

## ESTUDO NUMÉRICO DE ESCOAMENTO VERTICAL EM GOLFADAS DE AR E ÁGUA

Navarro J. G, [jjgn2010@gmail.com](mailto:jjgn2010@gmail.com)

Universidade Estadual de Campinas-UNICAMP. Rua Mendeleiev, s/n, Cidade Universitária "Zeferino Vaz", Barão Geraldo, Campinas-SP, Caixa Postal: 6122, CEP: 13.083-970

**Resumo:** Neste trabalho realizou-se a comparação dos resultados obtidos do modelo numérico de célula unitária de escoamentos bifásicos de gás e líquido em regime de golfadas na vertical, baseado no modelo de Fernandes, com dados experimentais. As medidas experimentais foram obtidas em uma tubulação vertical com 26 mm de diâmetro interno e comprimento equivalente a 306D, operando com escoamento ascendente de ar e água no padrão intermitente. As características do escoamento foram medidas em duas estações por meio de dois pares de sensores de impedância posicionados a 77D e 257D a jusante do misturador de ar e água. Os resultados mostram que o modelo de célula unitária de fato representa o fenômeno físico do escoamento em regime de golfadas, mas a precisão deste modelo se mostra fortemente dependente da velocidade de translação e de ascensão da bolha além disso da espessura do filme de líquido.

**Palavras-chave:** escoamento bifásico, golfadas de líquido, modelo de Fernandes

### 1. INTRODUÇÃO

A ocorrência de escoamentos bifásicos de ar e água no padrão golfadas em tubulações verticais, horizontais e inclinadas é muito comum em diversas atividades industriais. Dentre essas cita-se a indústria química, a indústria de geração de energia e com destaque para a área de produção de petróleo. O padrão de golfadas caracteriza-se pela passagem alternada de pistões de líquido seguidos, na tubulação, por longas bolhas de gás. Estas estruturas de gás e líquido não são periódicas, mas irregulares no tempo e no espaço, assim seus comprimentos, frequências e velocidades estão distribuídas ao redor de valores médios. As variações são atribuídas ao processo de formação e a interação dinâmica entre as estruturas, na medida em que evoluem ao longo da tubulação. Estes fenômenos são complexos para se modelar, mas, considerando de que o escoamento é estacionário e periódico, ou seja, uma única célula (bolha e pistão) se repete tanto no tempo como no espaço, com essa simplificação, todos os cálculos são realizados para uma única célula e uma única célula representa as demais. Esta célula é denominada célula unitária (Wallis, 1969).

A família dos modelos de célula unitária teve origem nestas simplificações. Estes modelos são unidimensionais e restringem-se aos fenômenos presentes em um único par de pistão e bolha. O primeiro modelo de célula unitária é atribuído a Dukler e Hubbard (1975) e foi desenvolvido para escoamentos horizontais e inclinados. Nicholson et. al. (1978) propuseram correções e extensões ao modelo de Dukler e Hubbard (1975). Fernandes et. al. (1983), fundamentados nos conceitos e idéias de Dukler e Hubbard (1975), propuseram um modelo para escoamentos verticais. Posteriormente, Sylvester (1987) apresentou um modelo que é uma simplificação do modelo de Fernandes.

Todos os modelos acima têm em comum o fato de necessitarem de equações auxiliares para o fechamento das equações, pois há mais variáveis que equações disponíveis. As diferenças verificadas entre os resultados obtidos com os modelos e os dados experimentais são atribuídas à imprecisão nestas equações auxiliares. Decidiu-se investigar as correlações experimentais empregando o modelo de Fernandes et. al. (1983). A precisão do modelo foi aferida comparando os resultados obtidos contra os dados experimentais.

### 2. MODELO MATEMÁTICO

O presente trabalho está baseado no modelo hidrodinâmico de Fernandes et. al. (1983), o trabalho de Fernandes et. al. (1983) é o primeiro modelo proposto que possibilita a previsão das principais variáveis do escoamento pistonado vertical. É uma referência básica a todos os trabalhos que tratam deste tipo de escoamento.

O desenvolvimento do modelo de Fernandes et. al. (1983) para escoamento vertical em padrão golfadas de ar e água requer o pré-estabelecimento de variáveis, sem as quais não é possível compatibilizar o número de incógnitas e equações formuladas. Este modelo considera as seguintes simplificações:

- O escoamento está representado por uma unidade característica, composta de uma bolha de Taylor e o filme de líquido que a circunda, e do pistão com gás disperso em forma de pequenas bolhas.
- O escoamento é adiabático.
- O escoamento é simétrico em relação à linha de centro do tubo.
- As bolhas dispersas no pistão de líquido estão uniformemente distribuídas ao longo de seu comprimento.
- O pistão de líquido pode ser tratado como um escoamento bifásico em bolhas.
- A bolha de Taylor é considerada cilíndrica.
- A velocidade da bolha de Taylor é superior a velocidade das bolhas dispersas no pistão de líquido.
- O filme de líquido que escoam na periferia da bolha de Taylor tem espessura constante e não tem gás disperso.
- A taxa de agregação de bolhas no topo da bolha de Taylor é igual a taxa de desprendimento na base.
- A velocidade do líquido no filme ao redor da bolha de Taylor é sempre descendente.
- A densidade e viscosidade do gás são consideradas constantes, na bolha de Taylor e no pistão de líquido em relação às mesmas propriedades do líquido, fazendo que o, a gradiente de pressão por atrito é desprezível na região da bolha de Taylor.
- Não há expansão da bolha de Taylor associada ao gradiente de pressão.
- A variação de comprimento entre diversas bolhas de Taylor e golfadas de líquido é pequena a ponto de que a média destes valores representa bem o escoamento.

Quando o gás e o líquido escoam sob determinadas vazões, o padrão de escoamento intermitente em regime de golfadas de líquido pode ocorrer. Este padrão de golfadas é composto por seqüências de bolhas alongadas de gás seguidas sucessivamente por pistões de líquido. Um diagrama esquemático de uma célula unitária (bolha e pistão de líquido) é mostrado na Fig. (1).

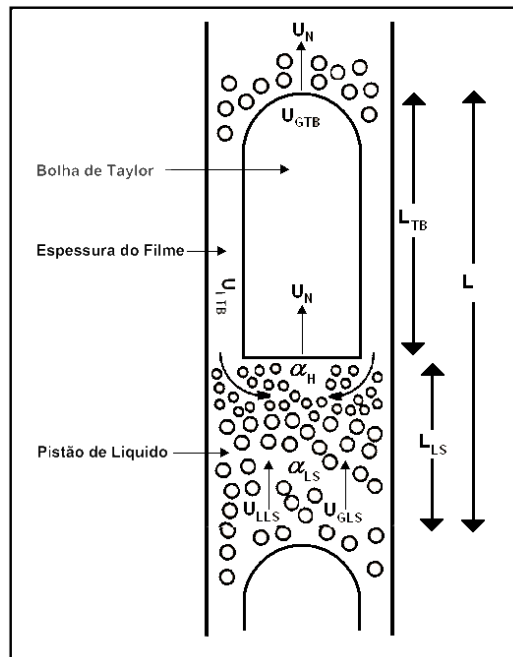


Figura 1. Célula Unitária no interior de uma tubulação vertical.

Por simplicidade apresentamos a seguir os significados das variáveis identificadas pela Fig. (1). Comprimento da bolha de Taylor  $L_{TB}$ , comprimento do pistão de líquido  $L_{LS}$ , comprimento da unidade de escoamento pistonado  $L$ , fração de vazio da bolha de Taylor  $\alpha_H$ , fração de vazio do pistão de líquido  $\alpha_{LS}$ , velocidade de gás na bolha de Taylor  $U_{GTB}$ , velocidade de gás no pistão de líquido  $U_{GLS}$ , velocidade de líquido no filme ao redor da bolha de Taylor  $U_{LTB}$ , velocidade de líquido no pistão de líquido  $U_{LLS}$ , velocidade de deslocamento da bolha de Taylor  $U_N$  e espessura do filme de líquido ao redor da bolha de Taylor  $\delta_L$ .

As variáveis básicas do modelo adotado neste trabalho são brevemente descritas a seguir.

## 2.1. Definição das variáveis

Uma das principais características do escoamento no padrão de golfadas é a intermitência, a intermitência entre o pistão e a bolha é definida pela razão de comprimento da bolha de gás e o comprimento da célula caracterizada pela seguinte equação:

$$\beta = \frac{l_{TB}}{l} \quad (1)$$

A fração de vazio,  $\alpha_{SU}$ , é definida como a razão do volume total do gás da célula unitária pelo volume da célula unitária.

$$\alpha_{SU} = \frac{V_G}{V_{SU}} \quad (2)$$

sendo

$$V_G = l_{TB}A_{GTB} + l_{LS}A_{GLS}, \quad V_{SU} = lA = (l_{TB} + l_{LS})A, \quad (3)$$

onde  $A_{GTB}$  e  $A_{GLS}$  representa a área de seção transversal da bolha Taylor e da seção transversal eficaz ocupada pelo gás no líquido respectivamente. Agora substituindo a Eq. (3) e Eq. (1) na Eq. (2) obtém-se

$$\alpha_{SU} = \beta\alpha_{TB} + (1-\beta)\alpha_{LS} \quad (4)$$

O fluxo volumétrico da mistura na seção, velocidade superficial, é a vazão volumétrica dividida pela área total da seção e representa a velocidade do centro de volume da mistura:

$$U_S = \frac{Q}{A} = \frac{Q_G + Q_L}{A_G + A_L} \quad (5)$$

De maneira similar, define-se o fluxo volumétrico das fases individuais, para a fase gasosa e para a fase líquida, isto é,

$$U_{SL} = \frac{Q_L}{A_L} \quad U_{SG} = \frac{Q_G}{A_G} \quad (6)$$

Para uma unidade de escoamento pistonado, composta de uma bolha de Taylor e um pistão de líquido, o balanço geral de massa de gás e de líquido que atravessam uma seção transversal do tubo pode ser escrito da seguinte forma:

$$U_{SL} = (1-\beta)(1-\alpha_{LS})U_{LLS} - \beta(1-\alpha_{TB})U_{LTB} \quad (7)$$

Importante ressaltar que  $U_{SL}$  é a velocidade superficial do líquido considerando-se apenas uma unidade característica do escoamento pistonado. Multiplicada pela área da seção transversal do tubo e pela massa específica do líquido, determina-se a vazão restrita a esta unidade. A mesma consideração é válida para a velocidade superficial do gás.

$$U_{SG} = \beta\alpha_{TB}U_{GTB} + (1-\beta)\alpha_{LS}U_{GLS} \quad (8)$$

A bolha de Taylor se desloca através da mistura bifásica de pistão de líquido na velocidade,  $U_N$ , que é maior que a da fase líquida ou gasosa que compõem o pistão. Portanto relações de continuidade independentes podem ser escritas considerando o escoamento relativo ao nariz da bolha de Taylor. Assim, para a fase líquida temos:

$$(U_N - U_{GLS})\alpha_{LS} = (U_N - U_{GTB})\alpha_{TB} \quad (9)$$

A Eq. (9) significa que num sistema de coordenadas que se desloca numa velocidade ascendente,  $U_N$ , a vazão de líquido que se aproxima do nariz da bolha de Taylor a partir do pistão de líquido é igual á vazão de líquido em queda pelo filme. Aplicando o mesmo procedimento para a fase gasosa, temos:

$$(U_N - U_{LLS})(1-\alpha_{LS}) = (U_N + U_{LTB})(1-\alpha_{TB}) \quad (10)$$

Desatendendo a queda da pressão na bolha do gás, a soma do hidrostático e a contribuição da fricção na região do filme podem ser expressas como a queda da pressão da mistura (Dukler e Hubbard, 1975; Nicholson et. al., 1978, Fernandes et. al., 1983).

$$(\Delta P)_M = \rho_L (1 - \alpha_{TB}) (U_N + U_{LTB}) (U_N + U_M) \quad (11)$$

Então a queda de pressão total através da unidade do slug pode ser escrita como

$$(\Delta P)_{SU} = \frac{\rho_{LS} (1 - \alpha_{LS}) U_M^2 f_{LS} L_{LS}}{2D} + \rho_{LS} g L_{LS} + (\Delta P)_M \quad (12)$$

Este método foi usado por Fernandes et. al. (1983), Sylvester (1987). Barnea (1990) comparou os resultados da queda de pressão para a espessura do filme constante com as soluções mais exatas. O fator da fricção segue a equação de Zigrang-Sylvester que é uma representação explícita do diagrama Moody.

$$f_{LS} = \frac{1}{\left[ 2.0 \log \left\{ \frac{\epsilon/D}{3.7} - \left( \frac{5.02}{Re_{LS}} \right) \log \left( \frac{\epsilon/D}{3.7} + \frac{5.02}{Re_{LS}} \right) \right\} \right]^2} \quad (13)$$

onde

$$Re_{LS} = \frac{\rho_L (1 - \alpha_{LS}) U_{LLS} D}{\mu_{LS}} \quad (14)$$

As equações constitutivas fornecem as informações necessárias para o fechamento do modelo algébrico. A seguir apresentam-se as equações que são baseadas em dados experimentais.

## 2.2. Relações Constitutivas

A velocidade da bolha é uma das grandezas do escoamento intermitente a qual vem sendo estudada intensivamente por diversos pesquisadores por meio de estudos teóricos e experimentais. A velocidade da bolha é responsável pelo transporte da grande maioria da fase gasosa no escoamento intermitente.

Os primeiros estudos experimentais relacionados ao movimento da bolha de gás no escoamento foram realizados por Dumitrescu (1943) e Daves e Taylor (1950). Posteriormente Nicklin et. al. (1962) determino experimentalmente uma correlação que descreveria o comportamento da velocidade de translação de uma única bolha inserida em meio líquido escoando verticalmente.

$$U_N = C_o (U_{SG} + U_{SL}) + C_\infty (gD)^{\frac{1}{2}} \quad (15)$$

A velocidade média de translação da bolha,  $U_N$ , é amplamente aceita e confirmada por diversos trabalhos subsequentes (Bendixsen, 1984). Na Eq. (15)  $C_o$  e  $C_\infty$  são constantes e  $D$  é o diâmetro da linha. Esta relação aplica-se tanto para escoamento horizontal, inclinado ou vertical, ascendente ou descendente. Ela propõe que a velocidade de translação da bolha é proporcional a velocidade do pistão de líquido a sua frente mais um termo de deslizamento proporcional a  $(gD)^{\frac{1}{2}}$ .

Nicklin et. al. (1962) determina os valores de  $C_o$  e  $C_\infty$  como 1.2 e 0.35, Fernandes et. al. (1983) propõe o valor de  $C_o$  e  $C_\infty$  como 1.29 e 0.35, esta correlação é similar á relação fundamental do modelo de deslizamento de Zuber e Findlay (1965).

A velocidade média da ascensão da bolha dispersada no slug líquido  $U_{GLS}$  é a soma da velocidade líquida média do slug líquido  $U_{LLS}$  e da velocidade do flutuabilidade da bolha,  $U_o$ . Daqui

$$U_{GLS} = U_{LLS} + U_o \quad (16)$$

Para um grupo de bolhas, Zuber e Hench (1962), adotada também por Fernandes et. al. (1983) e Sylvester (1987) encontraram que  $U_o$  é dependente do  $\alpha_{LS}$  e deram a seguinte expressão:

$$U_{GLS} = U_{LLS} + 1.53 \left[ \frac{\sigma g (\rho_L - \rho_G)}{\rho_L^2} \right]^{1/4} (1 - \alpha_{LS})^{1/2} \quad (17)$$

Brotz (1952) propõe uma correlação para estimar a espessura do filme de líquido dentro de tubos verticais de vários diâmetros em regime turbulento. A correlação proposta é dada por:

$$\delta_L \left( \frac{g}{v_L^2} \right)^{1/3} = \left( \frac{3 \text{Re}_f^2}{590} \right)^{1/3} \quad (18)$$

onde:

$$\text{Re}_f = \frac{\delta_L U_{LTB}}{v_L} \quad (19)$$

substituindo a Eq. (19) na Eq. (18) e relacionando  $\delta_L$  com a fração de vazão da bolha de Taylor, tem-se

$$\delta_L = \frac{D}{2} \left( 1 - \alpha_{TB} \right)^{1/2} \quad (20)$$

$U_{LTB}$  é representado por:

$$U_{LTB} = 9.916 \left[ gD \left( 1 - \alpha_{TB} \right)^{1/2} \right]^{1/2} \quad (21)$$

O modelo de Fernandes apresenta um sistema 17 equações, mas para obter solução de um sistema composto de 8 equações (Eq. (4), Eq. (7), Eq. (8), Eq. (9), Eq. (10), Eq. (15), Eq. (17) e Eq. (21)), que contem 9 incógnitas ( $U_N$ ,  $U_{LLS}$ ,  $U_{GLS}$ ,  $U_{GTB}$ ,  $U_{LTB}$ ,  $\alpha_{SU}$ ,  $\beta$ ,  $\alpha_{TB}$  e  $\alpha_{LS}$ ) ele propõe o valor de  $\alpha_{LS} = 0.25$ . As três primeiras incógnitas são obtidas de forma explicitamente, mas para obter  $\alpha_{TB}$  tem-se que resolver a Eq.(22), esta equação é obtida depois de alguns cálculos algébricos.

$$U_N (1 - \alpha_{TB}) = (U_N - U_{LLS}) (1 - \alpha_{LS}) - 9.916 \left[ gD \left( 1 - \alpha_{TB} \right)^{1/2} \right]^{1/2} (1 - \alpha_{TB}) \quad (22)$$

Obviamente a Eq. (22) trata-se de uma equação implícita, isto é, a variável  $\alpha_{TB}$  aparece nos dois membros da equação, de forma não ser possível explicitá-la. O método iterativo empregado para resolver a equação implícita foi o método de bissecção ou método de Bolzano.

Depois de obter o valor de  $\alpha_{TB}$  se podem obter facilmente as outras variáveis.

### 3. CIRCUITO EXPERIMENTAL

O aparato experimental utilizado para o estudo do padrão golfadas na vertical que ocorre no escoamento bifásico esta instalado no Laboratório do 2PFG-UNICAMP. O aparato experimental consiste da seção de testes, tanques de armazenagem, misturadores, válvulas de controle, bombas, compressores e instrumentação de pressão, temperatura, vazão e nível. A seção de testes constitui-se de uma tubulação de acrílico transparente que permite a visualização dos fenômenos, esta posicionada na vertical com 26mm de diâmetro interno e comprimento total de 306 diâmetros livres.

Uma bomba centrífuga recebe água do reservatório e descarrega na linha com pressão, temperatura e a vazão mássica monitoradas. Ar comprimido a uma pressão de 8Barg é fornecido à seção de testes com pressão, temperatura e vazão monitorados. Posicionado na extremidade inferior da seção de testes um misturador de gás e líquido. As medidas das propriedades são realizadas em duas estações de medição localizadas a 77 e a 257 diâmetros livres a jusante do misturador ar-água. Cada estação de medição possui dois sensores de impedância espaçados axialmente de 4D e um sensor de pressão.

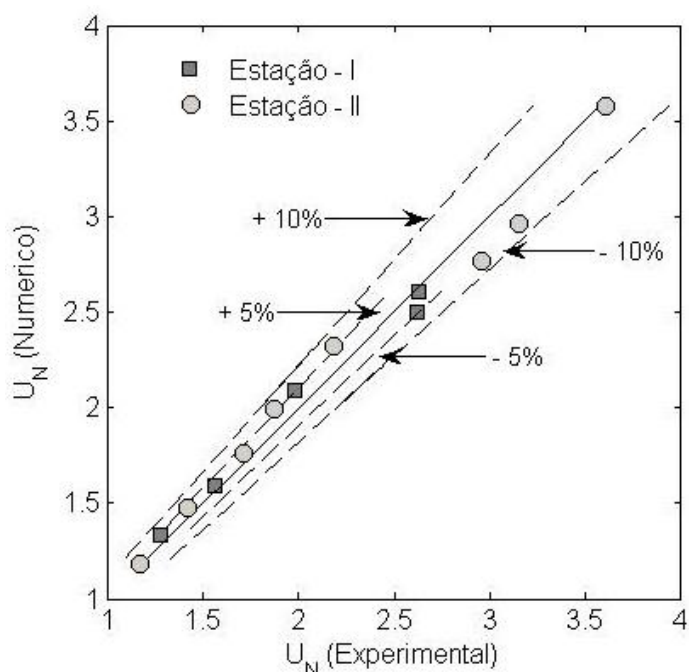
Os sensores de impedância fazem a detecção da passagem de ar e água na estação por meio da variação da impedância do meio. Os sinais dos sensores gêmeos são digitalizados, adquiridos e processados fornecendo os comprimentos das bolhas e dos pistões que passaram pela estação de medição assim como a velocidade da bolha e o período da passagem de um pistão seguido por uma bolha. Os sinais analógicos dos sensores são adquiridos a uma

freqüência de amostragem de 3KHz por um período de 120s. Em cada ponto experimental a aquisição é repetida três vezes por um sistema garantindo as amostras uma população de no mínimo 200 bolhas. Detalhes sobre o sistema de aquisição dos sinais e do processamento são descritos em Rosa et. al. (2001) e Rosa (2002).

#### 4. RESULTADOS

Os resultados numéricos foram comparados com o estudo experimental de escoamento vertical em golfadas de ar e água que foi feito numa tubulação vertical de acrílico com 8m de extensão e diâmetro interno de 26mm. As vazões de ar e de água empregadas nos testes variaram entre 30 e 220cm/s e 30 e 120cm/s, respectivamente; nesta faixa de velocidades corresponde a zona de ocorrência do padrão golfada. Os parâmetros que descrevem as estruturas de ar e água presentes nas golfadas tais como comprimentos das bolhas, comprimentos dos pistões, velocidades da bolha, pressão nas estações de medição, freqüência foram medidos com sondas duplas de impedância.

Na Fig. (2) mostra-se a comparação entre a velocidade da bolha experimental e a numérica baseada na Eq. (15), para as estações 1e 2. No modelo de Fernandes os valores das constantes  $C_0$  e  $C_\infty$  nas estações 1 e 2 são: 1,29 e 0,35. Para estes valores o RMS (Raiz Quadrática Média) foi 24,0% e 31,5%. A equação da velocidade média do nariz da bolha foi modificada para diminuir o RMS. As constantes  $C_0$  e  $C_\infty$  foram modificadas baseadas na velocidade experimental torno-se para 1,10 e 0,35. Com esta modificação o RMS diminuiu para 4,7% e 8,6%.



**Figura 2. Comparação entre valores numéricos e experimentais da velocidade da bolha na estação I e II.**

A velocidade da bolha é um parâmetro muito importante por que o valor incorreto deste valor propagara o erro para as demais variáveis. Os cálculos apresentados a continuação consideram a variação das constantes  $C_0$  e  $C_\infty$ .

Uma das principais características do escoamento no padrão de golfadas é a alternância entre o pistão de água e a bolha de ar. Esta alternância é caracterizada por meio do fator de intermitência  $\beta$  definido na Eq. (1). Na Fig. (3) mostra-se a comparação entre o fator de intermitência experimental e a numérica, para as estações 1e 2.

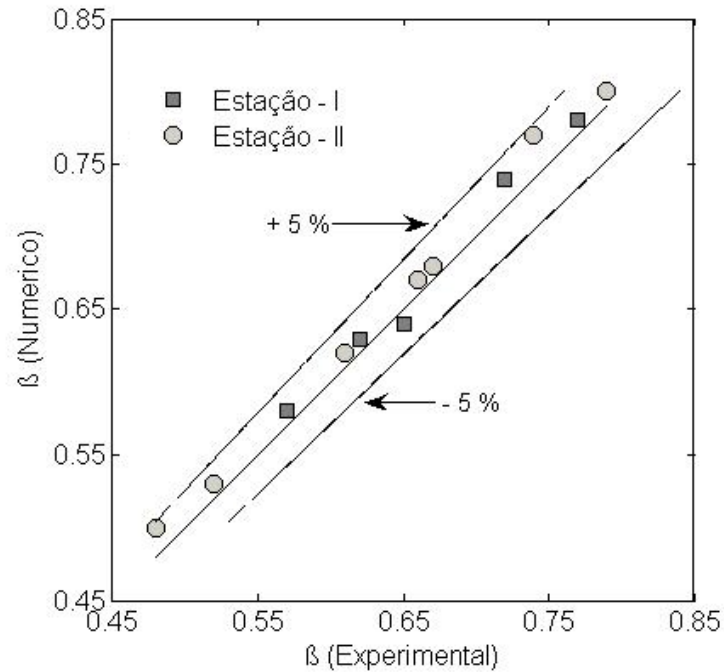


Figura 3. Comparação entre valores numéricos e experimentais do fator de intermitência na estação I e II.

O valor do RMS para o fator de intermitência nas estações 1 e 2 são: 1.3% e 1.5%. Valores de  $\beta$  inferiores a 0,4 mostram um desvio do comportamento linear. Atribui-se este comportamento porque o comprimento relativo da bolha é cada vez menor e o padrão de golfadas aproxima-se de sua transição para bolhas dispersas.

A Fig. (4) mostra a comparação entre a gradiente de pressão medido experimental e a gradiente obtida numericamente, os dados obtidos apresentam uma concordância melhor que 10%. Como se pode observar os dados não apresentam uma tendência definida, encontram se acima e abaixo da linha de simetria.

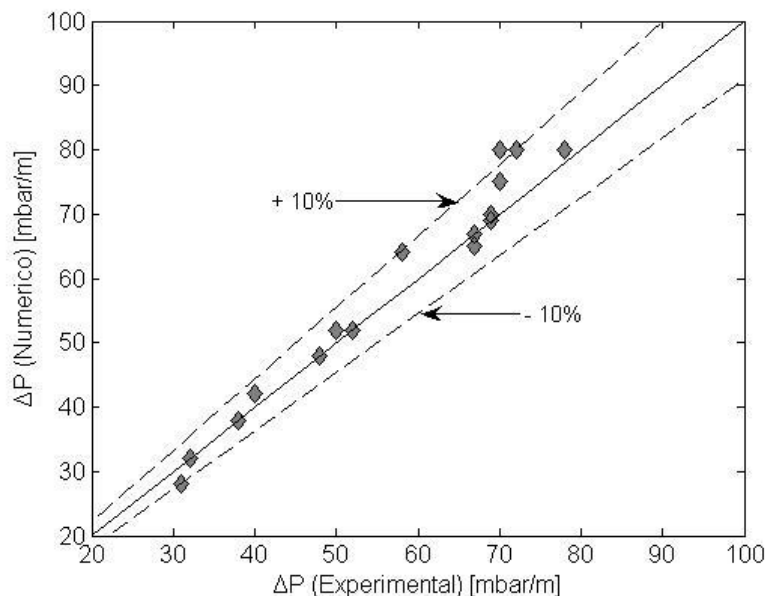


Figura 4. Comparação entre valores numéricos e experimentais do gradiente de pressão.

## 5. CONCLUSÕES

O modelo de célula unitária de fato representa o fenômeno físico do escoamento em regime de golfadas, mas a precisão deste modelo se mostra fortemente dependente das relações auxiliares de fechamento.

A velocidade da bolha é um parâmetro muito importante por que o valor incorreto deste propagara o erro para as demais variáveis.

Os valores médios da velocidade da bolha, fator de intermitência e a queda da pressão total obtidos numericamente estão de acordo com os dados experimentais e com valores reportados na literatura.



As condições de escoamento escolhido no estudo de Fernandes et. al. (1983) são limitadas a uma faixa estreita. Os resultados obtidos no presente trabalho mostram que o modelo de Fernandes é bom na faixa de  $\beta$  (0,5-0,9); pontos abaixo de  $\beta = 0,4$  são subestimados.

## 6. AGRADECIMENTOS

Os autores agradecem o apoio recebido pela Petrobras sob contrato no. 0050.0030935.07.2 para realização deste trabalho.

## 7. REFERÊNCIAS

- Barnea D. "Effect of bubble shape on pressure drop calculations in vertical flow." *Int. J. Multiphase Flows* 16, n. 1 (1990): 79-89.
- Bendiksen K. H. "An Experimental Investigation of the Motion of Long Bubbles in Inclined Tubes." *Int. J. Multiphase Flow* 4 (1984): 467-483.
- Brotz W. "Über die Vorausberechnung der Absorptionsgeschwindigkeit von Gasen in stromenden Flüssigkeitsschichten." *Chem. Ing. Tech* 26 (1952).
- Davies R., Taylor G. "The Mechanics of Large Bubbles Rising through Extended Liquids and through Liquids in Tubes." *Proc. Soc. London* 200, no. 1062 (1950): 375-390.
- Dukler A. E., Hubbard M. G. "A model for gas-liquid slug in horizontal and near horizontal tubes." *Ind. Eng. Chem. Fundam.* 14, no. 4 (1975): 337-347.
- Dumitrescu D. T. "Strömung an einer Luftblase im senkrechten Rohr." *Journal of Applied Mathematics and Mechanics* 23, no. 3 (1943): 139-149.
- Fernandes R. C. et al. "Hydrodynamic Model for Gas-Liquid Slug Flow in Vertical Tubes." *AIChE Journal* 29, no. 6 (1983): 981-989.
- Nicholson M. K., Aziz K., Gregory G. A. "Intermittent Two Phase Flow in Horizontal Pipes: Predictive Models." *Can. J. Chem. Eng.* 56 (1978): 653-663.
- Nicklin D. J., Wilkes J. O., Davidson J. F. "Two-Phase Flow in Vertical Tubes." *Trans. Inst. Chem. Eng.* 40 (1962): 61-68.
- Rosa E. S., "Flow Structure in the Horizontal Slug Flow", IX congresso brasileiro de engenharia e ciências térmicas, ENCIT, 2002, 1-11.
- Rosa E.S., Morales E.R, Melo A.I., et al. "The Evolution of Horizontal Slug Flow.", XVI Congresso Brasileiro Eng. Mecânica, COBEM, Uberlândia, 2001, 1-10.
- Sylvester N. D. "A Mechanistic Model for Two-Phase Vertical Slug Flow in Pipes." *Transaction of ASME* 109 (1987): 206-213.
- Wallis G. B. *One-dimensional two-phase flow*. New York: McGraw-Hill Book Comp, 1969.
- Zuber N., Findlay J. A. "Average Volumetric Concentration in Two-Phase Flow Systems." *J. Heat Transfer* 87 (1965): 453-468.
- Zuber N., Hench J. "Steady state and transient void fraction of bubbling systems and their operating limits." General Electric Company Report No. 62GL 100 (1962).

## 8. DIREITOS AUTORAIS

Os autores são os únicos responsáveis pelo conteúdo do material impresso incluído no seu trabalho.



## NUMERICAL STUDY OF VERTICAL FLOW IN SLUG PATTERN OF AIR-WATER MIXTURE

Navarro J. G, [jjgn2010@gmail.com](mailto:jjgn2010@gmail.com)

Universidade Estadual de Campinas-UNICAMP. Rua Mendeleiev, s/n, Cidade Universitária "Zeferino Vaz", Barão Geraldo, Campinas-SP, Caixa Postal:6122, CEP:13.083-970

**Abstract.** *The objective of this work is to assess the performance of the Fernandes' model against experimental data taken for upward vertical air-water mixture flowing in the slug pattern. Fernandes' model is a well known model, based on the unit cell concept, developed to vertical slug flows. It is recognized by prediction of the lengths of the elongated gas bubble and of the aerated liquid piston, bubble frequency, bubble velocity and pressure drop. The numerical predictions are compared against experimental data taken in a vertical test section 280 pipe diameter long with a pipe diameter of 26mm. The averaged pressure drop and the instantaneous sizes, velocity and frequency are experimentally determined by using pressure transducers and paired impedance meters. The data comparison discloses the weak and the strong features of the Fernandes' model.*

**Keywords:** slug flow, Fernandes' model, unit cell.