

UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ

DEPARTAMENTO ACADÊMICO DE MECÂNICA

CURSO DE ENGENHARIA MECÂNICA

RAPHAEL JOSÉ BARZOTTO

**ESTUDO NUMÉRICO DO ESCOAMENTO BIFÁSICO (LÍQUIDO-  
GÁS) EM UMA CÉLULA DE BALANÇO USANDO SOFTWARE ANSYS  
FLUENT**

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

CURITIBA

2019

RAPHAEL JOSÉ BARZOTTO

**ESTUDO NUMÉRICO DO ESCOAMENTO BIFÁSICO (LÍQUIDO-  
GÁS) EM UMA CÉLULA DE BALANÇO USANDO SOFTWARE ANSYS  
FLUENT**

Monografia do Projeto de Pesquisa apresentada à disciplina de Trabalho de Conclusão de Curso 2 do curso de Engenharia Mecânica da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, como requisito parcial para aprovação na disciplina.

Orientador: Prof. Dr. Paulo Henrique Dias dos Santos

CURITIBA

2019

## **TERMO DE APROVAÇÃO**

Por meio deste termo, aprovamos a Proposta de Projeto de Pesquisa “ESTUDO NUMÉRICO DO ESCOAMENTO BIFÁSICO (LÍQUIDO-GÁS) EM UMA CÉLULA DE BALANÇO USANDO SOFTWARE ANSYS FLUENT”, realizada pelo aluno Raphael José Barzotto como requisito parcial para aprovação na disciplina de Trabalho de Conclusão de Curso 2, do curso de Engenharia Mecânica da Universidade Tecnológica Federal do Paraná.

Prof. Dr. Paulo Henrique Dias dos Santos  
DAMEC, UTFPR  
Orientador

Prof. Dr. Moisés Alves Marcelino Neto  
DAMEC, UTFPR  
Avaliador

Prof. Dr. Eduardo Matos Germer  
DAMEC, UTFPR  
Avaliador

Curitiba, 02 de dezembro de 2019

## RESUMO

Barzotto, Raphael. Estudo Numérico do escoamento Bifásico (Líquido-Gás) em uma Célula de Balanço Usando Software ANSYS FLUENT. 63 f. Trabalho de conclusão de curso – Tcc2, Bacharelado em Engenharia Mecânica, Departamento Acadêmico de Mecânica, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Curitiba, 2019.

Escoamentos multifásicos em tubulações podem acarretar variados problemas como desgaste destas. A fim de compreender mais sobre escoamento bifásico, pode-se simular o escoamento por meio experimental ou computacional. Entretanto, escoamentos encontrados em indústrias, como a do petróleo, têm grandes proporções, impossibilitando a reprodução destes em laboratório. Uma alternativa para reduzir a geometria dos escoamentos é a utilização de células de balanço em experimentos e simulações computacionais. Neste trabalho, é estudada a dinâmica de um escoamento bifásico líquido-gás em uma célula de balanço, com auxílio de simulações numéricas bidimensionais e transientes. Para a modelagem do escoamento, é utilizado o modelo de Volume de Fluidos, junto com o modelo de turbulência  $k-\epsilon$ . Na modelagem numérica, será utilizado o método dos volumes finitos baseados em elementos finitos, tensão interfacial, método SIMPLE de acoplamento pressão-velocidade e PLIC de reconstrução de interface, através do *software* ANSYS FLUENT. Foram realizadas simulações numéricas para analisar as vazões, as velocidades e as distribuições das fases na célula de balanço para diferentes preenchimentos de líquido (30, 40 e 90% do volume da célula) para uma mesma rotação (0,925 rad/s) com ângulo máximo de  $17,5^\circ$ . Os resultados obtidos pelas simulações foram validados com resultados experimentais obtidos no NUEM/UTFPR. Através dos resultados numéricos foi possível analisar perfis e gradientes de velocidade, viscosidade turbulenta e tensão cisalhante nas paredes para cada fase e na interface. Como consequência, foi constatado que a tensão cisalhante na interface não pode ser aproximada para a tensão na parede para a fase gasosa, como é assumido em modelos mecanicistas para o escoamento bifásico.

**Palavras-chave:** Célula de balanço, Escoamento bifásico, Estudo Numérico.

## ABSTRACT

Barzotto, Raphael. Numerical Study of Biphasic Flow (Liquid-Gas) in a Rock-Flow Cell Using ANSYS FLUENT Software. 63 p. Undergraduate Thesis, Mechanical Engineering, Academic Department of Mechanical, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, 2019.

Multiphase flows in pipes can cause various problems such as pipe wear. In order to obtain more understanding about biphasic flow, one can simulate the flow through experimental or computational means. However, flows in industries, such as oil, have large proportions, making it impossible to reproduce them in a laboratory environment. The use of balance cells in computational experiments and simulations can be an alternative to reduce flow geometry. In this paper, the dynamics of a two-phase liquid-gas flow in a rock-flow cell is studied, using two-dimensional and transient numerical simulations. For the flow modeling, the Volume of Fluids Model is used, together with the  $k-\epsilon$  Turbulence Model. In the numerical modeling, the finite element-based finite volume method, interfacial tension, pressure-velocity coupling algorithm (SIMPLE) and the piecewise linear interface calculation (PLIC) will be used through the ANSYS FLUENT software. Numerical simulations were performed to analyze the flow rates, velocities and phase distributions in the balance cell for different liquid holdups (30, 40 e 90% of the cell volume) for the same rotation (0,925 rad/s) at maximum angle of  $17.5^\circ$ . The results obtained by the simulations were validated with experimental results obtained from NUEM-UTFPR (Multiphase Flow Center). Through the numerical results it was possible to analyze profiles and gradients of velocity, turbulent viscosity and shear stress on the walls for each phase and at the interface. As a consequence, it has been found that the shear stress at the interface cannot be approximated to the wall stress for the gas phase, as assumed in mechanistic models for biphasic flow.

**Keywords:** Rock-Flow Cell, Two-Phase Liquid-Gas Flow, Numerical Study.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Representação de uma Unidade de Golfada.....	16
Figura 2 - Discretização Utilizada por GHORAI e NIGAM.....	24
Figura 3 - Resultados Obtidos .....	25
Figura 4 - Comparação de Resultados de Perfis de Escoamento Obtidos por CFD, Fotos dos Experimentos e Perfis Obtidos por ERT .....	26
Figura 5 - Malhas utilizadas por PEREZ et al. (2010), da esquerda para a direita: polar cilíndrica, borboleta, retangular em grade-H, pavimentar não-estruturada .....	27
Figura 6 - Variação do holdup de líquido com a mudança na velocidade da fase gasosa.....	28
Figura 7 - Comparação do Escoamento Proposto Experimentalmente (azul) e Simulado (vermelho) .....	29
Figura 8 - Representação da célula de balanço e suas dimensões e variáveis (imagem esquemática fora de escala).....	30
Figura 9 - Discretização do domínio para o cálculo dos termos difusivos .....	35
Figura 10 - Discretização do domínio para o cálculo dos termos convectivos .....	36
Figura 11 - Área reconstruída pelo modelo de Reconstrução de Interface .....	38
Figura 12 - Domínio e malha computacional do problema.....	39
Figura 13 - Comparação dos resultados numéricos (b) com experimentais (a) para a malha M1 .....	40
Figura 14 - Comparação dos resultados numéricos (b) com experimentais (a) para a malha M2 .....	41
Figura 15 - Comparação dos resultados numéricos (b) com experimentais (a) para a malha M3 .....	41
Figura 16 - Comparação dos resultados numéricos (b) com experimentais (a) para a malha M4 .....	42
Figura 17 - Validação dos resultados numéricos para $F = 30\%$ ( $t = 4,455$ s) .....	43
Figura 18 - Validação dos resultados numéricos para $F = 30\%$ ( $t = 3,894$ s) .....	44

Figura 19 - Validação dos resultados numéricos para $F = 40\%$ ( $t = 2,013$ s) .....	44
Figura 20 - Validação dos resultados numéricos para $F = 40\%$ ( $t = 4,488$ s) .....	45
Figura 21 - Validação dos resultados numéricos para $F = 90\%$ ( $t = 4,521$ s) .....	45
Figura 22 - Validação dos resultados numéricos para $F = 90\%$ ( $t = 4,455$ s) .....	45
Figura 23 - Validação dos resultados numéricos: altura de líquido para $F=30\%$ .....	46
Figura 24 - Validação dos resultados numéricos: altura de líquido para $F=40\%$ .....	47
Figura 25 - Validação dos resultados numéricos: altura de líquido para $F=90\%$ .....	47
Figura 26 - (a) Fração de Volume do Ar, perfis de velocidade na linha vertical à esquerda (b), no centro (c) e à direita (d) para $F = 30\%$ .....	49
Figura 27 - Perfis de velocidade na direção x na linha vertical à esquerda, no meio e à direita para $F = 30\%$ .....	50
Figura 28 - Gradiente de velocidade na direção x com relação a direção y na linha vertical da direita para $F = 30\%$ .....	51
Figura 29 - Perfil de viscosidade turbulenta na linha vertical da direita para $F = 30\%$ .....	51
Figura 30 - (a) Fração de Volume do Ar, perfis de velocidade na linha vertical à esquerda (b), no centro (c) e à direita (d) para $F = 40\%$ .....	52
Figura 31 - Perfis de velocidade na direção x na linha vertical à esquerda, no meio e à direita para $F = 40\%$ .....	53
Figura 32 - Gradiente de velocidade na direção x com relação a direção y na linha vertical da esquerda para $F = 40\%$ .....	53
Figura 33 - Perfil de viscosidade turbulenta na linha vertical da direita para $F = 40\%$ .....	54
Figura 34 - (a) Fração de Volume do Ar, perfis de velocidade na linha vertical à esquerda (b), no centro (c) e à direita (d) para $F = 90\%$ .....	55
Figura 35 - Perfis de velocidade na direção x na linha vertical à esquerda, no meio e à direita para $F = 90\%$ .....	56
Figura 36 - Gradiente de velocidade na direção x com relação a direção y na linha vertical da direita para $F = 90\%$ .....	56

Figura 37 - Perfil de viscosidade turbulenta na linha vertical da direita para  $F = 90\%$  .....57



## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Significado de cada termo da equação (3.2).....	32
Tabela 2 - Definição dos coeficientes da equação (3.18), por Versteeg e Malalasekera (2007) .....	37
Tabela 3 - Malhas Computacionais .....	40
Tabela 4 - Posições das Linhas de Estudo .....	48
Tabela 5 - Cálculos das tensões de cisalhamento nas simulações.....	58

## **LISTA DE SIGLAS E ABREVIATURAS**

Petrobras	Petróleo Brasileiro S.A.
CFD	Fluidodinâmica Computacional
NUEM	Núcleo de Escoamento Multifásico
UTFPR	Universidade Tecnológica Federal do Paraná
VOF	Modelo dos Volumes de Fluidos
CSF	Modelo das Forças Interfaciais
PLIC	Modelo de Reconstrução de Interface
TCC	Trabalho de Conclusão de Curso
M1	Malha 1
M2	Malha 2
M3	Malha 3
M4	Malha 4

## LISTA DE SÍMBOLOS E ACRÔNIMOS

### Símbolos romanos

$L$	Comprimento	[m]
$H$	Fração volumétrica	[%]
$U$	Velocidade	[m/s]
$\bar{g}$	Aceleração da gravidade	[m/s <sup>2</sup> ]
$D$	Diâmetro	[m]
$Re$	Número de Reynolds	[-]
$C$	Constantes e coeficientes	[-]
$f$	Frequência	[Hz]
$V$	Velocidade	[m/s]
$M$	Massa	[kg]
$t$	tempo	[s]
$F$	Força	[N]
$\hat{n}$	Vetor normal	[-]
$u, v$	Velocidades na direção dos eixos x e y respectivamente.	[m/s]
$x, y$	Coordenadas no eixo cartesiano	[-]

### Símbolos gregos

$\rho$	Densidade	[kg/m <sup>3</sup> ]
$\theta$	ângulo	[rad]
$\sigma$	Tensão	[Pa]
$\tau$	Tensão de cisalhamento	[Pa]
$\omega$	Velocidade angular	[rad/s]

$\mu$	Viscosidade	[kg/m.s]
$\delta$	Distância	[m]
$\phi$	Fase	[-]
$\kappa$	Energia Cinética Turbulenta	[J]
$\varepsilon$	Taxa de Dissipação da energia Cinética Turbulenta	[-]

### **Subscritos**

$l$	Líquido
$g$	Gás
$m$	Malha
$ef$	Eficiente
$T$	Turbulenta
$\sigma$	Interfacial
$VC$	Volume de Controle
$P$	Ponto
$E$	Ponto a Leste
$W$	Ponto a Oeste

## SUMÁRIO

1.	INTRODUÇÃO.....	13
1.1	CARACTERIZAÇÃO DO PROBLEMA.....	13
1.2	OBJETIVOS .....	14
1.2.1	OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....	14
1.3	JUSTIFICATIVA .....	15
2.	Fundamentação Teórica.....	16
2.1	Teoria do escoamento bifásico em tubos horizontais e inclinados .....	16
2.1.1	Velocidade da Golfada .....	17
2.1.2	Velocidade de <i>Drift</i> .....	17
2.1.3	Fração Volumétrica de Líquido da Golfada .....	18
2.1.4	Frequência.....	20
2.1.5	Comprimento Médio da Golfada.....	21
2.2	Simulações em CFD do Escoamento Bifásico em Tubulações.....	24
3.	Modelagem matemática e numérica .....	30
3.1	Descrição do Problema .....	30
3.2	Equações de Balanço .....	31
3.2.1	Conservação de Massa .....	31
3.2.2	Conservação da Quantidade de Movimento Linear (equação de Navier-Stokes) .....	31
3.3	Modelo de Turbulência ( $k-\epsilon$ ) .....	33
3.4	Modelo de Volume de Fluidos (VOF).....	33
3.5	Modelo de Tensão Interfacial .....	34
3.6	Modelagem Numérica.....	35
3.6.1	Método dos Volumes Finitos .....	35
3.6.2	Discretização dos Termos Difusivos e Advectivos .....	35
3.6.3	Discretização dos Termos Transientes .....	37
3.6.4	Método de Acoplamento Pressão-Velocidade.....	38
3.6.5	Modelo de Reconstrução de Interface (PLIC).....	38
3.6.6	Estudo da Malha Computacional .....	39
4.	RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	43
4.1	VALIDAÇÃO DO MODELO NUMÉRICO.....	43
4.2	ANÁLISE HIDRODINÂMICA DO ESCOAMENTO BIFÁSICO .....	48
5.	CONCLUSÕES .....	59
	REFERÊNCIAS .....	61

# 1. INTRODUÇÃO

## 1.1 CARACTERIZAÇÃO DO PROBLEMA

A indústria do petróleo abrange atividades de exploração, desenvolvimento, produção, refino e distribuição. Dentre as atividades de exploração, se encontram as atividades de prospecção. Essas têm como objetivo a obtenção de informação sobre jazidas petrolíferas como: localização precisa e tamanho. Com o avanço dos métodos prospectivos foi possível uma melhor compreensão do potencial do pré-sal desde 2006, quando foi descoberto pela Petrobras.

O pré-sal consiste em uma exploração *offshore* (exploração sobre uma camada de água), porém, diferente da exploração *offshore* convencional, a camada de pré-sal se encontra após a camada de sal, em uma profundidade de perfuração mais elevada. Por conta de desafios como a profunda perfuração necessária e a grande camada de água do fundo oceânico até a plataforma, empresas ligadas à indústria petroleira contam com muitos investimentos em pesquisa ao redor do mundo. Dentre os ramos de pesquisa, destaca-se a tentativa de compreensão do tipo de escoamento dentro dos tubos de produção de petróleo.

Em um poço de produção de petróleo, encontra-se água, óleo e gás. Isso faz com que na tubulação de produção o escoamento seja multifásico. Escoamentos multifásicos em tubulações podem acarretar em variados problemas como desgaste das tubulações. Dentre os diferentes perfis de escoamento bifásico líquido-gás, o mais comumente visto na produção de petróleo no pré-sal é o escoamento em golfadas.

As golfadas consistem em bolsões de gás a alta velocidade escoando de maneira alternada com bolsões de líquido. Essa alternância de fases faz com que o escoamento tenha altas variações de pressão em pouco tempo, comprometendo, assim, encaixes das tubulações e bombas.

A fim de compreender mais sobre escoamento bifásico, pode-se simular o escoamento por meio experimental. Em um ambiente controlado de um laboratório é possível representar com certa precisão situações de trabalho que ocorrem na extração de petróleo. Para esse fim, várias técnicas foram criadas e adaptadas por grupos de pesquisas durante anos.

Para replicar com confiabilidade certos tipos de escoamento, deve-se controlar quantidades e velocidades de fluido e gás no escoamento. Com o uso de mapas de padrões de escoamento e usando como base os valores de velocidade superficial do fluido e do gás, pode-

se prever o padrão de escoamento que será obtido experimentalmente. Assim, desenvolveram-se vários métodos de obtenção dessas velocidades superficiais.

Ainda na tentativa de obter características e dados sobre escoamentos bifásicos pode-se simular estes computacionalmente por meio de *softwares* de CFD (*Computational Fluid Dynamics*). Ao definir condições de contorno e discretizar equações de escoamentos e domínios de tubulações, é possível obter dados e interpretar características e propriedades de padrões de escoamento.

Um dos métodos experimentais realizados no NUEM-UTFPR é o método das células de balanço (*Rocking Flow Cells*). Este método consiste em uma tubulação preenchida com líquido e gás que se move alternadamente de maneira angular em relação ao centro a fim de simular escoamento bifásico, com base em uma razão de preenchimento e uma rotação especificadas. Portanto, é uma alternativa viável de experimento para reprodução de padrões de escoamento estratificado e em golfadas já que é um experimento barato e de pequeno porte. Entretanto, para situações onde se necessita condições extremas ou reais, as células de balanço não podem ser utilizadas. Desta maneira, a simulação computacional pode suprimir essa deficiência experimental. Porém, os resultados numéricos devem ser validados através de comparações entre os resultados teóricos e os experimentais.

## 1.2 OBJETIVOS

Neste contexto, o objetivo do presente trabalho é entender, através de um estudo numérico, os fenômenos envolvidos no escoamento bifásico em uma célula de balanço para diferentes razões de preenchimento de líquido (30, 40, e 90% do volume da célula) com uma rotação de 0,925 rad/s com ângulo máximo de 17,5°.

### 1.2.1 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

1. Realizar simulações numéricas através do *software* com licença estudantil ANSYS FLUENT versão 2019 R1, no qual as equações de conservação serão resolvidas através do método de volumes finitos em conjunto com o modelo de turbulência SST (*Shear Stress Transport*) e o modelo VOF (*Volume Of Fluid*) para o tratamento da interface.

2. Validar as simulações numéricas com dados fornecidos pelo NUEM (Núcleo de Escoamento Multifásico).

### **1.3 JUSTIFICATIVA**

A simulação tanto experimental quanto numérica do escoamento bifásico (líquido-gás) em tubulações muito extensas se torna inviável do ponto de vista de custo. A construção, instrumentação e operação de uma bancada experimental demanda recursos elevados (financeiro e humano). A simulação computacional de grandes tubulações também requer um elevado custo computacional. Uma alternativa que vem sendo feita no NUEM/UTFPR é a reprodução experimental desse tipo de escoamento em uma célula de balanço tanto para a reprodução dos padrões de escoamento bifásico (especialmente o padrão em golfadas), quanto para formação de hidratos. Desta forma, a simulação numérica neste tipo de célula de balanço se torna viável e pode ser validada através dos dados experimentais.



## 2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

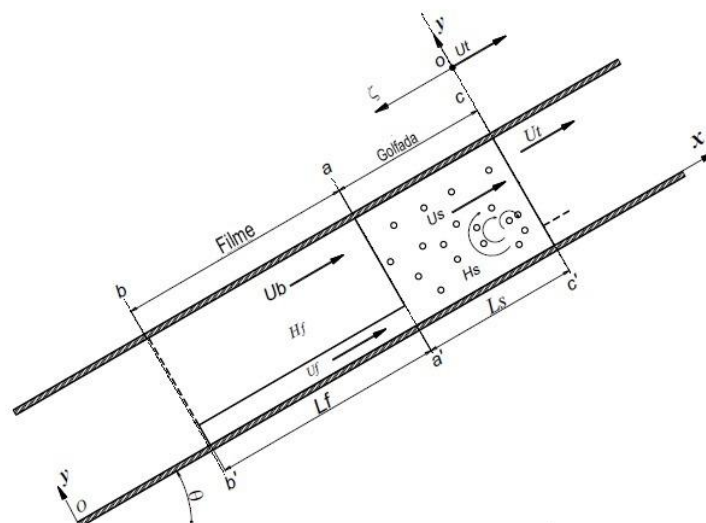
Com o avanço da indústria do petróleo, surgiu a necessidade de melhor compreensão do comportamento e propriedades de escoamentos multifásicos. Dentre os métodos para obtenção destes resultados, encontram-se simulações computacionais, chamadas de *Computational Fluid Dynamics* ou CFD. Assim, grupos de pesquisa vêm aprimorando as técnicas computacionais de alcance de características destes tipos de escoamentos. Neste capítulo é apresentada uma revisão da parte teórica e conceitos que serão utilizados neste trabalho, bem como os trabalhos teóricos obtidos usando CFD, os quais foram validados através de dados experimentais.

### 2.1 Teoria do escoamento bifásico em tubos horizontais e inclinados

O padrão de escoamento em golfadas é um dos padrões mais comumente encontrados durante condições de operação em tubos com escoamentos bifásicos. É caracterizado pela alternância em alta velocidade entre golfadas de líquido (com altos valores de fração volumétrica de líquido) e grandes bolsões de gás.

Hubbard (1965) e Dukler e Hubbard (1975) propuseram os primeiros modelos para a simulação de escoamento em golfadas, que são usados como base até hoje. A figura 1 mostra de forma esquemática os principais parâmetros em uma célula unitária inerentes ao escoamento em golfadas.

**Figura 1 - Representação de uma Unidade de Golfada.**



Fonte: PEREZ (2007)

Estes modelos partem do princípio de que a unidade de golfada é composta por um comprimento de pistão de líquido,  $L_S$ , uma fração volumétrica de líquido,  $H_S$ , e uma bolha alongada de gás, juntamente com uma camada de filme de líquido com comprimento,  $L_f$ , e uma fração volumétrica de líquido no filme,  $H_f$ . Na dianteira das golfadas existe uma zona de mistura, que se move a uma velocidade de translação,  $U_t$ , onde partículas de líquido são arrancadas da camada líquida e são aceleradas para a velocidade da golfada,  $U_S$ . A componente  $U_f$  refere-se à velocidade da camada líquida e  $U_{GP}$  refere-se à velocidade da bolha de gás. O modelo assume que a quantidade de líquido arrancado pela golfada é igual a quantidade de líquido perdido pela calda da golfada, assim, o comprimento desta permanece constante enquanto viaja na tubulação.

A fim de desenvolver equações para o modelo de golfadas, adota-se como volume de controle toda a camada de líquido e o bolsão gasoso, como é mostrado na figura 1.

### 2.1.1 Velocidade da Golfada

Dukler e Hubbard (1975) fizeram balanços de massa da ponta da golfada até o ponto do corpo da golfada em que a velocidade é máxima,  $U_S$ , eles chegaram nestas equações:

$$U_t \equiv C_0 U_S \quad (2.1)$$

onde  $C_0$  varia entre 1.2 e 1.35 segundo Kouba (1987)

A fim de se calcular a velocidade da golfada, Dukler e Hubbard (1975) fizeram balanços de massa para ambas as fases e chegaram em:

$$U_S = U_m \equiv U_{SG} + U_{SL} \quad (2.2)$$

onde  $U_S$  é a velocidade da golfada,  $U_{SG}$  e  $U_{SL}$  são, respectivamente, as velocidades superficiais da fase gasosa e da fase líquida e  $U_m$  é a velocidade da mistura.

### 2.1.2 Velocidade de Drift

A diferença entre as velocidades de cada fase do escoamento é chamada de Velocidade de deslizamento ou *Drift*. Cada tipo de escoamento necessita de uma correlação diferente para calcular essa velocidade. O presente estudo terá foco nas correlações para escoamento em golfadas.

Nicklin *et al.* (1962) foram os pioneiros no estudo do movimento de bolhas alongadas em escoamentos verticais. Entretanto, Weber (1981) propôs a seguinte correlação, para fluidos de viscosidade baixa, para estimar a velocidade de deslizamento (*Drift*):

$$U_d = \sqrt{gd} \left[ 0,54 - 1,76 \left( \frac{\rho g d^2}{\sigma} \right)^{(-0,56)} \right] \quad (2.3)$$

onde  $g$  e  $d$  são a aceleração da gravidade e o diâmetro do tubo, respectivamente. Perez (2007), sugeriu que a velocidade de *drift* se torna negligenciável com  $d < 5\text{mm}$  na equação (2.3) (PEREZ, 2007).

Bendixsen (1984) propôs que se usasse a seguinte fórmula para a velocidade de *drift* para o caso inclinado.

$$U_d = U_d^h \cos \theta + U_d^v \sin \theta \quad (2.4)$$

onde  $U_d^h$  e  $U_d^v$  são as velocidades de *drift* horizontal e vertical, respectivamente. E o ângulo  $\theta$  corresponde ao ângulo ( $40^\circ < \theta < 60^\circ$ ). Mais tarde Hasan and Kabir (1988) propuseram a seguinte relação:

$$U_d = U_d^v \sqrt{\sin \theta} (1 + \cos \theta)^{1,2} \quad (2.5)$$

### 2.1.3 Fração Volumétrica de Líquido da Golfada

A fração volumétrica de líquido de um volume de controle é dada pela porcentagem de volume preenchido por líquido. A sua predição na golfada é importante para melhores cálculos da queda de pressão. Dukler e Hubbard (1975) mostraram que a fração de fase gasosa na golfada depende da razão de entrada de gás/líquido. O efeito do tubo foi investigado por Andreussi e Bendixsen (1989). Propriedades fluidas como tensão superficial e densidade líquida foram incluídas por Malnes (1983). Uma dependência distinta da inclinação do tubo foi sugerida por Andreussi *et al.* (1993).

Uma correlação amplamente utilizada para estimar a fração volumétrica de líquido em golfadas em função da velocidade superficial da mistura foi apresentada por Gregory *et al.* (1978):

$$H_s = \frac{1}{1 + \left( \frac{U_m}{8,66} \right)^{1,39}} \quad (2.6)$$

onde  $H_s$  e  $U_m$  correspondem, respectivamente, ao *holdup* de líquido na golfada e a velocidade superficial da mistura.

Gregory et al. (1978) advertiu que o uso desta correlação deve ser limitado aos casos em que  $U_m$  é inferior a 10 m/s para reduzir a possibilidade de entrar na zona de transição entre padrão de escoamento em golfada e anular, onde a correlação não seria aplicável.

Malnes (1983) incluiu propriedades do fluido de trabalho (tensão superficial  $\sigma_{GL}$  e densidade do líquido  $\rho_L$ ), e propôs a seguinte correlação para o *holdup* de líquido na golfada:

$$H_s = 1 - \frac{U_m}{\left[ 83 \left( \frac{h\sigma_{GL}}{\rho_L} \right)^{1/4} + U_m \right]} \quad (2.7)$$

Marcano *et al.* (1996) realizaram experimentos em um tubo horizontal de diâmetro  $d = 77,9$  mm e comprimento  $L = 420$  m. Os fluidos eram querosene e ar, e a pressão operacional era de aproximadamente 5,5 bar. Baseado em medições de fração volumétrica feitas por sensores de capacitância, uma correlação foi proposta para o *holdup* de líquido em golfadas:

$$H_s = \frac{1}{(1,001 + 0,0179U_m + 0,0011U_m^2)} \quad (2.8)$$

Gomez *et al.* (2000) utilizaram dados de vários outros autores, com pressões de 1,5 a 20 bar, diâmetros de tubulação de 51 a 203 mm e inclinações de tubos na faixa de 0 a 90°. Os dados indicaram uma clara dependência entre o ângulo do tubo, o número de Reynolds e o *holdup* de líquido. Uma correlação foi sugerida:

$$H_s = e^{-(0,45\theta + CRe)} \quad 0 < \theta < \pi/2. \quad (2.9)$$

onde o ângulo  $\theta$  é dado em radianos, o coeficiente  $C = 2,48 \times 10^{-6}$ , e o número de Reynolds é dado por:

$$Re_l = \frac{\rho_l U_m d}{\mu_l} \quad (2.10)$$

A correlação previu o conjunto de dados nos quais se baseou com um erro de 30%.

### 2.1.4 Frequência

A frequência,  $f_s$ , é definida como o número médio de golfadas por unidade de tempo, visto por um observador fixo. Uma correlação muito utilizada para predição de frequência de golfadas foi desenvolvida por Gregory e Scott (1969) que se basearam em dados experimentais obtidos por Hubbard (1965). Nydal (1991) comparou a correlação com dados experimentais e encontrou um bom ajuste dentro da faixa de dados original ( $U_{SG} < 10$  m/s e  $U_{SL} < 1,3$  m/s).

$$f_s = 0,0226 \left[ \frac{U_{SL}}{gd} \left( \frac{19,75}{U_m} + U_m \right) \right]^{1,2} \quad (2.11)$$

Uma correlação foi sugerida por Greskovich e Shrier (1972):

$$f_s = 0,0226 \left[ \frac{U_{SL}}{U_m} \left( \frac{2,02}{d} + \frac{U_m^2}{gd} \right) \right]^{1,2} \quad (2.12)$$

Heywood e Richardson (1979) propuseram a seguinte correlação, sendo quase idêntica à de Gregory e Scott (1969), mas baseado em uma quantidade muito maior de dados experimentais:

$$f_s = 0,0434 \left[ \lambda_L \left( \frac{2,02}{d} + \frac{U_m^2}{gd} \right) \right]^{1,02} \quad (2.13)$$

Tronconi (1990) apresentou uma expressão semi-mecanicista para a frequência onde a frequência de golfadas foi assumida como metade da frequência das ondas instáveis (precursores de golfadas),

$$f_s = 0,305 C_w^{-1} \frac{\rho_G U_G}{\rho_L h_G} \quad (2.14)$$

onde  $U_G = U_{SG}/(1-HL)$  e  $h_G$  é a altura da fase gasosa na entrada, imediatamente ao ponto de inicialização da golfada.  $C_w$  é a velocidade da onda das ondas crescendo até tornam-se golfadas.

Nydal (1991) argumentou que, em altas taxas mássicas de líquido, a frequência da golfada deve ter pouca dependência em  $U_{SG}$ , mas forte dependência em  $U_{SL}$ , e sugeriu uma correlação baseada apenas na taxa mássica de líquido:

$$f_s = 0,088 \frac{(U_{SL} + 1,5)^2}{gd} \quad (2.15)$$

Manolis et al. (1995) desenvolveram uma nova correlação baseada em Gregory e Scott (1969). Tomando  $U_{m,\min} = 5$  m/s e o número de Froude modificado:

$$Fr_{\text{mod}} = \frac{U_{SL}}{gd} \left[ \frac{U_{m,\min}^2 + U_m^2}{U_m} \right] \quad (2.16)$$

onde:

$$f_s = 0,0037 Fr_{\text{mod}}^{1,8} \quad (2.17)$$

Zabaras (1999) sugeriu uma modificação na correlação de Gregory e Scott, onde a influência do ângulo de inclinação do tubo foi incluída. Os dados nos quais a correlação modificada foi sintonizada incluíram ângulos de tubo positivos na faixa de 0 a 11° em relação com a horizontal:

$$f_s = 0,0226 \left[ \frac{U_{SL}}{gd} \left( \frac{19,75}{U_m} + U_m \right) \right]^{1,2} (0,836 + 2,75 \sin \theta) \quad (2.18)$$

### 2.1.5 Comprimento Médio da Golfada

Os dados de comprimento de golfada foram descritos por vários autores, incluindo: Hubbard (1965), Gregory e Scott (1969), Vermeulen e Ryan (1971), Greskovich e Shrier (1972), Heywood e Richardson (1979). Scott *et al.* (1986) e Scott *et al.* (1987) apresentaram uma correlação melhorada para prever comprimentos de golfadas em função do diâmetro do tubo para tubos de grande diâmetro. Essa correlação é dada por:

$$\ln(L_s) = -26,6 + 28,5 \left[ \ln(d) + 3,67 \right]^{0,1} \quad (2.19)$$

Scott *et al.* (1987) mostraram que a equação (2.19) também produz resultados válidos para diâmetros tão pequenos quanto 40 a 50 mm. No entanto, a correlação aproxima-se rapidamente de um valor de comprimento de golfada muito baixo e irrealista, à medida que o diâmetro diminui ainda mais. Portanto, é sugerido usar a equação (2.19) ou a regra geral,  $L_s = 32d$ , o que for maior, para calcular o comprimento médio da golfada horizontal para cada sistema de tubulações.

Para tubos horizontais de pequeno diâmetro, Barnea e Taitel (1993) mostraram que a média comprimento da golfada era 1,5 vezes o comprimento mínimo estável da mesma, enquanto o comprimento máximo era 3 vezes o comprimento mínimo estável. Dukler *et al.*

(1985) modelaram comprimentos mínimos estáveis de cerca de 20 vezes o diâmetro. O modelo foi comparado com dados experimentais e concluiu-se que os comprimentos reais esperados de golfada seriam na ordem de 1 a 2 vezes o comprimento mínimo.

A fim de obter o comprimento médio do bolsão de filme ou gás,  $L_f$ , pode-se executar o balanço de massa líquida sobre uma unidade de golfada para produzir:

$$L_U = L_S + L_f \quad (2.20)$$

Se condições estratificadas de equilíbrio são assumidas para o desenvolvimento do comportamento da região do filme. Então, os balanços de massa nas fases líquida e gasosa podem ser realizados entre a região do filme e um ponto dentro do corpo da golfada. Estes dão, respectivamente:

$$U_f = U_t - \frac{H_s}{H_f} (U_t - U_s) \quad (2.21)$$

$$U_b = U_t - (U_t + U_s) \left[ \frac{1 - H_s}{1 - H_f} \right] \quad (2.22)$$

Dukler e Hubbard (1975) foram os primeiros pesquisadores a descrever o comportamento do filme de equilíbrio realizando um balanço de momento, que inclui apenas a tensão de cisalhamento da parede líquida e a força da gravidade. Para o escoamento horizontal, isso resultaria em uma velocidade de filme de equilíbrio igual a zero. A tensão de cisalhamento interfacial,  $\tau_i$ , é outro termo que contribui para o momento e, portanto, também deve ser incluído no balanço global de momento. Scott *et al.* (1987) salientaram que, ao incluir  $\tau_i$ , a transferência de momento entre a fase líquida e a fase gasosa na região do filme foi introduzida no cálculo do balanço de momento.

A velocidade do filme líquido,  $U_f$  e o *holdup* de líquido,  $H_f$  estão relacionados da seguinte maneira:

$$U_f = U_s \left[ 1 - C \left( \frac{H_s - H_f}{H_f} \right) \right] = BU_s \quad (2.23)$$

Na região do filme, a tensão de cisalhamento da parede,  $\tau_w$ , devido ao escoamento de líquido é estimada assumindo um escoamento pseudo-paralelo:

$$\tau_w = \frac{f_f \rho_L}{2g} V_f^2 \quad (2.24)$$

O comprimento da golfada pode ser calculado a partir de um balanço de material no líquido. A vazão mássica de líquido no tubo é  $W_L$ . Considerando um plano normal ao escoamento em alguma posição a jusante onde existe escoamento de golfada totalmente desenvolvido e calculando a massa de líquido cruzando o plano em:

(a) O tempo que leva para a golfada passar,  $T_s$  e

(b) O tempo que leva para o filme passar,  $T_f$ .

A soma dessas duas quantidades é então dividida pelo tempo de passagem de uma unidade de golfada,  $1/f$ .

$$M_s = \int_0^{T_s} V_s A H_s \rho_L dt = V_s A H_s \rho_L T_s \quad (2.25)$$

onde  $M_s$  é a massa carregada pela golfada. Porém:

$$T_s = \frac{l_s}{V_t} \quad (2.26)$$

$$M_s = V_s A H_s \rho_L \frac{l_s}{V_t} \quad (2.27)$$

Similarmente para o filme:

$$M_f = \int_0^{T_f} V_f A H_f \rho_L dt \quad (2.28)$$

Mas:

$$T_f = \frac{L_f}{V_t} \quad (2.29)$$

$$M_f = \int_0^{l_f} \frac{V_f A H_f \rho_L}{V_t} dx_f \quad (2.30)$$

Da equação (2.24):



$$\frac{W_L}{\rho_L A V_S} = \frac{f_s}{V_t} \left[ H_S L_S + \int_0^{l_f} (H_s - H_f) dx_f \right] \quad (2.31)$$

Resolvendo para  $L_S$  e rearranjando os termos:

$$L_S = \frac{V_S}{V_S (H_S - H_{fe})} \left[ \frac{W_L}{\rho_L A V_S} - R_{fe} + C (H_S - H_{fe}) \right] \quad (2.32)$$

O comprimento do filme na região da bolha alongada é:

$$L_f = (L_u - L_S) = \frac{V_t}{f_s} - L_S \quad (2.33)$$

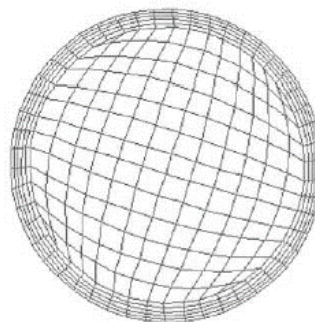
Como pode ser visto, este modelo requer como dados de entrada valores de frequência,  $f_s$  e holdup de líquido na golfada,  $H_s$ .

## 2.2 Simulações em CFD do Escoamento Bifásico em Tubulações

Nesta seção, serão apresentados os trabalhos que envolvem simulações numéricas em CFD de escoamentos bifásicos em tubulações e em células de balanço.

GHORAI e NIGAM (2005) usaram o modelo VOF junto com o modelo de turbulência  $k-\epsilon$  para simular o escoamento bifásico obtido através dos experimentos realizados por LOPEZ (1994) e STRAND (1993). Uma vista em corte da malha computacional que eles utilizaram está mostrada na figura 2:

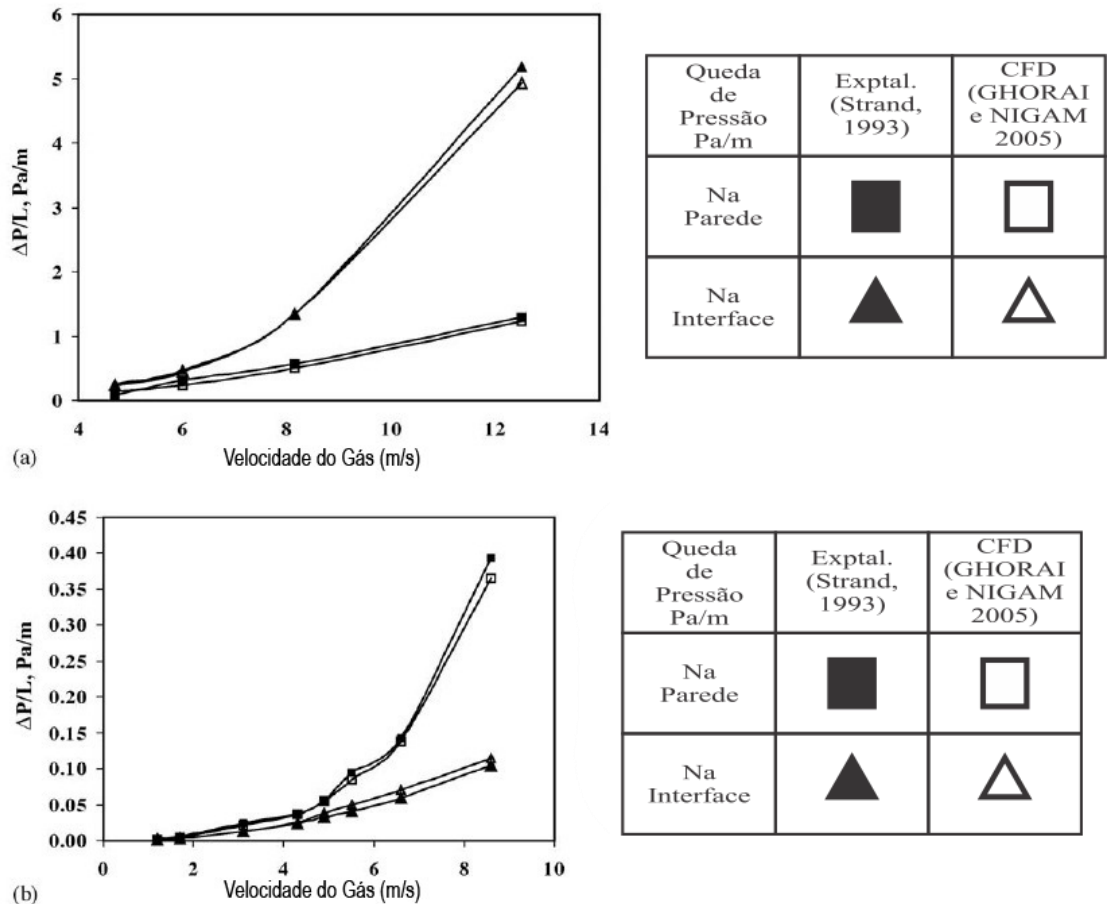
**Figura 2 - Discretização Utilizada por GHORAI e NIGAM**



**Fonte: GHORAI e NIGAM (2005)**

Os resultados apresentados por GHORAI e NIGAM (2005) foram bem satisfatórios, já que se aproximaram muito dos experimentos apresentados por LOPEZ (1994) e STRAND (1993) como apresentado na figura 3.

Figura 3 - Resultados Obtidos

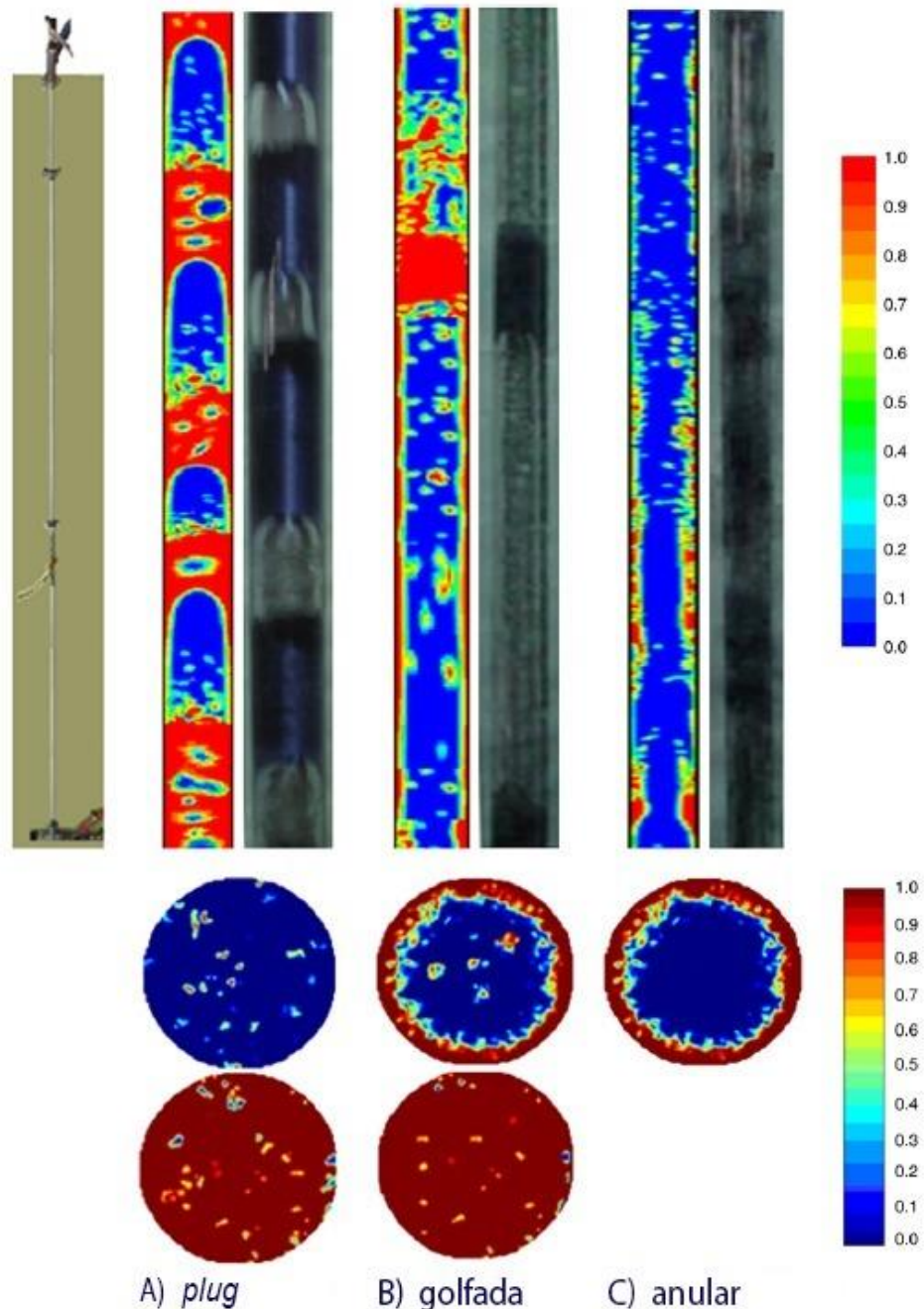


Fonte: GHORAI e NIGAM (2005)

PARVAREH *et al.* (2009), por meio do *software* ANSYS FLUENT 6.2, simularam diversos padrões de escoamento bifásico para tubulações horizontais e verticais a fim de comparar com resultados obtidos experimentalmente. Dentre os perfis simulados estão: estratificado, golfadas e anular para os escoamentos na horizontal e golfadas e anular na vertical. Eles usaram Tomografia por Resistência Elétrica (ERT) para a obtenção experimental da fração volumétrica das fases do escoamento bifásico. Este método consiste em descargas elétricas por meio de eletrodos posicionados em volta da tubulação. Posteriormente, a fração volumétrica do escoamento é reconstituída.

Os resultados obtidos por PARVAREH *et al.* (2009) foram bem satisfatórios, já que o perfil de escoamento calculado chegou bem próximo da realidade. Ao comparar o perfil calculado com as fotos do experimento e os perfis obtidos por meio do ERT, observa-se grande similaridade entre os resultados (figura 4).

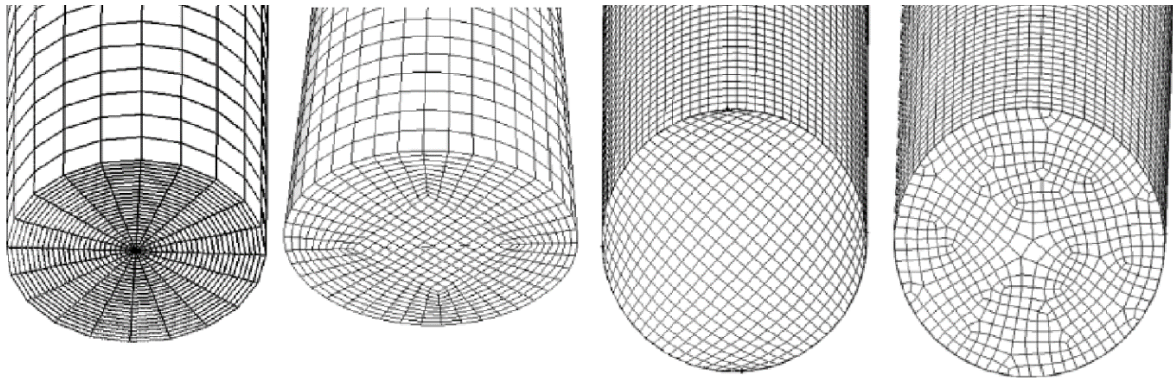
**Figura 4 - Comparação de Resultados de Perfis de Escoamento Obtidos por CFD, Fotos dos Experimentos e Perfis Obtidos por ERT**



Fonte: PARVAREH *et al.* (2009)

PEREZ *et al.* (2010) a fim de otimizar a malha para problemas de escoamento bifásico usaram diferentes tipos de malha (figura 5) para calcular escoamentos bifásicos verticais. Usando métodos de Volume de Fluido e modelo de Turbulenta  $k-\epsilon$ , os escoamentos foram simulados através do *software* STAR-CCM+. Com a finalidade de comprovação, validaram os resultados obtidos com resultados experimentais anteriormente obtidos por eles mesmos.

**Figura 5 - Malhas utilizadas por PEREZ et al. (2010), da esquerda para a direita: polar cilíndrica, borboleta, retangular em grade-H, pavimentar não-estruturada**



**Fonte: PEREZ et al. (2010)**

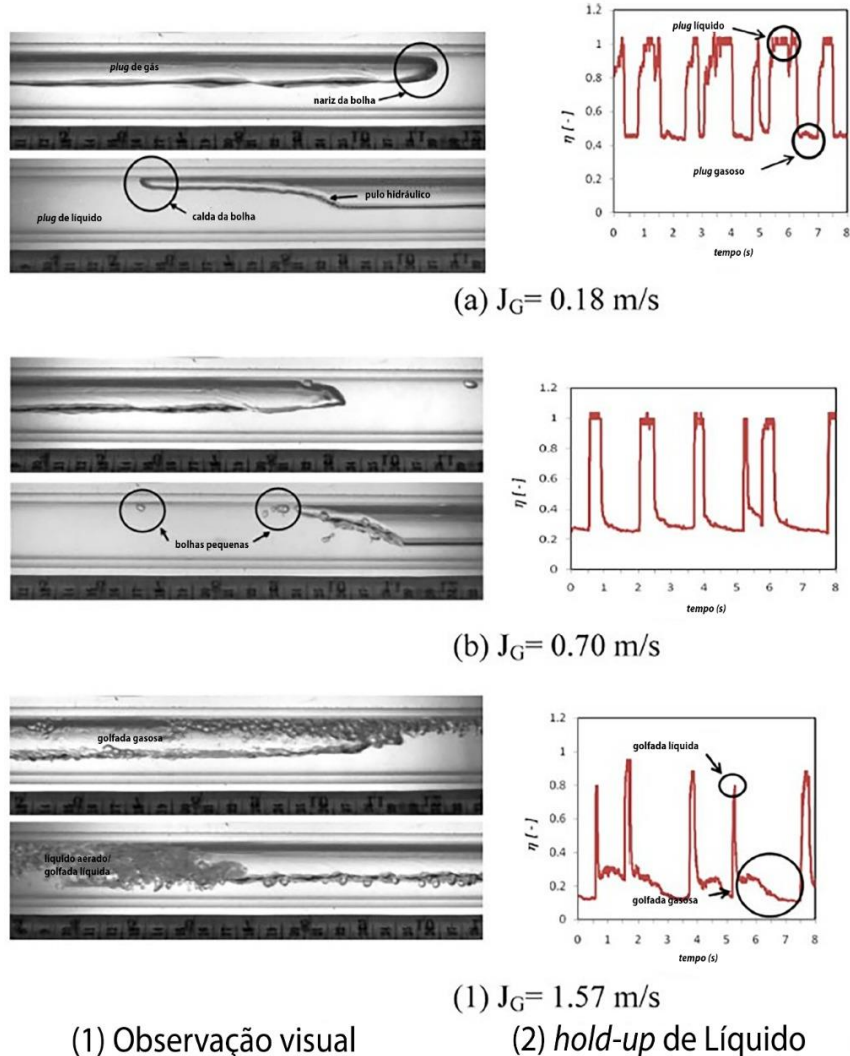
Dentre os resultados obtidos, PEREZ *et al.* (2010) concluíram que a grade polar cilíndrica não apresenta resultados bons, independente da densidade da malha. Atestou-se ainda que a grade retangular não apresentou resultados bons em malhas densas. Já as malhas borboleta e pavimentar não-estruturada apresentaram bons resultados. Entretanto, a malha do tipo borboleta obteve melhores resultados ao refinar a discretização das bordas do tubo.

Por meio do *software* FLUENT 6.3, DEENDARLIANTO *et al.* (2016) simularam escoamentos em golfadas a fim de obter resultados comportamentais de fração volumétrica de líquido (*holdup*) por unidade de tempo. Para isso, utilizaram técnica de Volume de Fluidos e o método euleriano para discretização das equações. Empregaram uma malha do tipo borboleta para discretização da malha. A fim de comprovar a eficácia dessas simulações computacionais, eles conduziram experimentos para observar o comportamento e calcular o *holdup* de líquido por meio de observação visual.

Os resultados da simulação foram bem satisfatórios em comparação com a abordagem experimental. Dentre as conclusões, destacam-se a relação entre a velocidade do gás e o *holdup* da fase líquida em escoamento do tipo golfadas. O valor da fração volumétrica de líquido varia muito com o aumento da velocidade de fase gasosa, como mostrado na figura 6. Ainda na figura

6, percebe-se que enquanto houver escoamento em golfadas, a fase gasosa corresponde a mais tempo de escoamento do que o *holdup* de líquido.

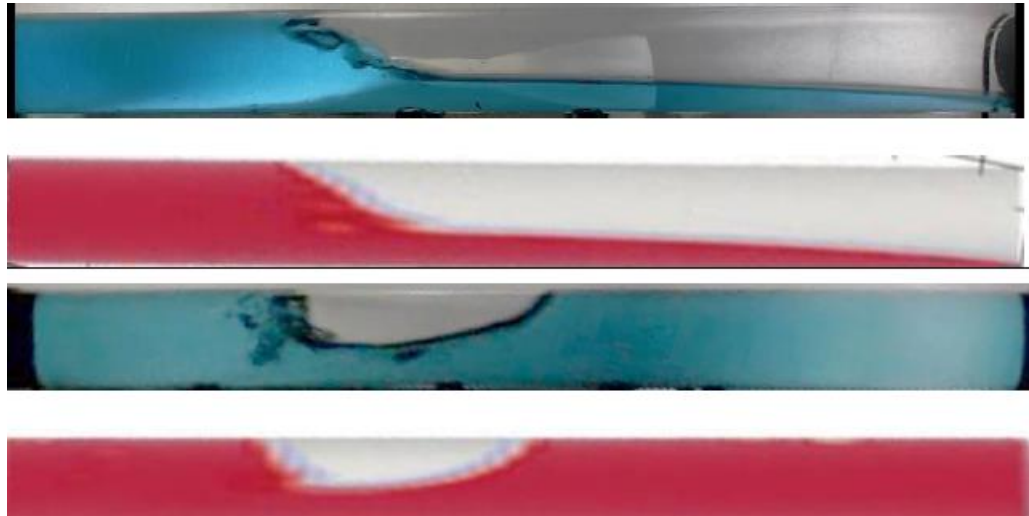
**Figura 6 - Variação do holdup de líquido com a mudança na velocidade da fase gasosa**



Fonte: DEENDARLIANTO et al. (2016)

MACHADO *et al.* (2017), por meio do *software* aberto OpenFOAM 4.1, simularam o escoamento em uma célula de balanço com razões de preenchimento de líquido de 50% e 90%. Esta célula é semelhante a que será estudada no presente trabalho. Os autores obtiveram um escoamento estratificado para razão de 50% e em golfadas para a razão de 90%. Eles simularam o escoamento através do método VOF, modelo de turbulência SST e o método *isoAdvector* do OpenFOAM para a reconstrução da interface. Os resultados numéricos foram qualitativamente muito próximos aos experimentais, como mostra na figura 7.

**Figura 7 - Comparação do Escoamento Proposto Experimentalmente (azul) e Simulado (vermelho)**



**Fonte: MACHADO et al (2017).**

Através do *software* STAR-CCM+ PINEDA-PÉREZ *et al.* (2018) simularam um escoamento bifásico em golfadas a fim de calcular o *holdup* de líquido médio, frequência de golfadas e velocidades. Com o objetivo de obtenção de resultados mais fieis através da simulação, PINEDA-PÉREZ *et al.* (2018) usaram malha em formato de borboleta para discretizar o domínio e os métodos de Volume de Fluidos, HRIC (*High Resolution Interface Capturing*) e CSF (*Continuum Surface Model*). A fim de comprovar os resultados simulados, eles usaram dados experimentais obtidos por KIM *et al.* (2018). As simulações de PINEDA-PÉREZ *et al.* (2018) chegaram a uma boa concordância com os resultados experimentais.

Como visto neste capítulo, existem diversas informações e dados acerca de escoamento bifásico e suas simulações. Neste trabalho, experimentos e simulações serão feitos em uma célula de balanço. Assim, com o objetivo de comprovar a eficácia destas técnicas de simulação computacional, realizar-se-á comparações de resultados experimentais com os obtidos computacionalmente.

No presente trabalho serão realizadas simulações para o escoamento bifásico em células de balanço com rotação de 0,925 rad/s, ângulo máximo de 17,5° e razões de preenchimento de líquido iguais a 30, 40 e 90%. Relações serão feitas com a finalidade de calcular a tensão de cisalhamento na interface líquido-gás visto que não existem dados numéricos para a célula de balanço na literatura.

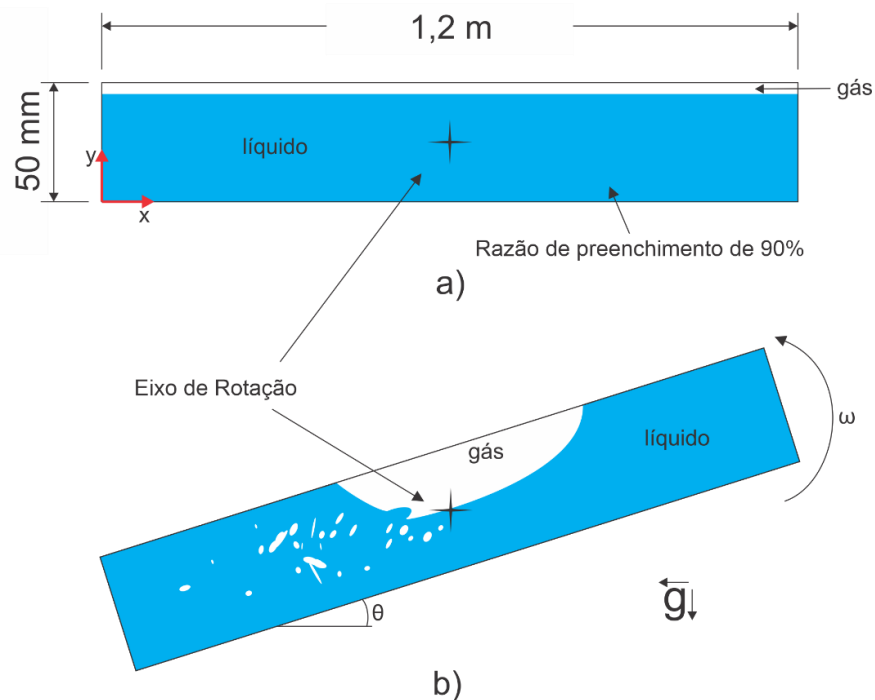
### 3. MODELAGEM MATEMÁTICA E NUMÉRICA

Nesse capítulo, serão apresentadas as equações que modelam o problema proposto, sua geometria e as condições de contorno. Dentre as equações, encontram-se as Equações de Conservação de Massa e Quantidade de Movimento Linear, o Modelo de Volume de Fluidos (VOF), o Modelo de Turbulência ( $k-\epsilon$ ) e o Modelo das Forças Interfaciais (CSF). Além disso, é apresentada de forma breve a modelagem numérica.

#### 3.1 Descrição do Problema

Para se chegar na resolução de problemas de mecânica dos fluidos, deve-se pré-estabelecer certas condições e características do escoamento: o escoamento é bidimensional no plano  $x$ - $y$  e os fluidos tem propriedades constantes. Considera-se também que a gravidade atua apenas na direção  $y$ . O problema aqui proposto é um escoamento bifásico em uma célula de balanço que é preenchida com uma certa razão de preenchimento e se movimenta circularmente no plano  $x$ - $y$  em relação ao eixo de rotação. A figura 8 apresenta as dimensões do domínio do problema aqui proposto.

**Figura 8 - Representação da célula de balanço e suas dimensões e variáveis (imagem esquemática fora de escala)**



Fonte: Autoria Própria

Inicialmente a célula é preenchida com água a uma razão de preenchimento (no caso da figura 8 (a) essa razão é de 90% do volume da célula) e o restante está preenchida com o ar atmosférico. Antes de começar o teste, a célula se encontra na posição horizontal (figura 8.a). Em seguida é aplicada uma rotação na célula de 0,925 rad/s para um ângulo máximo de ( $\theta = 17,5^\circ$ ). Após a rotação, a água, por apresentar uma massa específica muito maior do que o ar, escoar no sentido para baixo devido a ação da gravidade e, por outro lado, o ar escoar no sentido contrário simulando experimentalmente, desta maneira, o escoamento em golfadas.

### 3.2 Equações de Balanço

O primeiro passo matemático para se resolver qualquer problema físico é definir os princípios físicos que afetam o problema. Neste presente caso, são usadas as expressões para Conservação de Massa e Quantidade de Movimento Linear.

As equações apresentadas nesse capítulo têm como objetivo assegurar que ocorram conservação de massa nas condições de contorno para que o modelo de Volume de Fluidos (VOF) seja acurado suficiente para capturar propriedades do escoamento.

#### 3.2.1 Conservação de Massa

A conservação de massa aplicada a um escoamento bidimensional é dada pela equação (3.1):

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{V}) = 0 \quad (3.1)$$

onde  $\rho$  é a densidade do fluido e  $\vec{V}$  o vetor velocidade. O primeiro termo da equação é a variação da densidade com o tempo e o segundo termo se refere à variação da quantidade de massa que atravessa a superfície de controle.

#### 3.2.2 Conservação da Quantidade de Movimento Linear (equação de Navier-Stokes)

O balanço da quantidade de movimento linear está descrito na equação (3.2):

$$\frac{\partial (\rho \vec{V})}{\partial t} + \nabla \cdot [\rho (\vec{V} - \vec{V}_m) \vec{V}] = -\nabla p + \mu_{ef} \nabla^2 \vec{V} + \rho \vec{g} + \vec{F}_\sigma \quad (3.2)$$



onde  $\rho$  é a densidade do fluido  $\vec{V}$  o vetor velocidade do fluido,  $\vec{V}_m$  o vetor velocidade referente à malha e  $\mu_{ef}$  a viscosidade efetiva do escoamento (composta pelas viscosidades dinâmicas -  $\mu_{ef} = \mu + \mu_T$ ).

Os significados dos termos da Equação 3.2 estão descritos na Tabela 1:

<b>Termo</b>	<b>Significado</b>
$\frac{\partial(\rho\vec{V})}{\partial t}$	Aceleração temporal
$\nabla \cdot [\rho(\vec{V} - \vec{V}_m)\vec{V}]$	Aceleração convectiva (advecção)
$\nabla p$	Gradiente de pressão
$\mu_{ef} \nabla^2 \vec{V}$	Termo viscoso
$\rho \vec{g}$	Força gravitacional
$\vec{F}_\sigma$	Forças interfaciais

**Tabela 1 - Significado de cada termo da equação (3.2)**

As Equações (3.1) e (3.2) estão escritas em termos das médias de Reynolds a fim de modelar também o escoamento turbulento dentro da célula. Entretanto, os símbolos de média dos termos foram omitidos por simplicidade neste documento. A formulação em média de Reynolds das equações de conservação para escoamentos turbulentos gera termos adicionais que precisam ser modelados através de modelos de fechamento adicionais. Não existe uma solução analítica para esse conjunto de equações aplicado ao problema das células de balanço, pois resulta em termos não lineares, de segunda ordem e com parâmetros acoplados. Então, faz-se necessário o uso uma modelagem numérica, mais conhecida por *Computational Fluid Dynamics* (CFD) para se obter resultados teóricos que representem o escoamento em questão.

### 3.3 Modelo de Turbulência (k-ε)

Com as equações de balanço é possível descrever o movimento das partículas. Entretanto, as características de um escoamento turbulento sofrem oscilações constantes em escalas muito pequenas de tempo e espaço. Com isso, torna-se inviável uma solução computacional, devido aos altos tempos de processamento e alto nível de refinamento necessário.

Neste trabalho será usado o modelo de turbulência k- ε como modelo de fechamento das equações de conservação em médias de Reynolds. Este modelo, desenvolvido por Launder e Spalding (1974), é o mais comumente usado nas técnicas de CFD para simular e obter características médias de escoamentos turbulentos (PEREZ ,2008). Neste modelo, a viscosidade turbulenta é modelada em função da energia cinética turbulenta k, e da taxa de dissipação da energia cinética turbulenta, ε, através da equação:

$$\mu_T = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (3.3)$$

onde  $C_\mu$  é um coeficiente de fechamento e ε é a taxa de dissipação de energia cinética turbulenta. A energia cinética turbulenta é definida por:

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{V} k) = \nabla \cdot \left[ \left( \mu + \frac{\mu_T}{\sigma_k} \right) \nabla k \right] + P_k - \rho \varepsilon \quad (3.4)$$

e a sua taxa de dissipação é dada por:

$$\frac{\partial(\rho \varepsilon)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{V} \varepsilon) = \nabla \cdot \left[ \left( \mu + \frac{\mu_T}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon \right] + \frac{\varepsilon}{k} (C_{\varepsilon 1} P_k - C_{\varepsilon 2} \rho \varepsilon) \quad (3.5)$$

Os coeficientes de fechamento são dados por:  $C_{\varepsilon 1} = 1,44$ ;  $C_{\varepsilon 2} = 1,92$ ;  $C_\mu = 0,09$ ;  $\sigma_k = 1,0$ ;  $\sigma_\varepsilon = 1,3$  (Launder e Spalding, 1974).

### 3.4 Modelo de Volume de Fluidos (VOF)

Foi utilizado o modelo de Volume de Fluidos, proposto por Hirt e Nickols, (1981), para a modelagem do escoamento bifásico e captura da interface entre as fases água e ar. O modelo VOF consiste em determinar a densidade e viscosidade efetiva dos fluidos em cada volume de controle a ser calculado. Para tal fim, pondera-se a fração volumétrica de cada fase do escoamento da seguinte maneira:

$$\rho = \alpha_l \rho_l + (1 - \alpha_l) \rho_g \quad (3.6)$$

$$\mu = \alpha_l \mu_l + (1 - \alpha_l) \mu_g \quad (3.7)$$

onde  $\alpha_l$  é a fração de líquido na célula de controle estudada. Essa fração é dada por:

$$\alpha_l = \frac{V_{liq}}{V_{cel}} \quad (3.8)$$

onde  $V_{cel}$  e  $V_{liq}$  correspondem ao volume da célula em estudo e ao volume de líquido presente dentro desta.

O método VOF utiliza uma equação para estimar o campo de fração de líquido através desta equação:

$$\frac{\partial \alpha_l}{\partial t} + \nabla \cdot [\alpha_l (\vec{V} - \vec{V}_m)] = 0 \quad (3.9)$$

A fração de gás, no presente caso o ar, é dada por:

$$\alpha_l + \alpha_g = 1 \quad (3.10)$$

### 3.5 Modelo de Tensão Interfacial

Na Eq. (3.2) existe um termo ( $\vec{F}_\sigma$ ), que modela as forças interfaciais devido as tensões na interface entre as fases líquida e gasosa. Neste trabalho, essas forças são modeladas através do modelo proposto por Brackbill *et al* (1992):

$$\vec{F}_\sigma = \sigma \kappa n \quad (3.11)$$

onde  $\sigma$  é a tensão superficial entre as fases,  $\kappa$  é a curvatura e  $n$  é o vetor unitário normal a interface. Esse vetor  $n$  é expresso pela equação (3.12):

$$n = -\frac{\vec{\nabla} \alpha}{\|\vec{\nabla} \alpha\|} \quad (3.12)$$

### 3.6 Modelagem Numérica

Neste capítulo é apresentado o método numérico adotado para a discretização e solução das equações de balanço do modelo matemático apresentado nos capítulos anteriores. Primeiramente será apresentado o Método de Volumes Finitos (MVF), em seguida a discretização dos termos difusivos, convectivos e transientes, o Método de Acoplamento Pressão-Velocidade, modelo de Reconstrução de Interface (PLIC), os critérios de convergência e, por fim, o estudo de malha.

#### 3.6.1 Método dos Volumes Finitos

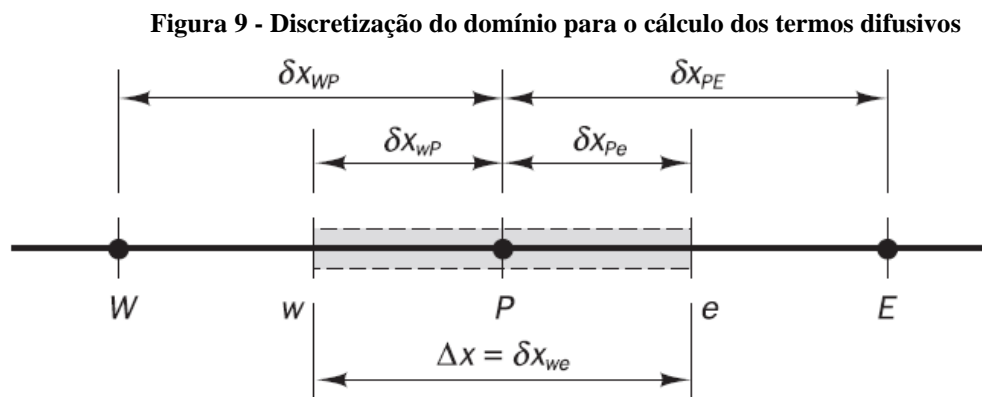
Foi usado o Método de Volume Finitos para a discretização das equações de conservação. Tal método consiste na integração no Volume de Controle das equações de conservação (3.2). Como apresentado na equação (3.13):

$$\int_{vc} \left[ \frac{\partial(\rho \vec{V})}{\partial t} \right] dV + \int_{vc} \left\{ \nabla \cdot \left[ \rho (\vec{V} - \vec{V}_m) \vec{V} \right] \right\} dV = \int_{vc} (-\nabla p) dV + \int_{vc} (\mu_{ef} \nabla^2 \vec{V}) dV + \int_{vc} (\rho \vec{g}) dV + \int_{vc} \vec{F}_\sigma dV \quad (3.13)$$

Este procedimento leva a obtenção de termos difusivos, convectivos e transientes que devem ser discretizados através de interpolações.

#### 3.6.2 Discretização dos Termos Difusivos e Advectivos

Segundo Versteeg e Malalasekera (2007), a fim de discretizar os termos difusivos da equação (3.13) deve-se dividir o domínio entre volumes de controle discretos da seguinte forma:



Fonte: Versteeg e Malalasekera (2007)

Com base nesses dados, a discretização fica da seguinte forma:

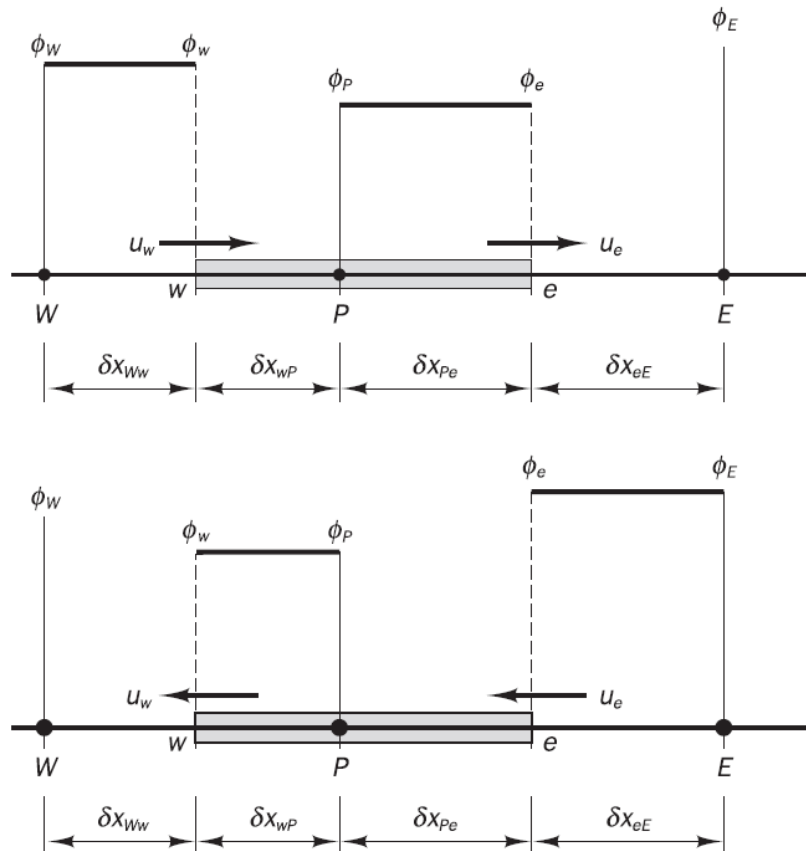
$$\left( \Gamma A \frac{d\phi}{dx} \right)_e = \Gamma_e A_e \left( \frac{\phi_e - \phi_P}{\delta_{x_{PE}}} \right) \quad (3.14)$$

$$\left( \Gamma A \frac{d\phi}{dx} \right)_w = \Gamma_w A_w \left( \frac{\phi_P - \phi_w}{\delta_{x_{WP}}} \right) \quad (3.15)$$

onde  $\Gamma = \mu/\rho$ ;  $\phi = \vec{V}$ , sendo  $\vec{V}$  igual a  $u$  ou  $v$ , dependendo da direção calculada ( $u$  para direção  $x$  e  $v$  para direção  $y$ );  $e$  e  $w$  indicam o sentido calculado, sendo  $e$  para leste e  $w$  para oeste; os deltas  $\delta_{x_{PE}}$  e  $\delta_{x_{WP}}$  indicam as distâncias entre os pontos P e E e entre P e W, respectivamente. Nesse caso,  $\delta_{x_{PE}}$  e  $\delta_{x_{WP}}$  tem o mesmo valor  $\Delta x = \delta_{x_{PE}} = \delta_{x_{WP}}$ .

Para a discretização dos termos advectivos da equação (3.13) usou-se o esquema de interpolação *upwind*, com a discretização do domínio esquematizada na figura 10:

**Figura 10 - Discretização do domínio para o cálculo dos termos convectivos**



Fonte: Versteeg e Malalasekera (2007)

Quando o escoamento está na direção positiva,  $u_w > 0, u_e > 0$ , o modelo define que:

$$\phi_w = \phi_W \text{ e } \phi_e = \phi_P \quad (3.16)$$

Já quando quando o escoamento está na direção negativa,  $u_w < 0, u_e < 0$ , o modelo define que:

$$\phi_w = \phi_P \text{ e } \phi_e = \phi_E \quad (3.17)$$

A equação discretizada deste modelo pode ser escrita como:

$$a_P \phi_P = a_W \phi_W + a_E \phi_E \quad (3.18)$$

A definição dos coeficientes  $a_P$ ,  $a_W$ ,  $a_E$ , entre outros usados é mostrada na tabela 2:

<b>Termo</b>	<b>Definição</b>
$a_P$	$a_W + a_E + (F_e - F_w)$
$a_W$	$D_w + \max(F_w, 0)$
$a_E$	$D_e + \max(0, -F_e)$
$F_w$	$(\rho u)_w$
$F_e$	$(\rho u)_e$
$D_w$	$\frac{\Gamma_w}{\delta_{x_{WP}}}$
$D_e$	$\frac{\Gamma_w}{\delta_{x_{PE}}}$

**Tabela 2 - Definição dos coeficientes da equação (3.18), por Versteeg e Malalasekera (2007)**

### 3.6.3 Discretização dos Termos Transientes

Foi usado formulação explícita para a tratar o termo transiente da equação (3.13). Descrita pela equação (3.19):

$$\int_{VC} \left( \int_t^{t+\Delta t} \frac{\partial}{\partial t} (\rho \phi) dt \right) + \int_t^{t+\Delta t} \left( \int_A n \cdot (\rho u \phi) dA \right) dt = \int_t^{t+\Delta t} \left( \int_A n \cdot (\Gamma \text{ grad } \phi) dA \right) dt + \int_t^{t+\Delta t} \int_{VC} S_\phi dV dt \quad (3.19)$$

Neste método,  $\phi_P^{t+\Delta t}$  é uma função de  $\phi_P^0$ ,  $\phi_E^0$  e  $\phi_W^0$  no tempo anterior. Necessitando, assim, condições iniciais para se efetuar cálculos.

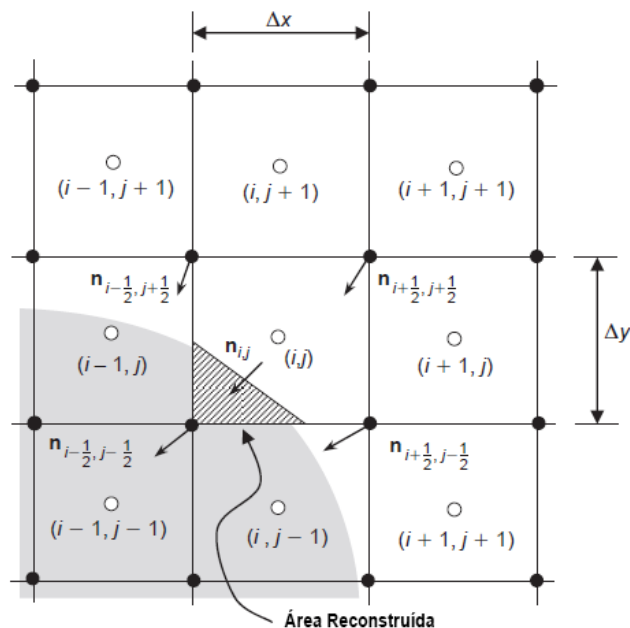
### 3.6.4 Método de Acoplamento Pressão-Velocidade

O programa computacional ANSYS-FLUENT utiliza uma malha co-localizada para realizar o acoplamento pressão-velocidade e, considera que todos os volumes de controles presentes na malha sejam idênticos para todas as equações de transporte. Entretanto, essa consideração leva ao desacoplamento do campo de pressão. Para resolver esse tipo de problema, Patankar e Spalding (1972) propuseram o algoritmo *Semi-Implicit Method for Pressure-Linked Equations*, ou SIMPLE. Este método propõe, de forma iterativa, uma correção do campo de pressão de forma a satisfazer as condições de conservação de massa.

### 3.6.5 Modelo de Reconstrução de Interface (PLIC)

O modelo *piecewise linear interface calculation* (PLIC) é um dos procedimentos mais usados para reconstrução de interface em simulações de escoamento multifásico. A fim de reconstruir a célula onde se encontra a interface, usa-se o vetor normal da interface, apresentado no capítulo anterior, para calcular a partir do Método de Volume de Fluidos. A reconstrução pode ser representada na Figura 11. Detalhes dessa modelagem podem ser vistos em YEOH e TU (2010).

Figura 11 - Área reconstruída pelo modelo de Reconstrução de Interface

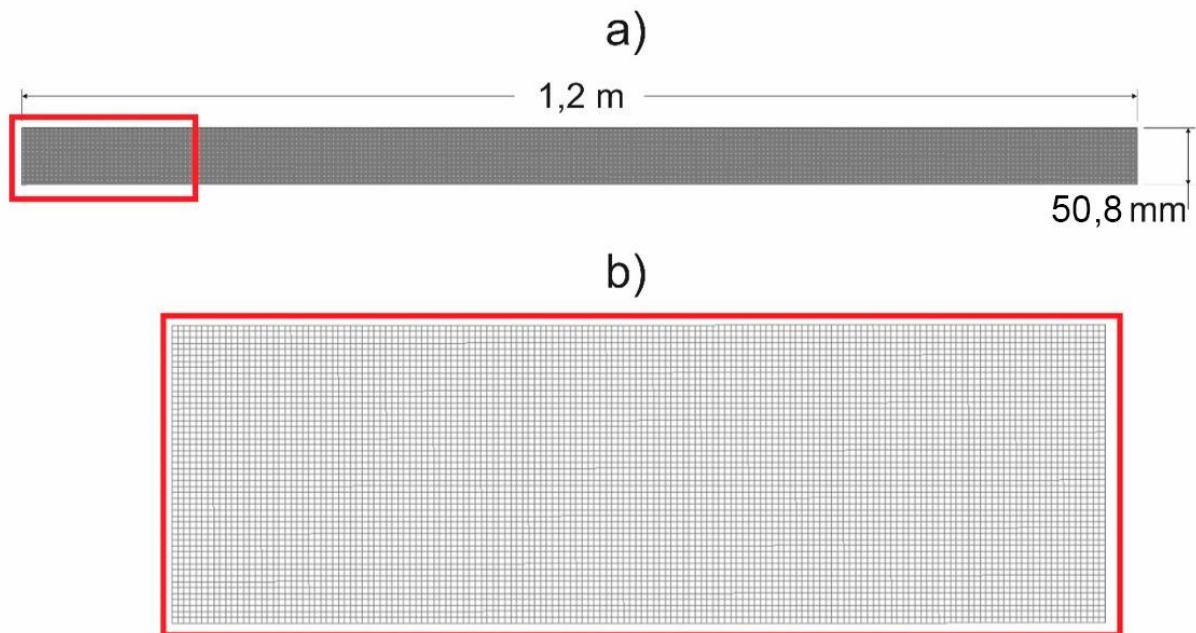


Fonte: YEOH e TU (2010)

### 3.6.6 Estudo da Malha Computacional

O domínio numérico e a malha computacional em que foi realizado o presente estudo está mostrado na Figura 12. O domínio é bidimensional com comprimento de 1.200 e diâmetro de 50,8 mm, Fig. 12 (a). Na Fig. 12 (b) é mostrado o detalhe da malha computacional, que é uniforme com espaçamentos em x e em y no valor de 1 mm.

**Figura 12 - Domínio e malha computacional do problema**



**Fonte: Autoria Própria**

As condições de contorno consideram todas as superfícies como paredes (condição de não deslizamento) e a condição inicial é baseada na razão de preenchimento, que determina a quantidade de líquido na célula. A partir dessa razão de preenchimento é determinada a altura do líquido, que inicia estacionário na posição horizontal conforme mencionado anteriormente.

Para o teste de malha foram construídas quatro malhas (M1, M2, M3, M4 – ver Tabela 2) uniformes com um fator de refinamento próximo a parede igual a 5. O que significa que o refinamento da malha na parede é 5 vezes maior do que no meio da malha. Foi realizada uma simulação para cada malha para a razão de preenchimento 90% de fração de volume e rotação de 0,925 rad/s.



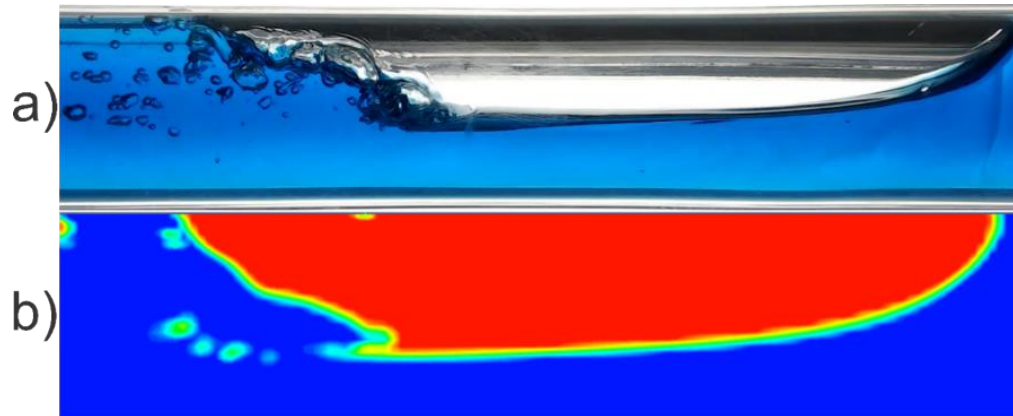
M1	600x50	30000 elementos
M2	600x100	60000 elementos
M3	1200x100	120000 elementos
M4	2400x100	240000 elementos

**Tabela 3 - Malhas Computacionais**

Após as simulações, as imagens da bolha alongada obtidas numericamente para o instante igual a 5.016s foram comparadas com as imagens da bolha alongada real obtidas através do experimento realizado na bancada experimental do laboratório de garantia de escoamento do NUEM/UTFPR. As Figuras 13 – 16 apresentam essa comparação.

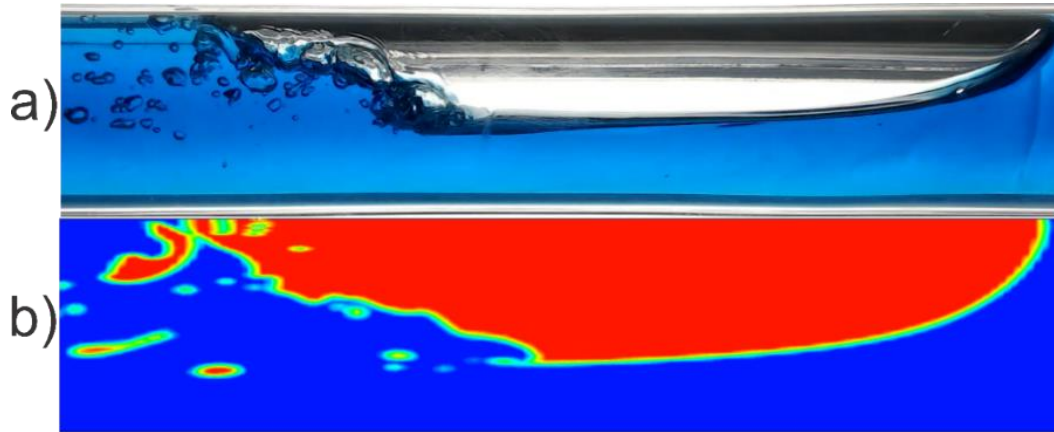
De acordo com os resultados mostrados para as malhas M1 (Figura 13) e M2 (Figura 14), foi observado que os resultados numéricos não estão reproduzindo a condição real devido a quantidade de elementos que não foram suficientes para reconstruir o detalhamento da interface água-ar. Como o método VOF utiliza uma técnica de reconstrução da interface, quanto mais elemento a malha tiver, melhor será a resolução (formato) da interface. M1 e M2 tiveram tempos computacionais iguais a 7 h e 25 h, respectivamente.

**Figura 13 - Comparação dos resultados numéricos (b) com experimentais (a) para a malha M1**



**Fonte: Autoria Própria.**

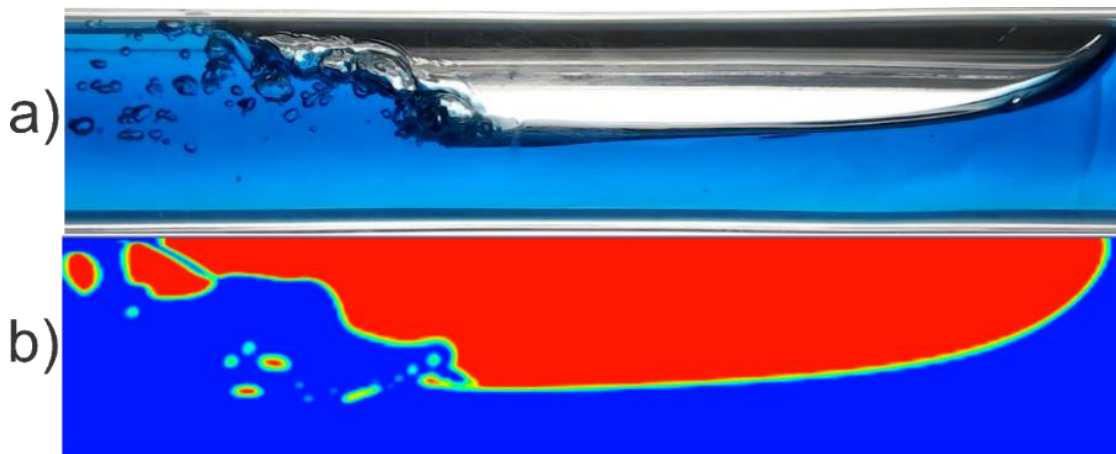
**Figura 14 - Comparação dos resultados numéricos (b) com experimentais (a) para a malha M2**



**Fonte: Autoria Própria**

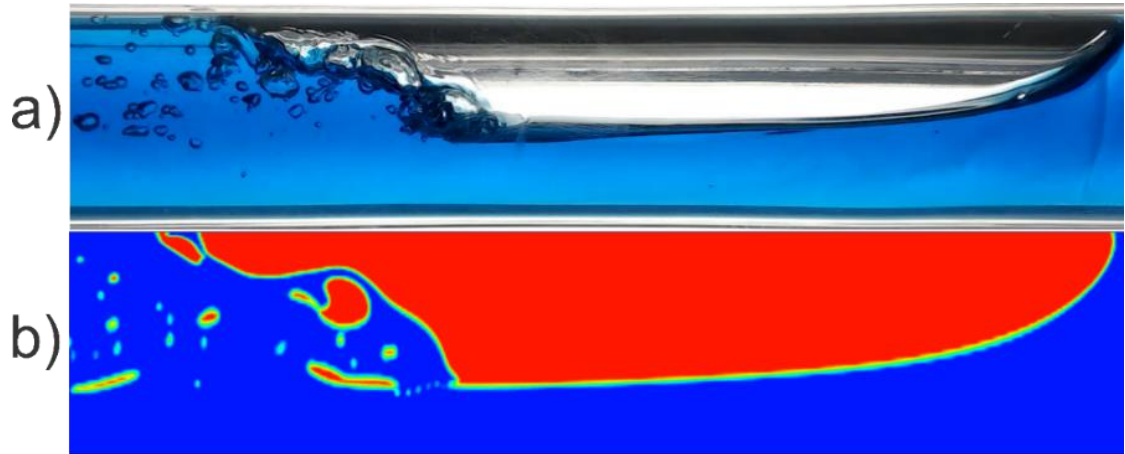
Por outro lado, percebe-se que na simulação usando a malha M3 (Figura 15) o formato da bolha ficou mais concordante com o escoamento real, além de reproduzir as bolhas dispersas que se desprendem da calda da bolha alongada. Os resultados para a malha M4 (Figura 16) também apresentou uma boa concordância, entretanto o tempo computacional foi muito superior ao da M3. Na simulação com M3 o tempo computacional foi de aproximadamente 30 h, enquanto que na M4 foi de 120 h (quatro vezes maior). Por essa razão a M3 foi escolhida para as simulações neste TCC.

**Figura 15 - Comparação dos resultados numéricos (b) com experimentais (a) para a malha M3**



**Fonte: Autoria Própria**

**Figura 16 - Comparação dos resultados numéricos (b) com experimentais (a) para a malha M4**



**Fonte: Autoria Própria**

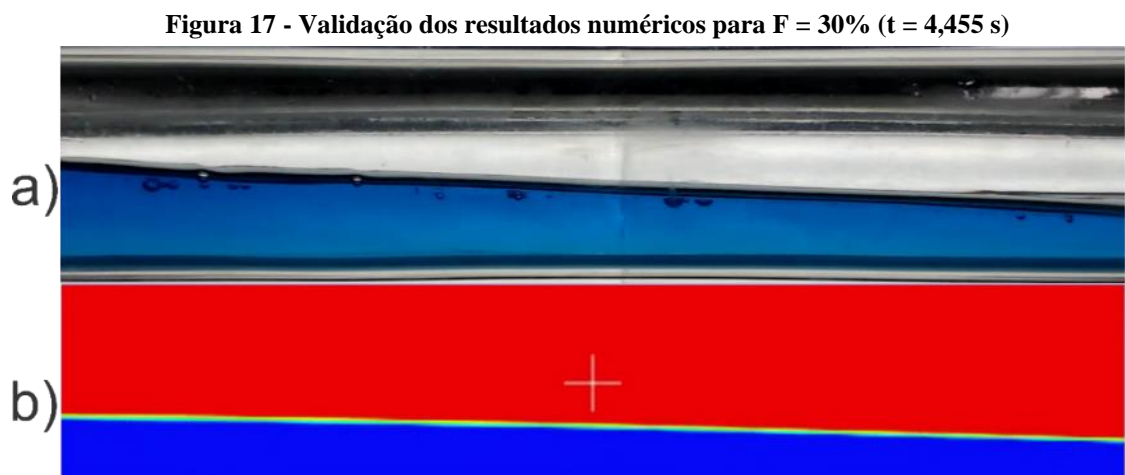
## 4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo são apresentados e discutidos os resultados obtidos no presente estudo numérico para o escoamento bifásico água-ar dentro de uma célula de balanço com razão de preenchimento de 30, 40 e 90% e rotação de 0,925 rad/s. Primeiramente, é apresentada a validação do modelo numérico. Em seguida é feita uma análise de parâmetros hidrodinâmicos (perfil de velocidade das fases, gradiente de velocidade nas paredes e na interface, tensão cisalhante nas paredes e na interface).

### 4.1 VALIDAÇÃO DO MODELO NUMÉRICO

A validação do modelo numérico foi realizada através da comparação das imagens obtidas através das simulações numérica com as imagens reais obtidas através do experimento realizado na bancada do laboratório de garantia de escoamento do NUEM/UTFPR.

A Figura 17 apresenta a comparação entre a imagem real (Fig. 17 – a) e a imagem numérica (Fig. 17 – b) para o instante de tempo de 4,455 s. Observa-se uma boa concordância entre o resultado numérico e experimental.

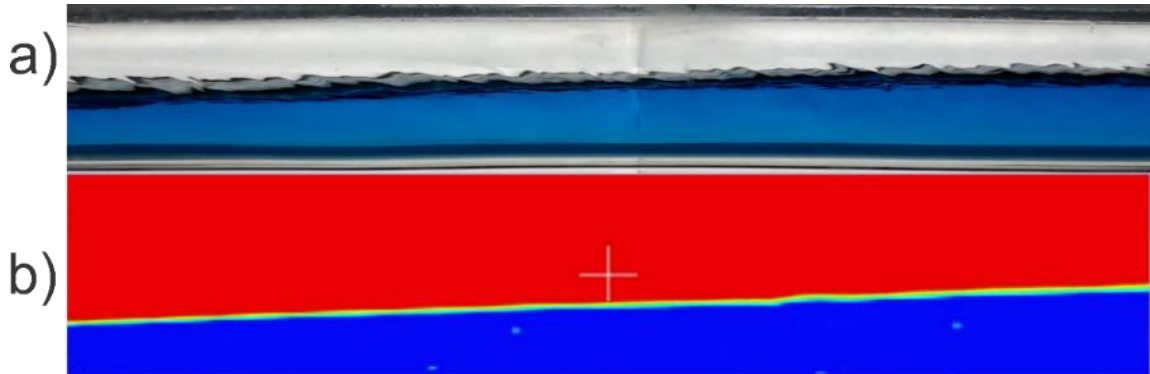


Fonte: Autoria Própria

A Figura 18 apresenta a comparação entre a imagem real (Fig. 18 – a) e a imagem numérica (Fig. 18 – b) para um segundo instante de tempo de 3,894 s. Neste caso também se observa uma boa concordância, entretanto o modelo não foi capaz de reproduzir perfeitamente

as ondas na interface água-ar mostradas na imagem real. Essa limitação se dá em virtude da malha computacional, que não possuía um refino adequado para uma situação dessa.

**Figura 18 - Validação dos resultados numéricos para  $F = 30\%$  ( $t = 3,894$  s)**



**Fonte: Autoria Própria**

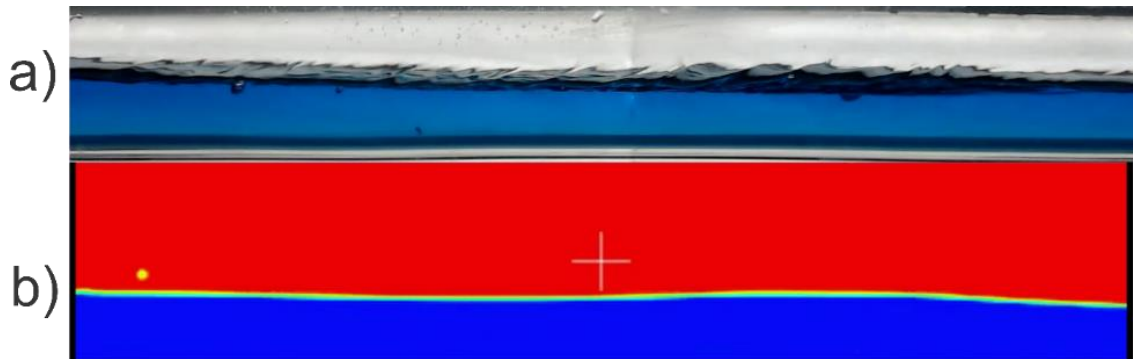
As Figuras 19 ( $t = 2,013$  s) e 20 ( $t = 4,488$  s) apresentam a mesma comparação entre a imagem real e a imagem numérica em dois instantes de tempos diferentes para a razão de preenchimento de 40%. Observa-se na Figura 19 que a concordância não foi tão boa quanto para  $F = 30\%$ . Acredita-se que essa discordância está relacionada aos fenômenos de turbulência que se intensificam quando a água bate na superfície sólida na extremidade do tubo. Como o modelo de turbulência adotado neste trabalho assume valores médios para as variáveis, não foi possível reproduzir em detalhes os fenômenos mostrados no canto esquerdo da Figura 19 (a). Entretanto, de acordo com os resultados da Figura 20 o modelo numérico foi capaz de reproduzir adequadamente o fenômeno real.

**Figura 19 - Validação dos resultados numéricos para  $F = 40\%$  ( $t = 2,013$  s)**



**Fonte: Autoria Própria.**

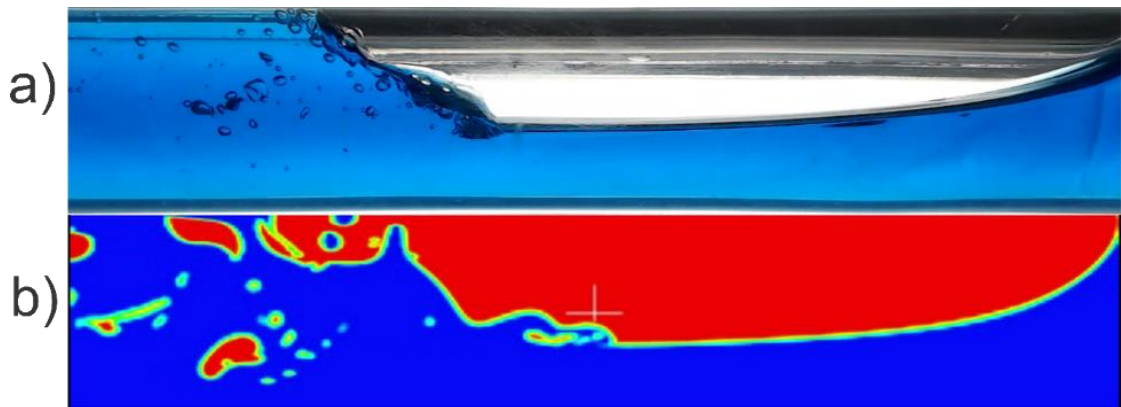
**Figura 20 - Validação dos resultados numéricos para  $F = 40\%$  ( $t = 4,488$  s)**



Fonte: Autoria Própria

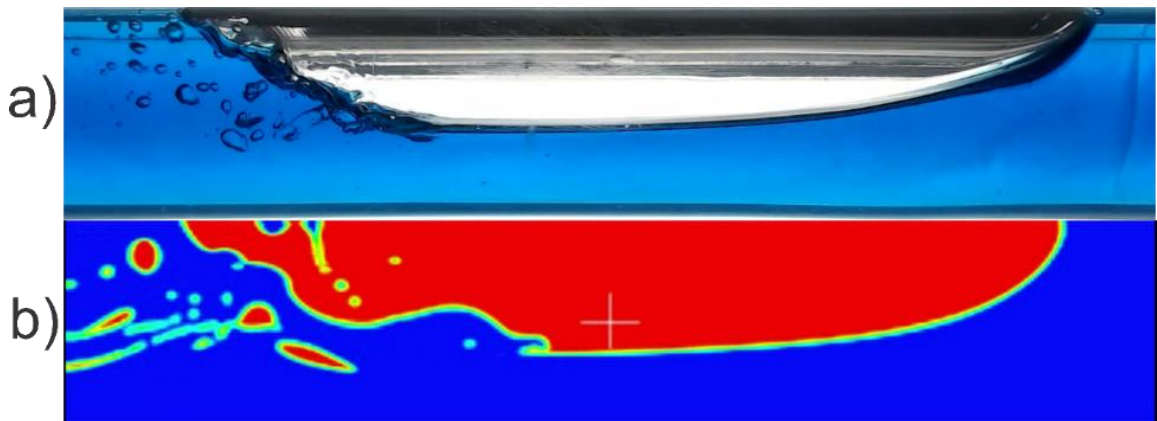
As Figuras 21 ( $t = 4,521$  s) e 22 ( $t = 4,455$  s) apresentam a mesma comparação entre a imagem real e a imagem numérica em dois instantes de tempos diferentes para a razão de preenchimento de 90%.

**Figura 21 - Validação dos resultados numéricos para  $F = 90\%$  ( $t = 4,521$  s)**



Fonte: Autoria Própria

**Figura 22 - Validação dos resultados numéricos para  $F = 90\%$  ( $t = 4,455$  s)**

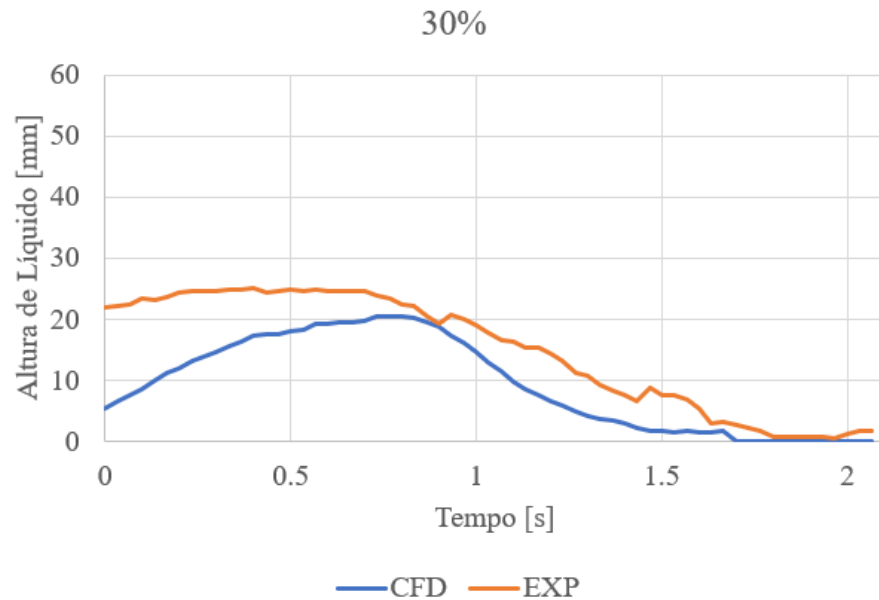


Fonte: Autoria Própria

Percebe-se que, para todos os casos, há uma grande similaridade no perfil ar-água obtido computacionalmente em comparação com o obtido experimentalmente. Para se ter uma maior confiabilidade nos resultados foi feita uma análise com sensor virtual para determinar a altura de líquido. Para isso, foi implementada uma rotina no *software Matlab* com imagens dos experimentos e das simulações para se obter perfis de altura de líquido em função do tempo.

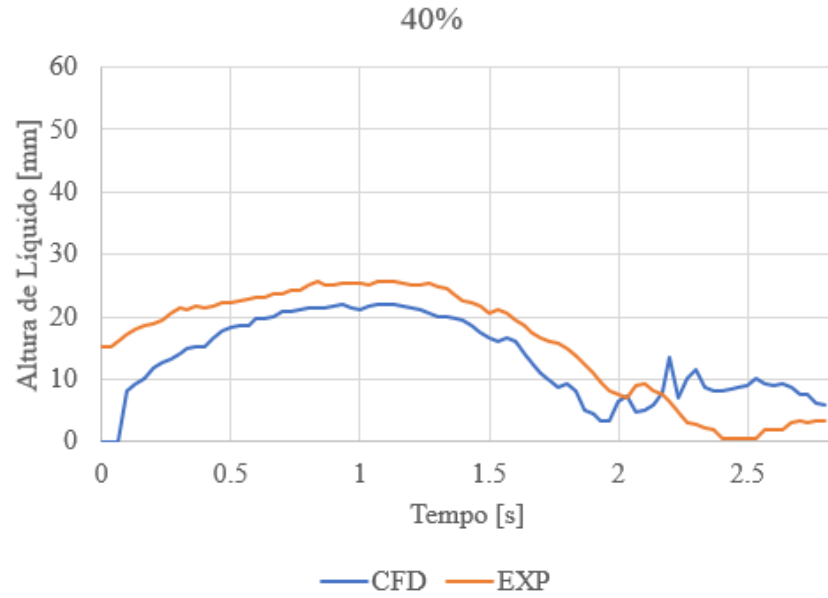
As Figuras 23 a 25 apresenta os resultados dessa comparação entre a altura de líquido para as três razões de preenchimento para a posição central da célula. Apesar de a curva de cor laranja, que representa os valores numéricos (CFD) não coincidir exatamente com a curva de cor azul, que representa os valores experimentais (EXP). Observou-se, no entanto, uma boa concordância entre os resultados numéricos e experimentais para todos os casos.

**Figura 23 - Validação dos resultados numéricos: altura de líquido para F=30%**



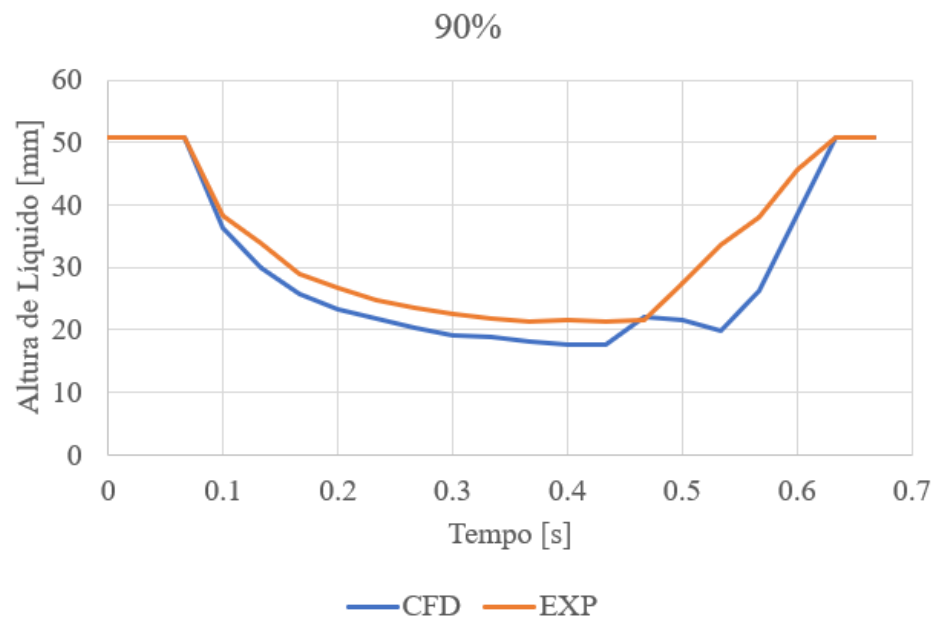
**Fonte: Autoria Própria**

Figura 24 - Validação dos resultados numéricos: altura de líquido para F=40%



Fonte: Autoria Própria

Figura 25 - Validação dos resultados numéricos: altura de líquido para F=90%



Fonte: Autoria Própria

De acordo com os resultados, o erro médio máximo foi de 9,98% para o caso de  $F = 40\%$  e o erro médio mínimo foi de 9,25% para o caso de  $F = 90\%$ . Logo, pode-se concluir que o



modelo numérico está reproduzindo (qualitativamente e quantitativamente) de forma adequada o fenômeno bifásico e que os resultados de certa forma foram validados com os experimentos.

## 4.2 ANÁLISE HIDRODINÂMICA DO ESCOAMENTO BIFÁSICO

Para a análise hidrodinâmica do escoamento bifásico, traçou-se perfis de velocidade em 3 linhas do domínio, sendo a origem  $x=0$  no centro da malha:

Nome da Linha de Estudo	Posição no eixo x (m)
esquerda	-0,3
meio	0
direita	0,3

Tabela 4 - Posições das Linhas de Estudo

Para o cálculo da tensão de cisalhamento na interface, obteve-se os resultados para o gradiente da velocidade na direção  $x$  com relação direção  $y$  ( $\frac{\partial \bar{u}}{\partial y}$ ) e os valores de viscosidade turbulenta conforme as seguintes equações:

$$\mu_{ef} = \mu_i + \bar{\mu}_t \quad (4.1)$$

$$i = \text{liquido ou gás} \quad (4.2)$$

onde:  $\mu_{ef}$  é a viscosidade efetiva no ponto de estudo,  $\mu_i$  é a viscosidade do fluido predominante no ponto estudado e  $\bar{\mu}_t$  é a média da viscosidade turbulenta na linha de estudo (obtida numericamente).

Uma vez tendo o resultado do  $\frac{\partial \bar{u}}{\partial y}|_y$  e a  $\mu_{ef}$  foi possível estimar a tensão cisalhante na parede para as fases e na interface através das seguintes equações:

$$\tau_l = \mu_{ef} \frac{\partial \bar{u}}{\partial y} \Big|_{y=-0,0254m} \quad (4.3)$$

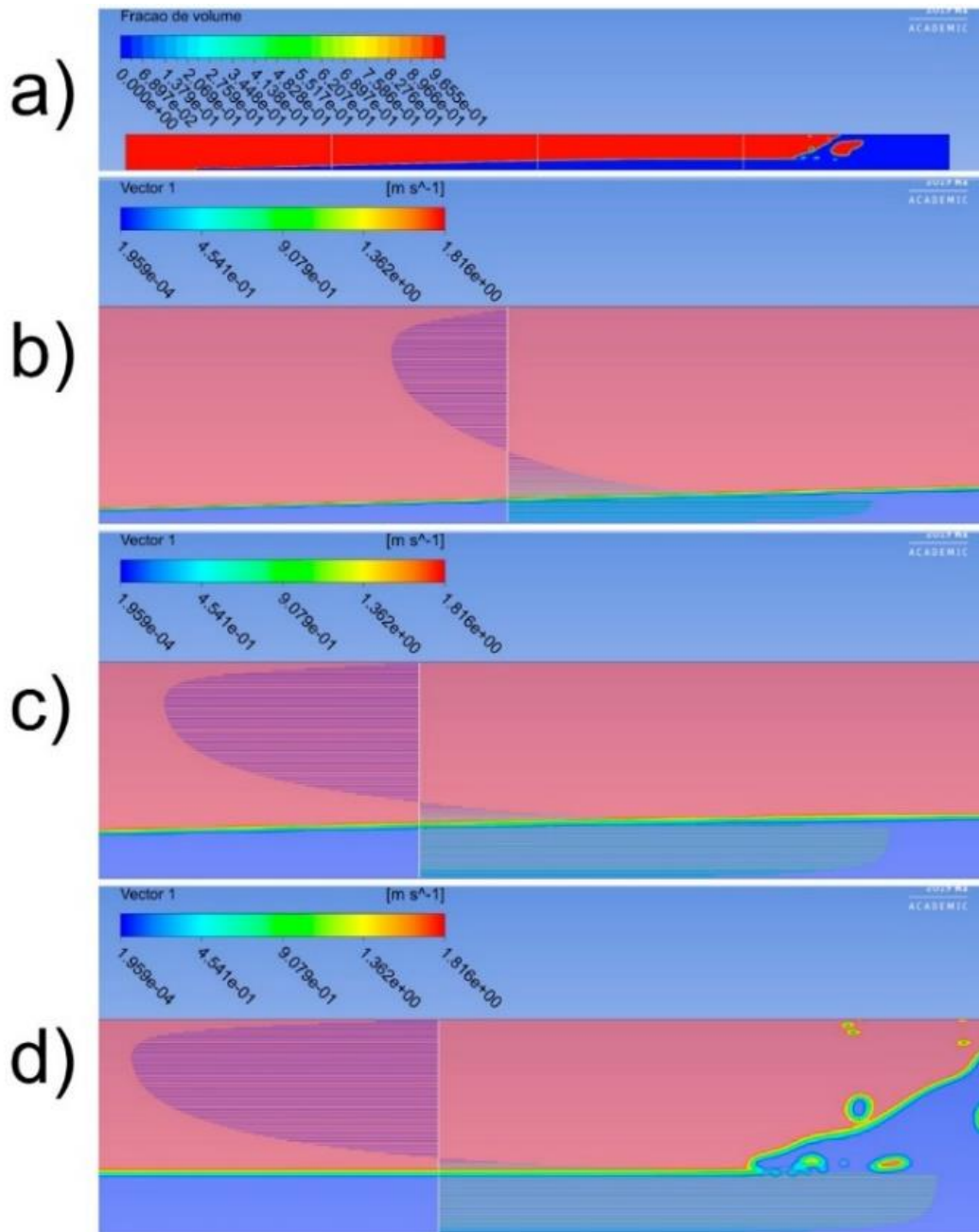
$$\tau_i = \mu_{ef} \frac{\partial \bar{u}}{\partial y} \Big|_{y=\text{interface}} \quad (4.4)$$

$$\tau_g = \mu_{ef} \frac{\partial \bar{u}}{\partial y} \Big|_{y=+0,0254m} \quad (4.5)$$

onde:  $\tau_l$ ,  $\tau_g$  e  $\tau_i$  são, respectivamente, as tensões de cisalhamento na parede de baixo, na parede de cima e na interface gás-líquido.

A Figura 26 (a) apresenta o domínio computacional mostrando a fração de volume da fase gasosa e cada linha de estudo (esquerda, centro e direita) para  $F = 30\%$  para o instante de 0,990 s. Na Figura 26 (b) é apresentado vetorialmente o perfil de velocidade na linha da esquerda.

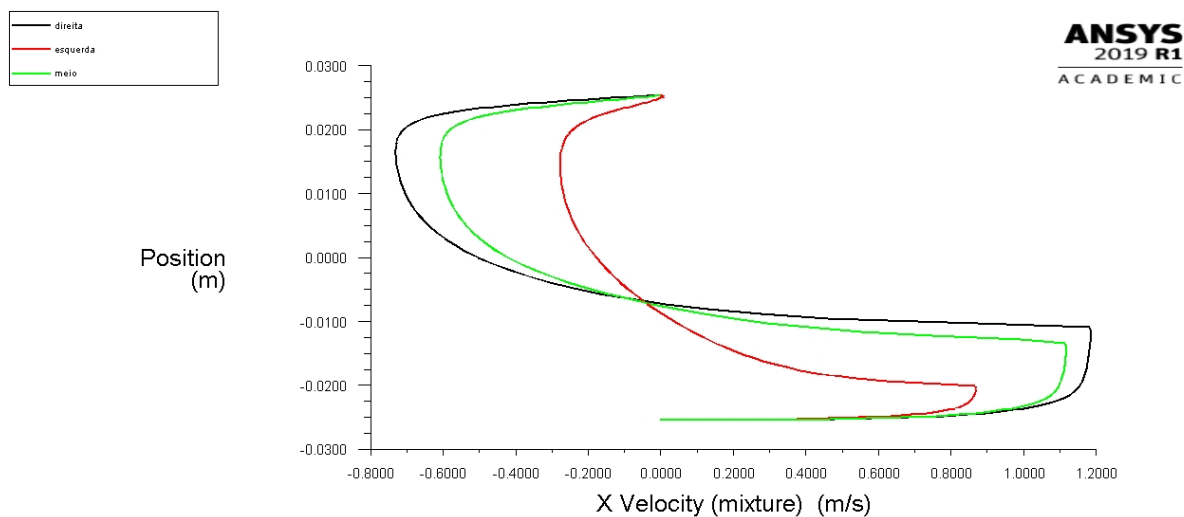
**Figura 26 - (a) Fração de Volume do Ar, perfis de velocidade na linha vertical à esquerda (b), no centro (c) e à direita (d) para  $F = 30\%$**



Fonte: Autoria Própria

Note que os perfis de velocidade nas fases são opostos. Enquanto que a água escoar para direita, o ar escoar para a esquerda no sentido oposto. Observa-se ainda que ocorre uma inversão no perfil de velocidade dentro da fase gasosa (ar). Isto se deve ao fato de a fase líquida (água) arrastar a fase gasosa devido ao cisalhamento entre as fases na interface água-ar. Esse mesmo comportamento foi observado na linha no centro (Figura 26 – c) e na linha da direita (Figura 26 – d). Na Figura 27 são apresentados os perfis de velocidade nestas mesmas localizações mostradas na Figura 26 para enfatizar o escoamento em contra-corrente das fases e a mudança de sentido da velocidade dentro da fase gasosa.

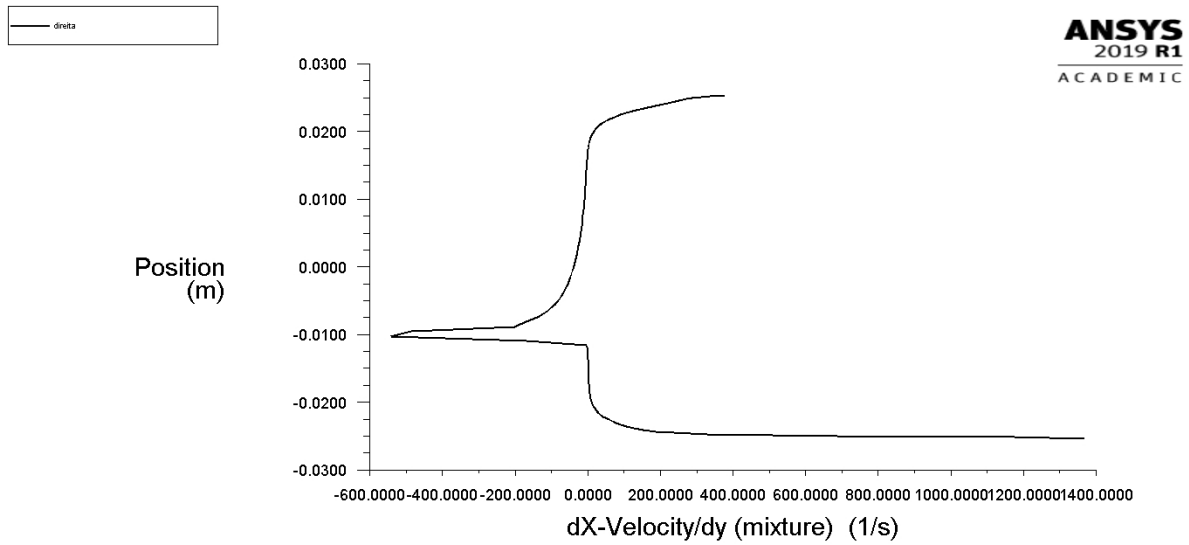
**Figura 27 - Perfis de velocidade na direção x na linha vertical à esquerda, no meio e à direita para F = 30%**



**Fonte: Autoria Própria**

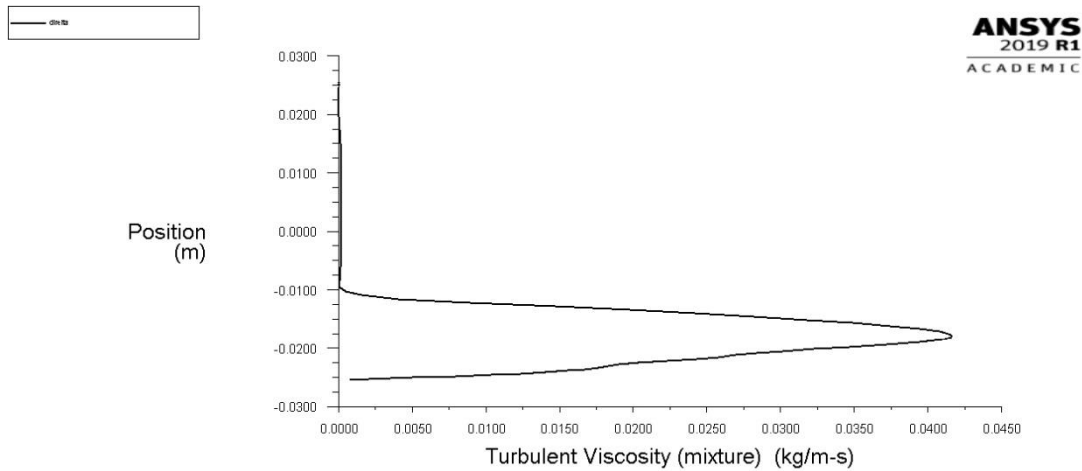
Para se analisar a conservação da quantidade de movimento entre as fases e a parede e entre as fases (interface água-ar) faz-se necessário estimar a tensão cisalhante. Uma vez obtida a tensão cisalhante na parede da tubulação é possível estimar a queda de pressão em cada fase. Por outro lado, a estimativa da tensão cisalhante na interface entre as fases pode ajudar na compreensão de como uma fase mais viscosa pode influenciar através de fenômenos de superfície a outra. Para se obter a tensão cisalhante nas paredes e na interface se faz necessário a obtenção de  $\frac{\partial \bar{u}}{\partial y} \Big|_y$  e de  $\mu_{ef}$ . A Figura 28 apresenta o  $\frac{\partial \bar{u}}{\partial y} \Big|_y$  e a Figura 29  $\mu_{ef}$  para a linha da direita para F = 30% para o instante de 0,990 s.

**Figura 28 - Gradiente de velocidade na direção x com relação a direção y na linha vertical da direita para F = 30%**



Fonte: Autoria Própria

**Figura 29 - Perfil de viscosidade turbulenta na linha vertical da direita para F = 30%**



Fonte: Autoria Própria

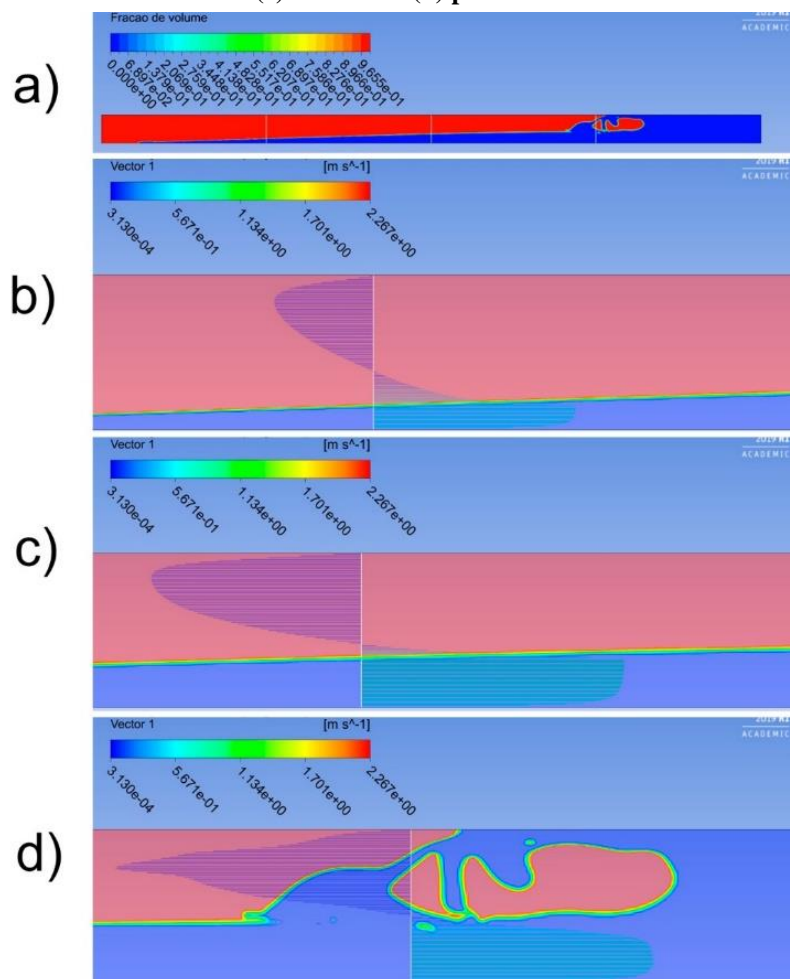
Observa-se que o  $\frac{\partial \bar{u}}{\partial y} \Big|_y$  quando na parede da fase gasosa ( $y = 0,0254 \text{ m}$ ) é bem menor do que o  $\frac{\partial \bar{u}}{\partial y} \Big|_y$  na parede da fase líquida ( $y = -0,0254 \text{ m}$ ). Observa-se ainda que ocorre um salto no  $\frac{\partial \bar{u}}{\partial y} \Big|_y$  onde pode está localizada a interface entre as fases ( $y = -0,01 \text{ m}$ ) por conta do escoamento em contra-corrente entre as fases. Esta localização da interface foi comprovada através da

comparação da fração volumétrica da fase gasosa. Além disso, foi constatado que o  $\frac{\partial \bar{u}}{\partial y} \Big|_y$  foi maior do que o  $\frac{\partial \bar{u}}{\partial y} \Big|_y$  na fase gasosa em valores absolutos.

Analisando a Figura 29 pode-se afirmar que a viscosidade turbulenta, como se era de esperar, foi aproximadamente (devido a erros de difusão numérica) nas paredes para as fases. Entretanto observa-se um salto na viscosidade turbulenta devido à interação entre as fases logo abaixo da interface dentro da fase líquida. Essa transferência de quantidade de movimento faz com que a turbulência do escoamento seja maior nesta região.

A mesma análise realizada para  $F = 30\%$  foi feita para  $F = 40\%$  e  $F = 90\%$ . A Figura 30 apresenta a fração de volume da fase gasosa e cada linha de estudo para  $F = 40\%$  para o instante de 0,990 s e os perfis vetoriais de velocidade para cada linha. Os resultados mostraram perfis semelhantes aos mostrados para  $F = 30\%$ .

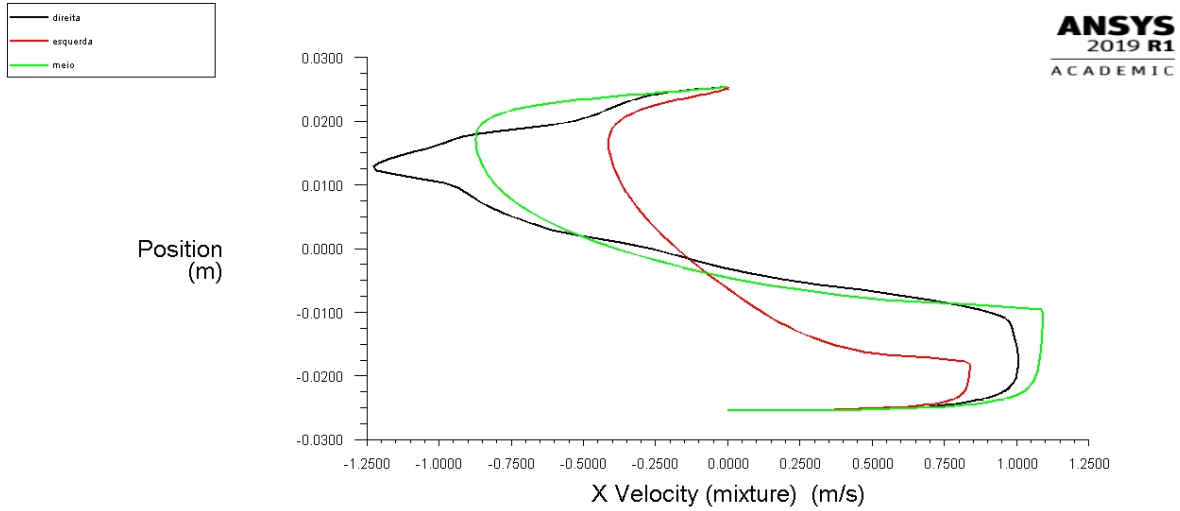
**Figura 30 - (a) Fração de Volume do Ar, perfis de velocidade na linha vertical à esquerda (b), no centro (c) e à direita (d) para  $F = 40\%$**



Fonte: Autoria Própria

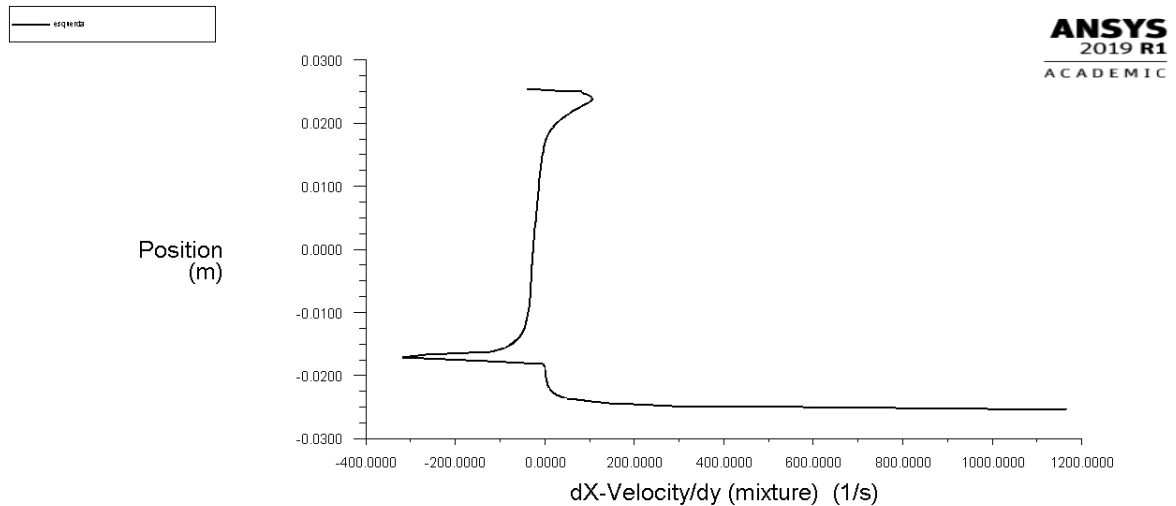
Na Figura 31 são apresentados os perfis de velocidade nas mesmas localizações mostradas na Figura 30 (a). Já a Figura 32 apresenta o  $\frac{\partial \bar{u}}{\partial y}|_y$  e a Figura 33  $\mu_{ef}$  para a linha da esquerda para  $F = 40\%$  para o instante de 0,990 s.

**Figura 31 - Perfis de velocidade na direção x na linha vertical à esquerda, no meio e à direita para  $F = 40\%$**

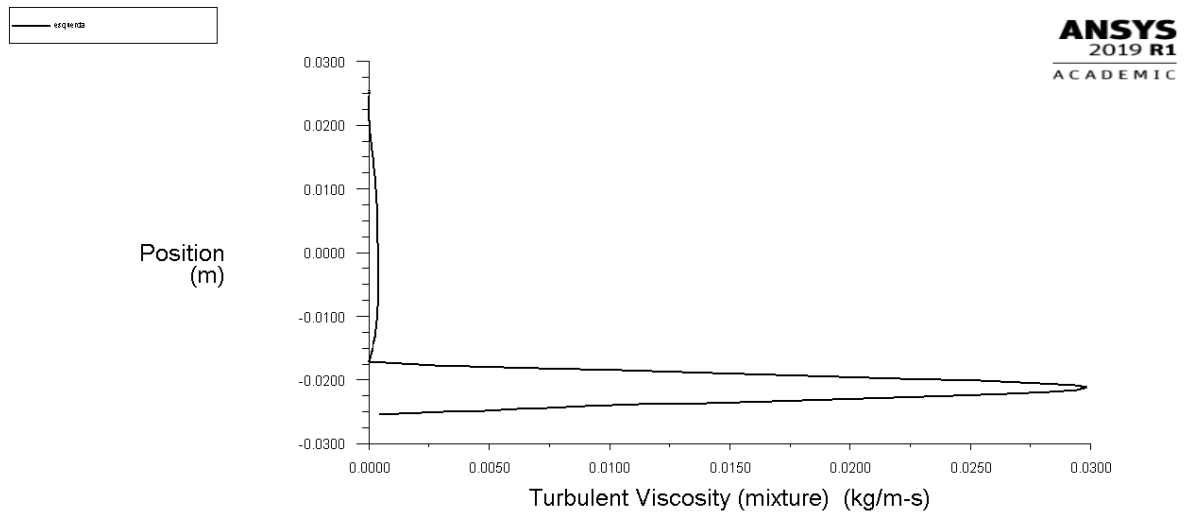


Fonte: Autoria Própria

**Figura 32 - Gradiente de velocidade na direção x com relação a direção y na linha vertical da esquerda para  $F = 40\%$**



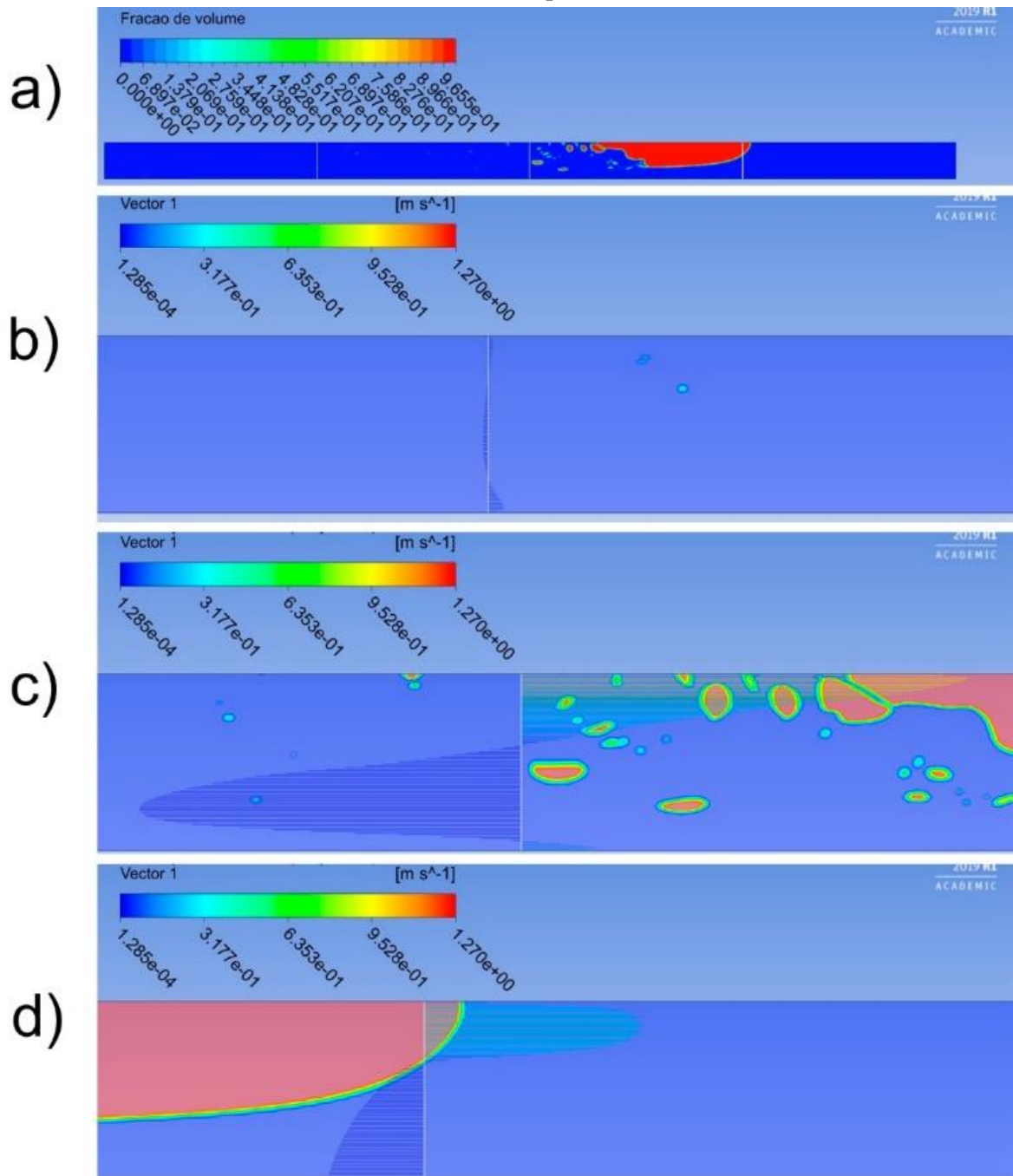
Fonte: Autoria Própria

**Figura 33 - Perfil de viscosidade turbulenta na linha vertical da direita para  $F = 40\%$** 

**Fonte: Aatoria Própria**

A Figura 34 apresenta a fração de volume da fase gasosa e cada linha de estudo para  $F = 90\%$  para o instante de 5,016 s e os perfis vetoriais de velocidade para cada linha. Os resultados mostraram perfis semelhantes aos mostrados para  $F = 30\%$  e  $40\%$ .

Figura 34 - (a) Fração de Volume do Ar, perfis de velocidade na linha vertical à esquerda (b), no centro (c) e à direita (d) para  $F = 90\%$

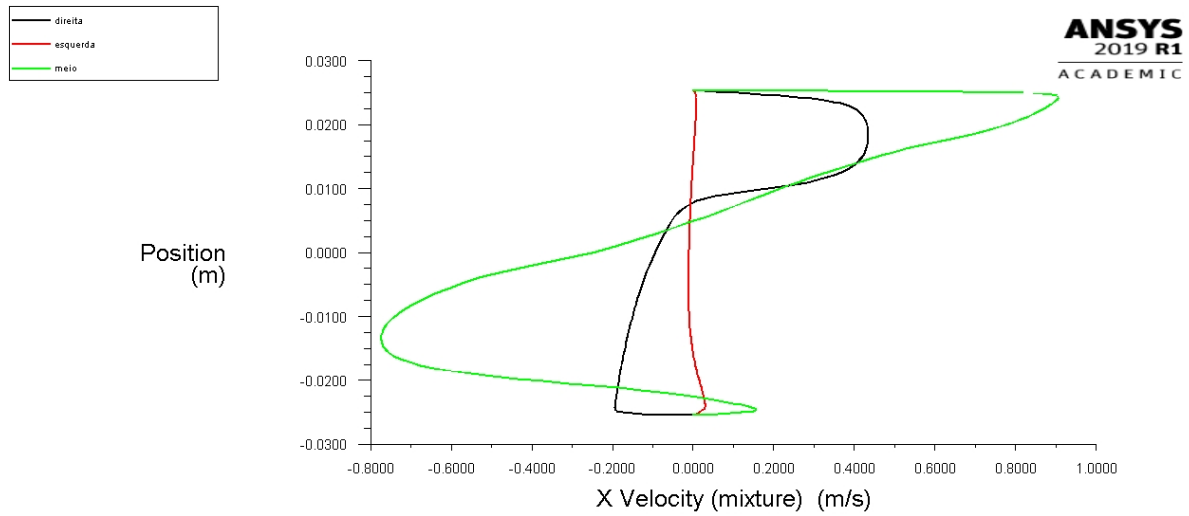


Fonte: Autoria Própria

Na Figura 35 são apresentados os perfis de velocidade nas mesmas localizações mostradas na Figura 34 (a).



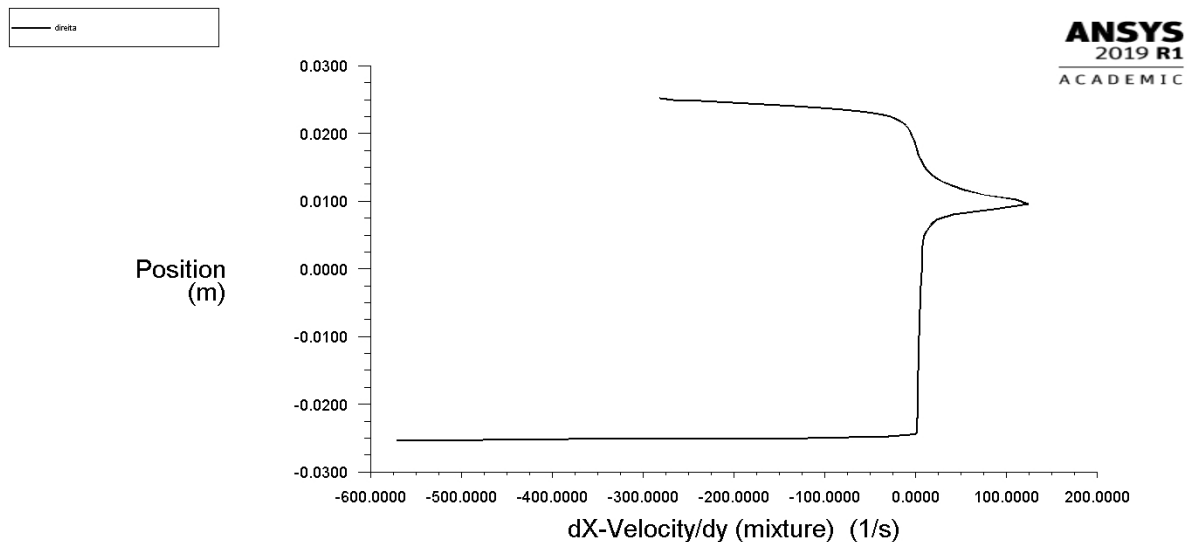
**Figura 35 - Perfis de velocidade na direção x na linha vertical à esquerda, no meio e à direita para F = 90%**



Fonte: Autoria Própria

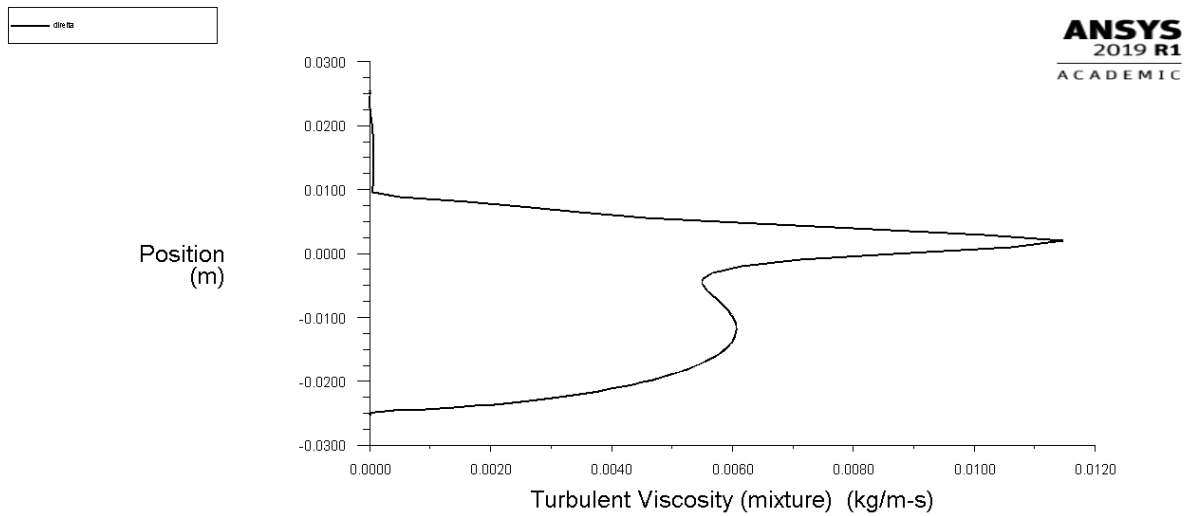
Para o caso de  $F = 90\%$  foi escolhida a linha da direita do domínio computacional para enfatizar o efeito da passagem da frente da bolha alongada (Figura 34 - a). Logo, a Figura 36 apresenta o  $\frac{\partial \bar{u}}{\partial y}|_y$  e a Figura 37  $\mu_{ef}$  para a linha da direita no instante de 5,016 s.

**Figura 36 - Gradiente de velocidade na direção x com relação a direção y na linha vertical da direita para F = 90%**



Fonte: Autoria Própria

**Figura 37 - Perfil de viscosidade turbulenta na linha vertical da direita para F = 90%**



**Fonte: Autoria Própria**

Utilizando os resultados obtidos anteriormente para cada F (30, 40 e 90%) foi possível estimar a tensão cisalhante entre as fases e a parede e entre as fases na interface para a linha de centro (F = 40 e 30%) e na linha da esquerda na linha da direita (F = 90%). As viscosidades das fases foram consideradas constantes. A viscosidades da água utilizada foi de 0,001003 kg/m-s e a do ar foi de  $1,7894 \times 10^{-5}$  kg/m-s. Os resultados de tensão de cisalhamento obtidos estão descritos na tabela 5.

Foi observado de modo geral que a tensão na fase líquida (água) sempre foi a maior em todos os casos, como se era de esperar devido a sua viscosidade e também as maiores velocidades e gradientes. Foi observado ainda que a tensão de cisalhamento na interface foi maior do que a fase gasosa para os casos F = 30% e F = 40%. Para o caso de F = 90% a tensão de cisalhamento na gasosa foi maior do que na interface. Entretanto, a aproximação de que a tensão de cisalhamento na interface pode ser aproximada para a fase gasosa não pode ser feita, de acordo com os resultados.

<b>F</b>	<b>Local</b>	<b>Tensão de cisalhamento (Pa)</b>
30%	Fase líquido e parede	13,29
	Fase gasosa e parede	3,30
	Interface entre as fases	4,72
40%	Fase líquido e parede	6,10
	Fase gasosa e parede	0,17
	Interface entre as fases	1,34
90%	Fase líquido e parede	2,20
	Fase gasosa e parede	0,80
	Interface entre as fases	0,35

**Tabela 5 - Cálculos das tensões de cisalhamento nas simulações**

## 5. CONCLUSÕES

Neste trabalho, foi realizado um estudo numérico do escoamento bifásico em uma célula de balanço. Este dispositivo tem grande potencial para estudos sobre escoamento em golfadas, com grande aplicabilidade na indústria do petróleo. A validação do modelo se faz necessário para uma melhor obtenção de valores de velocidade e razão volumétrica de fluido no escoamento.

O modelo utilizado conta com uma malha retangular com 1200 divisões na horizontal e 100 na vertical (com fator de refinamento igual a 5), totalizando 120000 nós. Esta malha conta com um movimento circular periódico de 0,925 rad/s até o ângulo máximo de 17,5°. Com essas condições, utilizou-se do programa ANSYS FLUENT para a simulação. A fim de obter dados com a mesma frequência conseguida pelas filmagens do experimento (30 Hz), salvou-se dados da simulação a cada 0,033 s.

Para a validação dos dados simulados, a fim de obter imagens para comparação dos escoamentos utilizou-se do *software* ANSYS CFD-Post. Na análise de imagens percebe-se que o escoamento obtido na simulação é muito próximo e reproduz quantitativamente e qualitativamente o escoamento obtido pelos experimentos. Sendo que o erro médio máximo foi de 9,98% para o caso de  $F = 40\%$  e o erro médio mínimo foi de 9,26% para o caso de  $F = 90\%$ .

Os resultados obtidos e apresentados neste trabalho mostram que a metodologia adotada na modelagem matemática e numérica do problema proposto são satisfatórias. Além disso, considerando a estrutura do laboratório, os perfis de velocidade, o gradiente de temperatura e a viscosidade turbulenta não seriam possíveis de se obter sem a simulação computacional.

Para a determinação da tensão cisalhante na interface e nas paredes do tubo, foram calculadas viscosidades efetivas nesses pontos. Estes valores foram comparados entre si e, pode-se concluir que a tensão cisalhante na interface não pode ser considerada igual a tensão cisalhante da fase gasosa na parede.

Para outros trabalhos futuros, sugere-se a realização de um estudo com o objetivo de estudar de forma mais aprofundada a relação da tensão cisalhante na interface líquido-gás com as propriedades dos fluidos de forma a entender todos os parâmetros para modelar este tipo de escoamento de forma mais próxima a realidade.

É importante ressaltar, que os dados numéricos obtidos nesse trabalho, bem como as novas análises propostas, podem alimentar posteriores estudos para obtenção de correlações para estimar a tensão cisalhante na interface líquido-gás.

## REFERÊNCIAS

- ANDREUSSI, P.; BENDIKSEN, K. **An investigation of void fraction in liquid slugs for horizontal and inclined gas-liquid pipe flow**, International Journal of Multiphase Flow, Vol. 15, (1989).
- ANDREUSSI, P.; *et al.* **Void distribution in slug flow**, International Journal of Multiphase Flow, Vol. 19, (1993).
- BARNEA, D; TAITEL, Y. **A model for slug length distribution in gas-liquid slug flow**, International Journal of Multiphase Flow, Vol. 19, (1993).
- BENDIKSEN, H. **An experimental investigation of the motion of long bubbles in inclined tubes**, International Journal of Multiphase Flow, Vol. 10, (1984).
- BRACKBILL, J.; *et al.* **A continuum method for modeling surface tension**. EUA (1992).
- BRAUNER, N.; ULLMANN, A. **Modelling of gas entrainment from Taylor bubbles. Part A: Slog flow**, International Journal of Multiphase Flow, Vol. 30, (2004).
- DEENDARLIANTO; *et al.* **CFD Studies on the gas-liquid plug two-phase flow in a horizontal pipe**. Indonésia (2016).
- DUKLER, A. E.; HUBBARD, M. G. **A Model for Gas-Liquid Slug Flow in Horizontal and Near Horizontal Tubes**, Ind. Eng. Chem. Fundamentals, Vol. 14, No. 4, pp. 337-347. (1975).
- DUKLER, A. E.; *et al.* **A Physical Model for Predicting the Minimum Stable Slug Length**, Chemical Engineering Science, Vol. 40, (1985).
- GHORAI, S.; NIGAM, K. D. P. **CFD modeling of flow profiles and interfacial phenomena in two-phase flow in pipes**. New Delhi, India (2005).
- GOMEZ, L.; *et al.* **Prediction of slug liquid holdup horizontal to upward vertical flow**, International Journal of Multiphase Flow, Vol. 26, (2000).
- GREGORY, A.; *et al.* **Correlation of the liquid volume fraction in the slug for horizontal gas-liquid slug flow**, International Journal of Multiphase Flow, Vol. 4, (1978).
- GREGORY, A.; SCOTT, D. **Correlation of liquid slug velocity and frequency in horizontal co-current gas-liquid slug flow**, Alche Journal, Vol. 15, (1969).
- GRESKOVICH, E.; SHRIER, A. **Pressure drop and holdup in horizontal slug flow**, Alche Journal, Vol. 17, (1971).
- GRESKOVICH, E.; SHRIER, A. **Slug Frequency in horizontal gas-liquid slug flow**, Ind. Eng. Chem. Proc. Design Dev., Vol. 11, (1972).

HASAN, A.; KABIR, C. **Predicting multiphase flow behavior in a deviated well**, SPEPE, p. 474, (1988).

HEYWOOD, N.; RICHARDSON, J. **Slug Flow of Air-Water Mixtures in a Horizontal Pipe: Determination of Liquid Hold-up by  $\gamma$ -ray Absorption**, Chemical Engineering Science, Vol. 34, (1979).

HIRT, C.; NICHOLS, B. **Volume of Fluid (VOF) method for the dynamics of free boundaries**. EUA (1981).

HUBBARD, M. **An analysis of horizontal gas-liquid slug**, Houston, EUA, (1965).

JEPSON, W.; TAYLOR, R. **Slug flow and its transitions in large-diameter horizontal pipes**, International Journal of Multiphase Flow, Vol. 19, (1993).

KORBYDAN, E. **Some Details of Developing Slug in Horizontal Two-Phase Flow**, Alche Journal, Vol. 31, (1985).

KOUBA, G. E. **Horizontal slug flow modelling and metering**. Tusla, (1987).

LAUNDER, B.; Spalding, D. **The numerical computation of turbulent flows**. Londres, Reino Unido (1974).

LOPEZ, D. **Encoulements diphasiques a phases separees a faible contenu de liquid**. Toulouse, França (1994).

MACHADO, A. V. L.; *et al.* **Numerical and Experimental Study of Free Surface Flows in a Rock-Flow Cell**. Curitiba, Brasil (2017).

MANOLIS, I.; *et al.* **The effect of pressure on slug frequency on two-phase horizontal flow**, The 2<sup>nd</sup> conference on multiphase flow, (1995).

MARCANO, R. *et al.* **A study of slug characteristics for two-phase horizontal flow**, México, (1996).

MALNES, D. **Slug flow in vertical, horizontal and inclined pipes**. (1983).

NICHOLSON, M.; *et al.* **Intermittent two-phase flow in horizontal pipes: Predictive models**, The Canadian Journal of chemical engineering, Vol. 56, (1978).

NICKLIN, J., *et al.* **Two-phase flow in vertical tubes**. (1991).

NYDAL, O. **An experimental investigation of slug flow**, Oslo (1991).

PARVEREH, A.; *et al.* **CFD and ERT investigation on two-phase flow regimes in vertical and horizontal tubes**. Kermanshah, Irã (2009).

PATANKAR, S.; SPALDING, D. **A Calculation Procedure for Heat, Mass and Momentum Transfer**, International Journal of Heat and Mass Transfer, Vol. 15, (1972).

PEREZ, V. H.; *et al.* **Grid Generation Issues in the CFD Modelling of Two-Phase Flow in a Pipe.** Nottingham, Reino Unido (2010).

PEREZ, V. H.; VALENTE. **Gas-liquid two-phase flow in inclined pipes.** Nottingham, Reino Unido (2007).

PINEDA-PÉREZ, H.; *et al.* **CFD modelinf o fair and highly viscous liquid two-phase slug flow in horizontal pipes.** Bogotá, Colombia (2018).

SCOTT, S.; *et al.* **Prediction of slug length in horizontal large-diameter pipes,** 56<sup>th</sup> California Regional Meeting, (1986).

SCOTT, S.; *et al.* **Modelling slug growth in large diameter pipes,** 3<sup>rd</sup> International Conference on Multiphase Flow, (1987).

STRAND, O. **An experimental investigation of stratified two-phase flow in horizontal pipes.** Oslo, Noruega (1993).

TAITEL, Y.; DUKLER, A. **A model for slug frequency during gas-liquid flow in horizontal and near horizontal pipes,** International Journal of Multiphase Flow, Vol. 3, (1977).

TRONCONI, E. **Prediction os Slug Frequenncy in Horizontal Two-Phase Slug Flow,** Alche Journal, Vol. 36, (1990).

VERMEULEN, L.; RYAN, J. **Two-phase slug flow in horizontal and inclined tubes,** The Canadian Journal of chemical engineering, Vol. 49, (1971).

VERSTEEG, H.; MALALASEKERA, W. **An Introduction to Computational Fluid Dynamics.** 2. Ed. Pearson Education Limited, 2007.

YEOH, G. H.; TU, J. **Computacional Techniques for Multi-Phase Flows.** 1. Ed. EUA: B.H., 2010.

WEBER, M. **Drift in intermittent two-phase flow in horizontal pipes.** Canadá (1981).

ZABARAS, G. **Prediction of slug frequency for gas-liquid flows,** Annual Technical Conference, (1999).