

6º CONGRESSO BRASILEIRO DE PESQUISA E DESENVOLVIMENTO EM PETRÓLEO E GÁS



TÍTULO DO TRABALHO:

Fenômeno de separação gás-líquido (água-óleo) em dutos helicoidais: um estudo CFD

AUTORES:

Francisco Rafael M. da Mota

Daniel Juan Pagano

Agustinho Plucenio

INSTITUIÇÃO:

Universidade Federal de Santa Catarina

Este Trabalho foi preparado para apresentação no 6º Congresso Brasileiro de Pesquisa e Desenvolvimento em Petróleo e Gás- 6º PDPETRO, realizado pela Associação Brasileira de P&D em Petróleo e Gás-ABPG, no período de 09 a 13 de outubro de 2011, em Florianópolis-SC. Esse Trabalho foi selecionado pelo Comitê Científico do evento para apresentação, seguindo as informações contidas no documento submetido pelo(s) autor(es). O conteúdo do Trabalho, como apresentado, não foi revisado pela ABPG. Os organizadores não irão traduzir ou corrigir os textos recebidos. O material conforme, apresentado, não necessariamente reflete as opiniões da Associação Brasileira de P&D em Petróleo e Gás. O(s) autor(es) tem conhecimento e aprovação de que este Trabalho seja publicado nos Anais do 6ºPDPETRO.

Fenômeno de separação gás-líquido (água-óleo) em dutos helicoidais: um estudo CFD

Abstract

The present study is to contribute some knowledge of phase separation phenomena of gas-liquid turbulent flow in curved pipe and provide a basis for the development of a helical pipe partial separator. The turbulent flow development was simulated by using the $k - \varepsilon$ standard turbulence model. A finite volume method with an unstructured nonuniform mesh was employed for solving the model. Phase distribution characteristics of 3D helical pipe two-phase flow were examined under conditions of different mass flow rate, bubble/ droplet size and phase volume fraction. The result showed that the separation efficiency is the function of geometrical and fluid parameters.

1 Introdução

O escoamento em dutos curvados tem sido objeto de estudo de diversos pesquisadores desde o início do século XX, quando Eustice (1910, 1911) investigou, experimentalmente, o escoamento de água em tubos curvados. Aplicando a técnica de traçadores, o autor pôde visualizar o escoamento no interior de tubos curvados e demonstrar a existência do escoamento secundário. Como relatado em seus trabalhos, o fluido descreve trajetórias helicoidais sendo que a porção que inicia seu escoamento na metade superior da seção, descreve trajetória helicoidal apenas na região compreendida entre o centro do tubo e a parede externa superior. Do mesmo modo, a porção do fluido que inicia seu escoamento na porção inferior, permanecerá nesta região (entre o centro e a parede externa inferior) até ser descarregada na saída do tubo.

Dean (1927, 1928a, 1928b), outro pioneiro no assunto, utilizando a hipótese de que o raio de curvatura do tubo era muito maior do que o raio do tubo, demonstrou, teoricamente, a existência do escoamento secundário e que este era uma consequência natural do efeito da curva sobre o escoamento.

Porém o fascínio dos investigadores não é atribuído somente a complexidade do escoamento, mas sim porque dutos curvados têm sido largamente utilizados em diversas aplicações industriais tais como floculadores, reatores nucleares, concentradores espirais, geradores de vapor helicoidais, refrigeradores e trocadores de calor, justificando, assim, a extensa lista de publicações sobre o escoamento dos mais diversos fluidos no interior de configurações toroidais, helicoidais e espirais.

Outra aplicação, recentemente explorada, é o uso de dutos helicoidais para promover separação de fases em escoamentos multifásico (Gao et al, 2002; Jun et al, 2008; Cao et al, 2009). Portanto, este trabalho, tem como objetivo investigar numericamente o fenômeno de separação gás-líquido (água-óleo) e contribuir na formulação da base teórica para o desenvolvimento de um sistema de separação parcial e medição de fração de água (*water cut*).

1.1 Fenômeno de separação de fases em dutos curvados

Escoamentos monofásico ou multifásico em dutos curvados são frequentemente encontrados na indústria, por exemplo, escoamento bifásico (água-óleo) ou trifásico (gás-água-óleo) em trocadores de calor na indústria química e petrolífera.

A separação de fases ocorre em todos os tipos de dutos curvados devido às diferenças na força centrífuga, força da gravidade e efeito do escoamento secundário entre as fases. Desta maneira, algumas singularidades presente nas tubulações, como Tês e curvas, são utilizados como separadores

parciais. A separação de fases em Tês, também chamada de mal-distribuição, ocorre devido à ação de vários mecanismos, dependendo do padrão de escoamento da mistura na entrada neste tipo de singularidade (Azzopardi et al, 2000a, 2000b e 2002; Matos e Franca, 2005).

Curvas do tipo U, se bem dimensionadas, também podem atuar como separadores parciais. Neste caso, o principal responsável pela segregação das fases é a ação da força centrífuga gerada pela curvatura do duto. A fase mais leve se desloca desde a região central em direção a parede interna do duto, enquanto a mais pesada permanece na região externa. Se apenas uma curva não for suficiente para promover a separação, pode-se usar uma sucessão de curvas, formando, assim, uma trajetória helicoidal.

Issa e Oliveira (1993) desenvolveram um método numérico para avaliar o fenômeno de separação de fases em um escoamento bifásico através de uma junção do tipo T. O mapa de contornos da fração volumétrica revelou a presença de uma bolsa com alta concentração de gás na entrada do braço lateral, concordando com os resultados obtidos em experimentos. Azzopardi (2002) usou uma junção T como um separador parcial vapor-líquido instalado na entrada de uma coluna de destilação. Seus resultados mostraram boa concordância com Issa e Oliveira (1993).

Gao et al (1999) investigaram (numérica e experimentalmente) a separação líquido-sólido de um escoamento bifásico turbulento em um canal curvo. O escoamento bifásico no interior do canal curvo bidimensional (2D) foi simulado usando um esquema de acoplamento Euler-Lagrange. A distribuição das fases foi examinada sob diferentes características do escoamento e da geometria como tamanho de bolha da fase dispersa, vazão e raio de curvatura do canal. Eles concluíram que há um aumento da eficiência de separação ao aumentar a vazão e ao diminuir o raio de curvatura. Os autores concluíram também que a separação de fases é resultado da combinação dos efeitos da força centrífuga, das várias forças hidráulicas e do escoamento secundário. Sendo a força centrífuga, que promove o deslocamento das partículas desde o centro de curvatura à parede externa do canal, a principal causadora do fenômeno. Porém a força de arrasto e o escoamento secundário desempenham um papel negativo quanto a separação.

Jun et al estudaram (numérica e experimentalmente) o escoamento bifásico água-óleo no interior de um duto helicoidal, afim de desenvolverem um separador líquido-líquido que combinasse diversos princípios de separação mecânica. O método Euler-Euler e o modelo de Euler foram aplicados para conduzir as simulações numéricas. Eles concluíram que a eficiência de separação dos dutos helicoidais está em função do raio de curvatura, tempo de residência, pressão na entrada e saída do duto, diferença das densidades das fases, diâmetro da gota de líquido, etc. Também observaram que a força centrífuga é diretamente proporcional ao quadrado da vazão e inversamente proporcional ao raio de curvatura. Portanto, ao aumentar a vazão e reduzir o raio de curvatura pode-se eficientemente, melhorar o processo de separação.

2 Metodologia

2.1 Equações Governantes e Modelo de Turbulência

Os aspectos físicos do escoamento isotérmico de um fluido são governados por três princípios fundamentais: a conservação de massa, da quantidade de movimento e da energia. Neste trabalho, fez-se uso do modelo de formulação multifásico Euler-Euler do pacote de simulação fluidodinâmica ANSYS-CFX V.12.0. Água, óleo e gás foram considerados como fluidos isotermais, imiscíveis e incompressíveis. Para a mistura trifásica foi assumido água como fase contínua com óleo e gás sendo consideradas fases dispersas em forma de gota e bolha, respectivamente.

Desta maneira, a equação de momento para cada fase é dada por

$$\frac{\partial}{\partial t}(r_\alpha \rho_\alpha U_\alpha) + \nabla(r_\alpha(\rho_\alpha U_\alpha \otimes U_\alpha)) = -r_\alpha \nabla p_\alpha + \nabla(r_\alpha \mu_\alpha (\nabla U_\alpha + (\nabla U_\alpha)^T)) + \sum_{\beta=1}^{N_p} (\Gamma_{\alpha\beta}^+ U_\beta - \Gamma_{\beta\alpha}^+ U_\alpha) + S_{M\alpha} + M_\alpha \quad (1)$$

em que r_α , ρ_α and μ_α são a fração volumétrica, densidade e viscosidade da fase α (β), respectivamente. $S_{M\alpha}$ descreve as fontes de momento devido forças externas e M_α descreve a força interfacial agindo na fase devido à presença de outras fases. A força total exercida sobre fase α devido à interações com outras fases é denominada M_α , e é dado por

$$M_\alpha = \sum_{\beta \neq \alpha} M_{\alpha\beta} \quad (2)$$

em que $M_{\alpha\beta}$ é a transferência de momento na interfase dado às forças interfaciais atuando sobre cada fase α devido às interações com a fase β .

A equação de continuidade para o escoamento multifásico é dada por

$$\frac{\partial}{\partial t}(r_\alpha \rho_\alpha) + \nabla(r_\alpha \rho_\alpha U_\alpha) = 0 \quad (3)$$

A soma da fração volumétrica de todas as fases deve ser igual a unidade ($\sum_{\alpha=1}^{N_p} r_\alpha = 1$). Esta equação é combinada com a equação de continuidade para se obter a equação de conservação de volume transportado e, para fases incompressíveis sem termos fonte, é simplificada em

$$\sum_\alpha r_\alpha \rho_\alpha U_\alpha = 0. \quad (4)$$

Para o cálculo da turbulência utilizou-se o modelo de turbulência $k - \varepsilon$. Neste modelo, k é a energia cinética turbulenta que corresponde à variância das flutuações de velocidade, e ε é a taxa na qual esta energia é dissipada. As equações (5) e (6) representam o transporte para k e ε , respectivamente

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \nabla(\rho U k) - \nabla \left[\left(\mu + \frac{\mu_T}{\sigma_k} \right) \nabla k \right] = P_k - \rho \varepsilon \quad (5)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \varepsilon) + \nabla(\rho U \varepsilon) - \nabla \left[\left(\mu + \frac{\mu_T}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon \right] = \frac{\varepsilon}{k} (C_{\varepsilon 1} P_k - C_{\varepsilon 2} \rho \varepsilon) \quad (6)$$

em que U é o vetor de velocidade, $C_{\varepsilon 1}$, $C_{\varepsilon 2}$, σ_ε e σ_k são constantes do modelo, adimensionais, μ_T representa a viscosidade turbulenta e o termo P_k representa a turbulência gerada pelas forças viscosas e de campo.

2.2 Malha, Condições de Contorno e Inicialização do Solver

Na presente investigação, considerou-se um duto helicoidal de orientação horizontal (eixo de enrolamento horizontal). Os parâmetros geométricos e a representação esquemática do duto são apresentados na Tabela 1 e Figura 1, respectivamente. O diâmetro interno e o diâmetro de curvatura do duto são representados por $2r$ e $2R_c$, respectivamente. A distância entre duas voltas adjacentes é chamada de passo, H . A razão entre o raio do duto e o raio de curvatura (r/R_c) é denominada razão de curvatura, δ . Para qualquer seção transversal do duto, criada por um plano passando pelo eixo de enrolamento, a parede do duto mais próxima ao eixo de enrolamento é denominada de parede interna e a mais distante, de parede externa.

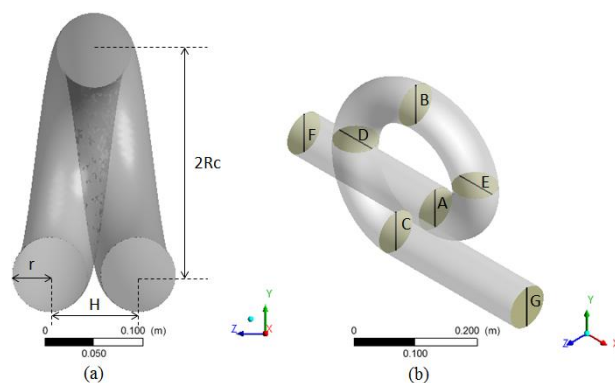


Figura 1. Configuração do duto helicoidal (a) e seções transversais para a visualização do escoamento e teste da malha (b).

Tabela 1. Parâmetros geométricos do duto helicoidal

Raio do duto (r) [mm]	Raio de curvatura (R)[mm]	Passo (H)[mm]	Razão de curvatura (δ)	Torção (λ)
38,1	114,3	90	0,33	0,0010

Uma vez estabelecida a geometria, o próximo passo foi discretizá-la gerando, portanto, uma malha computacional. Para se obter independência dos resultados em relação a malha de cálculo, foram geradas três malhas distintas para a geometria em questão, variando-se a espessura da camada de prisma, como pode-se observar na Tabela 2. Para quantificar as diferenças entre os valores de velocidade axial obtidos para os diferentes tamanhos de malha, foram gerados 7 planos localizados ao longo do duto. Como pode ser visto na figura 1, o primeiro plano foi alocado na entrada do duto reto que antecede a curva; o segundo, na entrada da curva e os demais, distanciados entre si por um quarto de volta. Também foi alocado um plano na saída do duto reto, totalizando assim, os sete planos.

Tabela 2. Características das malhas para o teste de independência

Malha	Número total de elementos	Número total de nós	Número total de tetraedros	Número total de prismas
1	825896	377346	190696	635200
2	1207318	548756	190058	1017280
3	1461096	675746	190696	1270400

Para a comparação, foram amostrados em cada plano, 1000 pontos localizados sobre uma linha vertical coincidente com o diâmetro do duto e, a partir destes, foram calculados os Erros Quadráticos Médios Normalizados (EQMN).

Uma vez gerada a malha, as condições de contorno para o domínio computacional foram especificadas. Estas condições definem as características físicas e operacionais do modelo nas entidades topológicas que representam seus limites.

Nos contornos sólidos das geometrias, adotou-se a condição de hidraulicamente lisa (*smooth wall*) e componentes de velocidade nulos (*no slip boundary*, $u = v = 0$). Este tipo de condição é apropriado para os componentes da velocidade em paredes sólidas (Versteeg and Malalasekera, 2007). Condição de vazão mássica (*flow rate inlet*) e condição de pressão (*pressure outlet*) foram adotadas para a seção de entrada e saída, respectivamente. Na entrada, a vazão mássica, fração volumétrica e densidade para cada fase foram estabelecidas. Definiu-se a fase composta por água como fase contínua, sendo as fases compostas por óleo e por gás definidas como fases dispersas. Estas foram caracterizadas pelo diâmetro de bolha (gás) e diâmetro de gota (óleo). O escoamento multifásico na entrada do duto helicoidal foi assumido como uma perfeita mistura das fases e a composição do escoamento computada na saída foi dada pelo processo de separação.

O pacote CFD (*Computational Fluid Dynamics*), ANSYS CFX-12, foi usado para resolver as equações algébricas utilizando o método de volumes finitos. A computação numérica foi considerada convergida quando a soma residual de todos os nós computados na n th iteração, R_ϕ^n , satisfizesse o seguinte critério: $R_\phi^n/R_\phi^m \leq 10^{-8}$, em que R_ϕ^m denota o valor da variável ϕ depois de m iterações.

3 Resultados e Discussão

3.1 Teste de Independência das malhas

Executou-se o teste de independência de malha de maneira a obter-se uma malha de cálculo que forneça informações suficientemente precisas, para o tipo de análise em questão, com mínimo esforço computacional. Para tanto, três malhas com diferentes números de camada (25, 40 e 50) foram utilizadas para simular o escoamento multifásico no interior do duto helicoidal. Tanto a malha 1 quanto a malha 2 apresentaram EQMN menores que 0.35% ao compará-las com a malha de referência. Portanto a malha 2 foi considerada suficientemente refinada para o problema em questão, sendo, assim, utilizada em todas as simulações realizadas.

3.2 Distribuição da Fração Volumétrica de Gás

Para se analisar a influência da vazão, diâmetro de bolha/gota e fração volumétrica na segregação da fase gasosa, foram realizadas 35 simulações nas quais os parâmetros de análise (vazão, diâmetro de bolha/gota e fração volumétrica) tiveram seus valores variados. O plano C (saída da curva, Figura 1) foi escolhido para a visualização do escoamento e aquisição dos dados.

Influência do diâmetro de bolha/gota

As figuras 3 e 4 representam a distribuição de gás sobre uma linha vertical, coincidente com o diâmetro do duto, alocada no plano C para diferentes valores de bolhas de gás e gotas de óleo, respectivamente. Como se pode observar a variação do diâmetro de bolha de gás, diferente do diâmetro de gota, tem grande influência na separação. Para escoamentos com bolhas de diâmetros menores que 0.1 mm observa-se uma grande camada na qual as fases ainda estão misturadas, tal como apresentado na Figura 2 (casos 1-4). Com o aumento do diâmetro esta camada diminui, melhorando a separação.

Influência do vazão

As Figuras 5 e 6 representam a distribuição da fração volumétrica de gás para diferentes valores de vazão mássica de gás e de líquido (água e óleo), respectivamente. O aumento da vazão de gás não altera significativamente a espessura da camada onde as fases ainda se encontram misturadas, ocasionando apenas maior ocupação da seção transversal pela fase gasosa. Ao se aumentar a vazão de líquido, nota-se melhoria na separação devido ao aumento da força centrífuga. Porém para valores de vazão de líquido maiores que 2 kg/s, percebe-se um alargamento da camada.

Influência da fração volumétrica

A variação da fração volumétrica de gás imposta para o escoamento, na entrada do duto, como observado na Figura 7, não influencia, significativamente, no processo de separação uma vez que a distribuição das frações volumétricas de cada fase, ao longo do duto, é imposta pelo padrão do escoamento.

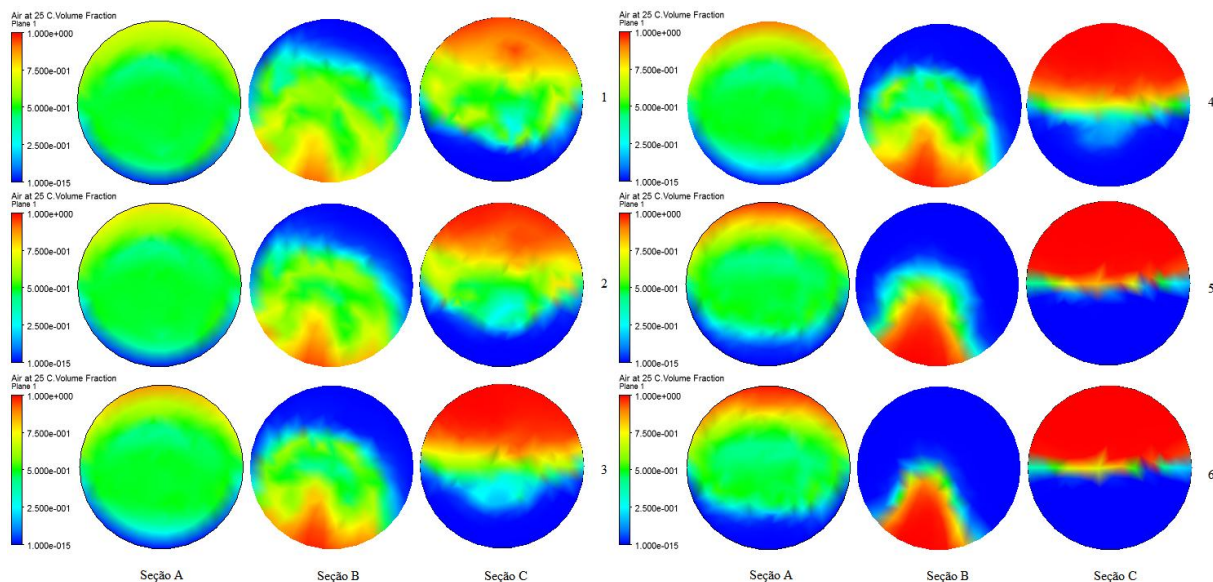


Figura 2. Distribuição da fração volumétrica de gás nas seções A, B e C para diferentes diâmetros de bolha de gás. Condições: $W_a=W_o=2$ kg/s e $W_g=0.0035$ kg/s.

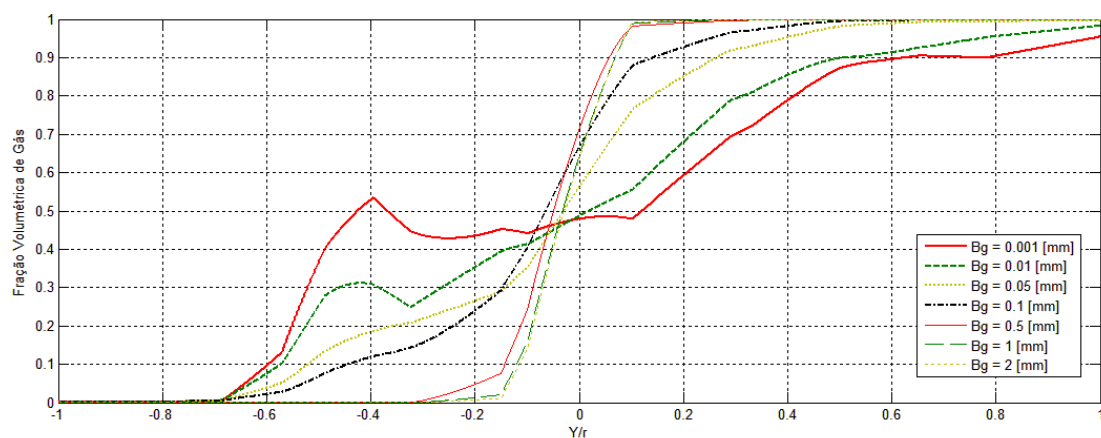


Figura 3. Fração volumétrica de gás para diferentes diâmetros de bolha de gás, amostrados em uma linha vertical coincidente com o diâmetro do duto, na seção C. Condições: $W_a=W_o=2$ kg/s e $W_g=0.0035$ kg/s.

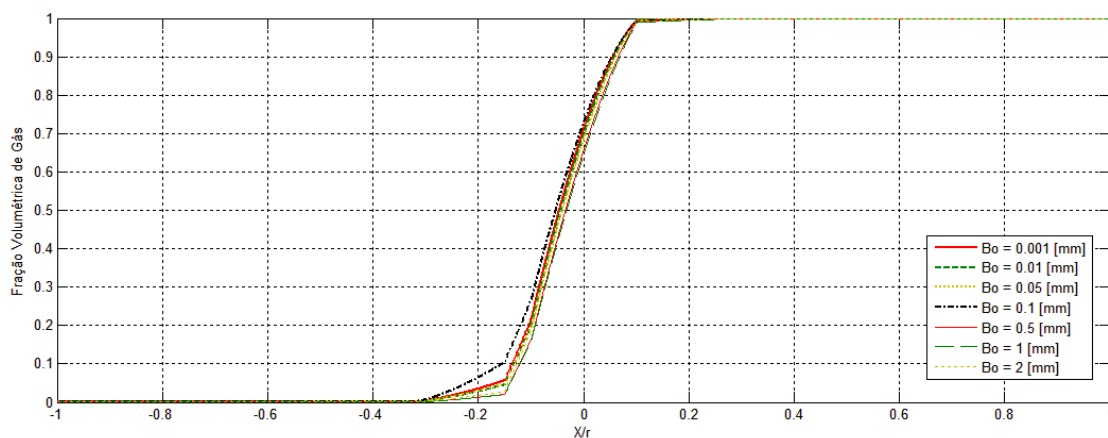


Figura 4. Fração volumétrica de gás para diferentes diâmetros de gota de óleo, amostrados em uma linha vertical coincidente com o diâmetro do duto, na seção C. Condições: $W_a=W_o=2$ kg/s e $W_g=0.0035$ kg/s.

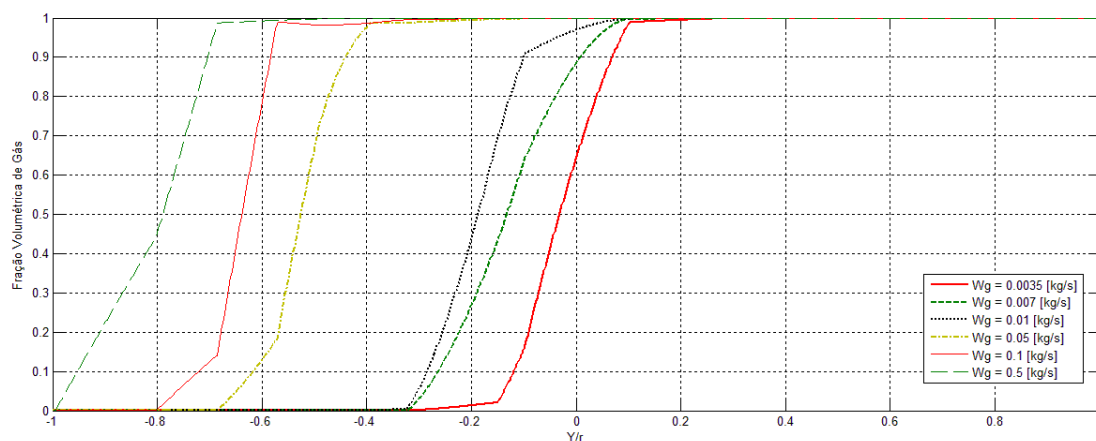


Figura 5. Fração volumétrica de gás para diferentes vazões de líquido, amostrados em uma linha vertical coincidente com o diâmetro do tubo, na seção C. Condições: $B_g=B_o=1$ mm e $W_a=W_o=2$ kg/s.

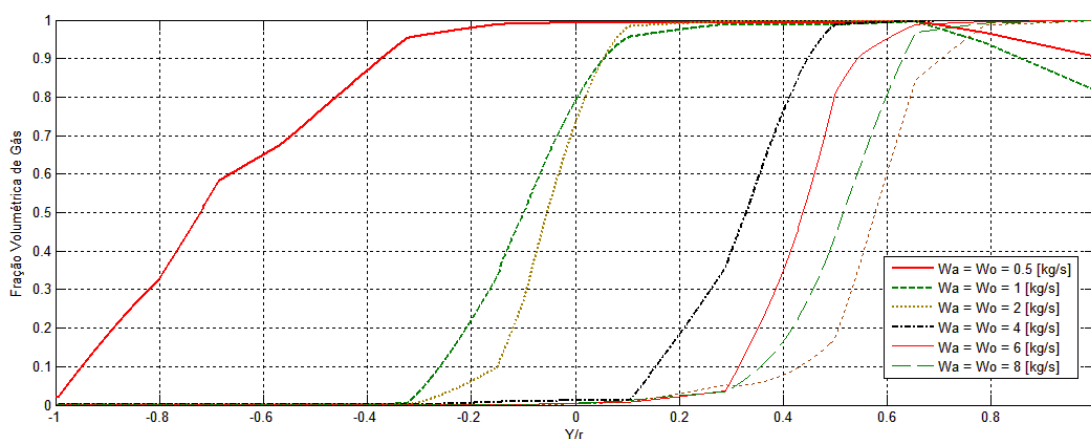


Figura 6. Fração volumétrica de gás para diferentes vazões de líquido, amostrados em uma linha vertical coincidente com o diâmetro do tubo, na seção C. Condições: $B_g=B_o=1$ mm e $W_g=0.0035$ kg/s.

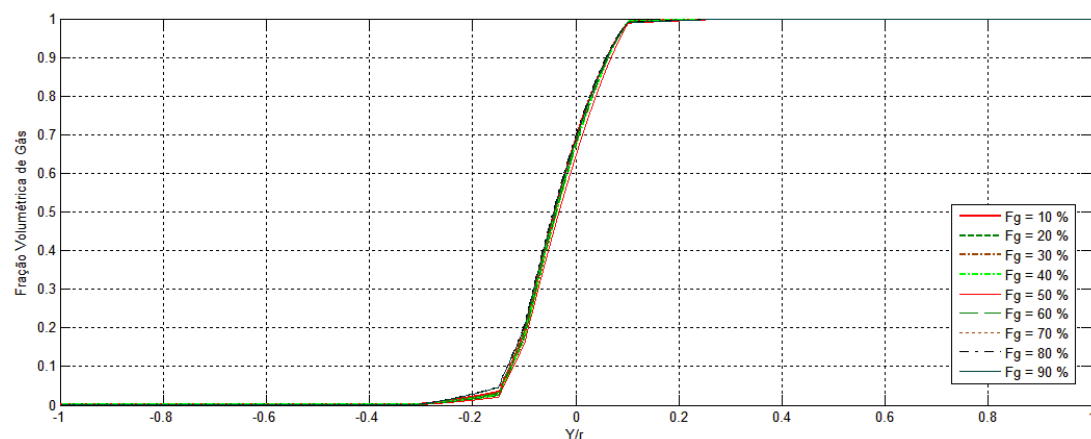


Figura 7. Fração volumétrica de gás para diferentes frações de gás na entrada, amostrados em uma linha vertical coincidente com o diâmetro do tubo, na seção C. Condições: $B_g=B_o=1$ mm, $W_a=W_o=2$ kg/s e $W_g=0.0035$ kg/s.

4 Conclusões

No presente trabalho foi realizado um estudo numérico do escoamento multifásico no interior de um duto com configuração helicoidal com intuito de se solidificar a base teórica para desenvolvimento de

um sistema de medição multifásica com estágio de separação parcial gás líquido. Os resultados das análises aqui realizadas demonstraram que o fenômeno de separação gás-líquidos em configurações helicoidais é influenciado por diversos parâmetros (geométricos e operacionais), tais como a vazão de gás e de líquido impostas na entrada do duto. A força centrífuga, diretamente proporcional ao quadrado da vazão e inversamente proporcional ao raio de curvatura, mostrou-se a principal causadora deste fenômeno, indicando, assim, que o aumento da vazão e/ou a diminuição do raio de curvatura podem melhorar o processo de separação.

Outro parâmetro que se mostrou decisivo no processo foi o tamanho de bolha de gás. Ao se diminuir o diâmetro, aumenta-se a camada de fluido ainda misturado caracterizando uma má segregação da fase gasosa.

A variação do diâmetro de gota de óleo e fração volumétrica das fases na entrada do duto não apresentaram influência significativa no processo de separação.

5 Agradecimentos

Os autores gostariam de agradecer à PETROBRAS por prover o suporte financeiro para a realização deste estudo.

Referências Bibliográficas

AZZOPARDI, B. J. e REA, S. Phase separation using a simple T-junction. *SPE Annual Technical Conference and Exhibition*, 2000a.

AZZOPARDI, B. J. Phase separation at T-junctions. *Multiphase Science and Technology*, V. 11, p. 223-329, 2000b.

AZZOPARDI, B. J. et al. Plant application of a T-junction as a partial phase separator. *Trans IChemE*, V. 80, p. 87-96, 2002.

CAO, Huaiyu et al. Numerical simulation and experimental study on helical pipe oil-water separator for deoiling. *IEEE*, 2009.

DEAN, W. R. Note on the motion of fluid in a curved pipe. *Philosophical Magazine, Series 7*, V. 4(20), p. 208-23, 1927.

DEAN, W. R. The streamline motion of fluid in a curved pipe. *Philosophical Magazine, Series 7*, V. 5(30), p. 673-95, 1928.

EUSTICE, J. Flow of water in curved pipes. *Proc. R. Soc. London Ser. A*, V. 84, p. 107-18, 1910.

EUSTICE, J. Experiments of streamline motion in curved pipes. *Proc. R. Soc. London Ser. A*, V. 85, p. 119-31, 1911.

FRANCA, F. A. e MATOS, A. Gas segregation in turning flows: analogy with a gas-handler. *SPE Latin and Caribbean Petroleum Engineering Conference*, 2005.

GAO, Hui; GUO, Leijin e ZHANG, Ximin. Liquid-solid separation phenomena of two-phase turbulent flow in curved pipes. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, V. 45, p. 4995-5005, 1999.

ISSA, R. I. and OLIVEIRA, P. J. Numerical prediction of phase separation in two-phase flow through T-junctions. *Computers Fluids*, V. 23, p. 347-372, 1994.

JUN, Zhang et al. An investigation on oil/water separation mechanism inside helical pipes. *Conference of Global Chinese Scholars on Hydrodynamics*, 2008.

VERSTEEG, A. E. e MALALASEKERA, W. An Introduction to Computational Fluid Dynamics: *the Finite Volum Method*. 2ed. Pearson Educational Limited, 2007.