenheiro Químico.

Aprovado por:

Raquel Massad Cavalcante, M.Sc

Fábio Pereira dos Santos, M.Sc

Rogério Amadeu Pereira, B.Sc

Orientado por:

Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D.Sc.

Carlos Eduardo P. Siqueira Campos, D.Sc.

Rio de Janeiro, RJ – Brasil
Agosto de 2011

Clementino, Luiz Felipe Mandetta. Cardoso, Fernando Nogueira

Cálculo de perda de carga em escoamentos bifásicos em tubulações / Luiz Felipe Mandetta Clementino, Fernando Nogueira Cardoso - Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2011.

x, 49 p.;il.

(Monografia) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2011.

Orientadores: Prof Fernando Luiz Pellegrini Pessoa e Carlos Eduardo P. Siqueira Campos

1. Perda de Carga. 2. Escoamento Bifásico. 3. Simulação. 4. Monografia. (Graduação – UFRJ/EQ). 5. Prof Fernando Luiz Pellegrini Pessoa e Carlos Eduardo P. Siqueira Campos. I . Cálculo de perda de carga em escoamentos bifásicos em tubulações.

Agradecimentos

Aos meus familiares, pelo incentivo e apoio durante toda a caminhada na Universidade.

Aos meus amigos, pelo apoio, amizade e compartilhamento de alegrias e tristezas em todos os momentos de minha vida.

Aos meus orientadores, pela compreensão, apoio e paciência mostrando os caminhos a serem seguidos durante o período da realização deste projeto final de curso.

A todos os professores e profissionais que auxiliaram de forma direta ou indireta na conclusão deste trabalho, colaborando para a construção de meu futuro profissional.

Resumo do Projeto Final de Curso apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Engenheiro Químico.

ESTUDO DE ESCOAMENTOS BIFÁSICOS EM TUBULAÇÕES

Luiz Felipe Mandetta Clementino

Fernando Nogueira Cardoso

Agosto, 2011

Orientadores: Prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D.Sc.

Prof. Carlos Eduardo P. Siqueira Campos, D.Sc.

O estudo do escoamento de fluidos em tubulações é um assunto constantemente estudado, principalmente devido a sua grande importância industrial na área de óleo e gás. Para o estudo de escoamento de um fluido, um parâmetro muito importante é a perda de carga onde este é utilizado para o projeto de bombas e assim diretamente relacionado ao consumo de energético de uma planta. Assim, este trabalho tem por finalidade apresentar uma comparação entre várias correlações existentes na literatura para o cálculo da perda de carga em escoamentos bifásicos. Seguindo recomendações da literatura para o melhor uso de cada uma das correlações, um programa computacional foi desenvolvido com o objetivo de realizar o cálculo. A validação desse *software* foi realizada através de estudos de caso de processos presentes na área de óleo e gás. Os resultados obtidos foram semelhantes aos da literatura, permitindo a validação do programa desenvolvido.

Sumário

Lista de Figuras.....	vii
Lista de Tabelas	viii
Nomenclatura.....	ix
1. Introdução.....	1
1.1. Objetivos	3
2. Revisão Bibliográfica	4
2.1. Perda de carga em escoamentos homogêneos	4
2.2. Fundamentos de Escoamentos Bifásicos Gás-Líquido	7
2.3. Padrões de Escoamento	8
2.4. Mapas Empíricos de Padrões de Escoamento	11
2.5. Escoamento Bifásico Horizontal.....	23
2.6. Escoamento Bifásico Vertical	27
3. Software PCT	29
3.1. Funções	29
3.1.1. Escoamento Horizontal	29
3.1.2. Escoamento Vertical.....	30
3.2. Interface	30
3.2.1. Janela Principal.....	31
3.2.2. Novo Cálculo.....	32
3.2.3. Novo Trecho Horizontal	32
3.2.4. Novo Trecho Vertical.....	34
4. Estudo de Casos	36
4.1. Raghu Raman (1985).....	36
4.2. Souza (2009) – Trecho Horizontal	39
4.3. Elevação de Petróleo de um Poço.....	41
5. Conclusões.....	43
6. Referências Bibliográficas	45
ANEXO I	49

Lista de Figuras

Figura 1.1: Exemplo de tubulações em plataforma de petróleo (Thomas, 2001)	2
Figura 2.1: Padrões de escoamento horizontal (Mandhane <i>et al.</i> , 1974).....	10
Figura 2.2: Mapa de Baker (1954)	12
Figura 2.3: Mapa de Beggs e Brill (1973).....	14
Figura 2.4: Mapa de Mandhane <i>et al.</i> (1974).....	18
Figura 2.5: Mapa de Spedding e Nguyen (1980)	22
Figura 3.1: Interface do PCT	31
Figura 3.2: Novo Cálculo.....	32
Figura 3.3: Janela para adicionar novo trecho Horizontal	33
Figura 3.4: Janela para adicionar novo trecho Vertical.....	35

Lista de Tabelas

Tabela 2.1 : Constantes relativas ao padrão de escoamento	16
Tabela 2.2 : Constantes relativas ao fator C_{BB}	16
Tabela 4.1: Valores das propriedades utilizadas por Raghu Raman (1985).....	37
Tabela 4.2: Resultados obtidos por Raghu Raman (1985) e pelo PCT	38
Tabela 4.3: Valores das propriedades utilizadas por Souza (2009).....	39
Tabela 4.4: Resultados para os casos retirados de Souza (2009)	40
Tabela 4.5: Valores das propriedades utilizadas para um Poço Real.....	41
Tabela 4.6: Resultados para a simulação de um poço real	41

Nomenclatura

Letras Latinas

Descrição

P	Pressão
L	Comprimento da Tubulação
u	Velocidade do fluido
f	Fator de Atrito de Fanning
D	Diâmetro Interno
Re	Número de Reynolds
F_r	Número de Froude
g	Aceleração da gravidade
$FC1$	Fator de correção das funções de fronteira dos padrões - Mapa de Baker
$FC2$	Fator de correção das funções de fronteira dos padrões - Mapa de Baker
U_{LS}	Velocidade superficial do líquido
U_{GS}	Velocidade superficial do gás
L_1	Linha de transição entre padrões de escoamentos
L_2	Linha de transição entre padrões de escoamentos
L_3	Linha de transição entre padrões de escoamentos
L_4	Linha de transição entre padrões de escoamentos
C_{BB}	Coefficiente de Beggs & Brill
d	Constante relativa ao Coeficiente de Beggs & Brill
N_{Lv}	Número de velocidade do líquido
L_{S-ID}	Equação da transição do padrão segregado para o intermitente/distribuído
L_{I-D}	Equação da transição do padrão intermitente para o distribuído
X_{Mn}	Coefficiente de Mandhane <i>et al.</i>
Y_{Mn}	Coefficiente de Mandhane <i>et al.</i>
R_G	<i>Holdup</i> da fase gasosa
G	Velocidade Mássica
\dot{m}_G	Vazão mássica da fase gasosa
\dot{m}_L	Vazão mássica da fase líquida
X	Parâmetro de Martinelli
C	Parâmetro da Equação de Chisholm
E_K	Fator de aceleração
R_L	<i>Holdup</i> do Líquido

Letras Gregas

ρ	Densidade
μ	Viscosidade

ε	Rugosidade da Tubulação
σ	Tensão superficial dos fluidos
λ	Fração de descarga
α	Fração de volume da fase
Ψ_{BB}	Fator de correção da fração de líquido para escoamento inclinado
β	Parâmetro da Equação do <i>Holdup</i> Líquido
ϕ^2	Multiplicador de Martinelli
δ	Parâmetro da Equação do <i>Holdup</i> Líquido
β_{BB}	Ângulo de inclinação do tubo a partir da horizontal

Subscritos

G	Gás
A	Ar
L	Líquido
W	Água
BB	Beggs-Brill
LS	Líquido Superficial
T	Total
tp	Duas Fases (<i>two-phase</i>)

1. Introdução

O uso de tubulações como meio de transporte de fluidos, sobretudo de líquidos, é uma prática antiga e bem documentada ao longo dos tempos. Os chineses utilizavam bambus (Machado, 2005), os egípcios e astecas materiais cerâmicos e os gregos e romanos empregavam tubos de chumbo.

Os principais usos para tubulações estão na construção civil, na indústria como um todo e em projetos de engenharia naval e oceânica. Os fluidos podem ser considerados monofásicos ou multifásicos. No caso deste trabalho, o algoritmo utilizado é válido para o uso com escoamentos bifásicos.

Um fluido importante e utilizado constantemente por diversos estudos é o petróleo. Atualmente é uma das principais fontes de energia utilizada pelo homem, assim como serve de matéria-prima para uma série de produtos (Minadeo, 2002). As tubulações utilizadas para o escoamento de petróleo e seus derivados provenientes de locais de exploração de produção são chamados de oleodutos.

O primeiro oleoduto para transporte de petróleo foi construído em 1865 na Pensilvânia e ligava um campo de produção a uma estação de carregamento de vagões a uma distância de cerca de 8 km. Possuía um diâmetro nominal de aproximadamente 5 cm e usava tubos de ferro fundido e foi projetado para substituir a mão de obra de carroceiros, que faziam este transporte com base em tração animal (Terzian, 2005).

No Brasil, os primeiros oleodutos também estiveram ligados ao escoamento de petróleo a partir dos locais de produção. A primeira linha de que se tem registro foi construída na Bahia apresentando 1 km de extensão. Esse duto ligava a Refinaria Experimental de Aratu ao Porto de Santa Luzia que recebia o petróleo dos "Saveiros-Tanques" vindos dos campos de Itaparica e Joanes, com início de operação em maio de 1942 (Terzian, 2005).

No cenário atual, a produção de petróleo no Brasil está concentrada como sendo *off-shore*, onde dutos são utilizados em plataformas cada vez mais distantes da costa e utilizando tubulações cada vez maiores. (Figura 1.1)

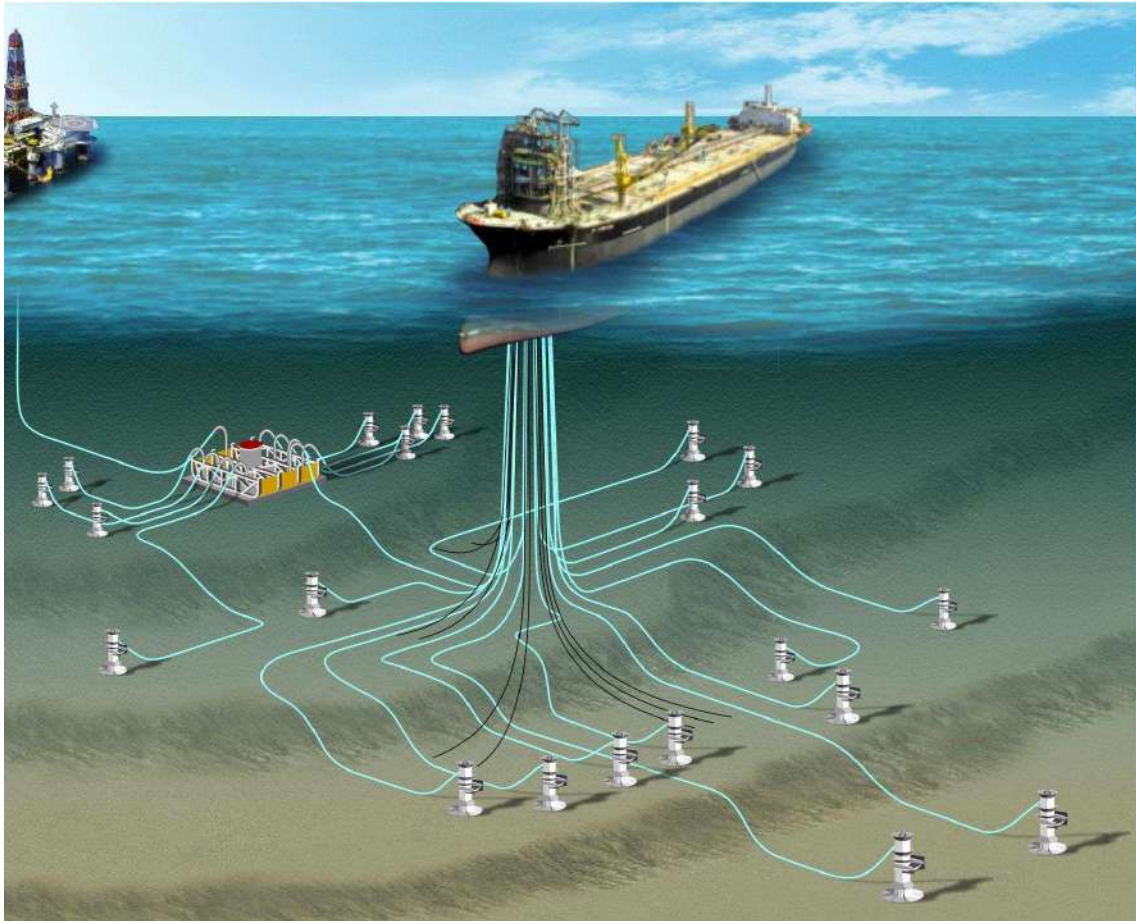


Figura 1.1: Exemplo de tubulações em plataforma de petróleo (Thomas, 2001)

Escoamentos bifásicos são muito comuns em processos industriais envolvendo ebulição de líquidos e condensação de vapores. Exemplos típicos são os chamados refeedores e condensadores, equipamentos essenciais à operação de unidades de destilação atmosférica e a vácuo, comumente encontrados em refinarias de petróleo. Por outro lado, o fato de que petróleo e gás natural ocorrem quase sempre associados nos reservatórios, leva inevitavelmente ao aparecimento desse tipo de escoamento tanto na fase de avaliação do poço quanto na de produção.

No caso de extração e produção de petróleo *off-shore*, por exemplo, é utilizado um processo de bombeio submerso do petróleo para a superfície conhecido como Bombeio Centrífugo Submerso (BCS) (Thomas, 2001) onde a mistura bifásica gás-óleo é bombeada para a superfície. As bombas centrífugas utilizadas são projetadas de acordo com a perda de carga do sistema.

Assim, o estudo do comportamento de um fluido bifásico em tubulações, tanto verticais como horizontais, é de grande importância para as indústrias, principalmente a de petróleo e gás que possuem grandes linhas de transporte de fluidos.

1.1. Objetivos

Considerando o cenário apresentado, este trabalho tem por objetivo apresentar um algoritmo utilizando formas analíticas tradicionais para o cálculo da perda de carga em escoamentos bifásicos verticais e horizontais em tubulações utilizando correlações diferentes e levando em consideração as melhores condições de uso segundo o estudo de Weisman e Choe (1978).

Como ferramenta de cálculo, um programa computacional foi desenvolvido na linguagem C#.NET, onde após a introdução de uma série de parâmetros, o mesmo é capaz de calcular a perda de carga do processo em estudo.

2. Revisão Bibliográfica

Um parâmetro bastante importante para o estudo do comportamento fluidodinâmico é a perda de carga que o fluido apresenta em uma tubulação, seja horizontal, vertical ou inclinada. Para o cálculo deste parâmetro é necessário saber os limites do escoamento para o fluido e estimar o quanto de energia seria gasto para promover o escoamento.

O modelo mais simples seria para o caso de escoamento homogêneo, considerando que o fluido tenha apenas uma fase. Esse tipo é bastante comum e possui muitas referências na literatura sobre o cálculo de perda de carga. Mas, no caso deste trabalho, será falado sobre escoamentos bifásicos onde as correlações existentes para o cálculo de perda de carga serão abordadas.

2.1. Perda de carga em escoamentos homogêneos

A perda de carga em tubulações devido ao atrito com a parede, ΔP , é expressa em termos do fator de atrito de Fanning (Equação 2.1) (Fox, 2006).

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{2f\rho u^2}{D} \quad (2.1)$$

Onde:

- f é o fator de fricção de Fanning,
- ρ é a densidade,
- u é a velocidade superficial na tubulação,
- D é o diâmetro da da tubulação
- L é o comprimento da tubulação

O fator de fricção está relacionado como o número de Reynolds através de uma série de correlações, dependendo o tipo de regime de escoamento, laminar, de transição ou turbulento. O número de Reynolds pode ser calculado através da equação (2.2) (Fox, 2006).

$$Re = \frac{Du\rho}{\mu} \quad (2.2)$$

O significado fundamental do número de Reynolds é que o mesmo permite avaliar o tipo do escoamento (a estabilidade do fluxo) e pode indicar se flui de forma laminar ou turbulenta. Admite-se o valor de 2100 como limite para fluxo laminar onde o fluido escoar de forma homogênea sem variar no gradiente da área da seção transversal da tubulação. Para valores entre 2100 e 4000, o fluxo é considerado como estando em um regime de transição, e para valores maiores que 4000 o fluxo será turbulento (Fox, 2006).

O cálculo do fator de fricção de Fanning pode ser determinado de forma gráfica mediante o diagrama de Moody, tanto entrando-se com o número de Reynolds (regime laminar) quanto com o número de Reynolds e a rugosidade relativa (regime turbulento), ou pode ser calculado de acordo com as seguintes equações (2.3) e (2.4), sempre levando em conta a região do regime de escoamento (Fox, 2006).

- Região Laminar ($Re \leq 2100$)

$$f = \frac{16}{Re} \quad (2.3)$$

- Região de transição ($2100 < Re < 4000$)

Utilizando a equação de Colebrook (1939):

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log \left(\frac{\varepsilon/D}{3,7} + \frac{2,51}{Re\sqrt{f}} \right) \quad (2.4)$$

Para evitar cálculos iterativos na equação anterior, podemos utilizar a equação dada por Zigrang e Sylvester (1982) (Equação 2.5) que obtém valores similares sem o uso de cálculos iterativos.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log \left(\frac{\varepsilon/D}{3,7} - \frac{5,02}{Re} \log \left(\frac{\varepsilon/D}{3,7} - \frac{5,02}{Re} \log \left(\frac{\varepsilon/D}{3,7} - \frac{13}{Re} \right) \right) \right) \quad (2.5)$$

- Região Turbulenta ($Re \geq 4000$)

Para esta faixa de Re , pode-se utilizar a equação de von Karman (1930) onde o autor calcula o fator de fricção levando em consideração a rugosidade relativa da tubulação, ou seja, de acordo com o valor de (ε/D) .

- Tubulação lisa $(\varepsilon/D) = 0$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 4 \log(Re\sqrt{f}) - 0,4 \quad (2.6)$$

- Tubulação com rugosidade $(\varepsilon/D) > 0$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 4 \log\left(\frac{1}{\varepsilon/D}\right) + 2,28 \text{ para } Re\sqrt{f} \frac{\varepsilon}{D} \quad (2.7)$$

Neste mesmo contexto podemos definir outros números adimensionais importantes para o estudo de escoamentos.

Número de Froude (F_r) (Fox, 2006):

$$F_r = \frac{u}{\sqrt{gL}} \quad (2.8)$$

Onde:

- v_r é a velocidade média do fluido (m/s)
- g é a aceleração da gravidade (m/s²)
- L é a profundidade do fluido (m)

O número de Froude é um adimensional importante, permitindo o estabelecimento de diferentes interações. Ele separa os escoamentos supercríticos dos subcríticos, e seu valor, no regime crítico, é 1 (Fox, 2006).

- Escoamento super-crítico: o número de Froude é maior do que 1
- Escoamento sub-crítico: o número de Froude é menor do que 1

A condição crítica de escoamento ocorre quando a energia específica é mínima, ou seja, corresponde ao limite entre os regimes subcrítico e supercrítico. Desta forma sempre que ocorrer mudança no regime de escoamento, a profundidade deve passar pelo seu valor crítico. Esta passagem, no entanto, pode ocorrer de forma gradual ou brusca, de acordo com o regime do escoamento de montante e com a singularidade que provocou a variação.

A importância de conhecer este valor é porque o escoamento no regime crítico não é estável e a menor mudança de energia específica provoca alteração no regime de escoamento.

2.2. Fundamentos de Escoamentos Bifásicos Gás-Líquido

Na indústria do petróleo, os escoamentos bifásicos gás-líquido ocorrem freqüentemente em oleodutos submarinos e terrestres onde o óleo e o gás, sujeitos às diferentes temperaturas e pressões, podem originar incrustações nas paredes internas do tubo que comprometem o escoamento (Thomas, 2001). O conhecimento do padrão de escoamento ajuda a projetar equipamentos e determinar pontos de operação e materiais a serem utilizados por exemplo.

O padrão de escoamento intermitente (pistonado e *slug*) é um dos mais comuns no escoamento bifásico e por apresentar uma distribuição não uniforme das fases e uma instabilidade de suas interfaces é um dos mais complexos. A predição de parâmetros bifásicos no escoamento intermitente, como as velocidades e comprimentos das bolhas alongadas e dos pistões de

líquido são de particular interesse, pois apresentam grande influência nos processos de troca térmica.

Quando gás e líquido fluem simultaneamente em um tubo, vários tipos de fluxo podem ocorrer, diferindo um do outro pela distribuição espacial da interface. Estas configurações são designadas como regimes ou padrões de escoamento. De acordo com Whalley (1996), o regime de escoamento depende:

- das vazões de líquido e de gás;
- das propriedades dos fluidos (massa específica, viscosidade e tensão superficial);
- das condições de operação (pressão, temperatura, gravidade, etc);
- das características geométricas do duto: forma, diâmetro e inclinação.

Há diversos padrões ou regimes de escoamento em tubulações. A classificação dos padrões de escoamento horizontal, objeto deste trabalho, segundo Mandhane *et al.* (1974) é vista a seguir.

2.3. Padrões de Escoamento

Em escoamentos bifásicos gás-líquido, dependendo da taxa relativa de escoamento das fases e das propriedades físicas, o escoamento é classificado em um padrão. O conhecimento do padrão é importante e necessário para o desenvolvimento da solução do problema. Os tipos de padrões de escoamento podem ser classificados segundo os tipos:

- **Escoamento em bolhas (*Bubbly flow*)**

Este padrão está enquadrado dentro dos escoamentos chamados dispersos. Nesta configuração as bolhas tendem a escoar na parte superior do tubo uma vez que a fase dispersa é menos densa do que a contínua. Estas bolhas podem se apresentar na forma esférica em pequenos diâmetros ou em tamanhos maiores com formas elípticas alongadas.

Quando a velocidade do líquido aumenta o escoamento tende a se tornar mais disperso e com bolhas menores. (Figura 2.1a).

- **Escoamento pistonado (*Plug flow*)**

À medida que a velocidade da fase gás aumenta, ocorre o coalescimento das bolhas, formando bolhas maiores e alongadas. Devido a diferença de velocidade das fases ocorre a formação de pistões de líquido, também chamados na literatura de “*slugs* de líquido”. As bolhas tendem a escoar pela metade superior do conduto. Neste caso, esta condição assimétrica é mantida independentemente da velocidade de escoamento, devido ao maior tamanho das bolhas (Figura 2.1b).

- **Escoamento estratificado liso (*Stratified Smooth Flow*)**

Acontece em velocidades muito baixas de líquido e gás. As duas fases são separadas por uma interface lisa sem ondulações (Figura 2.1c).

- **Escoamento estratificado ondulado (*Wavy flow*)**

Quando no escoamento estratificado a velocidade do gás aumenta, aparecem oscilações na interface, ou seja, surgem ondas que não chegam a tocar na região superior do tubo. O padrão e amplitude da onda variam com as flutuações das vazões das fases gás e líquido e com as propriedades físicas do fluido como a densidade e tensão superficial (Figura 2.1d).

- **Escoamento *slug* (*Slug flow*)**

É similar ao escoamento pistonado, porém como a velocidade do gás é maior do que a velocidade do líquido, formam-se ondas (“*slugs* de líquido”) maiores, que periodicamente atingem a parede superior do tubo, gerando grandes bolhas de gás presas entre duas ondas. Pequenas bolhas de gás misturam-se a fase líquida tornando-a altamente aerada. Este escoamento é caótico uma vez que os pistões de líquido são intermitentes e não periódicos (Figura 2.1e).

- **Escoamento anular (*Annular flow*)**

Aumentando-se ainda mais a velocidade do gás, haverá concentração desse no centro do tubo com a formação de uma camada de líquido totalmente em contato com a parede do tubo. A camada de líquido é geralmente muito mais espessa na parte inferior do tubo devido à ação da gravidade. A fase gás escoar em alta velocidade e frequentemente apresenta quantidade significativa de gotículas líquidas dispersas (Figura 2.1f).

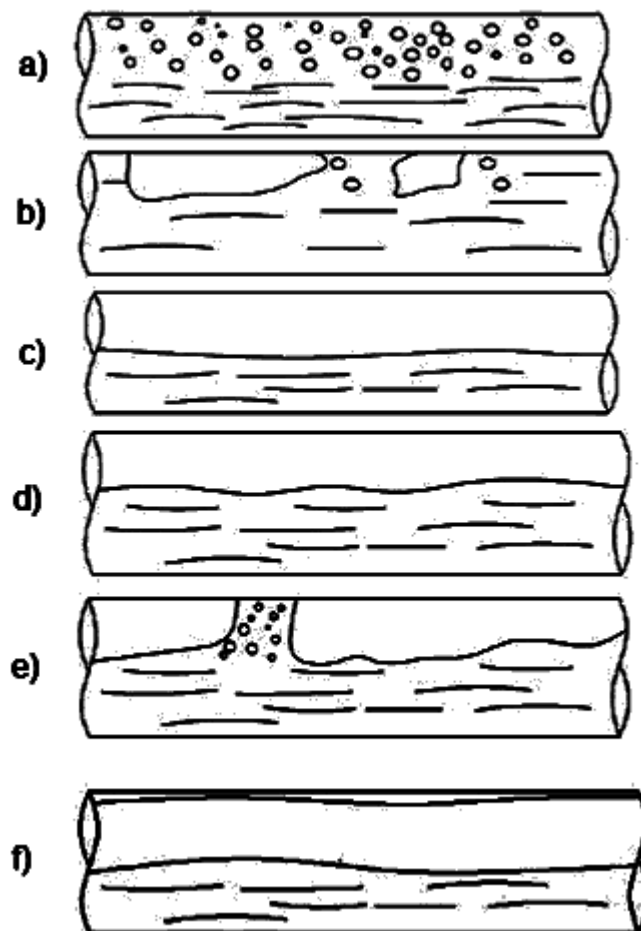


Figura 2.1: Padrões de escoamento horizontal (Mandhane *et al.*, 1974)

2.4. Mapas Empíricos de Padrões de Escoamento

Nesta seção será feita uma revisão de mapas empíricos de padrões de escoamento bifásico em tubulação horizontal de seção transversal circular. Um grande número de dados relativos aos padrões de escoamentos, predominantemente ar-água, são encontrados na literatura. Obviamente existe uma necessidade em generalizar os dados disponíveis a fim de cobrir uma larga faixa de parâmetros como as propriedades dos fluidos, dimensão da tubulação e das condições de operação.

Baker (1954) reconheceu a importância dos padrões de escoamento como ponto inicial para cálculo de perda de carga, fração volumétrica e transferência de calor e massa, propondo um mapa com padrão de escoamento generalizado para o escoamento horizontal.

Mapas empíricos típicos de padrões de escoamento são constituídos a partir de dados experimentais, onde nos eixos coordenados são utilizados grupos adimensionais, velocidades superficiais das fases ou fluxos de massa ou momento. Nestes mapas os diferentes padrões de escoamento bifásico são apresentados na forma de regiões divididas por linhas de transição. Estas linhas representam fronteiras de regiões nas quais a ocorrência de um padrão específico de escoamento é observada. Devido às interfaces transientes nos escoamentos bifásicos, a precisão na determinação das linhas de transição é dependente do número de experimentos executados e dos parâmetros utilizados nos eixos coordenados do mapa. Além disso, as diferentes classificações dos padrões de escoamento e os diferentes nomes atribuídos por diferentes autores dificultam ainda mais o estudo e comparação entre linhas de transição.

No mapa de Baker (1954) (Figura 2.2) as fronteiras dos vários padrões de escoamento são mostradas em função da vazão mássica da fase gás, $G_G = \rho_G U_{GS}$, e da razão entre as vazões mássicas das fases líquida e gás, $(G_L/G_G) = (\rho_L U_{LS} / \rho_G U_{GS})$, sendo acrescidos de fatores de correção, FC1 e FC2, que levam em consideração as propriedades dos fluidos, conforme mostram as equações 2.9 e 2.10.

$$FC1 = \left[\left(\frac{\rho_G}{\rho_A} \right) \left(\frac{\rho_L}{\rho_W} \right) \right]^{0,5} \quad (2.9)$$

$$FC2 = \frac{\sigma_{AW}}{\sigma_{GL}} \left[\left(\frac{\mu_L}{\mu_W} \right) \left(\frac{\rho_W}{\rho_L} \right)^2 \right]^{1/3} \quad (2.10)$$

Onde ρ , σ e μ representam respectivamente a densidade, tensão superficial e viscosidade dos fluidos.

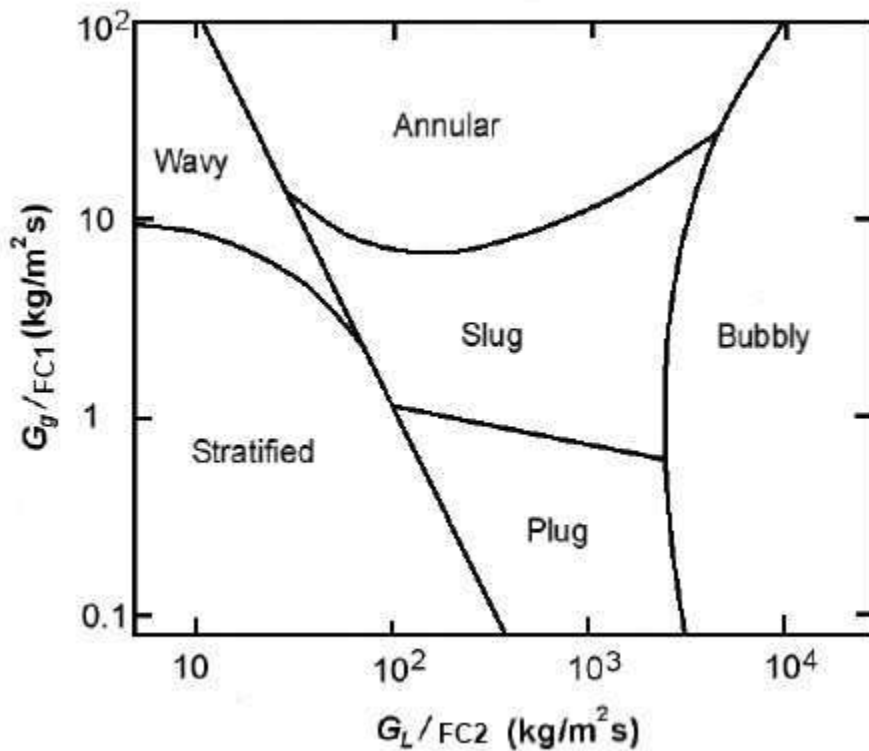


Figura 2.2: Mapa de Baker (1954)

O mapa foi construído com base no escoamento bifásico ar-água na pressão de 1 atm e tendo como valores referenciais:

- $\sigma_{AW} = 0,073\text{N/m}$ é o valor utilizado para tensão superficial ar-água,
- $\mu_w = 1,0 \times 10^{-3}\text{Ns/m}^2$ é o valor utilizado para viscosidade da água,
- $\rho_w = 997,9\text{kg/m}^3$ é o valor utilizado para densidade da água,
- $\rho_A = 1,201\text{kg/m}^3$ é o valor utilizado para densidade do ar.

Então para um sistema bifásicos ar-água na pressão de 1 atm os valores de FC1 e FC2 são iguais a 1, já que ar e água são as substâncias utilizadas como padrões para comparações. Conseqüentemente para um sistema de propriedades constantes o mapa apresentará os eixos coordenados equivalentes a U_{GS} versus U_{LS}/U_{GS} .

Segundo Spedding e Spence (1993) este mapa foi construído com base nos experimentos realizados por Jenkins (1947), Gazley (1948), Alves (1954) e Kosterin (1949).

Com a evolução dos estudos verificou-se que o mapa de Baker era deficiente para representar o efeito de diferentes condições de escoamento.

Beggs e Brill (1973) tentaram simplificar os limites de transição entre os padrões considerando somente três tipos de escoamento: segregado, intermitente e distribuído. Eles realizaram seus estudos em uma seção de testes, com tubos de diâmetros 27,4 mm e 38,1 mm, dotada de um sistema de inclinação que permitia variar o ângulo de -90° a 90° . Os escoamentos estratificado e anular foram agrupados como escoamento segregado, o pistonado e *slug* como escoamento intermitente e o em bolhas como distribuído. Mas no caso, os padrões de escoamento foram determinados com a tubulação na horizontal.

Utilizando essas classificações, os autores propuseram um gráfico totalmente adimensional, relacionando o Número de Froude (Equação 2.8), com a fração de descarga λ_L . O mapa proposto por Beggs e Brill (1973) está representado na Figura 2.3.

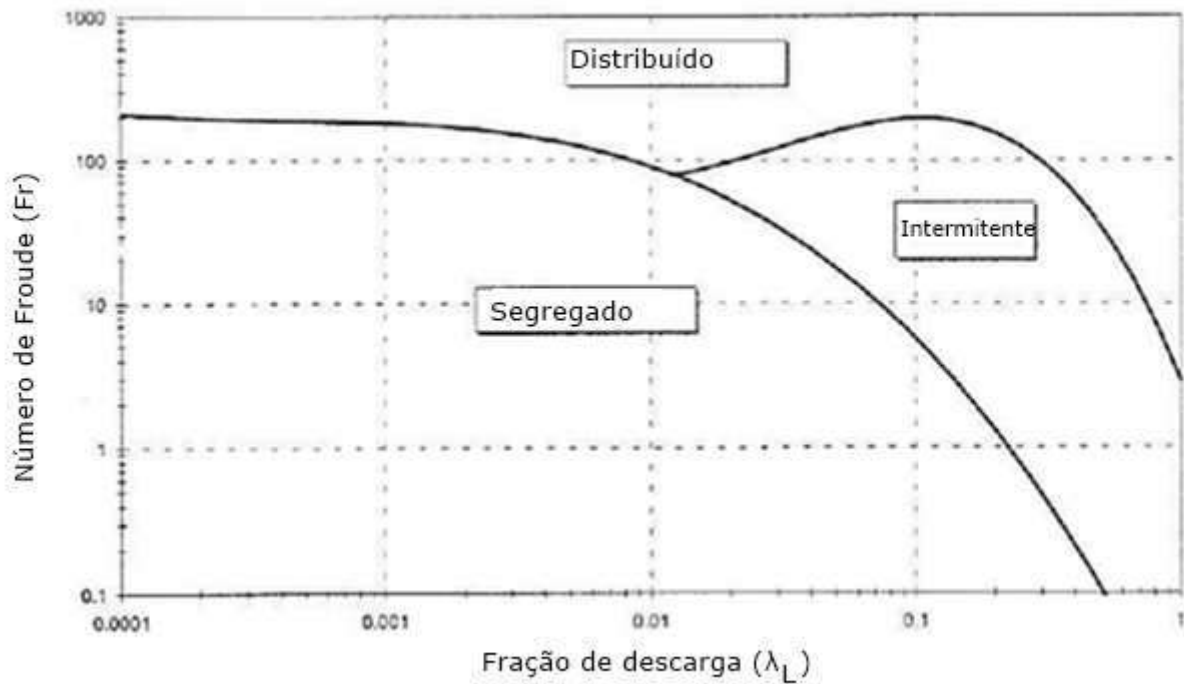


Figura 2.3: Mapa de Beggs e Brill (1973).

Empregando um ajuste que melhor atendesse seus dados experimentais, esses autores sugeriram que as linhas de transição entre os padrões de escoamento poderiam ser obtidas empregando as correlações 2.11-14.

$$L_1 = 316\lambda_L^{0,302} \quad (2.11)$$

$$L_2 = 0,0009252\lambda_L^{-2,4684} \quad (2.12)$$

$$L_3 = 0,10\lambda_L^{-1,4516} \quad (2.13)$$

$$L_4 = 0,5\lambda_L^{-6,738} \quad (2.14)$$

Os tipos de padrões são definidos através dos valores de λ_L e Fr da forma:

- Segregado
 - $\lambda_L < 0,01$ e $Fr < L_1$
 - $\lambda_L \geq 0,01$ e $Fr < L_2$

- Intermitente
 - $0,01 \leq \lambda_L < 0,4$ e $L_3 < Fr \leq L_1$
 - $\lambda_L \geq 0,4$ e $L_3 < Fr < L_4$

- Distribuído
 - $\lambda_L < 0,4$ e $Fr \geq L_1$
 - $\lambda_L \geq 0,4$ e $Fr > L_4$

Beggs e Brill (1973) propuseram ainda as seguintes correlações para determinação da fração de líquido α_L , representadas pela equação 2.15.

$$\alpha_L = \alpha_{LHor} \Psi_{BB} \quad (2.15)$$

Onde:

- Para o escoamento horizontal

$$\alpha_L = \alpha_{LHor} \quad (2.16)$$

- Para o escoamento inclinado

$$\alpha_{LHor} = a \lambda_L^b \frac{a \lambda_L^b}{Fr^c} \quad (2.17)$$

$$\Psi_{BB} = 1 + C_{BB} [\sin(1,8\beta_{BB}) - 0,333 \sin^3(1,8\beta_{BB})] \quad (2.18)$$

$$C_{BB} = (1 - \lambda_L) \ln(d \lambda_L^e N_{Lv}^f Fr^g) \quad (2.19)$$

$$N_{Lv} = 1,938 U_{LS} \left(\frac{\rho_L}{g \sigma} \right)^{1/4} \quad (2.20)$$

Observações:

- β é o ângulo de inclinação do tubo,
- $\alpha_{LHor} > \lambda_L$,

- C_{BB} é o coeficiente de Beggs & Brill - $C_{BB} \geq 0$ (se um valor negativo for obtido, considerar $C_{BB} = 0$),
- Ψ_{BB} é o fator de correção da fração de líquido (α_L) para diferentes ângulos de inclinação do tubo,
- as constantes a, b e c são relativas ao tipo de padrão de escoamento e estão apresentadas na Tabela 2.1,
- as constantes d, e, f e g são relativas a equação 2.19 e estão apresentadas na Tabela 2.2,
- No padrão de escoamento distribuído ascendente não se aplica os fatores de correção, portanto $C_{BB} = 0$, $\Psi_{BB} = 1$,
- N_{Lv} é o número de velocidade do líquido.

Tabela 2.1 : Constantes relativas ao padrão de escoamento

Padrão de escoamento	a	b	c
<i>Segregado</i>	0,980	0,4846	0,0868
<i>Intermitente</i>	0,845	0,5351	0,0173
<i>Distribuído</i>	1,065	0,5824	0,0609

Tabela 2.2 : Constantes relativas ao fator C_{BB}

Ângulo de inclinação β	Padrão de escoamento	d	e	f	g
<i>Ascendente $\beta > 0$</i>	Segregado	0,011	-3,7680	3,5390	-1,6140
<i>Ascendente $\beta > 0$</i>	Intermitente	2,960	0,305	- 0,4473	0,0978
<i>Ascendente $\beta > 0$</i>	Distribuído	-	-	-	-
<i>Descendente $\beta < 0$</i>	Todos	4,700	-0,3692	0,1244	-0,5056

Segundo Hale (2000) as linhas de transição entre os padrões de escoamento proposto por Beggs e Brill (1973) são expressas pelas equações 2.21 e 2.22.

- Transição do padrão segregado para o intermitente/distribuído

$$L_{S-ID} = \exp^{-4,62-3,757 \ln \lambda_L-0,481(\ln \lambda_L)^2-0,0207(\ln \lambda_L)^3} \quad (2.21)$$

- Transição do padrão intermitente para o distribuído

$$L_{I-D} = \exp^{1,061-4,602 \ln \lambda_L-1,609(\ln \lambda_L)^2-0,179(\ln \lambda_L)^3+0,653 \times 10^{-3}(\ln \lambda_L)^5} \quad (2.22)$$

Em razão das linhas terem tido um ajuste que melhor atendesse aos dados obtidos, as equações propostas por Beggs e Brill (1973) são bem aplicáveis para sistemas similares às condições do experimento. Em particular, o efeito de diferentes propriedades físicas não é considerado uma vez que, não se considera a densidade, viscosidade ou a tensão interfacial nestas correlações.

Outro mapa é o proposto por Mandhane *et al.* (1974) que validou um grande número de banco de dados, cobrindo uma grande faixa de condições operacionais, tendo sido largamente aceito e utilizado por vários pesquisadores. Utilizando dados de 5935 observações de padrões de escoamento, os autores classificaram em seis os padrões de escoamento: pistonado (*Plug - Bubble and elongated bubble flow*), escoamento slug (*slug flow*), escoamento anular (*annular and annular mist flow*), escoamento estratificado liso (*stratified flow*), escoamento estratificado ondulado (*wave flow*) e bolhas dispersas (*dispersed flow*). Para simplicidade construíram o mapa de padrão de escoamento relacionando as velocidades superficiais do gás e do líquido baseado em sistemas ar-água e subsequentemente foram aplicadas correções das propriedades físicas de outros fluidos.

O trabalho de Mandhane *et al.* (1974) embora seja uma aproximação calculada a partir de uma correlação, foi elaborado utilizando uma base de dados maior do que Beggs e Brill (1973). Entretanto, uma vez que a maioria dos dados foram obtidos para o escoamento ar-água em tubos de 12,7 mm a

165,1 mm, a localização dos limites de transição será fortemente influenciada por esses sistemas. Apesar dessa limitação, este mapa tornou-se mais simples de ser utilizado, bem como apresentou melhor concordância com os mapas de Baker (1954) e de Beggs e Brill (1973). Também apresenta melhor concordância com os dados disponíveis para escoamentos bifásicos ar-água. A Figura 2.4 apresenta o mapa de Mandhane *et al.* (1974).

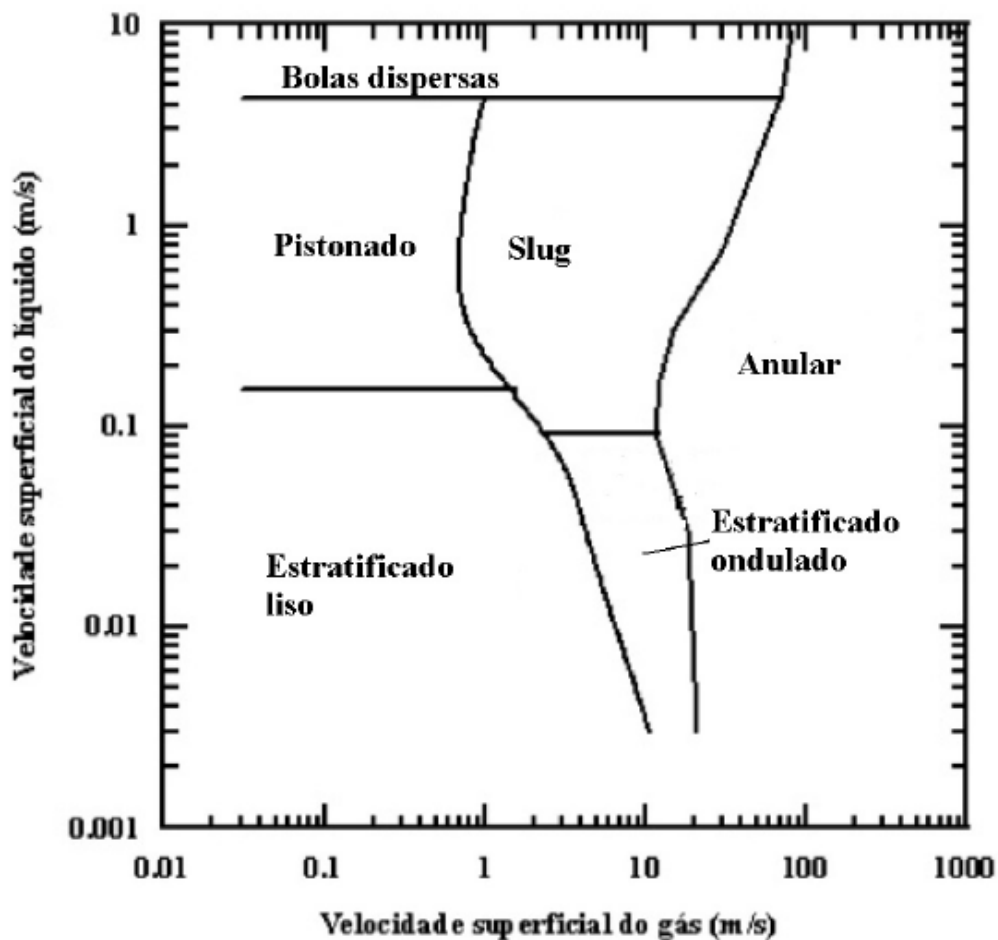


Figura 2.4: Mapa de Mandhane *et al.* (1974)

Segundo Hale (2000) as linhas de transição entre os diferentes padrões de escoamento do mapa de Mandhane *et al.* (1974), em unidades do Sistema Internacional, é dado pela equações 2.23-40.

- Estratificado liso para o estratificado ondulado:

– $U_{LS} \leq 0,03048$

$$U_{GS} = 4,267X_{Mn}(32,81U_{LS})^{-0,368} \quad (2.23)$$

– $0,03048 < U_{LS} \leq 0,06096$

$$U_{GS} = 4,267X_{Mn}(32,81U_{LS})^{-0,415} \quad (2.24)$$

– $0,06096 < U_{LS} \leq \frac{0,15239}{Y_{Mn}}$

$$U_{GS} = 3,207X_{Mn}(16,405U_{LS})^{-0,816} \quad (2.25)$$

- Estratificado liso para o pistonado:

– $U_{GS} \leq 3,20024X_{Mn}\left(\frac{0,76196}{Y_{Mn}}\right)^{-0,816}$

$$U_{LS} = \frac{0,15239}{Y_{Mn}} \quad (2.26)$$

- Estratificado ondulado para o *slug*:

– $3,20024X_{Mn}\left(\frac{Y_{Mn}}{0,457}\right)^{-0,816} < U_{GS} \leq 11,58183X_{Mn}\left(\frac{Y_{Mn}}{0,3,281}\right)^{0,0813}$

$$U_{LS} = 0,091Y_{Mn} \quad (2.27)$$

- Estratificado ondulado para o anular:

– $U_{LS} \leq 0,03048$

$$U_{GS} = 21,335X_{Mn}(328,1U_{LS})^{-0,0675} \quad (2.28)$$

– $0,03048 < U_{LS} \leq 0,09144$

$$U_{GS} = 18,287X_{Mn}(32,81U_{LS})^{-0,415} \quad (2.29)$$

- *Slug* para o pistonado:

– $\frac{0,15239}{Y_{Mn}} < U_{LS} \leq 0,35050$

$$U_{GS} = 3,200X_{Mn}(16,405U_{LS})^{-0,816} \quad (2.30)$$

– $0,35050 < U_{LS} \leq 1,46297$

$$U_{GS} = 0,762X_{Mn} \quad (2.31)$$

– $1,46297 < U_{LS} \leq 4,26699Y_{Mn}$

$$U_{GS} = 7,620X_{Mn}(0,684U_{LS})^{0,248} \quad (2.32)$$

- *Slug* para o anular:

– $0,09143 < U_{LS} \leq 0,17068$

$$U_{GS} = 11,582X_{Mn}(10,937U_{LS})^{0,813} \quad (2.33)$$

– $0,17068 < U_{LS} \leq 0,30479$

$$U_{GS} = 12,191X_{Mn}(5,859U_{LS})^{0,385} \quad (2.34)$$

– $0,30479 < U_{LS} \leq 0,76196$

$$U_{GS} = 15,239X_{Mn}(3,281U_{LS})^{0,756} \quad (2.35)$$

$$- 0,76196 < U_{LS} \leq 4,26699 Y_{Mn}$$

$$U_{GS} = 30,479 X_{Mn} (1,312 U_{LS})^{0,756} \quad (2.36)$$

- Bolhas dispersas para o anular:

$$- U_{LS} \leq 4,26699 Y_{Mn}$$

$$U_{GS} = 70,101 X_{Mn} (0,234 U_{LS})^{0,206} \quad (2.37)$$

- Bolhas dispersas para o pistonado ou *slug*:

$$- U_{GS} \leq 30,47851 X_{Mn} (1,707 Y_{Mn})^{0,463}$$

$$U_{LS} = 4,267 X_{Mn} \quad (2.38)$$

Onde:

$$X_{Mn} = \left(\frac{\rho_G}{\rho_A} \right)^{0,333} \left(\frac{\sigma_{AW} \rho_L}{\sigma \rho_W} \right)^{0,25} \left(\frac{\mu_G}{\mu_A} \right)^{0,2} \quad (2.39)$$

$$Y_{Mn} = \left(\frac{\sigma_{AW} \rho_L}{\sigma \rho_W} \right)^{0,25} \left(\frac{\mu_L}{\mu_W} \right)^{0,2} \quad (2.40)$$

Os valores referenciais utilizados foram:

- $\sigma_{AW} = 0,0724 \text{N/m}$ é o valor utilizado para tensão superficial ar-água,
- $\mu_W = 1,0 \times 10^{-3} \text{Ns/m}^2$ é o valor utilizado para viscosidade da água,
- $\mu_A = 1,8 \times 10^{-5} \text{Ns/m}^2$ é o valor utilizado para viscosidade do ar,
- $\rho_W = 995,52 \text{kg/m}^3$ é o valor utilizado para densidade da água,
- $\rho_A = 1,294 \text{kg/m}^3$ é o valor utilizado para densidade do ar.

Spedding e Nguyen (1980) realizaram estudos sobre escoamentos bifásicos ar-água, co-corrente em tubo de diâmetro interno 0,0455m e propuseram vários mapas. Além da comparação com outros mapas, como o de Baker (1954), os autores também desenvolveram mapas com tubos inclinados com escoamento ascendente e descendente. Eles propuseram a existência de cerca de doze diferentes padrões de escoamento, sendo que estes foram simplificados em quatro principais categorias: estratificado, bolhas e slug, gotas (“droplet”) e misturado (“mixed”). Sugeriram que as transições dos escoamentos em bolhas e *slug* para o escoamento estratificado, bem como do escoamento estratificado para o misturado, são afetados pela inclinação da tubulação. Observaram ainda que os escoamentos estratificado liso e ondulado não existem no escoamento inclinado ascendente, enquanto que no inclinado descendente os escoamentos em bolhas e *slug* diminuírem em área. Eles concluíram que um mapa genérico de padrões de escoamento que contivesse as taxas de escoamento das fases e a inclinação do tubo não era viável. No mapa apresentado na Figura 2.5, os eixos foram formados pela taxa entre as vazões volumétricas das fases e o número de Froude (Equação 2.8).

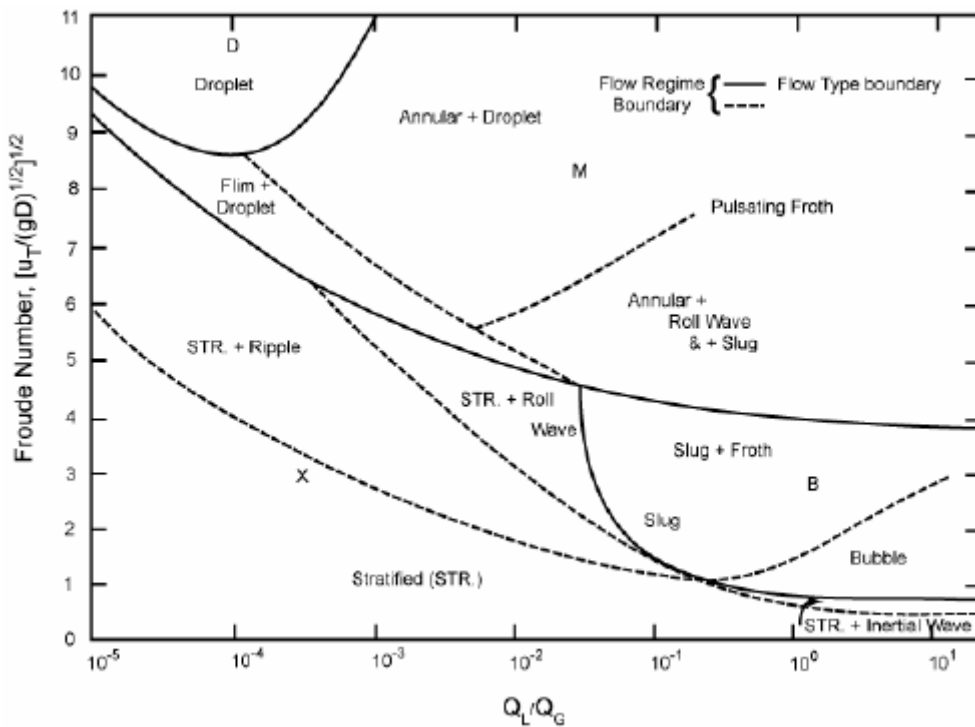


Figura 2.5: Mapa de Spedding e Nguyen (1980)

Lin e Hanratty (1987) estudaram o escoamento bifásico ar-água co-corrente em tubos horizontais de diâmetro interno 0,0254m e 0,0953m. Os parâmetros utilizados no mapa foram as velocidades superficiais das fases chegando, portanto a apresentação semelhante ao mapa de Mandhane *et al.* (1974). Para identificação dos padrões de escoamento foram utilizados sensores de condutância, observação visual e correlação cruzada da pressão. Os limites de transição entre os padrões de escoamento do mapa de Mandhane *et al.* (1974) e Lin e Hanratty (1987) não apresentaram boa concordância, sugerindo que o mapa dos autores Lin e Hanratty (1987) apresentasse uma imprecisão na previsão dos padrões de transição.

2.5. Escoamento Bifásico Horizontal

Um grande número de correlações existem para estimar a queda de pressão em um escoamento bifásico horizontal em tubulações. A precisão dessas correlações foram estudadas por Dukler *et al.* (1964), DeGance e Atherton (1978), Govier e Aziz (1972), Hewitt (1978) e Weisman e Choe. (1978). Um estudo mais recente foi feito por Spedding e Chen (1980). No caso deste trabalho foram utilizados as recomendações feitas por Weisman e Choe (1978), onde verificaram que o modelo homogêneo de McAdams *et al.* (1942) e Dukler *et al.* (1964) provem melhores resultados em regime de escoamento homogêneo. Mas, eles ainda mostram que o modelo homogêneo feito por Dukler *et al.* (1964) apresentou resultados bons e consistentes para todos os regimes de escoamento com exceção do regime estratificado.

Para um velocidade mássica total, ou fluxo mássico, maior que 2700 kg/(m² s), o escoamento é homogêneo e a queda de pressão pode ser calculada pela equação (2.1), com a viscosidade calculada pela Equação 2.41.

$$\mu_{tp} = \mu_l e^{\left[\frac{2,5}{1 - \frac{39R_G}{64}} \right]} \quad (2.41)$$

Onde R_G é o *holdup* da fase gasosa. O *holdup* da fase gasosa é definido como a fração do volume da tubulação que está ocupada pelo gás no mesmo instante. O valor do *holdup* pode ser calculado por algumas correlações como a apresentada pela Equação 2.63.

Para escoamento ondulado ou estratificado, a correlação de Hoogendorn (1959) é muito bem utilizada.

$$\left(\frac{\Delta P}{L}\right)_{tp} = 5,221 \times 10^{-4} \frac{G_T^2}{D\rho_G} \left(\frac{\dot{m}_G}{\dot{m}_G + \dot{m}_L}\right)^{1,45} \quad (2.42)$$

Para todos os outros tipos, a correlação de Lockhart e Martinelli (1949) é recomendada. Nesta correlação, a queda de pressão do escoamento bifásico é relacionada com a queda de pressão de um escoamento monofásico de um gás ou líquido como se cada fase escoasse sem a presença da outra e são relacionadas por um fator empírico determinado pelas Equações 2.43 e 2.44.

$$\frac{(\Delta P/L)_{tp}}{(\Delta P/L)_G} = \phi_G^2 \quad (2.43)$$

$$\frac{(\Delta P/L)_{tp}}{(\Delta P/L)_L} = \phi_L^2 \quad (2.44)$$

Lockhart e Martinelli correlacionaram dados experimentais para o escoamento de misturas de água & ar e óleos & ar, em tubos, através do grupo adimensional X , ou mais conhecido como parâmetro X de Martinelli, calculado pela Equação 2.45.

$$X = \left[\frac{(\Delta P/L)_L}{(\Delta P/L)_G} \right]^{1/2} \quad (2.45)$$

Os fatores empíricos e o parâmetro X são relacionados pelas equações 2.46 e 2.47.

$$\phi_L^2 = 1 + \frac{C}{X} + \frac{1}{X^2} \quad (2.46)$$

$$\phi_G^2 = 1 + CX + X^2 \quad (2.47)$$

O parâmetro C depende do regime de escoamento das fases individuais. Os valores para C estão listados na Tabela 2.3.

Tabela 2.3: Parâmetros para a correlação de Lockhart-Martinelli

Líquido	Gás	Símbolo	C
Laminar	Laminar	LL	5
Turbulento	Laminar	TL	10
Laminar	Turbulento	LT	12
Turbulento	Turbulento	TT	20

O número de Reynolds baseado na velocidade superficial da fase gasosa ou líquida é utilizado como critério para saber quando o escoamento é laminar ou turbulento, sendo definido pelas equações 2.48 e 2.49.

$$Re_L = \frac{Du_{SL}\rho_L}{\mu_L} \quad (2.48)$$

$$Re_G = \frac{Du_{SG}\rho_G}{\mu_G} \quad (2.49)$$

Assim, escoamento laminar existe se $Re_G < 1000$ e escoamento turbulento se $Re_G > 1000$.

Tendo em vista a pouca precisão das correlações acima, o efeito da rugosidade da tubulação pode ser negligenciado para tubulações com rugosidades moderadas e os resultados obtidos para tubulações lisas podem ser utilizados, conforme afirma Ragu Raman (1985).

Para estimar o *holdup* da fase líquida, a correlação de Hughmark (1962) pode ser utilizada. A correlação não é explícita em relação ao R_L , sendo assim necessário o uso de algum método iterativo para sua obtenção. Um algoritmo utilizando o método de Newton-Raphson é proposto por DeGance e Atherton (1978) e o R_L é calculado resolvendo-se a equação 2.50.

$$R_L = 1 - \beta(1 - \lambda) \quad (2.50)$$

Onde

$$\lambda = \frac{u_{SL}}{(u_{SL} + u_{SG})} \quad (2.51)$$

$$\beta = -0.16367 + 0.31037\delta - 0.03525\delta^2 + 0.001366\delta^3 \quad (\delta < 10) \quad (2.52)$$

$$\beta = 0.75545 - 0.003585\delta + 0.1436 \times 10^{-4}\delta^2 \quad (\delta > 10) \quad (2.53)$$

$$\delta = \left[\frac{DG_T}{R_L\mu_L + (1 - R_L)\mu_G} \right]^{1/6} \left[\frac{(u_{SG} + u_{SL})^2}{gD} \right]^{1/8} \lambda^{-1/4} \quad (2.54)$$

A Equação 2.50 pode ser reescrita na forma da Equação 2.55

$$F(R_L) = R_L - 1 + \beta(1 - \lambda) = 0 \quad (2.55)$$

E os R_L estimados são dados pela equação 2.56.

$$R_L^{(r+1)} = R_L^{(r)} - F(R_L^{(r)}) / \left(\frac{\partial F}{\partial R_L} \right)^{(r)} \quad (2.56)$$

A Equação 2.57 mostra a forma da equação a ser resolvida pelo método de Newton-Raphson, considerando o valor inicial de R_L igual a 1 que é o maior valor possível para este parâmetro.

$$\frac{\partial F}{\partial R_L} = -\frac{\delta}{6} \frac{(\mu_L - \mu_G)}{R_L(\mu_L - \mu_G) + \mu_G} \left(\frac{\partial \beta}{\partial \delta} \right) \quad (2.57)$$

$$\frac{\partial \beta}{\partial \delta} = 0.31037 - 0.0705\delta + 0.004098\delta^2 \quad (\delta < 10) \quad (2.58)$$

$$\frac{\partial \beta}{\partial \delta} = -0.003585 + 0.2872 \times 10^{-4}\delta \quad (\delta < 10) \quad (2.59)$$

A aceleração e as perdas de energia cinética foram negligenciadas onde as variações de densidade são pequenas, mas podem ser significativas em trocas de calor para escoamentos bifásicos. Dukler *et al.* (1964) desenvolveu um método aceitável, segundo Ragu Raman (1985), para calcular os efeitos da aceleração através da equação 2.60, onde o fator de aceleração é calculado em função do *holdup* do líquido, velocidades superficiais e a perda de carga.

$$E_K = \frac{1}{144g\Delta P} \cdot \left[\frac{\rho_G u_G^2}{1 - R_L} + \frac{\rho_L u_L^2}{R_L} \right] \quad (2.60)$$

Chisholm (1967) e Hewitt (1978) revisaram as correlações para escoamento bifásico em diâmetros pequenos em relação à troca de calor durante a evaporação e condensação.

2.6. Escoamento Bifásico Vertical

Assim como para o escoamento bifásico horizontal, diversos estudos foram feitos para o caso vertical, onde correlações semi-empíricas foram desenvolvidas.

DeGance e Atherton (1970) fizeram uma vasta revisão, onde para tubulações com diâmetro maior que 0,09 m os autores recomendam a correlação de Orkiszewski (1967) para a determinação da queda de pressão com uma precisão muito boa.

Para diâmetros pequenos, DeGance e Atherton (1970) recomendam a correlação de Hagedorn e Brown (1965), que é independente do tipo de escoamento. A correlação é bastante precisa dentro dos seus limites. Aproximações teóricas para prever a queda de pressão foram desenvolvidas

por Chisholm (1967 e 1973), baseada no método de Lockhart-Martinelli (1949). A Equação (2.45) ainda é válida para escoamento vertical e para a constante C desenvolvida por Chisholm (1967) utiliza-se as equações 2.61 e 2.62, de acordo com o velocidade da vazão mássica.

- Para $G \leq 2000$

$$C = \left(\frac{\rho_L}{\rho_G}\right)^{1.2} + \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{1.2} \quad (2.61)$$

- Para $G > 2000$

$$C = \frac{2000}{G} \left[\left(\frac{\rho_L}{\rho_G}\right)^{1.2} + \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{1.2} \right] \quad (2.62)$$

A fração vazia no escoamento bifásico vertical pode ser estimada pela correlação de Chisholm (1973)

$$R_G = \frac{1}{1 + \left[\lambda + (1 - \lambda) \frac{\rho_L}{\rho_G} \right]^{1.2} \frac{\rho_G}{(1 - \lambda)\rho_L}} \quad (2.63)$$

Onde o λ é definido pela Equação 2.51.

3. Software PCT

Após o estudo teórico das equações, foi possível verificar a complexidade das mesmas, e para facilitar seu uso e os devidos cálculos foi desenvolvido um *software* para auxiliar no cálculo das perdas de carga dos escoamentos, conforme pode ser visto no Ítem 3.1.

O programa foi desenvolvido na linguagem C#.NET com uma interface auto explicativa para o usuário, onde após inserir os dados de um determinado trecho, o programa determina a equação mais adequada para o cálculo como pode ser visto no Ítem 3.2.

3.1. Funções

O programa calcula a perda de carga em trechos de tubulações verticais e horizontais através das correlações mostradas na revisão bibliográfica e resumidas a seguir.

3.1.1. Escoamento Horizontal

Para este escoamento, foram utilizadas as correlações de McAdams *et al.* (1942) e Dukler *et al.* (1964) indicadas por Weisman e Choe (1978), onde a perda de carga é calculada para todos os regimes de escoamento bifásico.

Utilizando as propriedades físicas da fase líquida e da fase gasosa e as velocidades superficiais do líquido e do gás, o programa determina o padrão de escoamento segundo o mapa de Mandhane *et al.* (1974).

Em seguida, dependendo do tipo de escoamento calculado, o *holdup* é calculado utilizando o modelo homogêneo, para o fluxo mássico maior que 2700, ou então utilizando a correlação de Hoogedoorn para os casos ondulado ou estratificado. Para os demais casos utilizam-se as correlações de Lockhart-Martinelli (1949).

3.1.2. Escoamento Vertical

No caso de escoamento vertical, DeGance e Atherton (1970) sugerem a escolha da correlação mais adequada para o cálculo do *holdup* que é feita de acordo com o diâmetro.

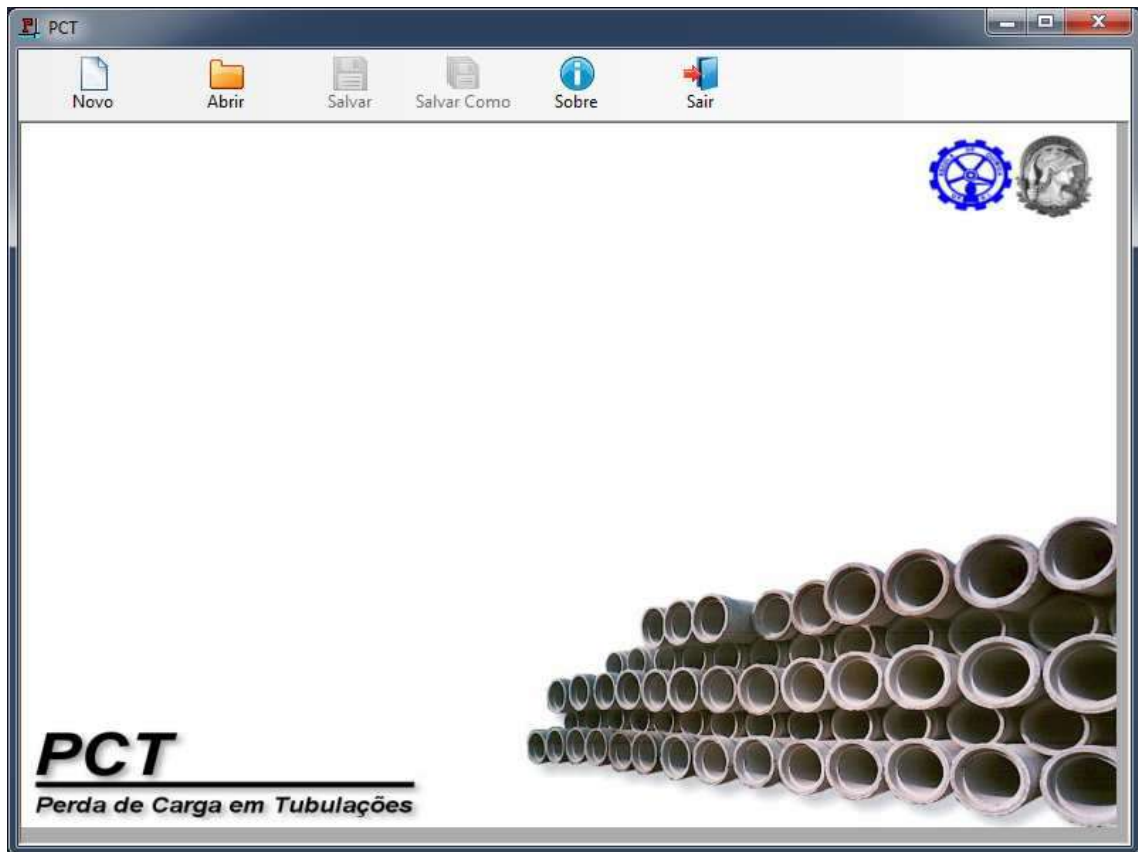
Para os casos em que o diâmetro da tubulação é maior que 0,089 m, é utilizado a correlação de Orkiszewski (1967). E para os casos com diâmetro menor, a correlação de Hagedorn e Brown (1965) é a utilizada.

Após o cálculo do *holdup*, a perda de carga é feita utilizando a Equação 2.1.

3.2. Interface

O programa possui uma interface (Figura 3.1) bastante amigável para a execução dos cálculos. Para facilitar o entendimento, todas as unidades utilizadas no PCT seguem o sistema internacional de medidas.

3.2.1. Janela Principal



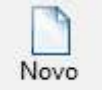


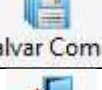

	Começar novo cálculo
	Abrir cálculo salvo anteriormente
	Salvar cálculo atual
	Salvar Como cálculo atual
	Sair do programa

Figura 3.1: Interface do PCT

3.2.2. Novo Cálculo

Ao clicar no botão “Novo”, uma janela se abre (Figura 3.2) onde é possível adicionar os trechos verticais e horizontais desejados e obter a perda de carga em N/m² ou Pa.

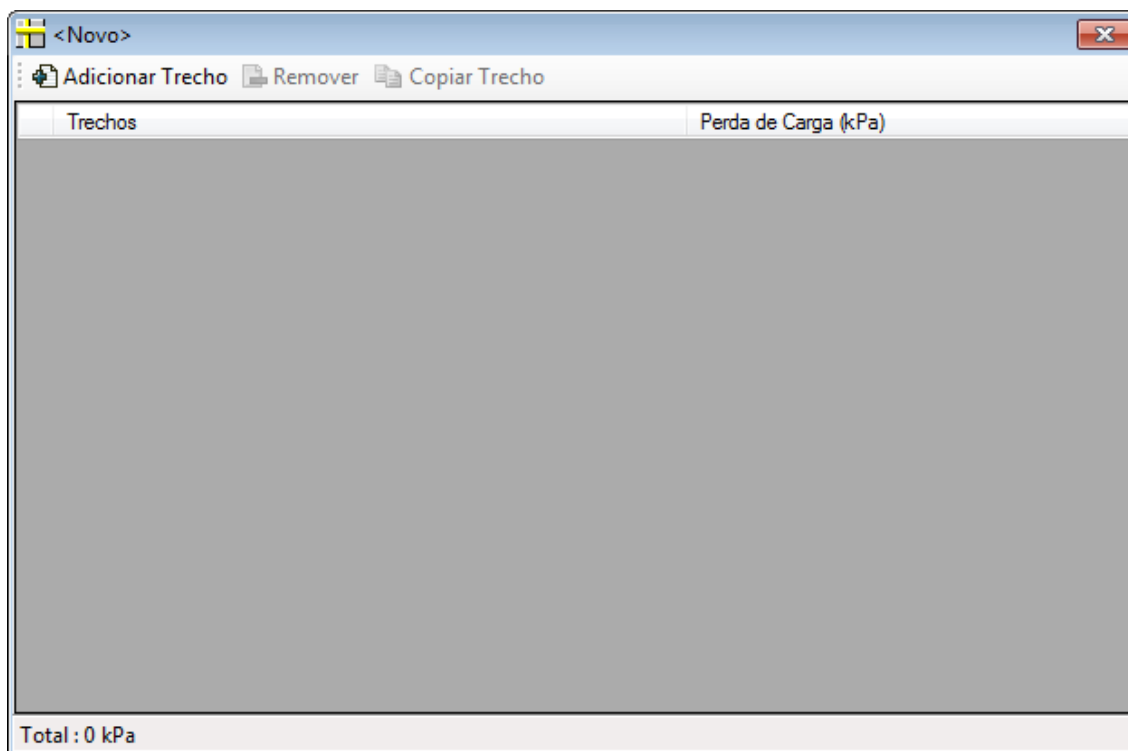


Figura 3.2: Novo Cálculo

3.2.3. Novo Trecho Horizontal

Para adicionar um novo trecho horizontal, são necessárias as seguintes informações conforme a Figura 3.3:

- a. Diâmetro da tubulação (m)
- b. Comprimento da tubulação (m)
- c. Vazão do Gás (kg/s)
- d. Vazão do Líquido (kg/s)
- e. Densidade do Gás (kg/m³)

- f. Densidade do Líquido (kg/m^3)
- g. Viscosidade do Gás (N.s/m^2)
- h. Viscosidade do Líquido (N.s/m^2)
- i. Tensão Interfacial (N/m)
- j. Fator de relaxamento do sistema (usado na equação 2.54)

OBS: Por padrão, o valor desse fator de relaxamento está setado para 1,1 e para a maioria dos casos não precisa ser alterado.

Adicionar Trecho Horizontal

Nome do Trecho
Novo TrechoHorizontal

Diâmetro : 0 m

Comprimento da Tubulação : 0 m

Vazão do Gás : 0 kg/s

Vazão do Líquido : 0 kg/s

Densidade do Gás : 0 kg/m^3

Densidade do Líquido : 0 kg/m^3

Viscosidade do Gás : 0 N.s/m^2

Viscosidade do Líquido : 0 N.s/m^2

Tensão Interfacial : 0 N/m

Fator de Relaxamento : 1

Rugosidade da Tubulação : 0 m

OK Cancelar

Figura 3.3: Janela para adicionar novo trecho Horizontal

3.2.4. Novo Trecho Vertical

Para adicionar um novo trecho vertical, são necessárias as seguintes informações:

1. Diâmetro da tubulação (m)
2. Comprimento da tubulação (m)
3. Vazão do Gás (kg/s)
4. Vazão do Líquido (kg/s)
5. Densidade do Gás (kg/m³)
6. Densidade do Líquido (kg/m³)
7. Viscosidade do Gás (N.s/m²)
8. Viscosidade do Líquido (N.s/m²)
9. Tensão Interfacial (N/m)
10. Pressão do Sistema (kPa)
11. Rugosidade da Tubulação (m)

Adicionar Trecho Vertical

Nome do Trecho
Novo Trecho Vertical

Diâmetro : 0 m

Comprimento da Tubulação : 0 m

Vazão do Gás : 0 kg/s

Vazão do Líquido : 0 kg/s

Densidade do Gás : 0 kg/m³

Densidade do Líquido : 0 kg/m³

Viscosidade do Gás : 0 N.s/m²

Viscosidade do Líquido : 0 N.s/m²

Tensão Interfacial : 0 N/m

Pressão do Sistema : 0 kPa

Rugosidade da Tubulação : 0 m

OK Cancelar

Figura 3.4: Janela para adicionar novo trecho Vertical

4. Estudo de Casos

Com o objetivo de testar e validar não só o programa mas também a metodologia teórica apresentada, foram utilizados casos de escoamento bifásico onde cálculos para a perda de carga foram utilizados.

Foram utilizados casos do livro do Raghu Raman (1985), um projeto de final de curso em Engenharia Química na Universidade Federal do Rio de Janeiro apresentado por Souza (2009) onde é utilizado a correlação de Lockhart-Martinelli (1949), semelhante a este trabalho, e um caso real de escoamento horizontal de elevação de petróleo em um poço.

4.1. Raghu Raman (1985)

Raghu Raman (1985) utiliza três casos de escoamento bifásico para testar e validar o modelo de cálculo e o programa computacional desenvolvido em FORTRAN IV proposto.

O primeiro caso (Página 240, Exemplo 4.6) calcula a perda de carga de um fluido bifásico escoando horizontalmente, onde o regime de escoamento é estratificado. No caso, ele calcula e determina matematicamente o regime de escoamento e em seguida, de acordo com o regime encontrado, calcula a perda de carga considerando o modelo Homogêneo, a correlação de Hoogerdoorn ou a correlação de Lockhart-Martinelli (1949). Os valores das propriedades utilizadas em cada caso se encontram na Tabela 4.1.

Em seguida, apresenta alguns casos (Páginas 240-241, Exemplo 4.7) para escoamentos bifásicos verticais.

- Caso (a): Cálculo da perda de carga usando a correlação de Orkiszewski (1967), após calculado também o padrão de escoamento. No caso o padrão *slug*.
- Caso (b): Após alterar alguns dados de entrada em relação ao caso (a), o cálculo da perda de carga é feito usando o mesmo algoritmo. O regime encontrado foi o misturado *mist*.
- Caso (c): Neste caso, o autor apresenta dois cálculos comparando as correlações de Orkiszewski (1967) (c.1) e

Hagedorn e Brown (1965) (c.2) usando em ambas os mesmos parâmetros, mudando apenas o diâmetro da tubulação para valores bem próximos, mas que force o algoritmo a usar uma correlação diferente em cada caso.

Tabela 4.1: Valores das propriedades utilizadas por Raghu Raman (1985)

	4.6	4.7 - a	4.7 - b	4.7 – c.1	4.7 – c.2
Diâmetro (m)	0.61	0.127	0.152	0.0891	0.0889
Comprimento da Tubulação (m)	20	1	1	1	1
Vazão do Gás (kg/s)	1.814	0.154	107.2	0.154	0.154
Vazão do Líquido (kg/s)	62.64	0.073	63	0.073	0.073
Densidade do Gás (kg/m ³)	28.77	35.95	35.95	35.95	35.95
Densidade do Líquido (kg/m ³)	861	814.1	814.1	814.1	814.1
Viscosidade do Gás (N.s/m ²)	0.0000115	0.000015	0.000015	0.000015	0.000015
Viscosidade do Líquido (N.s/m ²)	0.000862	0.000815	0.000815	0.000815	0.000815
Tensão Interfacial	0.023	0.018	0.018	0.018	0.018
Fator de Relaxamento	1.1	-	-	-	-
Pressão do Sistema (kPa)	-	4097	4306	4097	4097
Rugosidade da Tubulação (m)	-	0.000038	0.000038	0.000038	0.000038

A Tabela 4.2 apresenta os resultados obtidos para este caso, tanto os valores obtidos por Raghu Raman (1985) quanto os valores calculados pelo programa PCT.

Tabela 4.2: Resultados obtidos por Raghu Raman (1985) e pelo PCT

Caso	Tipo de Escoamento	Raghu Raman (1985) (N/m ²)	PCT (N/m ²)
4.6	Horizontal	10,4	10,37
4.7 – a	Vertical	514,4	514,37
4.7 – b	Vertical	202.000	205.383,11
4.7 – c.1	Vertical	539,5	539,53
4.7 – c.2	Vertical	714,8	740,47

No caso 4.7 (c), nos dois cálculos feitos, os valores obtidos para cada correlação utilizada tanto pelo autor como pelo PCT possuem uma diferença máxima de aproximadamente 3,5%, o que é um bom indicador, já que levando em consideração as incertezas das equações fundamentalmente empíricas. Isso se deve ao fato que a correlação de Hagedorn e Brown (1965) prediz melhores valores para a perda de carga para diâmetros entre 0,02 e 0,05 metros, e no caso, para o cálculo foram utilizados diâmetros de 0,0891 metros e 0,0889 metros respectivamente.

Verificando os outros casos, os resultados obtidos por Raghu Raman (1985) em comparação com os valores obtidos com o PCT são bem próximos e em alguns casos iguais, revelando aplicabilidade do *software* e da parte teórica mostrada.

4.2. Souza (2009) – Trecho Horizontal

Souza (2009) estudou o escoamento bifásico horizontal líquido-gás utilizando a correlação de Lockhart & Martinelli (1949) e Fluidodinâmica Computacional onde verificou a perda de carga para três padrões de escoamento diferentes. Os valores das propriedades utilizadas em cada caso se encontram na Tabela 4.3.

Tabela 4.3: Valores das propriedades utilizadas por Souza (2009)

	Borbulhado antes da turbulência completa	Borbulhado depois da turbulência completa	Estratificado
Diâmetro (m)	0.0207	0.0207	0.0207
Comprimento da Tubulação (m)	1	1	1
Vazão do Gás (kg/s)	0.0008	0.0082	0.0001
Vazão do Líquido (kg/s)	1.684	16.835	0.059
Densidade do Gás (kg/m ³)	1.185	1.185	1.185
Densidade do Líquido (kg/m ³)	997	997	997
Viscosidade do Gás (N.s/m ²)	0.0000183	0.0000183	0.0000183
Viscosidade do Líquido (N.s/m ²)	0.00089	0.00089	0.00089
Tensão Interfacial	0.072	0.072	0.072
Fator de Relaxamento	1	1	1
Pressão do Sistema (kPa)	-	-	-
Rugosidade da Tubulação (m)	0.0000456	0.0000456	0.0000456

No caso, utilizando água e ar para formar o sistema, Souza (2009) testou seu algoritmo para dois padrões específicos de escoamento em três situações distintas e os resultados são ilustrados conforme mostra a tabela 4.4.

Tabela 4.4: Resultados para os casos retirados de Souza (2009)

Padrão de Escoamento	Souza (2009) (Pa/m)	PCT (Pa/m)
Borbulhado antes da turbulência completa	22.955	21.211,52
Borbulhado depois da turbulência completa	2.074.389	2.123.420,26
Estratificado	75	48,54

Conforme pode ser observado, para os dois primeiros casos valores próximos foram obtidos entre os valores de Souza (2009) e os valores calculados pelo PCT. Como ambos utilizam correlação de Lockhart-Martinelli (1949), acredita-se que esta diferença esteja ocorrendo devido ao uso diferenciado de casas decimais ou outras aproximações devido ao uso de algoritmos diferentes em linguagens de programação diferentes.

No último caso, uma diferença de 36% foi encontrada provavelmente devido ao fato de Souza (2005) utilizar a correlação de Lockhart-Martinelli (1949) e, no caso do padrão Estratificado, o PCT utiliza a correlação de Hoogendorn. De acordo com as indicações feitas por Weisman e Choe (1978), para este tipo de padrão de escoamento, utilizando as correlações de McAdams *et al.* (1942) e Dukler *et al.* (1964), o valor apresentado pelo PCT seria mais preciso já que a correlação de Hoogedorn seria mais indicada para este cálculo.

4.3. Elevação de Petróleo de um Poço

Neste caso, um escoamento vertical real durante a elevação de petróleo de um poço foi estudado, onde o escoamento é aproximado como bifásico. Os valores das propriedades do fluido bifásico podem ser vistos na Tabela 4.5.

Tabela 4.5: Valores das propriedades utilizadas para um Poço Real

	Poço Real
Diâmetro (m)	0.1143
Comprimento da Tubulação (m)	1000
Vazão do Gás (kg/s)	240.117
Vazão do Líquido (kg/s)	11.456
Densidade do Gás (kg/m ³)	121
Densidade do Líquido (kg/m ³)	621
Viscosidade do Gás (N.s/m ²)	0.0000186
Viscosidade do Líquido (N.s/m ²)	0.00226
Tensão Interfacial	0.02
Fator de Relaxamento	-
Pressão do Sistema (kPa)	8825.985
Rugosidade da Tubulação (m)	0.0973582

Por se tratar de elevação de petróleo, os modelos utilizados foram os para escoamento vertical e os valores conseguidos pelo PCT e o valor simulado utilizando o software da empresa que explora o poço se encontram na tabela 4.6.

Tabela 4.6: Resultados para a simulação de um poço real

	PCT	Empresa
Perda de carga (N/m ²)	17.314.098,21	17.843.631,11
Perda de carga (psi)	2.511,20	2.588,00

Conforme pode ser observado, valores muito similares foram obtidos. Mas devemos levar em consideração que a empresa que explora este poço

utilizou um simulador próprio para obter o valor da Empresa, enquanto que o PCT utilizou a correlação de Orkiszewski (1967) e calculou o regime como sendo misturado (*mist*). A correlação de Orkiszewski (1967) é empírica e neste caso está extrapolada para simular este caso, provavelmente dando origem a esta diferença entre os valores.

5. Conclusões

Este trabalho apresentou um programa computacional para o cálculo de perda de carga de escoamentos bifásicos em tubulações. O *software* PCT, em linguagem C#.NET, foi desenvolvido para facilitar e acelerar os cálculos. O programa apresenta uma interface gráfica amigável ao usuário para executar e obter os resultados.

O procedimento de validação deste programa utilizou três estudos de caso, somando um total de nove conjuntos de parâmetros. Esses parâmetros foram submetidos ao programa e demonstraram resultados semelhantes aqueles obtidos tanto em casos horizontais quanto verticais.

Os resultados obtidos com os estudos de caso realizados neste trabalho mostram que a escolha correta da correlação a ser utilizada é muito importante. Conforme visto no caso 4.1, o valor do diâmetro do duto é um dos parâmetros muito importante para a determinação a correlação mais adequada a ser utilizada. Neste caso, verificou-se que valores próximos à fronteira de cada correlação podem gerar variações significativas.

Dentre as possíveis fontes de erro, pode-se destacar os diferentes comportamentos físicos das substâncias dentro de uma mistura, que podem estar sujeitas a diferentes fenômenos como o efeito de “*slippage*” (ou efeito de Klinkenberg (1941)), que ocorre quando a velocidade das moléculas é diferente de zero nas paredes da tubulação. A forma de medida para esse efeito é feito através do fator de escorregamento e pode ser calculado através de correlações. Oliveira (2007) concluiu em seu trabalho que a melhor correlação para esse cálculo seria aquela proposta por Chisholm (1977).

Uma consequência desse efeito é que a permeabilidade na água, que geralmente é menor do que a permeabilidade ao ar em meios porosos idênticos, é acentuada em baixas pressões no interior de meios porosos finos, e torna-se desprezível em elevadas pressões em meios porosos grossos, causando certas discrepâncias na tentativa de prever o comportamento do escoamento.

Muitas vezes poucos dados existem para se estender uma correlação existente para uma nova situação ou para desenvolver novas correlações. Isto implica que prever o escoamento bifásico em situações novas ou hipotéticas é sempre muito difícil.

Neste universo, uma sugestão para a continuação de estudo do tema seria levar em consideração outros modelos para determinar o padrão de escoamento, como o modelo semi-empírico de Taitel e Dukler *et al.* (1976) e a expansão do algoritmo utilizado neste trabalho para o uso em dutos inclinados.

6. Referências Bibliográficas

- Alves, G. E. (1954). *Cocurrent liquid-gas flow in a pipe-line contactor*. Chemical Engineering Progress, 50(9):449-456.
- Baker, O. (1954). Designing for simultaneous flow oil and gas. Oil and Gas Journal, 12:185–195.
- Beggs, H. D. e Brill, J. P. (1973). A study of two-phase flow in inclined pipes. *Journal of Petroleum Technology*, 25:607–617.
- Brown, K. E. *Gas Lift Theory and Practice*, 1967, Prentice Hall, New Jersey.
- Chisholm, D. *Int. J. Heat Mass Transfer*, 10 (1967), 1767
- Chisholm, D. *J. Mech. Eng. Sci.*, 15(3) (1973), 235.
- Chisholm, D. Research note: *Two-phase flow through sharp-edged orifices*. Journal Mechanical Engineering Science, v.19(3), p.128-130. (1977).
- Colebrook, C.F. (February 1939). "Turbulent flow in pipes, with particular reference to the transition region between smooth and rough pipe laws". Journal of the Institution of Civil Engineers (London).
- DeGance, A. E. and Atherton, R. W. *Chem. Eng.*, 77(1970):(14), 95,(22) 101.
- Dukler, A. E., Wicks, M. and Clevelandm R, G, *A.I.Ch.E.J.*, 10 (1964), 38.
- Fox, Robert. *Introdução a mecânica dos fluidos* . LTC. 6ª Edição, 2006.
- Gazley, C. Interfacial shear and stability in two phase flow. 1948.
- Govier ,G. W. and Aziz, K. *The Flow of Complex Mixtures in Pipes*, 1972, Van Nostrand Reinhold Co., New York.
- Hagedorn, A. R. and Brown, K. E.: .Experimental Study of Pressure Gradients Occurring During Continuous Two-Phase Flow in Small Diameter Vertical Conduits,. J. Pet. Tech. (Apr. 1965) 475-484.
- Hale, C. P. (2000). Slug formation, growth and decay in gas-liquid flows. PhD thesis, *Imperial College of Science, Technology and Medicine*, London.

Hewitt, G. E. In *Two-Phase Flows and Heat Transfer with Applications to Nuclear Reactor Design Problems*, ed. J. J. Ginoux, 1978, Hemisphere Publishing Corp., New York, Chapters 1 and 2.

Hoogendoorn, C. J. *Chem. Eng. Sci.*, 9 (1959), 205.

Hughmark, G. A. *Chem Eng. Progr.*, 58 (1962), 62.

Jenkins, R. Two phase two component flow of air and water. 1947.

Klinkenberg, L. J.: 1941, *The permeability of porous media to liquids and gases*, Drilling and Production Practice, American Petroleum Inst., pp. 200–213.

Kosterin, S. (1949). An investigation of the influence of diameter and inclination of a tube on the hydraulic resistance and flow structure of gas-liquid mixtures. *Izvestiya Akademn Nauk., SSST., O.T.N.*, 12:1824.

Lin, P. Y. e Hanratty, T. J. (1987). *Effect of pipe diameter on flow patterns for airwater flow in horizontal pipes*. *International Journal of Multiphase Flow*, 13:549–563.

Lockhart, R. W. and Martinelli, R. C. *Chem. Eng. Progr.*, 45 (1949), 39.

Machado, J. L. F. *Arqueologia Geológica: As escavações e perfurações no subsolo através dos tempos*. 2005.

Mandhane, J. M., Gregory, G. A., e Aziz, K. (1974). *A flow pattern map for gas-liquid flow in horizontal pipes*. *International Journal of Multiphase Flow*, 1:537–553.

McAdams, W. H., Woods, W. K., and Heroman, L. C., Jr. (1942). *Vaporization inside horizontal tubes – II – Benzene – oil mixtures*. *Trans. ASME*, 64, 193–200.

Minadeo, R (2002). *Petróleo, a maior indústria do mundo*. Thex Editora: Rio de Janeiro, RJ.

Oliveira, J. L. G., *Medição de vazão de escoamentos bifásicos utilizando tubo de Venturi ou placa de orifício associados a um sensor de fração de vazão com campo elétrico girante*, UFSC, 2007

- Orkiszewski, J. J. *Petrol. Technol.*, 19(1967), 829
- Raman, Raghu, *Chemical Process Computation*, Elsevier Applied Science Publishers, London and New York (1985)
- Souza, R G S, *Escoamento Bifásico Líquido-Gás: Previsão de Gradientes de Pressão com a Correlação de Lockhart & Martinelli e Fluidodinâmica Computacional*, UFRJ/EQ, 2009.
- Spedding, P. L. and Chen, J. J. J. Process industries in the 80`s. *Proc. CHEMECA 80* (1980), I. Chem. E., I. E. (Aust.) and R.A.C.I., Melbourne.
- Spedding, P. L. e Nguyen, V. T. (1980). *Regime maps for air water two phase flow*. *Chemical Engineering Science*, 35:779–793.
- Spedding, P. L. e Spence, D. R. (1993). *Flow regimes in two-phase gas-liquid flow*. *International Journal of Multiphase Flow*, 19:245–280.
- Taitel, Y., e Dukler *et al.*, A. (1976). A model for predicting flow regime transitions in horizontal and near horizontal gas-liquid flow. *AIChE Journal* , 22 (1), 47-55.
- Terzian, R L. *Conceitos e Metodologias de Gestão de Projeto e sua aplicação ao caso da Integridade da Malha Dutoviária*. Rio de Janeiro: Pontifícia Universidade Católica 2005, 137p. Dissertação (Mestrado).
- Thomas, J. E., *Fundamentos de Engenharia de Petróleo*, Editora Interciência, 2001.
- von Kármán, Th. (1930), "Mechanische Ähnlichkeit und Turbulenz", *Nachrichten von der Gesellschaft der Wissenschaften zu Göttingen, Fachgruppe 1 (Mathematik)* 5: 58–76 (also as: "Mechanical Similitude and Turbulence", Tech. Mem. NACA, no. 611, 1931).
- Weisman, J. and Choe, W. G. In *Two-Phase Transport and Reactor Safety*, Vol. 1, ed. T. N. Veziroglu and S. Kakac, 1978, Hemisphere Publishing Corp. New York, p. 193

Whalley, P.B, *Two-Phase Flow and Heat Transfer*, Oxford University Press, 1996.

Zigrang, D. J. and Sylvester, N. D. *A.I.Ch.E.J.*, 28 (1982), 514.

ANEXO I

O programa computacional PCT, criado utilizando o algoritmo proposto por Raghu Raman (1985) para o cálculo da perda de carga para dutos verticais e horizontais, se encontra em um CD a parte deste trabalho.

O programa não requer nenhuma instalação e para executá-lo basta abrir o arquivo PCT.exe.

O único requisito para sua execução é a presença do Microsoft Framework .NET 2.0 que pode ser obtido no site da Microsoft (<http://www.microsoft.com/downloads/details.aspx?displaylang=pt-br&familyid=0856eacb-4362-4b0d-8edd-aab15c5e04f5>).