

## POSTER PRESENTATION

- |     |                                                                                                                                                        |                     |
|-----|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|---------------------|
| PO1 | <a href="#">Prediction Of Distribution Parameter And Drift Velocity In A Upward-Vertical Dispersed Two-Phase Flow In A Large Diameter Annular Duct</a> | <a href="#">PDF</a> |
| PO2 | Hydrocarbons Solubility In Non Aqueous Fluids Impact In Influxes Detection While Drilling                                                              | <a href="#">PDF</a> |
| PO3 | Hydrodynamic Aspects Of Two-Phase Flow Across Tube Bundles                                                                                             | <a href="#">PDF</a> |
| PO4 | Review On Applications Of Wire-Mesh Sensor In Multiphase Flows                                                                                         | <a href="#">PDF</a> |
| PO5 | Comparative Study Of The Superficial Velocity Of Air Bubbles In Horizontal Two-Phase Flow: Level Set Method And Wire-Mesh Sensor                       | <a href="#">PDF</a> |
| PO6 | Experimental Validation Of The Algorithm For Bubbles Identification From Wire-Mesh Sensor Data                                                         | <a href="#">PDF</a> |
| PO7 | Identification Of Patterns Two-Phase Flow Using Theoretical And Experimental Data And Artificial Neural Networks                                       | <a href="#">PDF</a> |
| PO8 | Experimental Investigation Of Spray Cooling Of Plain And Enhanced Surfaces                                                                             | <a href="#">PDF</a> |
| PO9 | Flow Boiling Instabilities In Microchannels                                                                                                            | <a href="#">PDF</a> |



## PREVISÃO DO COEFICIENTE DE DISTRIBUIÇÃO E VELOCIDADE DE DESLIZAMENTO EM ESCOAMENTO BIFÁSICO DISPERSO VERTICAL ASCEDENTE EM DUTO ANULAR DE GRANDE DIÂMETRO.

S. Conti C.<sup>1</sup>, F.A.A Mendes<sup>2</sup>, O.M.H. Rodriguez<sup>3</sup>

Departamento de Engenharia Mecânica, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo  
Av. Trabalhador São Carlense, 400, 13566-970, São Carlos-SP, Brasil  
<sup>1</sup>savider@gmail.com, <sup>2</sup>faamendes@gmail.com, <sup>3</sup>oscarmhr@sc.usp.br

### RESUMO

Neste trabalho encontra-se um estudo do padrão de escoamento em bolhas em duto anular. Os trabalhos sobre escoamento bifásico em geometria anular são mais escassos, especialmente quando se trata de dutos anulares de grande dimensão. Diante desta constatação, modelos elaborados para dutos de seção circular foram aplicados na previsão do coeficiente de distribuição e da velocidade de deslizamento em um duto anular de grande dimensão. Os resultados obtidos com estes modelos foram confrontados com dados experimentais coletados neste trabalho. Apesar das equações utilizadas terem sido desenvolvidas para escoamento em bolhas, alguns dos resultados, por elas fornecidos, apresentaram desvios maiores que 89%. O objetivo final deste trabalho é a proposição de equações para que se possa prever o comportamento do escoamento em dutos anulares, tendo como foco o padrão bolhas.

### INTRODUÇÃO

O escoamento bifásico é muito importante para vários ramos industriais, como na indústria de refrigeração, petrolífera, química e nuclear [1]. As misturas gás-líquido podem escoar em diversas configurações geométricas, as quais são chamadas de padrões de escoamento, e que, ao longo dos anos, receberam diversas classificações.

No presente trabalho, estudou-se o padrão de escoamento em bolhas dispersas em um duto anular. A maior parte dos estudos realizados em dutos anulares foram desenvolvidos para a área de refrigeração, com o intuito de otimizar a transferência de calor, [2] e [3]. Entretanto, os diâmetros utilizados nesses estudos são muito pequenos. Os poucos trabalhos existentes na literatura em dutos anulares de grande dimensão são, em sua maioria, experimentais, utilizando-se uma mistura ar-água. Como exemplos de aplicação, têm-se o escoamento da lama de perfuração no espaço anular durante o processo de perfuração de poços de petróleo, a produção de petróleo em sistemas *pipe-in-pipe* e a separação de gás submarina em separadores do tipo *shroud* invertido [4].

Trabalharemos com o modelo de mistura (*drift-flux*), pois se trata de um modelo promissor para o desenvolvimento de códigos numéricos para a previsão do comportamento de escoamentos bifásicos [5].

### EXPERIMENTAL

#### Corpo do Texto

O trabalho experimental foi realizado no laboratório de escoamentos multifásicos do Núcleo de Engenharia Térmica e Fluidos - NETeF da EESC-USP, o qual consta com uma instalação experimental em estado operacional para a simulação da operação de um separador *shroud* invertido. A montagem experimental utilizada no presente trabalho é

composta basicamente pelo separador ilustrado na Figura 1 e pelos equipamentos esquematizados na Figura 2. O duto anular estudado no presente trabalho tem um diâmetro hidráulico de 0,036 m e é formado por um duto circular com diâmetro interno de 0,111m e outro com diâmetro externo de 0,075m posicionados concentricamente. Foram coletados a velocidade superficial, as densidades dos fluidos de trabalho, e as medidas de fração de vazio de 50 pontos experimentais. As medidas de fração de vazio foram realizadas por meio da técnica de válvulas de fechamento rápido.

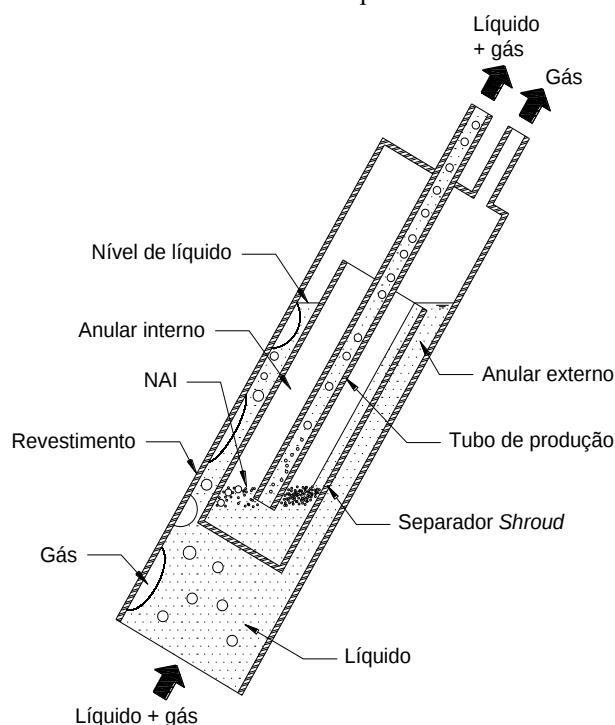


Figura 1: Distribuição geométrica do separador *shroud* invertido apresentado por [4].

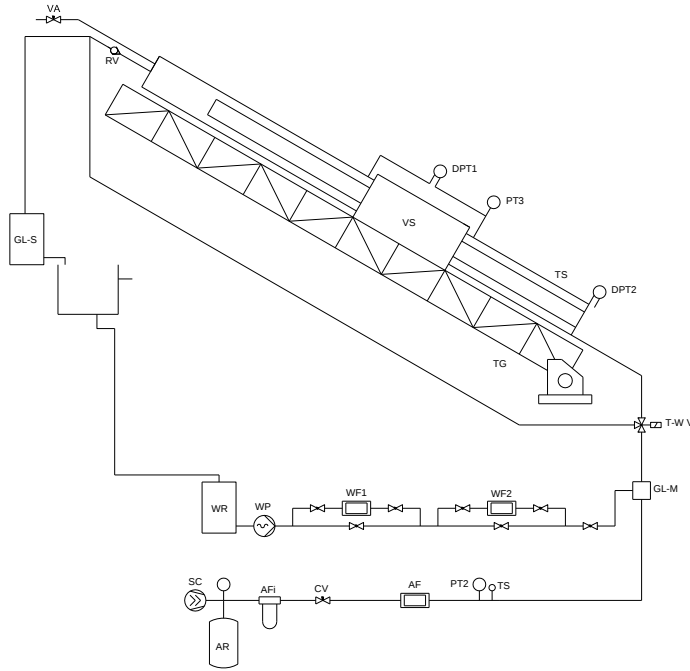


Figura 2: Esquema do circuito experimental utilizado – NETeF-EESC-USP.

| Símbolo | Componente                             |
|---------|----------------------------------------|
| VA      | Válvula de alívio                      |
| RV      | Válvula do retorno                     |
| DPT1    | Transdutor de pressão diferencial      |
| PT3     | Transdutor de pressão diferencial      |
| VS      | Seção de visualização                  |
| TS      | Seção de teste                         |
| DPT2    | Transdutor de pressão diferencial      |
| TG      | Estrutura metálica                     |
| GL-S    | Separador gás-líquido                  |
| T-WV    | Válvula diversora                      |
| WR      | Reservatório de água                   |
| WP      | Bomba d'água                           |
| WF1     | Medidor de vazão de água (baixa vazão) |
| WF2     | Medidor de vazão de água (alta vazão)  |
| GL-M    | Misturador água-ar                     |
| SC      | Compressor de ar tipo parafuso         |
| AR      | Tanque de ar                           |
| AFi     | Filtro de ar                           |
| CV      | Válvula reguladora de ar               |
| AF      | Medidor de vazão de ar                 |
| PT2     | Transdutor de pressão diferencial      |
| TS1     | Medidor de temperatura                 |

## MODELO

Atualmente, há três modelos básicos para a modelagem de escoamentos bifásicos. De acordo com Lima [5] tais modelos são produtos de simplificações realizadas no modelo de dois fluidos, são eles: modelo Homogêneo, modelo de Fases Separadas e o modelo *Drift Flux* (ou modelo de deslizamento ou, ainda, modelo de mistura).

O modelo homogêneo, que foi proposto por Wallis [6], trata as fases, escoando num mesmo duto, como sendo uma só, ou seja, o escoamento é considerado monofásico e é tratado como um pseudo fluido, o qual não necessariamente possui quaisquer características dos fluidos que o compõe.

No modelo de dois fluidos, as fases são consideradas separadamente, por isso nesse modelo além de cada fase ter suas próprias equações há também as equações para as interações interfaciais, que quando escolhidas erroneamente podem causar instabilidades numéricas. Essas instabilidades são contornadas formulando as equações em termos da velocidade de deslizamento [7].

A equação de fechamento do modelo de mistura é determinada pelo coeficiente de distribuição ( $Co$ ) e pela velocidade de deslizamento ( $\tilde{V}_{gj}$ ). Esses parâmetros podem ser obtidos graficamente com o conhecimento da fração de vazio ( $\alpha$ ).

Em se tratando do padrão de escoamento em bolhas, segundo Hasan e Kabir [8], embora muitos pesquisadores tenham calculado a fração de vazio e a perda de carga através do modelo homogêneo, a fase gasosa frequentemente escoar na região central com uma velocidade maior do que a velocidade da mistura, havendo certo deslizamento entre as fases. Tem-se ainda que, de acordo com Hibiki e Ishii [9], o modelo de mistura é uns dos melhores e mais precisos para se analisar escoamentos bifásicos.

## Correlações

Do artigo de Zuber e Findlay [10], tem-se as equações gerais para o escoamento bifásico disperso em regime permanente e adiabático. Algumas destas expressões foram derivadas das Eqs.(1) e (2) de Behringer, ([11] *apud* [10]). Zuber e Findlay atribuem a Behringer o pioneirismo em considerar o efeito da velocidade relativa entre as fases.

$$v_g = \frac{Q_l}{A} + \frac{Q_g}{A} + v_{\infty} \quad (1)$$

$$\alpha = \frac{Q_g/A}{v_g} \quad (2)$$

A Eq.(1) foi também refinada por outros pesquisadores, como por exemplo Griffith e Wallis [12], que propuseram a velocidade terminal da bolha ( $v_{\infty}$ ) como sendo a velocidade da bolha de Dimetrescu-Taylor para o padrão pistonado. Ainda em [10] encontra-se as Eqs. (3), (4), (6), (7), (8); Que são, respectivamente, as definições para velocidade superficial de gás ( $j_g$ ), valor médio de um vetor ou escalar em uma secção espacial ( $\langle F \rangle$ ), velocidade *in-situ* do gás, coeficiente de distribuição ( $Co$ ), velocidade de deslizamento ponderada ( $\tilde{V}_{gj}$ ) e velocidade da mistura ( $J$ ).

$$j_g = \alpha v_g \quad (3)$$

$$\langle F \rangle = \frac{1}{A} \int_A F dA \quad (4)$$

$$v_g = \frac{j_g}{\alpha} = CoJ + \tilde{V}_{gj} \quad (5)$$

$$Co = \frac{\langle \alpha j \rangle}{\langle \alpha \rangle \langle j \rangle} \quad (6)$$

$$\tilde{V}_{gj} = \frac{\langle \alpha V_{gj} \rangle}{\langle \alpha \rangle \langle V_{gj} \rangle} \quad (7)$$

$$J = j_g + j_l \quad (8)$$

As expressões deduzidas por Kataoka e Ishii [13], que estudaram o modelo de mistura em duto de diâmetro grande, não puderam ser usadas, pois as condições iniciais do presente trabalho não eram compatíveis. No entanto, encontram-se as Eqs. (9)-**Erro! Fonte de referência não encontrada.**, desenvolvidas por Ishii ([14] *apud* [13] [7]).

Para um escoamento em bolhas completamente desenvolvido, Ishii [14] formulou a seguinte equação para o coeficiente de distribuição:

$$Co = 1,2 - 0,2 \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}} \quad (9)$$

e especificamente para o Padrão bolhas

$$\tilde{V}_{gj} = \sqrt{2} \left( \frac{\sigma g \Delta \rho}{\rho_l^2} \right)^{\frac{1}{4}} (1 - \alpha)^{7/4} \quad (10)$$

Além disso, depois de algumas considerações e mais alguns dados experimentais, Ishii [14] reformulou a Eq. (9) para:

$$Co = \left( 1,2 - 0,2 \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_g}} \right) (1 - e^{-18\langle \alpha \rangle}) \quad (11)$$

Vale ressaltar que a velocidade de deslizamento para a fase gasosa é por definição a diferença entre a velocidade *in situ* da fase ( $v_g$ ) e a velocidade da mistura ( $J$ ), ou seja:

$$V_{gj} = v_g - J \quad (12)$$

## RESULTADOS

### Dados experimentais

Os testes realizados com a seção de testes posicionada na vertical encontram-se sintetizados na Figura 3. Na Figura 4 tem-se a velocidade *in-situ* do gás, calculada com a Eq.(3), em função da velocidade da mistura, obtida através da Eq.(8).

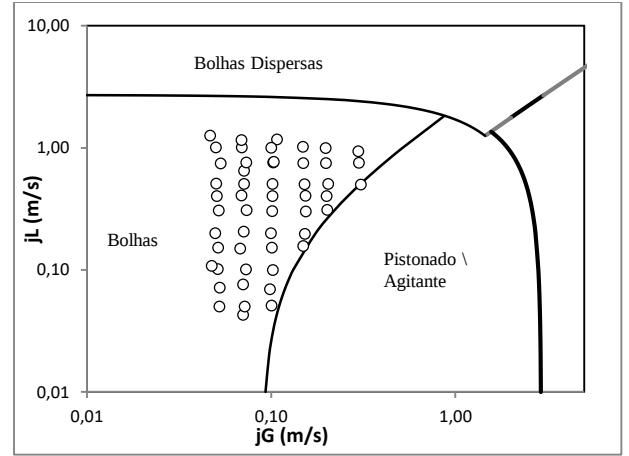


Figura 3: Pontos experimentais deste trabalho

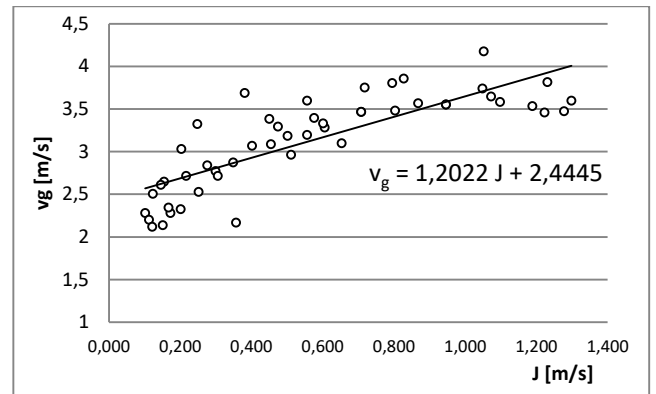


Figura 4: Velocidade *in situ* do gás ( $v_g$ ) versus velocidade da mistura ( $J$ ).

Através da Figura 4, tem-se que, para o presente caso, o coeficiente de distribuição assume o valor de  $Co=1,2$  e a velocidade de deslizamento média ponderada na área  $\tilde{V}_{gj} = 2,44\text{m/s}$ .

### Correlações

Com base nas Eqs. (9) e (11), foram calculados valores teóricos para o  $Co$ , os quais podem ser vistos na Figura 5, juntamente com  $Co$  obtido através do **Erro! Fonte de referência não encontrada.** o qual é considerado como sendo o experimental.

Com os valores do coeficiente de distribuição e a partir das Eq. (5) e (10) estimamos os valores para a velocidade de deslizamento e as confrontamos no Gráfico 1. No Gráfico 1, pode ser observado o seguinte:

- $V_{gj}$  Eq.(10): valor de  $V_{gj}$  estimado pela Eq. (10);
- $V_{gj}$  Eq.(5)  $Co$  Eq. (9): valor de  $V_{gj}$  estimado pela Eq.(5) a partir do valor de  $Co$  fornecido pela Eq. (9);
- $V_{gj}$  Eq.(5)  $Co$  Eq. (11): valor de  $V_{gj}$  estimado pela Eq.(5) a partir do valor de  $Co$  obtido através da Eq. (11);
- $V_{gj}$  Experimental: valor de  $V_{gj}$  obtido a partir da definição expressa pela Eq.(12);
- Tendência  $V_{gj}$  Exp.: Reta resultante da regressão linear, método dos mínimos quadrados, aplicado aos pontos experimentais;

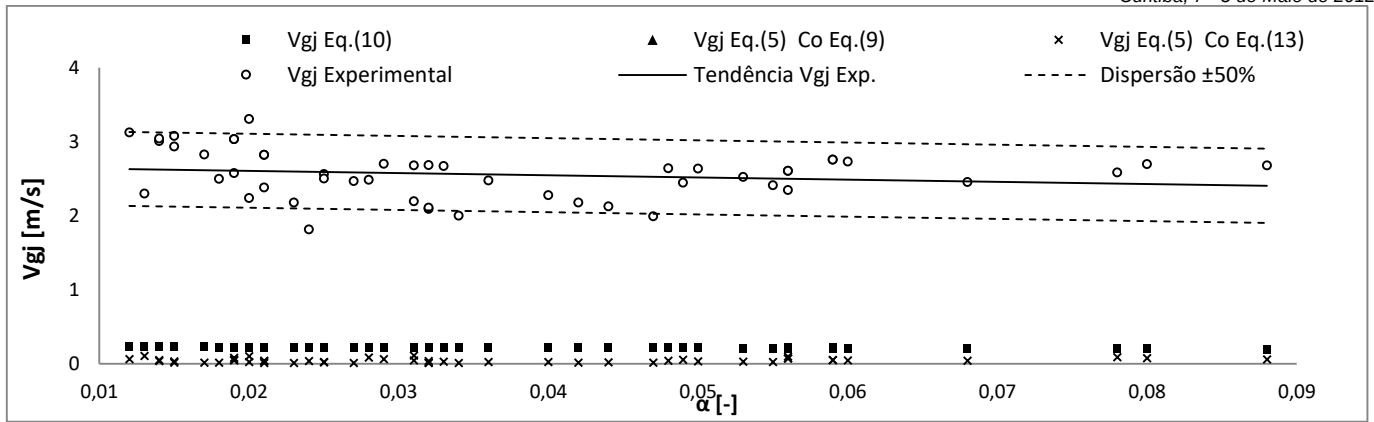


Gráfico 1: Velocidade de deslizamento experimental e previsões teóricas.

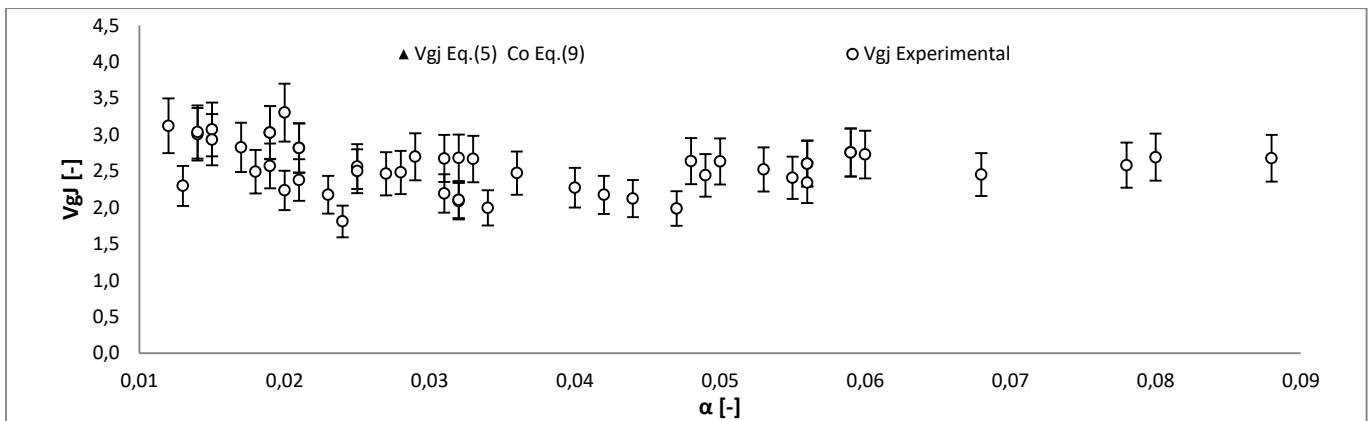


Gráfico 2: Divergência entre os pontos experimentais e os pontos calculados com a Eq.(5) usando o Co fornecido pela Eq. (9). Pontos experimentais com barra de erro de 12%.

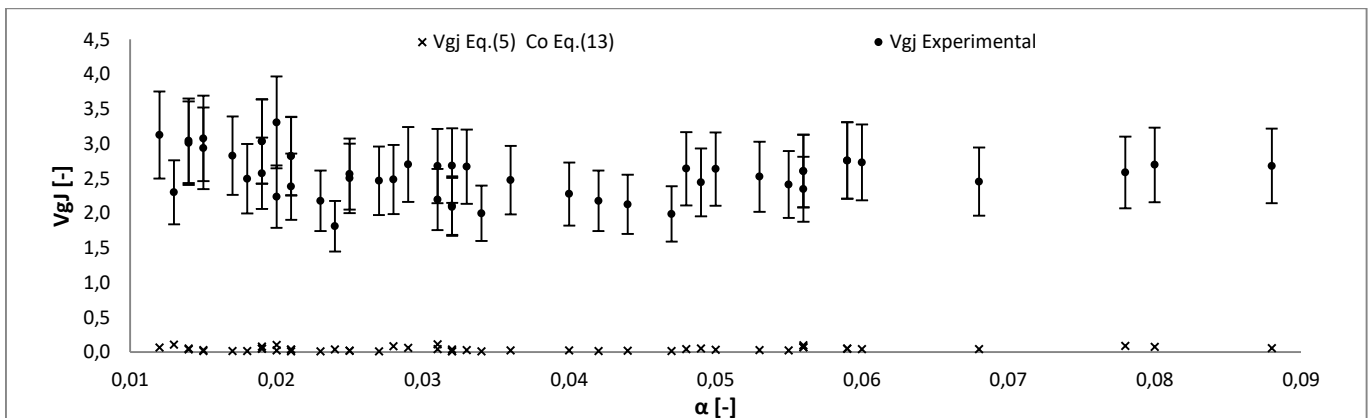


Gráfico 3: Divergência entre os pontos experimentais e os pontos calculados com a Eq.(5) usando o Co fornecido pela Eq.(11). Pontos experimentais com barra de erro de 20%.

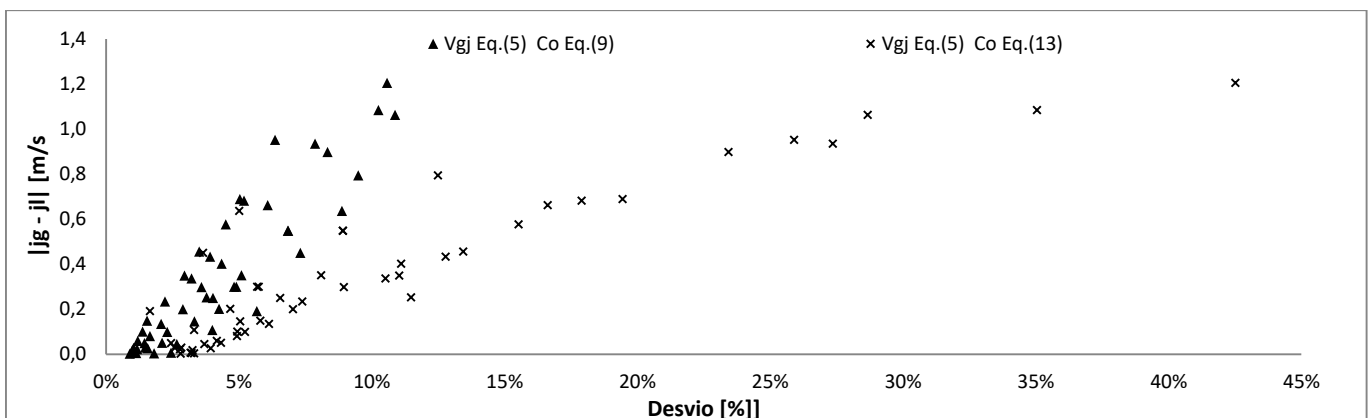


Gráfico 4: Desvio dos valores teóricos para Vgj contra o módulo da diferença entre as velocidades superficiais do gás e do líquido.

- Dispersão  $\pm 50\%$ : Representa a dispersão para mais ou para menos com relação à linha de tendência do  $V_{gj}$  experimental.

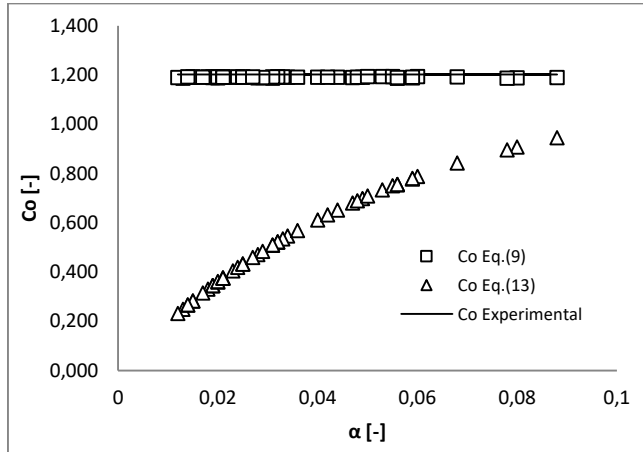


Figura 5: Coeficiente de distribuição experimental e previstos pelas Eqs. (9) e (11).

## ANÁLISE DE DADOS E CONCLUSÕES

Apesar da discrepância entre as velocidades de deslizamento previstas e as experimentais, excetuando as fornecidas pela Eq. (10), as outras de fato não divergem tanto assim. A Eq. (5) usada em conjunto com a Eq. (9) forneceu valores cujos desvios não ultrapassaram 11% em relação aos valores obtidos experimentalmente, vide Gráfico 2. Já quando acoplada com a Eq.(11), como pode ser visto no Gráfico 3, os valores calculados chegam a um desvio de até 42,5%, contudo 78% dos valores possuem erro abaixo de 13%. A Eq.(5) acoplada com a Eq.(9) forneceu 96% dos valores com erro abaixo de 9%, e, assim como no caso anterior, os maiores erros se encontram onde o módulo da diferença entre a velocidade superficial de líquido e a velocidade superficial de gás ultrapassa 0,65m/s, como pode ser visto no Gráfico 4.

O valor médio da velocidade de deslizamento obtido pela Eq.(12) foi de  $V_{gj} = 2,55$  m/s, o que está bem próximo de 2,44 m/s, que é o valor médio ponderado pela área obtido através da Figura 4. Temos também os valores médios calculados com a substituição da Eq. (9) em Eq.(5) e da Eq. (11) em Eq.(5), que são 2,45m/s e 2,81m/s, respectivamente.

Portanto, apesar da Eq.(9) ter sido a base para se formular a Eq.(12), ambas desenvolvidas por Ishii [14], essa apresentou uma melhor concordância que a Eq.(12).

Era esperada uma melhor desenvoltura com relação aos valores fornecidos pela Eq.(10), contudo estes valores apresentaram desvios não menores que 89%, o que resultou, para o nosso caso, no descarte de tais valores.

Apesar de a bancada experimental utilizada possuir dutos de grande diâmetro, o que realmente parece influenciar as previsões das equações é o diâmetro hidráulico, pois embora nenhuma das equações utilizadas leve em conta o diâmetro da tubulação, elas foram desenvolvidas em para dutos com diâmetros entre 25,4mm e 50,8mm, visto que nossa tubulação possui um diâmetro hidráulico de 36mm, tais equações podem ser aplicadas para o nosso caso. Contudo, devemos também utilizar equações que levem em conta o diâmetro e além disso, encontrar equações que tenham sido desenvolvidas para grandes diâmetros, e assim analisar a necessidade de implementar novas equações para aplicação no *shroud*.

## NOMENCLATURA

| Símbolo           | Quantidade                               | Unidade           |
|-------------------|------------------------------------------|-------------------|
| A                 | Área                                     | m <sup>2</sup>    |
| Co                | Coeficiente de Distribuição              | -                 |
| D <sub>H</sub>    | Diâmetro hidráulico                      | m                 |
| F                 | Função genérica (escalar ou vetorial)    | -                 |
| g                 | Aceleração Gravitacional                 | m/s <sup>2</sup>  |
| J                 | Velocidade Superficial da Mistura        | m/s               |
| $j_g$             | Velocidade Superficial do Gás            | m/s               |
| $j_l$             | Velocidade Superficial de líquido        | m/s               |
| $Q_g$             | Fluxo Volumétrico de Gás                 | m <sup>3</sup> /s |
| $Q_l$             | Fluxo Volumétrico de Líquido             | m <sup>3</sup> /s |
| $v_g$             | Velocidade <i>in situ</i> do gás         | m/s               |
| $v_\infty$        | Velocidade Terminal de Ascensão da Bolha | m/s               |
| $V_{gj}$          | Velocidade de Deslizamento               | m/s               |
| $\bar{V}_{gj}$    | Velocidade de Deslizamento Ponderada     | m/s               |
| $\alpha$          | Fração Volumétrica                       | %                 |
| $\rho_g$          | Densidade do Gás                         | Kg/m <sup>3</sup> |
| $\rho_l$          | Densidade do Líquido                     | Kg/m <sup>3</sup> |
| $\langle \rangle$ | Média Espacial                           | -                 |

## REFERÊNCIAS

- [1] G. Das, P. K. Das, N. K. Purohit, and A. K. Mitra, "Flow Pattern Transition During Gas Liquid Upflow Through Vertical Concentric Annuli---Part I: Experimental Investigations," *Journal of Fluids Engineering*, vol. 121, no. 4, pp. 895-901, 1999.
- [2] S. Wongwises and M. Pipathattakul, "Flow pattern, pressure drop and void fraction of two-phase gas-liquid flow in an inclined narrow annular channel," *Experimental Thermal and Fluid Science*, vol. 30, no. 4, pp. 345-354, 2005.
- [3] N. P. Ekberg, S. M. Ghiaasiaan, S. I. Abdel-Khalik, M. Yoda, and S. M. Jeter, "Gas - liquid two-phase flow in narrow horizontal annuli," *Nuclear Engineering and Design*, vol. 192, no. 1, pp. 59-80, 1999.
- [4] L. E. O. Vidal, "Separação Gravitacional de Gás em um Duto Anular Inclinado: Estudo Experimental e Modelagem Fenomenológica," USP, 2010.
- [5] L. E. M. Lima, "Análise do Modelo de Mistura Aplicado em Escoamentos Isotérmicos Gás-Líquido," Universidade Estadual de Campinas, 2011.
- [6] G. B. Wallis, *One Dimensional Two-Phase Flow*, 1st ed. McGraw-Hill (Tx), 1969, p. 431.
- [7] T. Hibiki and M. Ishii, "Distribution parameter and drift velocity of drift-flux model in bubbly flow," *International Journal of Heat and Mass Transfer*, vol. 45, no. 4, pp. 707-721, Feb. 2002.

- [8] A. R. Hasan and C. S. Kabir, "Two-phase flow in vertical and inclined annuli," *International Journal of Multiphase Flow*, vol. 18, no. 2, pp. 279-293, 1992.
- [9] T. Hibiki and M. Ishii, "One-dimensional drift-flux model for two-phase flow in a large diameter pipe," *International Journal of Heat and Mass Transfer*, vol. 46, no. 10, pp. 1773-1790, 2003.
- [10] N. Zuber and J. A. Findlay, "Average Volumetric Concentration in Two-Phase Flow Systems," *Journal of Heat Transfer*, vol. 87, no. 4, pp. 453-&, 1965.
- [11] H. Behringer, "The Flow of Liquid Gas Mixtures in Vertical Tubes," *Zeit. Ges. Kalte-Int.*, vol. 43, pp. 55-58, 1936.
- [12] P. Griffith and G. B. Wallis, "Two-Phase Slug Flow," *Journal of Heat Transfer (U.S.)*, vol. 83, pp. Medium: X; Size: Pages: 307-20, 1961.
- [13] I. Kataoka and M. Ishii, "Drift flux model for large diameter pipe and new correlation for pool void fraction," *International Journal of Heat and Mass Transfer*, vol. 30, no. 9, pp. 1927-1939, 1987.
- [14] M. Ishii, "One-dimensional drift-flux model and constitutive equations for relative motion between phases in various two-phase flow regimes," Oct. 1977.

## **PREDICTION OF DISTRIBUTION PARAMETER AND DRIFT VELOCITY IN A UPWARD-VERTICAL DISPERSED TWO-PHASE FLOW IN A LARGE DIAMETER ANNULAR DUCT**

S. Conti C.<sup>1</sup>, F.A.A Mendes<sup>2</sup>, O.M.H. Rodriguez<sup>3</sup>

Department of Mechanical Engineering , Engineering School of São Carlos, University of São Paulo  
Av. Trabalhador São Carlense, 400, 13566-970, São Carlos-SP, Brazil

<sup>1</sup>savider@gmail.com, <sup>2</sup>faamendes@gmail.com, <sup>3</sup>oscarmhr@sc.usp.br

### **ABSTRACT**

In this work it was studied the bubble flow pattern in an annular duct. Works about two-phase flow in annular geometry are scanty; especially when it is related to large hydraulic diameter ones. We have tested equations developed for circular ducts. Experimental data were collected to verify the accuracy of the available equations. Experimental and theoretical data for the drift velocity and the distribution parameter were compared. Some equations provided results with divergences greater than 89%. The focus of this work is to select drift equations so that one can predict the behavior of two-phase flow in annular ducts, especially in the bubbles flow pattern.