

# MODELAGEM E SIMULAÇÃO DO GRADIENTE DE PRESSÃO NO ESCOAMENTO BIFÁSICO HORIZONTAL E INCLINADO NO PADRÃO GOLFADA

Isvi Raquel de Figueirêdo Souza<sup>1</sup>

<sup>1</sup> Centro Universitário Jorge Amado, Unidade Acadêmica de Engenharia de Petróleo e Gás – [isvi.raquel@gmail.com](mailto:isvi.raquel@gmail.com)

## RESUMO

Escoamentos bifásicos são comumente encontrados nas atividades industriais, principalmente, o escoamento em golfada, que é caracterizado como a alternância entre duas unidades que se repetem ao longo do escoamento, o pistão de líquido aerado e a região da bolha alongada e filme de líquido. Assim, esse estudo teve como objetivo principal, modelar o gradiente de pressão do escoamento bifásico (ar-água) em golfadas em tubulações horizontais e inclinadas, através do modelo mecanicista estacionário de Taitel e Barnea (1990), propondo correlação para  $C_0$  ao trecho inclinado. Para o sistema estudado, foi encontrada a melhor combinação de correlações que resultou em erro médio de 3% para ambos os trechos, revelando boa acurácia. Assim, o modelo proposto reproduziu bem o gradiente de pressão, sendo incentivado novos estudos para modelagem transiente deste escoamento.

**PALAVRAS-CHAVE:** Escoamento bifásico, escoamento em golfadas, modelo mecanicista estacionário.

## 1. INTRODUÇÃO

Na indústria do petróleo, a existência de escoamento multifásico ocorre em todo percurso dos fluidos, produção e transporte, percorrendo desde a rocha reservatório até às unidades de separação, passando pela coluna de produção, risers e linhas de transferência para unidades de refino [SHOHAM, 2006 *apud* NASCIMENTO, 2013].

As fases constituintes tendem a se separar devido à diferença de densidade e imiscibilidade, apresentando tensões de cisalhamento na parede do tubo de acordo com suas viscosidades e densidades.

Constituído por duas fases, o fluxo bifásico é o mais simples dos escoamentos

multifásicos. Um aspecto marcante desse fluxo é a variação na distribuição espacial das fases, o que gera as peculiaridades dos diferentes padrões existentes [GUEDES, 2015].

Simplificadamente, em escoamentos horizontais e quase horizontais são caracterizados seis padrões, sendo eles: bolha, bolha alongada, golfadas, estratificado liso, estratificado ondulado e anular, baseando-se no modelo de Taitel e Dukler [1976].

O afastamento da horizontal tende a reduzir a ocorrência de separação entre as fases, a exemplo do padrão estratificado que não é observado em caso de inclinações ascendentes maiores que  $20^\circ$ , e em

descendentes maiores que  $70^\circ$  [GARCIA, 2005].

De acordo com Rodrigues [2015] e Ofushi [2011], o escoamento de óleo e gás ao longo das linhas de produção, em geral, ocorre no padrão golfada. Sua complexidade é caracterizada pela ocorrência intermitente de pistões de líquido de grande inércia empurrados por bolhas alongadas de gás compressível, que ocupam quase toda a seção transversal do duto.

É encontrado em altas velocidades superficiais de gás e líquido, e devido a sua alta intermitência, grandes quedas de pressão e altas vazões estão presentes, o que pode comprometer a estrutura física envolvida nas instalações, e ainda aumentar os efeitos de corrosão-erosão no ambiente interno da tubulação.

A determinação da queda de pressão ao longo do escoamento é um parâmetro importante para o estudo da viabilidade técnico-econômica em diversas aplicações industriais, levando à busca por maior entendimento de escoamentos multifásicos.

Logo, este estudo possui como objetivo principal modelar e simular o cálculo do gradiente de pressão para escoamento bifásico (ar-água) no padrão golfada em tubulações horizontais e inclinadas ascendentes com base nos modelos de Taitel e Barnea [1990] e de Cook e Behnia [2000],

propondo equação ao coeficiente de distribuição das bolhas ( $C_0$ ) para correlação da velocidade da bolha alongada ( $V_{TB}$ ) no escoamento inclinado.

### 1.1. Modelagem matemática: modelo mecanicista estacionário

Os modelos iniciais propostos para calcular parâmetros importantes para este tipo de escoamento são chamados de modelos de estado estacionário ou de célula unitária (bolha e pistão), os quais consideram os cálculos realizados para uma única célula e extrapolam para todo o comprimento da tubulação, sendo baseados em equações algébricas.

O esquema típico de uma célula unitária é ilustrado pela Figura 1. Os comprimentos do pistão de líquido aerado ( $L_S$ ) e da região da bolha alongada ( $L_f$ ) formam o comprimento total desta célula ( $L_U$ ).

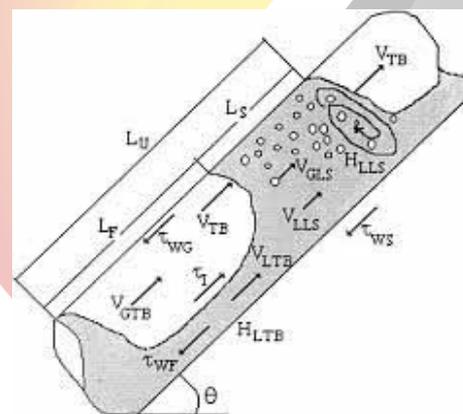


Figura 1: Célula unitária.

Existe uma relação direta entre essas três variáveis chamada de fator de intermitência ( $\beta$ ), que se caracteriza como a

fração de tempos ou de comprimentos das regiões que constituem o escoamento intermitente (região do filme e do pistão).

A bolha alongada possui quase o mesmo diâmetro da tubulação, movendo-se com velocidade,  $V_{TB}$ . Em regime permanente, considera-se que todas as bolhas se deslocam a uma mesma velocidade, desconsiderando a possibilidade de coalescência entre elas.

O filme de líquido (abaixo da bolha alongada) escoam com velocidade  $V_{LTB}$ , possuindo fração de líquido (*holdup* de líquido)  $H_{LTB}$ . O pistão de líquido aerado possui *holdup* de líquido  $H_{LLS}$ , com porção de líquido e pequenas bolhas que escoam com velocidades  $V_{LLS}$  e  $V_{GLS}$ , respectivamente.

O modelo de Taitel e Barnea [1990] considera a espessura do filme de líquido uniforme e aplica o balanço de momento na célula unitária para fornecer a equação do gradiente de pressão. O balanço de massa líquida na célula unitária resulta na equação geral da velocidade superficial a fase líquida ( $V_{sl}$ ):

$$V_{sl} = V_{LLS} H_{LLS} \frac{L_S}{L_U} + V_{LTB} H_{LTB} \frac{L_F}{L_U} \quad [1]$$

Aplicando o balanço de massa entre duas seções transversais, uma no pistão de líquido aerado e outra na região do filme, que se movem com velocidade da bolha alongada

( $V_{TB}$ ), a qual é maior que a velocidade do líquido nas duas regiões, tem-se que:

$$(V_{TB} - V_{LLS}) H_{LLS} = (V_{TB} - V_{LTB}) H_{LTB} \quad [2]$$

A equação da continuidade aplicada nas fases líquida e gasosa resulta em vazão volumétrica constante através de qualquer seção da célula unitária. Este balanço quando aplicado nas duas regiões dá origem às seguintes equações de velocidade superficial da mistura de fases (3) e (4):

$$V_m = V_{LLS} H_{LLS} + V_{GLS} (1 - H_{LLS}) \quad [3]$$

$$V_m = V_{LTB} H_{HLB} + V_{GTB} (1 - H_{LTB}) \quad [4]$$

A fração de líquido média na célula unitária ( $H_{LSU}$ ) é definida por:

$$H_{LSU} = \frac{H_{LLS} L_S + H_{LTB} L_F}{L_U} \quad [5]$$

Assumindo a espessura do filme uniforme, o escoamento gás-líquido nessa região pode ser tratado como estratificado em equilíbrio. O balanço de forças nas duas fases resulta em:

$$\left. \frac{dP}{dL} \right|_l = -\tau_{wl} \frac{S_l}{A_l} + \tau_i \frac{S_i}{A_l} - \rho_l g \sin(\theta)$$

[6]

$$\left. \frac{dP}{dL} \right|_g = -\tau_{wg} \frac{S_g}{A_g} - \tau_i \frac{S_i}{A_g} - \rho_g g \sin(\theta)$$

[7]

Os autores consideram a perda de carga devido ao escoamento da fase líquida igual à que ocorre devido a fase gasosa. Igualando (6) a (7), tem-se que:

$$\tau_{wl} \frac{S_l}{A_l} - \tau_{wg} \frac{S_g}{A_g} - \tau_i S_i \left[ \frac{1}{A_l} + \frac{1}{A_g} \right] + (\rho_l - \rho_g) g \sin(\theta) \quad [8]$$

A solução iterativa da equação (8) requer a determinação de variáveis geométricas (Figura 2) presentes no escoamento, velocidades físicas e tensão de cisalhamento.

A saber, todas essas variáveis estão em função da altura do nível de líquido do filme,  $h_L$ , sendo a área do filme de líquido ( $A_l$ ), a área do gás da bolha alongada ( $A_g$ ), o perímetro molhado pelo filme de líquido ( $S_l$ ), o perímetro molhado pelo gás ( $S_g$ ), o perímetro da interface ( $S_i$ ), o diâmetro hidráulico do filme ( $d_{hl}$ ) e o diâmetro hidráulico do gás ( $d_{hg}$ ), expressas como:

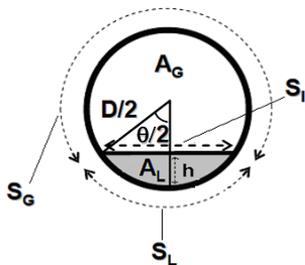


Figura 2: Variáveis geométricas.

$$A_l = 0,25d^2 \left[ \pi - \cos^{-1} \left[ 2 \frac{h_L}{d} - 1 \right] + \left[ 2 \frac{h_L}{d} - 1 \right] \sqrt{1 - \left( 2 \frac{h_L}{d} - 1 \right)^2} \right] \quad [9]$$

$$A_g = 0,25d^2 \left[ \cos^{-1} \left[ 2 \frac{h_L}{d} - 1 \right] - \left[ 2 \frac{h_L}{d} - 1 \right] \sqrt{1 - \left( 2 \frac{h_L}{d} - 1 \right)^2} \right] \quad [10]$$

$$S_l = d \left[ \pi - \cos^{-1} \left[ 2 \frac{h_L}{d} - 1 \right] \right] \quad [11]$$

$$S_g = d \left[ \cos^{-1} \left[ 2 \frac{h_L}{d} - 1 \right] \right] \quad [12]$$

$$S_i = d \sqrt{1 - \left( 2 \frac{h_L}{d} - 1 \right)^2} \quad [13]$$

$$d_{hl} = \frac{4A_l}{S_l} \quad [14]$$

$$d_{hg} = \frac{4A_g}{S_g + S_i} \quad [15]$$

As tensões de cisalhamento do filme de líquido, do gás e da interface são calculadas, respectivamente, como:

$$\tau_{wl} = f_l \frac{\rho_l |V_{LTB}| |V_{LTB}|}{2} \quad [16]$$

$$\tau_{wg} = f_g \frac{\rho_g |V_{GTB}| |V_{GTB}|}{2} \quad [17]$$

$$\tau_i = f_i \frac{\rho_g (V_{GTB} - V_{LTB}) |V_{GTB} - V_{LTB}|}{2} \quad [18]$$

Os fatores de fricção ( $f$ ) de Fanning do filme de líquido e do gás são calculados



pelos correlações de Liang- Bião & Aziz [1996 *apud* Gomez *et al.*, 2000], e de Cook e Behnia [2000] para tubo liso, respectivamente:

$$f_l = \frac{16}{Re_l} \text{ para } Re_l \leq 2300$$

[19]

$$f_l = \frac{1,6291}{Re_l^{0,5161}} \left[ \frac{V_{sg}}{V_{sl}} \right]^{0,0926} \text{ para } Re_l > 2300 \quad [20]$$

$$f_g = \frac{16}{Re_g} \text{ para } Re_g \leq 2300$$

[21]

$$f_g = 0,079 Re_g^{-0,25} \text{ se } Re_g > 2300 \quad [22]$$

O fator de fricção da interface é determinado pelo valor constante sugerido por Cohen e Hanratty [1968 *apud* ORELL, 2005]:

$$f_i = 0,0142 \quad [23]$$

O Número de Reynolds de cada fase é dado por:

$$Re_l = \frac{\rho_l |V_{LTB}| d_{hl}}{\mu_l}$$

[24]

$$Re_g = \frac{\rho_g |V_{GTB}| d_{hg}}{\mu_g}$$

[25]

De acordo com Lima [2011], o fator de intermitência ( $\beta$ ) para escoamento intermitente varia entre 0 e 1, sendo dado por:

$$\beta = \frac{L_F}{L_U} \text{ ou } \beta = 1 - \frac{L_S}{L_U}$$

[26]

Do balanço de massa de líquido na célula unitária mostrado na equação (8), resulta a equação para a razão entre o comprimento da golfada ( $L_S$ ) e da célula unitária ( $L_U$ ), sendo o mesmo que  $1-\beta$ :

$$\frac{L_S}{L_U} = \frac{V_{sl} - V_{LTB} H_{LTB}}{V_{LLS} H_{LLS} - V_{LTB} H_{LTB}}$$

[27]

O  $H_{LTB}$  pode ser calculado com a equação (28), onde  $A_L$  é a área ocupada pelo filme de líquido e  $A$  a área total.

$$H_{LTB} = \frac{A_L}{A} \quad [28]$$

Neste estudo, a fração de líquido no pistão de líquido ( $H_{LLS}$ ) é determinada pela correlação de Gregory *et al.* [1979 *apud* LIMA, 2011], que apesar de ter sido direcionada ao escoamento horizontal, foi estendida ao inclinado:

$$H_{LLS} = \frac{1}{1 + \left[ \frac{Vm}{8,66} \right]^{1,39}} \quad [29]$$

Taitel e Barnea [1990] aplicam o balanço de momento na célula unitária, fornecendo a equação para o gradiente de



pressão, desde que a espessura do filme de líquido permaneça constante.

Dessa forma, a perda de carga pode ser calculada pela equação (30), a partir de um termo gravitacional (primeiro à direita da igualdade), um termo devido a fricção na golfada (segundo à direita da igualdade) e outro devido a fricção na região da bolha alongada (terceiro à direita da igualdade):

$$\frac{dP}{dL} = - \left[ \rho_U g \sin \theta + \frac{\tau_{ws} \pi d}{A} (1 - \beta) + \frac{\tau_{wl} S_l + \tau_{wg} S_g}{A} \beta \right]$$

[30]

Onde  $\rho_U$  é a massa específica média da mistura na unidade da golfada:

$$\rho_U = H_{LSU} \rho_l + (1 - H_{LSU}) \rho_g$$

[31]

E  $\tau_s$  é a tensão de cisalhamento no pistão de líquido aerado:

$$\tau_{ws} = f_s \frac{\rho_s V m^2}{2}$$

[32]

O fator de fricção de Fanning no pistão de líquido é dado por:

$$f_s = \frac{16}{Re_s} \text{ para } Re_s \leq 2300$$

[33]

$$f_s = 0,079 Re_s^{-0,25} \text{ se } Re_s > 2300 \quad [34]$$

O modelo de Taitel e Barnea [1990] negligencia a presença de bolhas no pistão de líquido, que eleva a viscosidade do pistão. Assim, para o Número de Reynolds do pistão de líquido aerado levou-se em consideração o efeito gasoso das bolhas, inserindo ao modelo o termo da viscosidade efetiva, como proposto por Cook e Behnia [2000]:

$$Re_s = \frac{\rho_s V m d}{\mu_{eff}}$$

[35]

Onde a viscosidade efetiva é dada por:

$$\mu_{eff} = \mu_L (1 + 2,5(1 - H_{LLS}))$$

[36]

E a massa específica no pistão:

$$\rho_s = H_{LLS} \rho_l + (1 - H_{LLS}) \rho_g$$

[37]

A velocidade translacional da bolha é determinada pela correlação de Bendiksen [1984 *apud* Gomez *et al.*, 2000]:

$$V_{TB} = C_0 V m + (0,542 \cos \theta + 0,351 \sin \theta) \sqrt{gd} \quad [$$

38]

Como na literatura encontram-se valores para o coeficiente de distribuição de líquido ( $C_0$ ) que variam entre 1 e 2, foi

escolhido para este estudo um valor de 1,05 para escoamento horizontal. De acordo com Kaya [1998], o coeficiente de distribuição das bolhas aumenta progressivamente até 90°. Com base em equação para este parâmetro utilizada no estudo de Lima [2011], que tem a forma  $C_0 = a + b \sin \theta$ , foi proposta equação própria direcionada ao escoamento inclinado, como:

$$C_0 = 1,4 + 0,45 \sin \theta$$

[39]

Para o cálculo da velocidade do gás no pistão, utiliza-se a correlação de Harmathy [apud Medeiros e Garcia, 2013]:

$$V_{GLS} = C_0 V_m + V_\infty \sin \theta H_{LLS}^{0,5}$$

[40]

Onde  $C_0$  é o coeficiente de distribuição, considerado como 1,15 e  $V_\infty$  é a velocidade de ascensão da bolha, dada por:

$$V_\infty = 1,53 \left[ \frac{g \sigma (\rho_l - \rho_g)}{\rho_l^2} \right]^{0,25}$$

[41]

Das equações (28), (2), (3), (4), (26) e (27) podem ser calculados o *holdup* de líquido do filme ( $H_{LTB}$ ), a velocidade de líquido no filme ( $V_{LTB}$ ), a velocidade de líquido no pistão

( $V_{LLS}$ ), a velocidade do gás na região do filme ( $V_{GTB}$ ), o fator de intermitência ( $\beta$ ) e a relação  $L_s/L_U$ , respectivamente.

Assim, para finalizar o modelo serão necessárias equações de fechamento para  $V_{GLS}$ ,  $V_{TB}$ ,  $H_{LLS}$ ,  $f_l$ ,  $f_g$ ,  $f_i$ ,  $f_s$  com as seguintes variáveis de entrada:  $d$ ,  $V_{sl}$ ,  $V_{sg}$ ,  $\rho_l$ ,  $\rho_g$ ,  $\mu_l$ ,  $\mu_g$ ,  $\sigma$  e  $\theta$ .

A partir dos dados de entrada, as primeiras variáveis a serem calculadas são  $H_{LLS}$ ,  $V_{TB}$ ,  $V_{GLS}$  e  $V_{LLS}$ , as quais alimentam a equação principal para a região do filme de líquido-bolha alongada (equação 8), para que o cálculo iterativo em função da altura do líquido ( $hl$ ) seja realizado.

Assim, percebe-se que todas as parcelas necessárias ao cálculo do gradiente de pressão no padrão golfada, dependem do cálculo iterativo da região do filme de líquido-bolha alongada.

## 2. METODOLOGIA

O modelo proposto para o gradiente de pressão foi implementado em planilha Excel atrelada ao Visual Basic for Applications (VBA). Foram utilizadas como hipóteses: modelo unidimensional, líquido incompressível, gás ideal, escoamento isotérmico, pistão de líquido aerado, filme de líquido não aerado e tubulação circular com seção transversal constante.

## 2.1. Validação do modelo

O modelo foi validado a partir de 25 pontos experimentais das pesquisas de Lima [2011] e 7 pontos de Lima e Rosa [2009] para escoamento horizontal, e 49 pontos de Bueno [2010] para escoamento inclinado realizadas no Laboratórios do Grupo de Escoamento Bifásico (2PFG) da Faculdade de Engenharia Mecânica (FEM) na Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP).

Os experimentos foram realizados em tubulações de seção circular com diâmetro interno de 26mm e comprimentos de 324d e 180d para o escoamento horizontal e inclinado, respectivamente. A precisão dos valores de perda de carga calculados foi avaliada verificando o erro relativo (ER) entre o valor calculado e o do experimento, o erro médio absoluto (EMA), desvio-padrão e intervalo de confiança (IC).

$$ER = \frac{|Calculado - Experimento|}{experimento} \cdot 100 \quad [42]$$

$$EMA = \frac{\sum_{i=1}^n ER_i}{n} \quad [43]$$

As propriedades dos fluidos (Tabela 1) utilizados são:

Tabela 1: Propriedades dos Fluidos à 101 325 Pa e 298 K

Fluido	k	$\rho_k$ [kg/(m.s)]	$\mu_k$ [kg/(m.s)]	$\sigma$ (N/m)
Ar	g	1,18	$1,84 \cdot 10^{-5}$	-
Água	L	997	$8,93 \cdot 10^{-4}$	0,072

## 3. RESULTADOS E DISCUSSÃO

A queda de pressão em tubulações horizontais é fortemente influenciada pela perda de energia devido às forças de atrito entre os fluidos e a parede da tubulação, enquanto que no inclinado, o componente da hidrostática é responsável pela maior queda de pressão devido à força da gravidade. Percebendo-se ainda, que em escoamentos bifásicos o gradiente de pressão é mais pronunciado, devido à interação entre as fases

Após implementação em planilha, foram realizados os cálculos para simulações e validação do modelo. Lima [2011] e Lima e Rosa [2009] mediram o gradiente de pressão no escoamento ar e água com velocidades superficiais de 0,412-1,943 m/s e 0,23-0,91 m/s, respectivamente, em tubulação horizontal de 0,026 m de diâmetro.

A Figura 3 revela uma boa relação entre o modelo proposto e os dados experimentais. O erro médio absoluto obtido foi de  $3,06 \pm 2,23\%$  (95% IC = 2,28 – 3,83),

com erros relativos mínimo e máximo de 0,2% e 9,2%, respectivamente.

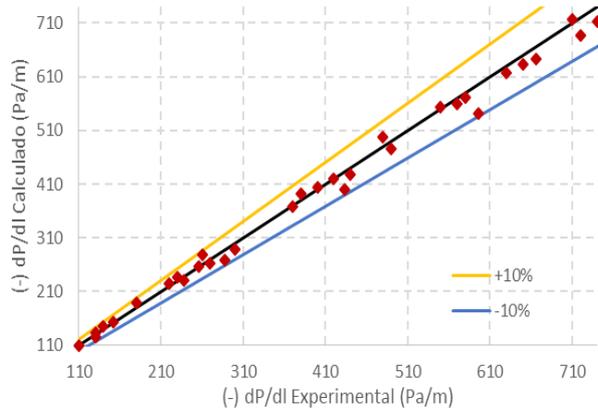


Figura 3: Gradiente de pressão para escoamento horizontal.

Percebe-se que o valor atribuído a  $C_0$  (1,05) e a contribuição da viscosidade efetiva ao pistão de líquido aerado resultaram em boa acurácia do modelo. Bueno [2010] mediu o gradiente de pressão no escoamento ar e água com velocidades superficiais de 0,256-2,035 m/s e 0,31-1,21 m/s, respectivamente, em tubulação de 0,026 m de diâmetro, inclinada a 15°, 30°, 45°, 60° e 75°. A Figura 4 revela uma boa relação entre o modelo proposto e os dados experimentais.

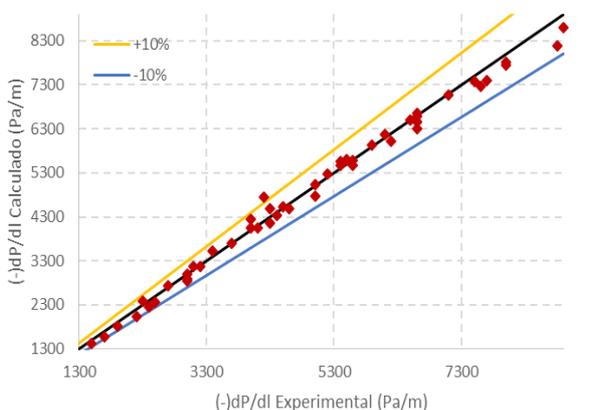


Figura 4: Gradiente de pressão para escoamento inclinado.

O erro médio absoluto obtido foi de  $3,02 \pm 2,55\%$  (95% IC = 2,30 – 3,73), com erros relativos mínimo e máximo de 0,1% e 12,9%, respectivamente, revelando que a correlação proposta para  $C_0$  atrelado à viscosidade efetiva do pistão, proporcionou boa acurácia ao modelo.

Para o escoamento horizontal, a perda de carga é ditada pelas perdas por fricção, principalmente na região do pistão de líquido aerado. Na Figura 5, percebe-se o comportamento do gradiente de pressão com a variação da velocidade superficial da fase gasosa.

Ao fixar a velocidade superficial da água em 0,7 m/s e variar a velocidade superficial do ar de 0,4 a 1,9 m/s, percebe-se que quanto maior a  $V_{sg}$  maior será o gradiente de pressão. Com  $V_{sg}$  igual a 0,4 m/s, o gradiente de pressão na região do pistão foi de 366,35 Pa/m e na região da bolha alongada foi de 0,69 Pa/m.

A perda de carga por fricção na região do pistão de líquido é influenciada pela tensão de cisalhamento e fração do comprimento da golfada. A tensão de cisalhamento depende da velocidade da mistura, a qual é a maior responsável pelo aumento da perda de carga nesse caso.



**II CONEPETRO**

II CONGRESSO NACIONAL DE ENGENHARIA DE  
PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS  
IV WORKSHOP DE ENGENHARIA DE PETRÓLEO

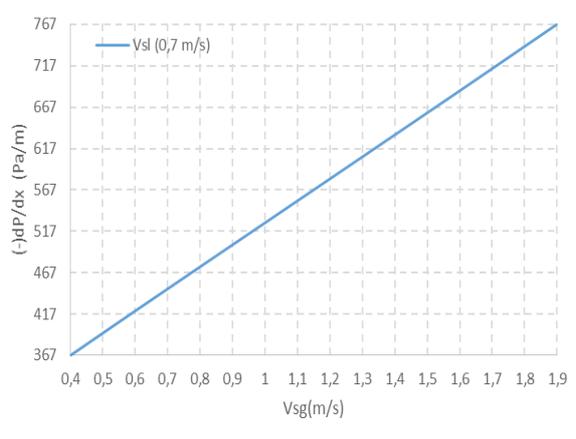


Figura 5: Gradiente de pressão versus Vsg

Já em tubulações inclinadas, o gradiente de pressão é influenciado pelas parcelas da fricção e da hidrostática. Em pequenas inclinações, a fricção exerce maior influência, a qual reduz com o aumento gradual do ângulo com a horizontal.

Ao passo que a angulação aumenta, a parcela da hidrostática será a maior responsável pela perda de carga no escoamento, o que pode ser visualizado na Figura 6, que simulou a condição de Vsl e Vsg iguais a 0,6 e 0,48 m/s, respectivamente.

Percebe-se que os valores do gradiente de pressão começam a aumentar de forma mais lenta após 45°. Isso ocorre devido ao fato de a velocidade de deslizamento da bolha alongada ser crescente até esse ângulo e depois cair sensivelmente. Estando de acordo com a pesquisa experimental de Bendisken [1985 *apud* Hout *et al.*, 2002], que afirma que a velocidade de deslizamento máxima da

bolha alongada encontra-se entre  $40^\circ < \theta < 60^\circ$ .

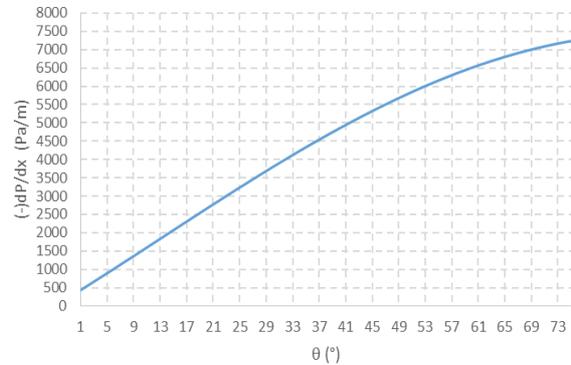


Figura 6: Gradiente de pressão versus ângulo de inclinação

A partir da simulação, verificou-se que essa queda na velocidade de deslizamento da bolha de Taylor faz com que o *holdup* de líquido na célula unitária ( $H_{LSU}$ ) também caia, reduzindo assim a massa específica média da mistura na célula unitária, impactando no termo da hidrostática.

#### 4. CONCLUSÕES

Ao modelo unificado de Taitel e Barnea [1990], foi proposta a adição do termo de viscosidade efetiva para a região do pistão de líquido e uma correlação para  $C_0$  no escoamento inclinado ascendente, que proporcionaram uma boa acurácia final à modelagem, com erro médio de aproximadamente 3% para ambas as situações.

[www.conepetro.com.br](http://www.conepetro.com.br)

(83) 3322.3222

[contato@conepetro.com.br](mailto:contato@conepetro.com.br)

Os dados simulados confirmam que para escoamento horizontal, a perda de carga está diretamente relacionada com as perdas por fricção na região do pistão de líquido aerado, enquanto que para o escoamento inclinado a parcela da hidrostática se mostra a maior responsável pela perda de carga.

Sugere-se, então, para próximas pesquisas, a utilização de mais dados experimentais para validação do modelo ou até mesmo o estudo transiente, considerando todos os fenômenos envolvidos devido a intermitência entre as unidades de golfada.

## 5. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

BUENO, L.G.G. *Estudo experimental de escoamentos líquido-gás intermitentes em tubulações inclinadas*. 2010. 151p. Dissertação de Mestrado, Universidade Estadual de Campinas, Programa de Pós Graduação em Engenharia Mecânica. Campinas-SP.

COOK, M.; BEHNIA, M. *Pressure drop calculation and modelling of inclined intermittent gas-liquid flow*. Chemical Engineering Science, v.55, p. 4699-4708, 2000.

GARCIA, V.R.R.. *Revisão bibliográfica sobre Escoamento gás-líquido em condutas verticais e inclinadas*. 2005. 235p. Tese de Doutorado, Universidade do Porto, Programa de Pós Graduação em Engenharia Química. Porto.

GOMEZ, L.E; SHOHAM, O; SCHIMIDT, Z; CHOKSHI, Z; NORTHUG, T. *Unified mechanistic model for steady-state two-*

*phase flow: horizontal to vertical upward flow*. SPE Journal, v.5, p. 339-350, 2000.

GUEDES, T.A.L. *Modelagem do escoamento em linhas de produção offshore com garantias de escoamento*. 2015. 117p. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Programa de Pós Graduação em Engenharia Química. Rio de Janeiro-RJ.

HOUT, R.V; BARNEA, D; SHEMER, L. *Translacional velocities of elongated bubbles in continuous slug flow*. International Journal of Multiphase Flow, v. 28, p. 1333-1350, 2002.

KAYA, A.S. *Comprehensive mechanistic modeling of two-phase flow in deviated wells*. 1998. 111p. Tese de Doutorado, Universidade de Tulsa, Programa de Pós Graduação em Ciências. Tulsa-US.

LIMA, L.E.M. *Análise do modelo de mistura aplicado em escoamentos isotérmicos gás-líquido*. 2011. 147p. Tese de Doutorado, Universidade Estadual de Campinas, Programa de Pós Graduação em Engenharia Mecânica. Campinas-SP.

LIMA, L.E.M; ROSA, E.S. *One dimensional drift flux model applied to horizontal slug flow*. In: ABCM. Proceedings of 20<sup>th</sup> International Congress of Mechanical Engineering – COBEM. Gramado: ABCM, 2009. P.10. COB09-1441.

MEDEIROS, A.G; GARCIA, A.P. *Evaluation of mechanistic modelling of two-phase gas-liquid flow in production oil wells*. In: ABCM. Proceedings of 22<sup>th</sup> International Congress of Mechanical Engineering – COBEM. Ribeirão Preto: ABCM, 2013. p.12.

NASCIMENTO, J.C.S. *Simulador de escoamento multifásico em poços de petróleo (SEEMP)*. 2013. 134p. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal do Rio



**II CONEPETRO**

II CONGRESSO NACIONAL DE ENGENHARIA DE  
PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS  
IV WORKSHOP DE ENGENHARIA DE PETRÓLEO

Grande do Norte, Pós Graduação em Ciência e Engenharia de Petróleo. Natal-RN.

OFUSHI, C.Y. *Técnicas avançadas para análise de escoamento bifásico gás líquido em golfadas*. 2011. 80p. Dissertação de Mestrado, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Pós Graduação em Ciências. Curitiba-PR.

ORELL, A. *Experimental validation of a simple model for gas-liquid slug flow in horizontal pipes*. Chemical Engineering Science, v. 60, n. 5, p. 1371–1381, mar. 2005.

RODRIGUES, R. L. P. *Caracterização experimental do escoamento bifásico gás-líquido descendente em golfadas em tubulações levemente inclinadas*. 2015. 95p, Dissertação de Mestrado, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Programa de Pós Graduação em Engenharia Mecânica. Curitiba-PR.

TAITEL, Y.; DUKLER, A.E. *A model for predicting flow regime transitions in horizontal and near horizontal gas-liquid flow*. AIChE Journal, v.22, n. 1, p.47-55, 1976.

TAITEL, Y.; BARNEA, D. *Two-phase slug flow*. In: HARTNETT, J.P.; IRVINE JR., T.F. Elsevier, Advances in Heat Transfer, v.20, p. 83-132, 1990.



[www.conepetro.com.br](http://www.conepetro.com.br)

(83) 3322.3222

[contato@conepetro.com.br](mailto:contato@conepetro.com.br)