



**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA**

**TRABALHO DE GRADUAÇÃO II
EM ENGENHARIA MECÂNICA**

**Escoamento de Líquido
na Esteira de uma Bolha de Taylor**

Gabriel Augusto Alves Fávaro

Campinas

2011

1. RESUMO

O escoamento gás-líquido em golfadas (slug flow) é caracterizado pela sucessão de bolhas de gás alongadas, conhecidas como bolhas de Taylor. É sabido que quando existe duas ou mais bolhas em uma tubulação, é possível ocorrer a interação entre as mesmas devido à distância entre elas e a presença da esteira, região dinamicamente caracterizada por instabilidades e recirculações de fluido.

O presente trabalho pretende simular a região conhecida como pistão de líquido, calculando o comprimento do filme de líquido, velocidades de subida da bolha e do filme para avaliar numericamente o comprimento da esteira e analisar os parâmetros que influenciam o seu tamanho.

Palavras Chaves: Mecânica dos Fluidos, Escoamento Bifásico, Slug Flow, Esteira da Bolha de Taylor.

2. INTRODUÇÃO

O escoamento simultâneo de gás e líquido está presente em diversos processos industriais. Pode-se citar a presença desse tipo de escoamento na produção de petróleo, trocadores de calor, caldeiras e processos químicos.

São vários os padrões de escoamento líquido e gás e sua classificação de acordo com Taitel (1980) pode ser dividida em:

bolhas: a fase líquida é predominante e a fase gasosa é dispersa em pequenas bolhas;

pistões: a fase gasosa está presente na forma de bolhas alongadas ou bolhas de Taylor envolvida por um filme de líquido. As bolhas são caracterizadas pela extremidade inferior plana e a superior esférica. Entre duas bolhas sucessivas existe um pistão de líquido.

agitante: formado após o rompimento dos pistões gasosos do escoamento pistonado,

apresentando assim formas diversas e com difícil determinação (escoamento caótico).

anular: caracterizado por um filme líquido escoando na parede da tubulação e a fase gasosa ocupando o interior do mesmo.

O escoamento estudado neste trabalho é o pistonado (slug flow) em uma tubulação vertical, conforme a figura 1. Quando o escoamento for desenvolvido, todas as bolhas sobem com a mesma velocidade e o perfil na interface líquido-gás não se altera (formato circular na parte superior e plano na inferior), já quando este estiver em desenvolvimento e a distância entre os pistões de líquido estiverem abaixo de um valor crítico, cada bolha é influenciada pela esteira da bolha que está à sua frente e a faz subir mais rapidamente e eventualmente coalescem formando uma bolha maior.

As velocidades envolvidas em um escoamento pistonado vertical é a velocidade do filme de líquido (U_f), a velocidade do nariz da bolha (U_t) e a velocidade da mistura gás-líquido (J).

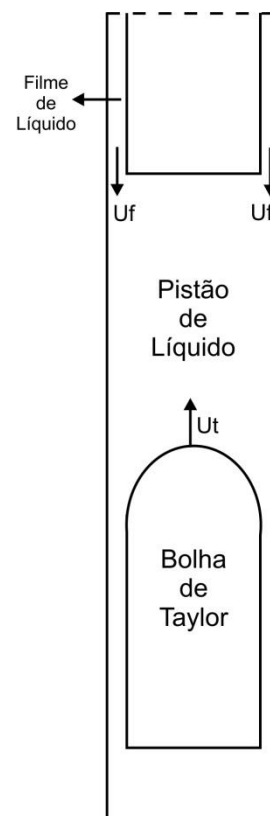


Figura 1 – Detalhes do escoamento pistonado.

A espessura do filme de líquido é representada pela letra δ e α representa a razão entre área de gás (A_G) e a área total da tubulação (A_T) em uma determinada seção:

$$\alpha = A_G/A_T \quad (1)$$

Com os vários modelos propostos e estudados até então, um dos fatores mais importantes para o escoamento é o conhecimento da velocidade da bolha, pois é ela que transporta a maior parte do gás.

Nicklin (1962) propôs a expressão para o cálculo da velocidade de translação da bolha quando o líquido está em movimento, posteriormente, Zukoski (1966) acrescentou o termo da variação das massas específicas:

$$U_T = C_0 J + C_\infty \sqrt{gD \frac{(\rho_L - \rho_G)}{\rho_L}}, \quad (2)$$

onde U_T é a velocidade de translação da bolha alongada; J , a soma das velocidades superficiais de cada fase, J_L e J_G ; C_0 e C_∞ são constantes adimensionais que podem variar em função das configurações do sistema; g a aceleração da gravidade e D o diâmetro do tubo.

O valor de C_∞ é denominado parâmetro de deslizamento e está relacionado com a velocidade de uma bolha em um líquido estagnado, seu valor depende do número de Reynolds e Eotvos. Para Reynolds maior que 200, o valor de C_∞ é dada pela equação (3) e Eo é dado pela equação (4).

$$C_\infty = \frac{0,34}{\left(1 + \frac{3805}{Eo^{3,06}}\right)^{0,58}} \quad (3)$$

$$Eo = \frac{(\rho_L - \rho_G)gD^2}{\sigma} \quad (4)$$

em que σ representa a tensão superficial na interface gás-líquido.

A constante C_0 , é definida como a razão entre a velocidade máxima e média do líquido. Para escoamentos turbulentos seu valor é de 1,2 e para laminares 2,0.

Na figura 2 são mostradas as linhas de correntes para ilustração de dois casos distintos: em (A) temos um referencial estacionário e em (B) um referencial se movendo com a velocidade de subida da bolha, U_t .

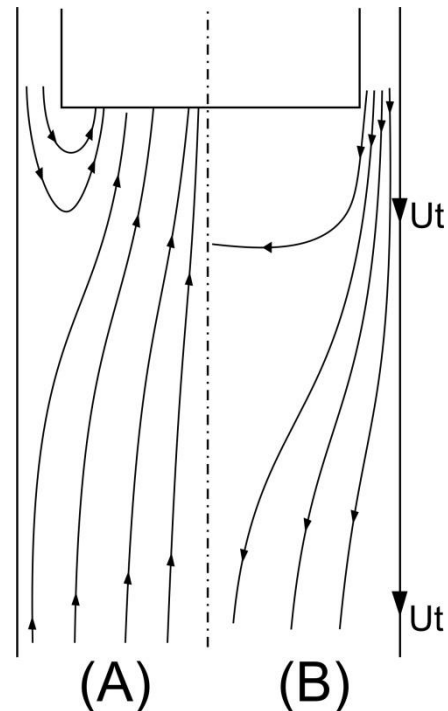


Figura 2 - Linhas de Corrente para um sistema de referência estacionário (A) e um sistema com velocidade U_t (B).

A condição de um fluxo estável, sem a presença de coalescência entre as bolhas é caracterizada por uma distância mínima entre as mesmas, conhecida como L_{STAB} . O filme de líquido em um escoamento vertical, representado na figura 1, tem velocidade U_F . Esse filme descendente encontra o pistão de líquido que está se movendo para cima, assim esse líquido é continuamente recebido pelo pistão e acelerado (em um sentido contrário ao seu movimento) até chegar à velocidade do mesmo.

A região caracterizada pela formação de vórtices devido à mistura de líquido em direções contrárias é denominada pela letra L_W , ela implica na formação de uma camada limite de quantidade de movimento que é constantemente destruída e restabelecida ao

longo do pistão de líquido fora da região de esteira.

A velocidade do pistão é estabilizada quando a espessura da camada limite se aproxima do valor do raio do tubo para todos os pistões.

Na região em que o escoamento não é desenvolvido, existem pistões com comprimentos variáveis, resultando em bolhas com diferentes velocidades e espessuras da camada limite. O resultado é a aceleração da bolha traseira e eventualmente a coalescência entre elas, processo caracterizado até o desenvolvimento do escoamento. Na figura 3 (A) pode-se comparar a divergência entre o padrão de escoamento estável e desenvolvido (com comprimentos de pistões e espessura da camada limite bem determinados) com um escoamento em desenvolvimento (com variados comprimentos de pistões e camadas limites), representado em (B).

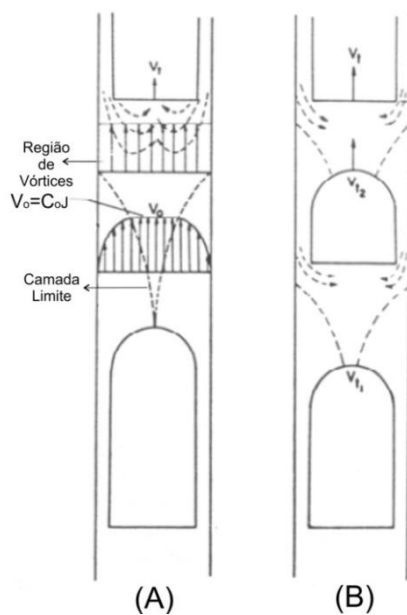


Figura 3 - Comparação entre fluxo desenvolvido (A) e em desenvolvimento (B).

Dukler e Fernandes (1983) deduziram a fórmula da velocidade para o filme de líquido baseando-se nos trabalhos de Brotz, considerando unidimensional, axi-simétrico, estável e ausência de cisalhamento interfacial.

Para a espessura, δ :

$$\delta = \frac{D}{2}(1 - \alpha^{0,5}), \quad (5)$$

em que α representa a fração de vazio da bolha de Taylor e D, o diâmetro do tubo. A velocidade (U_F) é dada na equação (6).

$$U_F = 9,916 \sqrt{gD(1 - \alpha^{0,5})} \quad (6)$$

A região de estudo do presente trabalho é de grande complexidade. Ela é conhecida como região de esteira e pode influenciar na velocidade da bolha seguinte. Os trabalhos que tratam do escoamento na esteira não são muitos e os dados experimentais são escassos. Campos e Guedes de Carvalho (1988) classificaram três diferentes padrões de fluxo de acordo com a função do inverso da viscosidade cinemática, N_f , dado pela equação (7):

$$N_f = \frac{\sqrt{gD^3}}{\nu} \quad (7)$$

O tipo 1 ocorre para $N_f < 500$, o tipo 2 para $500 < N_f < 1500$ e por fim, o tipo 3 para $N_f > 1500$. É importante mencionar que para $N_f > 500$, a esteira não apresenta um limite bem definida.

Apesar dessa dificuldade, Campos e Guedes de Carvalho (1988) conseguiram obter uma relação entre o tamanho da esteira, (L_W), em função de N_f , variando de 100 a 500.

$$\frac{L_W}{D} = 0,30 + 1,22 \cdot 10^{-3} N_f \quad (8)$$

p/ $100 < N_f < 500$

Analisar o perfil de velocidade no pistão de líquido é um item crucial para avaliar o comprimento da esteira. Moïssis e Griffith (1962) foram os pioneiros a investigar o processo de desenvolvimento do fluxo pistonado. Apesar de utilizar uma bolha de plástico, sua contribuição está relacionada com a observação de que a velocidade da bolha é

afetada pelo perfil de velocidade do líquido a frente da bolha.

A figura 4 representa o perfil de velocidade formado atrás da bolha em função distancia radial e axial.

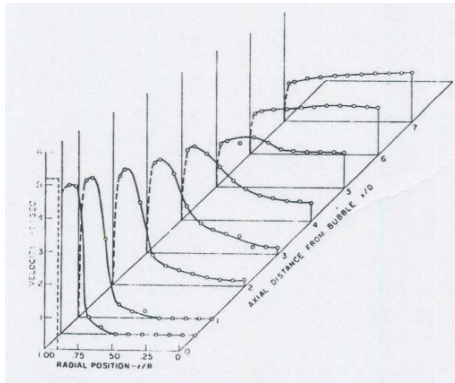


Figura 4 - Distribuição de velocidade atrás da bolha. Moissis et. al. (1962).

Baseado nas conclusões de Moissis & Griffith (1962), em que o valor da velocidade máxima do líquido decai com a distância entre as bolhas e que a velocidade das mesmas é inversamente proporcional ao comprimento do pistão de líquido, foi proposto o fator de influência de esteira:

$$h = B \exp\left(-\beta \frac{L}{L_{STAB}}\right), \quad (9)$$

onde L é o comprimento do pistão de líquido (soma do comprimento da esteira e o comprimento da região desenvolvida), L_{STAB} é o comprimento do pistão com fluxo estável, B e β são constantes adimensionais. O fator influência a velocidade de translação da bolha da seguinte forma:

$$U_T = (C_0 J + C_\infty \sqrt{gD})(1 + h) \quad (10)$$

Os resultados para os valores de B e β foram respectivamente, 5,5 e 6,0. Já o valor L_{STAB} de é de proximamente 10D para velocidades da mistura baixas (da ordem de 0,01 m/s) e de 15D para velocidade da mistura alta (da ordem de 0,75 m/s).

Pinto(1998), utilizando um aparato experimental baseado em transdutores de resposta rápida para diferença de pressão,

analisou a interação entre duas bolhas em um tubo vertical e obteve equações para o comprimento estável em função de N_f .

Para $N_f < 1500$, o comprimento L_{STAB} aumenta com os valores de N_f . Para esteiras turbulentas ($N_f > 1500$) o comprimento estável é independente de N_f , apresentando $L_{STAB}/D = 12,5$.

3. MÉTODO NÚMÉRICO

Objetivo: simular a esteira da bolha no pistão de líquido e analisar o comportamento do campo de velocidade.

As simulações numéricas foram realizadas utilizando o software de volumes finitos PHOENICS® versão 2010. O sistema de coordenadas empregado foi o cilíndrico-polar tendo o eixo z paralelo à direção axial. Explorando o fato que o escoamento é axi-simétrico a malha é bi-dimensional possuindo volumes nas direções axial e radial e apenas 1 volume na direção angular. As dimensões do domínio na direção radial e axial são, respectivamente $D/2$ e $8D$ onde D é o diâmetro do tubo. O referencial se desloca com velocidade U_T , a velocidade da bolha. Desta maneira pode-se ‘congelar’ a bolha e estudar o efeito esteira. Uma entrada de fluido está posicionada no início do eixo Z . Ela possui a forma anular e corresponde ao filme de líquido descendente. A velocidade na entrada passa a ser $U_T + U_F$. A parede do tubo apresenta a velocidade U_T e saída de fluido está localizada ao final do eixo Z e ocupa toda a seção transversal do tubo. Na saída foi especificada uma pressão constante. A figura 5 ilustra o domínio.

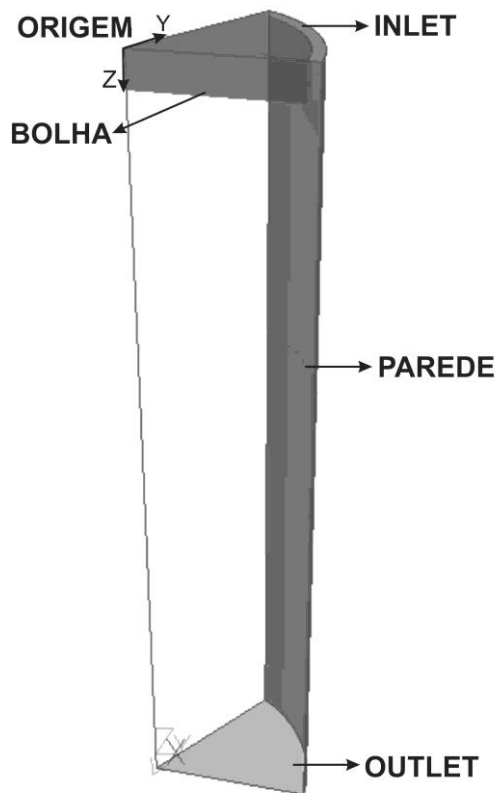


Figura 5 - Domínio utilizado para simulação

O modelo de turbulência utilizado no programa foi o de KE Low-Reynolds e a grade gerada foi com espaçamento não uniforme, apresentando menores volumes próximos à parede do tubo e ao inlet, regiões nas quais apresentam maiores variações de velocidades e pressões além de ter maior interesse, pela presença da esteira.

A fim de validar o sistema utilizado, foram procurados na literatura estudos experimentais que sustentassem os valores simulados, no entanto, não foram encontrados dados com escoamento turbulento.

Espera-se que a jusante da esteira da bolha, o perfil de velocidade restabeleça e apresente um perfil desenvolvido. Como forma de validação da metodologia procurou-se encontrar se a solução numérica aproxima-se assintoticamente do perfil hidrodinamicamente desenvolvido comparando-se sua velocidade máxima e a tensão na parede, τ/ρ .

O cálculo da tensão na parede analítico é realizada partindo do número de Reynolds da

mistura, equação (12), para calcular assim o fator de atrito através da relação de Blasius (13) e por fim, calcular o valor da razão através da equação (14).

$$Re(m) = \frac{JD}{\nu} \quad (12)$$

$$f = \frac{0,316}{Re^{0,25}} \quad (13)$$

$$\frac{\tau}{\rho} = \frac{fJ^2}{8} \quad (14)$$

3.1 Condições de Contorno

Para calcular todos os parâmetros de cada caso simulado, foram definidas as condições de entrada. Os diâmetros utilizados foram 26, 50 e 75 mm com velocidade de mistura (J) de 1,2 e 3 m/s.

Tabela 1 - Parâmetros de entrada

D (mm)	J (m/s)	μ_L (Pa.s)	μ_G (Pa.s)	ρ_L (kg/m ³)	ρ_G (Kg/m ³)	σ (N/m)
26	1	1,0E-03	1,74E-05	999	1,29	7,28E-02
26	2	1,0E-03	1,74E-05	999	1,29	7,28E-02
26	3	1,0E-03	1,74E-05	999	1,29	7,28E-02
50	1	1,0E-03	1,74E-05	999	1,29	7,28E-02
50	2	1,0E-03	1,74E-05	999	1,29	7,28E-02
50	3	1,0E-03	1,74E-05	999	1,29	7,28E-02
75	1	1,0E-03	1,74E-05	999	1,29	7,28E-02
75	2	1,0E-03	1,74E-05	999	1,29	7,28E-02
75	3	1,0E-03	1,74E-05	999	1,29	7,28E-02

Com os dados de entrada, foram calculadas as condições de contorno para os diferentes tubos. Condições essas: velocidade do nariz da bolha, U_t ; velocidade do filme de líquido, U_F e espessura do filme, δ .

Inicialmente U_T é calculado com a equação (15). O passo seguinte é calcular α através de um processo iterativo com a equação de Brotz (6) e a equação de balanço de massa (15):

$$U_F = U_T + \frac{(J-U_T)}{(1-\alpha)} \quad (15)$$

Com α é possível calcular a velocidade e espessura do filme de líquido, equações (6) e (5), respectivamente. O gráfico da figura 6 mostra as duas funções plotadas em função da variação de α ; quando elas cruzam, o valor resulta na mesma velocidade U_F , satisfazendo o sistema.

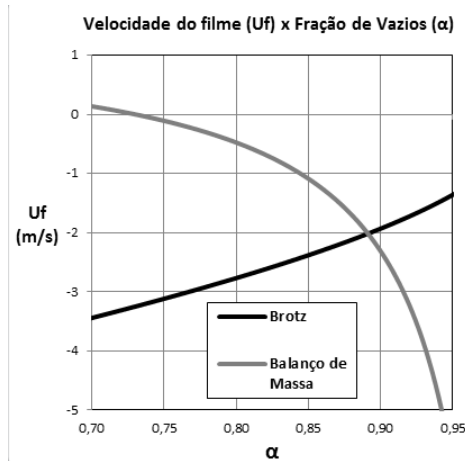


Figura 6 - Gráfico para Obtenção de alpha

A tabela 2 é então construída para realizar as simulações numéricas.

Tabela 2 – Parâmetros calculados para simulações numéricas.

D (mm)	J (m/s)	U_t (m/s)	U_f (m/s)	α	δ (m)
26	1	1.37	1.33	0.863	9.23E-04
26	2	2.57	1.37	0.855	9.79E-04
26	3	3.77	1.39	0.851	1.01E-03
50	1	1.44	1.83	0.866	1.74E-03
50	2	2.64	1.88	0.859	1.83E-03
50	3	3.84	1.91	0.854	1.90E-03
75	1	1.49	2.22	0.868	2.56E-03
75	2	2.69	2.28	0.861	2.70E-03
75	3	3.89	2.32	0.857	2.78E-03

Os valores analíticos da tensão de cisalhamento na parede para cada simulação são apresentados na tabela 3 como referência.

Tabela 3 - Valores de τ/ρ analíticos

D (mm)	J (m/s)	Re(m)	f	τ/ρ
26	1	2,59E+04	2,49E-02	0,003
26	2	5,18E+04	2,09E-02	0,010
26	3	7,77E+04	1,89E-02	0,021
50	1	4,98E+04	2,12E-02	0,003
50	2	9,96E+04	1,78E-02	0,009
50	3	1,49E+05	1,61E-02	0,018
75	1	7,47E+04	1,91E-02	0,002
75	2	1,49E+05	1,61E-02	0,008
75	3	2,24E+05	1,45E-02	0,016

3.2 Resultados Numéricos

Para demonstrar os resultados obtidos em cada simulação, tomou-se como exemplo o tubo de 75 mm cujo escoamento apresenta velocidade de mistura igual a 3 m/s.

Adotou-se a convenção de que a velocidade na direção do eixo Z e Y com o referencial em movimento é denominada, respectivamente, W_1 e V_1 ; a velocidade com o referencial estacionário no eixo Z e Y é representada, respectivamente, por W_2 e V_2 . As equações (16) e (17) são utilizadas para obter as velocidades no referencial estacionário.

$$W_2 = W_1 - U_t, \quad (16)$$

$$V_2 = V_1. \quad (17)$$

A figura 7 mostra o gráfico de contorno para a velocidade W_1 e a figura 8 a velocidade V_1 . Em (1) temos uma escala do domínio 1:1 e em (2) mostra maiores detalhes a região da esteira.

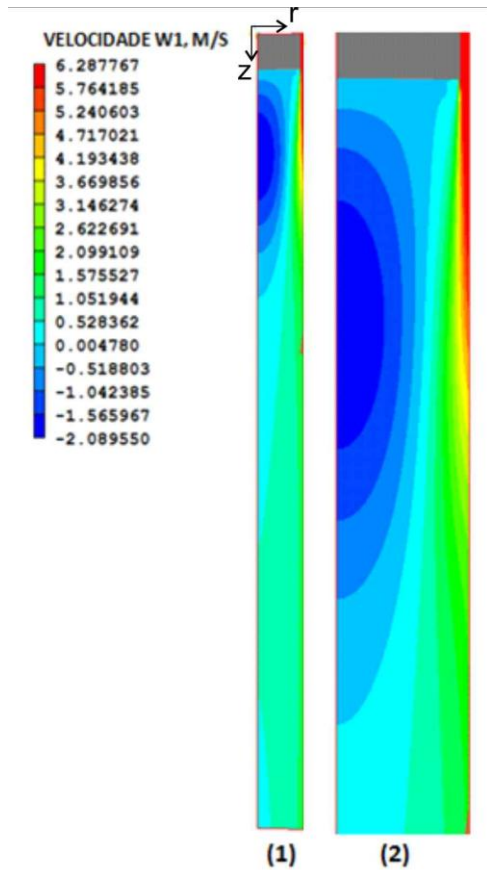


Figura 7 - Vel. Axial W_1 para $D=75\text{mm}$ e $J=3\text{m/s}$

Na figura 9 temos quatro gráficos para analisar a região da esteira, com as linhas de corrente e vetores de W_1 , além de observar a tensão de cisalhamento para cada volume do domínio. A linha pontilhada mostrada de (1) a (4) representa o fim do comprimento da esteira, L_w e início da região desenvolvida, L_D .

Na figura 9 (1), são traçadas as linhas de corrente do domínio; nas regiões próximas à parede, o fluido atravessa o tubo sendo influenciado pelo movimento da parede, já as regiões mais próximas da bolha ocorrem a inversão de velocidades, no INLET o fluido entra com uma velocidade positiva ($U_T + U_F$) e qualquer velocidade negativa indica a inversão de sentido, caracterizando pela região da esteira, ponto de recirculações (até aproximadamente 0,2 m) e depois segue o fluxo das demais linhas, indo em direção ao OUTLET. Em (2) temos o gráfico de vetores da velocidade W_1 , novamente podendo observar a magnitude das velocidades na região de recirculação, além de notar a

influência da parede com velocidade U_t arrastando o fluido na direção do OULET.

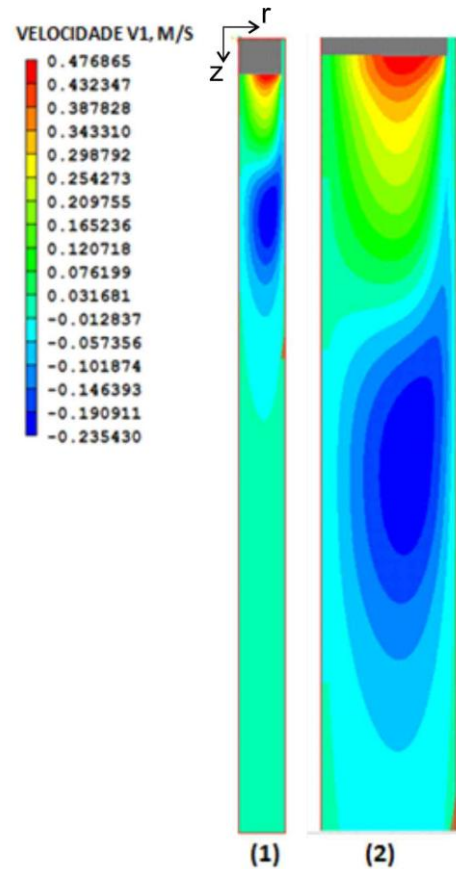


Figura 8 - Vel. radial V_1 para $D=75\text{mm}$ e $J=3\text{ m/s}$

Em (3) é plotado o gráfico do cisalhamento na parede, τ/ρ . É importante notar que enquanto os valores de cisalhamento nas simulações levam em conta a diferença entre as velocidades locais da parede e do fluido imediatamente acima dela, o valor analítico, representado pelos traços em cinza, considera as condições para um perfil hidrodinamicamente desenvolvido com a velocidade da mistura (J). Assim é de se esperar que enquanto o domínio estiver sob influência da esteira, exista uma grande variação dessa razão (como é visto até o fim de L_w).

No gráfico da figura 9 (4) é plotado a velocidade W_1 no centro do tubo, em $r/R=0$. Nota-se a variação dessa velocidade na região da esteira e depois uma estabilização da mesma na região desenvolvida.

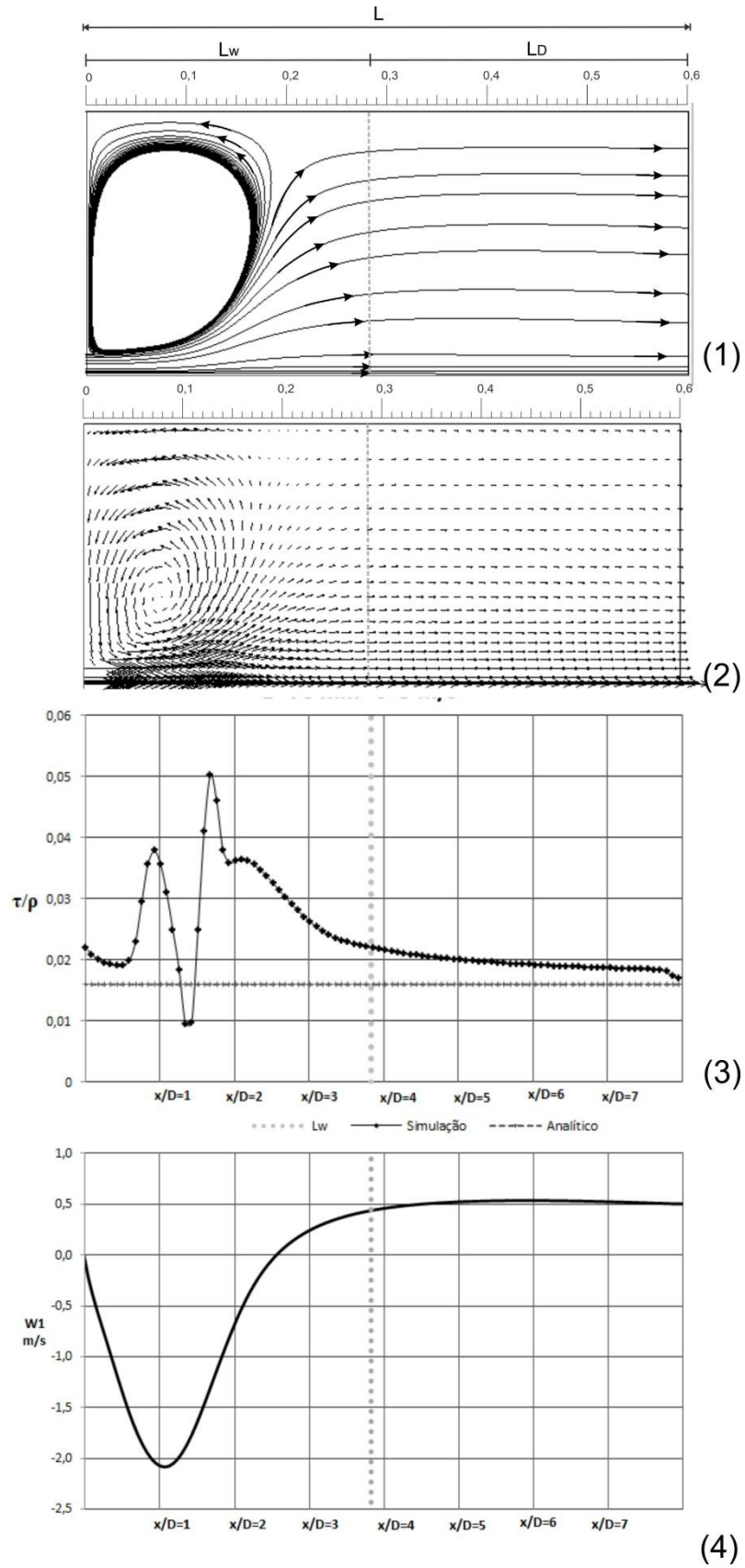


Figura 9 – Linhas de Corrente (1); Gráfico de Vetores de $W1$ (2); tensão de cisalhamento na parede do tubo (3) e velocidade $W1$ no centro do tubo ($r/R=0$) (4).

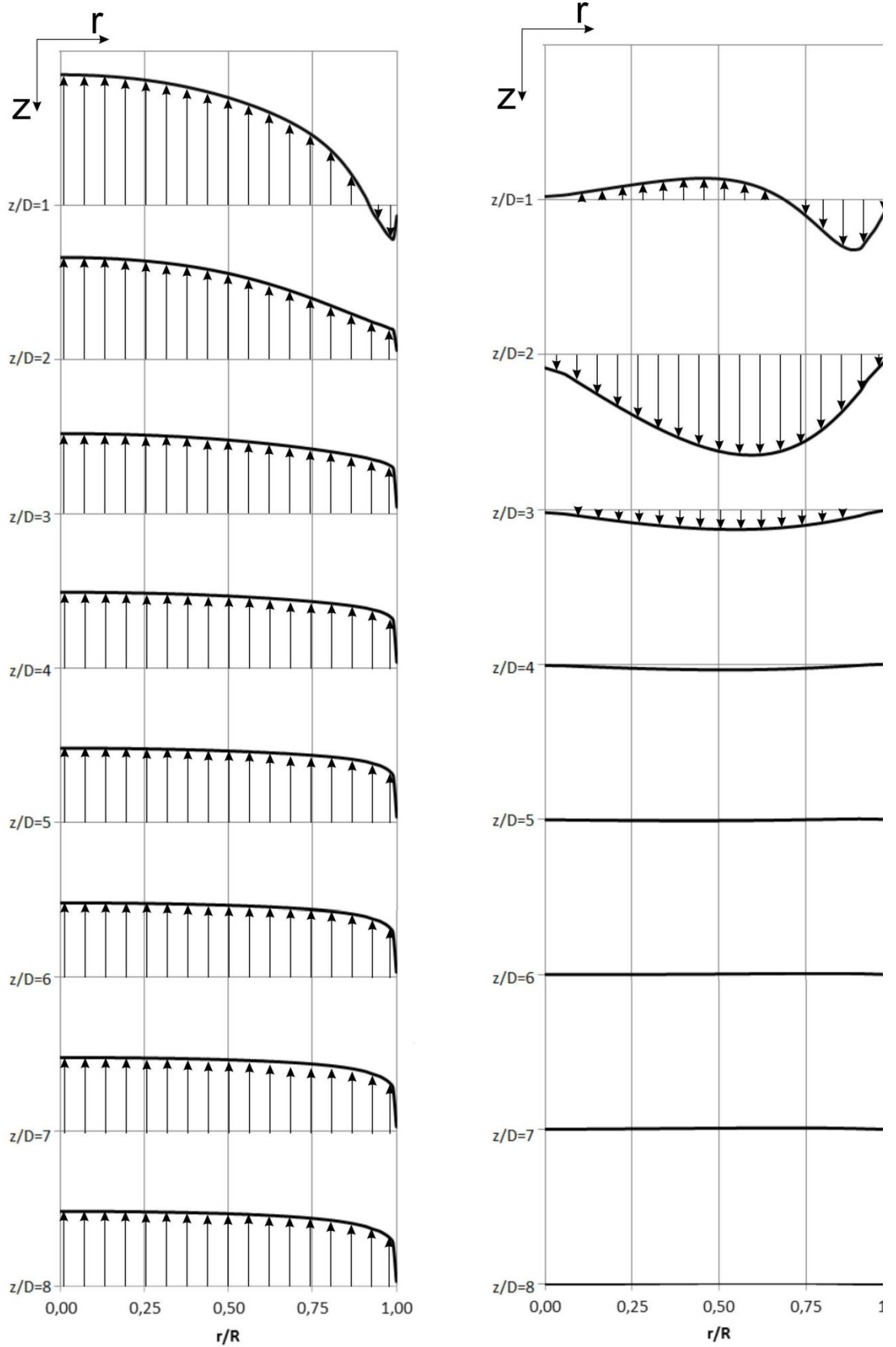


Figura 10 – Perfis de velocidades axiais e radiais para um referencial estacionário em diferentes posições axiais.

Na figura 10 são traçados os perfis de velocidade com referencial estacionário, W_2 e V_2 para direções axial e radial respectivamente. Observa-se que para as menores razões z/D o perfil não está desenvolvido, como era de se esperar, além de notar os sentidos de velocidade esperados, conforme mostrados nas linhas de corrente da figura 2 (A), onde existem velocidades negativas próximas ao INLET.

Além da análise da tensão na parede, o número normalizado da distância à parede, conhecida como Y_+ , é outra ferramenta de suporte para análise da convergência de cada simulação. Em função do modelo de turbulência adotado, este número deve atender um critério de valor; para o modelo KE Low-Reynolds o valor de Y_+ deve ser menor que 5 em todo o domínio. A tabela 4 apresenta os maiores valores encontrados em cada caso estudado e no gráfico da figura 11 é mostrado a variação de Y_+ ao longo do eixo Z para o tubo de 75 mm e velocidade de mistura 3 m/s.

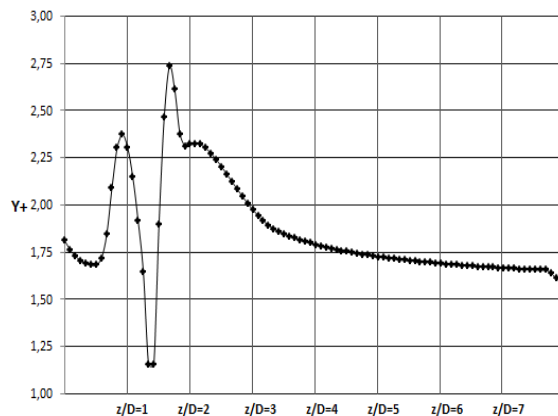


Figura 11 – Y_+ ao longo do eixo Z .

Tabela 4 - Y_+ máximo em cada simulação

D (mm)	J (m/s)	Y_+ máx.
26	1	0,36
26	2	0,60
26	3	0,87
50	1	0,96
50	2	1,16
50	3	1,57
75	1	1,65
75	2	2,06
75	3	2,73

Com relação ao gráfico da razão τ/ρ na parede, ao longo do eixo Z , todas as simulações tiveram uma proximidade relativa em relação ao valor esperado, conforme item (3) da figura 9.

3.3 Cálculo do Comprimento da Esteira, L_w

Para avaliar o comprimento da esteira de cada simulação, foram analisados todos os gráficos da velocidade W_2 na linha de centro, $r/R=0$. Quando essa velocidade apresentava variação, menor que 2% em relação à velocidade apresentada no OUTLET, esse comprimento foi tomado como a referência para o fim da esteira, demonstrando estar no regime desenvolvido.

No gráfico da figura 12 estão plotados as razões W_2/J de todas as velocidades de mistura para o tubo de diâmetro de 75 mm. Nota-se que as três funções aproximam assintoticamente do valor esperado, o número adimensional C_0 da equação (2).

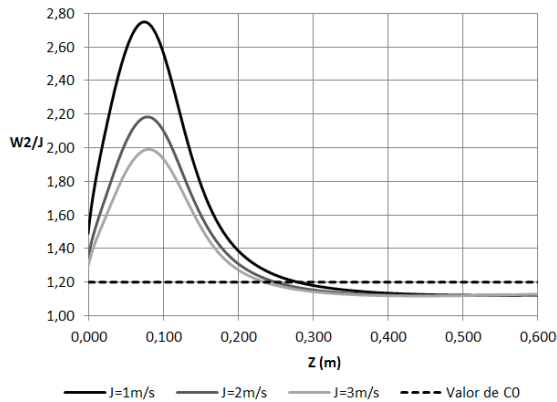


Figura 12 - Gráfico de $W2/J$ em função do eixo Z em $r/R=0$

Os valores do comprimento da esteira L_W foram obtidos de forma similar para os tubos com diâmetros menores em diferentes velocidades. A partir destes resultados foi montada a tabela 5.

Tabela 5 – Comprimento da Esteira em cada simulação

D (mm)	J (m/s)	Re(m)	Re(f)	L_w/D	δ/D
26	1	2,59E+04	3,46E+04	3,5	3,6E-02
26	2	5,18E+04	3,56E+04	3,4	3,8E-02
26	3	7,77E+04	3,61E+04	3,4	3,9E-02
50	1	4,98E+04	9,11E+04	3,8	3,5E-02
50	2	9,96E+04	9,36E+04	3,4	3,7E-02
50	3	1,49E+05	9,53E+04	3,3	3,8E-02
75	1	7,47E+04	1,66E+05	4,9	3,4E-02
75	2	1,49E+05	1,71E+05	4,1	3,6E-02
75	3	2,24E+05	1,73E+05	3,8	3,7E-02

3.4 Análise da variação do comprimento da Esteira, L_W

Com os dados obtidos da tabela 5, foi possível construir os gráficos da variação do comprimento da esteira em função dos seguintes parâmetros: o número de Reynolds da mistura, $Re(m)$, o número de Reynolds do filme, $Re(f)$ e da espessura do filme, δ .

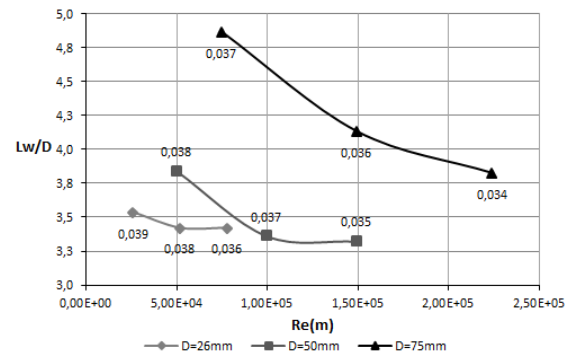


Figura 13 – Influência de $Re(m)$.

No gráfico da figura 13, os rótulos de cada ponto representam a espessura adimensional do filme, δ/D . Já na figura 14 foram plotados os valores médios para cada diâmetro de tubo, assim como os valores de máximo e mínimo, podendo assim observar que o comprimento adimensional da esteira, L_W/D , tem forte influência do Reynolds do filme.

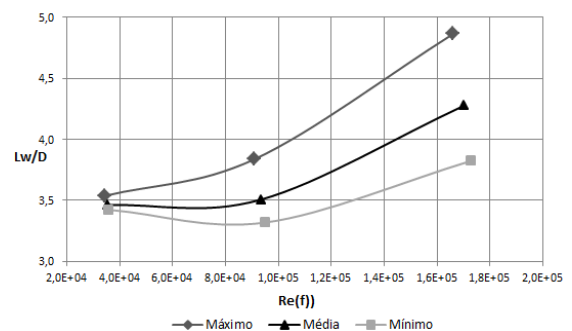


Figura 14 - Influência de $Re(f)$.

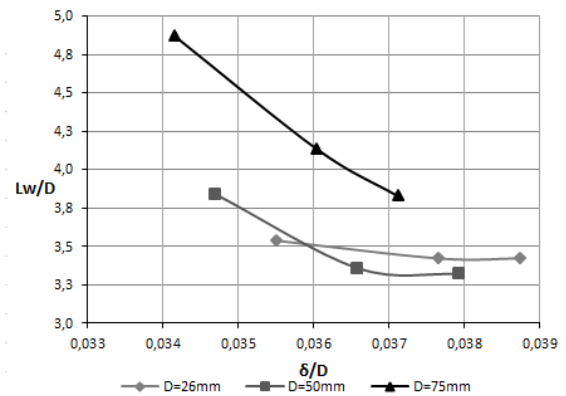


Figura 15 – Relação da espessura do filme com o comprimento da esteira.

O comprimento adimensional da esteira (L_W/D) variou de 3,5 a 5 para Re na ordem de $1,0E4$ a $2,0E5$. Esses comprimentos apresentaram valores bem menores que o esperado, como se pode ver em Moissis e Griffith (1962), para velocidades de misturas acima de 0,75 m/s, espera-se um comprimento estável de 8D. Já Pinto (2006) cita um comprimento estável apresentando $L_{STAB}/D = 12,5$ para $Nf > 1500$.

No entanto, o presente trabalho mostrou que os valores do comprimento estável são menores, variando de 3,5D a 5D. Esse comprimento está relacionado com a interação entre a bolha e a esteira no líquido. Caso a bolha esteja sob o efeito da esteira, sua velocidade é alterada, acarretando em uma aceleração e coalescência com a bolha superior.

Para o gráfico de $Re(f)$, enquanto este aumenta, a esteira também aumenta, sendo sensível ao aumento do diâmetro do tubo. Para valores de $Re(m)$ e da espessura do filme, quando estes aumentam, o comprimento da esteira diminui.

Para trabalhos futuros, recomenda-se analisar uma gama maior de diâmetros de tubo afim de uma melhor avaliação dos parâmetros adimensionais com a expectativa de obter funções que relacionam L_W/D com valores de Reynolds, seja ele da mistura ou do filme; velocidade de subida da bolha; espessura e velocidade do filme de líquido além das viscosidades e densidades das fases presentes.

4. BIBLIOGRAFIA

Barnea D. e Taitel Y., 1993. "A model for slug length distribution in gas-liquid slug flow" *Int. J. Multiphase Flow*, 19 (5): 829-838.

Barnea, D., 1990. "Effect of bubble shape on pressure drop calculations in vertical slug flow". *Int. J. Multiphase Flow* 16, 79-89.

Dukler, A. E., Fernandes, R. C., Semiat, R. 1983. "Hydrodynamic model for gas-liquid slug flow in vertical tubes". *AIChE Journal*, Vol. 29, No. 6, pp. 981-989.

Dukler A. E., Moalem Maron D., e Brauner N. 1985. "A physical model for predicting the minimum stable slug length". *Chem. Eng. Sci.*, 40, 1379-1385.

Moissis, R. e Griffith P., "Entrance Effects in a Two Phase Slug Flow." *A.S.M.E. Journal of Heat Transfer*, Fevereiro, 1962.

Nogueira, S. et al. "Flow patterns in the wake of a Taylor bubble rising through vertical columns of stagnant and flowing Newtonian liquids: An experimental study". *Chemical Engineering Science*. 61. ed. Elsevier, 2006b. p. 7199-7212.

Nicklin, D. J. , Wilkes, J. O. , Davidson, J. F. 1962. "Two-phase flow in vertical tubes". *Trans. Inst. Chem.*, v.40, pp.61-68.

Pinto A. M. F. R.; Coelho Pinheiro M. N.; Campos J. B. L. M. 1998. "Coalescence of two gas slugs rising in a co-current flowing liquid in vertical tubes". *Chemical engineering science*. v. 53, n. 16, pp. 2973-2983.

Polonsky, S. Shemer, L. Barnea, D. 1999. "The relation between the Taylor bubble motion and the velocity field ahead of it". *International journal of multiphase flow*, v.25, pp. 957-975.

Taitel, Y., Barnea, D. & Dukler, A. E. 1980. "Modeling flow pattern transitions for gas-liquid flows in vertical rod bundle". *Int. J. Multiphase Flow*, 509-524.