

UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO  
CENTRO TECNOLÓGICO  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

DAVI FARIA BUSON

**ESCOAMENTO ÓLEO-GÁS EM EQUIPAMENTO SUBMARINO: INFLUÊNCIA DA FRAÇÃO  
VOLUMÉTRICA DE GÁS NA SEPARAÇÃO DE FASES NO MÓDULO DE BOMBEIO**

VITÓRIA  
2013

DAVI FARIA BUSON

**ESCOAMENTO ÓLEO-GÁS EM EQUIPAMENTO SUBMARINO: INFLUÊNCIA DA FRAÇÃO  
VOLUMÉTRICA DE GÁS NA SEPARAÇÃO DE FASES NO MÓDULO DE BOMBEIO**

Dissertação apresentada ao programa da Pós-Graduação em Engenharia Mecânica da Universidade do Espírito Santo, como requisito parcial para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Orientador: Prof. Dr. Márcio Ferreira Martins.

VITÓRIA

2013

Ficha catalográfica.

DAVI FARIA BUSON

**ESCOAMENTO ÓLEO-GÁS EM EQUIPAMENTO SUBMARINO: INFLUÊNCIA DA FRAÇÃO  
VOLUMÉTRICA DE GÁS NA SEPARAÇÃO DE FASES NO MÓDULO DE BOMBEIO**

Dissertação apresentada ao programa da Pós-Graduação em Engenharia Mecânica da Universidade do Espírito Santo, como requisito parcial para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Aprovada em 27 de Setembro de 2013.

**COMISSÃO EXAMINADORA**

---

**Prof. Dr. Márcio Ferreira Martins - Orientador**  
Universidade Federal do Espírito Santo (UFES)

---

**Prof. Dr. Wellington Betencurte da Silva - Membro Interno**  
Universidade Federal do Espírito Santo (UFES)

---

**Prof. Dr. Fábio Alfaia da Cunha - Membro Externo**  
Universidade de Brasília

VITÓRIA

2013

*“O único lugar onde o sucesso vem antes  
do trabalho é no dicionário.”*

*Albert Einstein*



# Agradecimentos

Gostaria de agradecer primeiramente ao professor e orientador, Márcio Ferreira Martins, pelo suporte, pelo respeito, pelo incentivo, por sempre estar disponível e, acima de tudo, pela confiança depositada em mim ao longo desse período de convivência.

Agradeço aos meus pais, Izaias Augusto Buson e Ivane Faria Buson, por me incentivarem a alcançar caminhos cada vez mais distantes. Muito Obrigado!

Agradeço a minha namorada e companheira Leila Kretli Coelho, por ser compreensiva nos momentos difíceis enfrentados e por estar ao meu lado nesses 4 anos trilhando nosso caminho.

Não poderia deixar de agradecer, aos meu colegas de trabalho, Cézar Augusto Siqueira, Mateus Milanez, Ricardo de Souza Cavati, Roger Rocha, Rômulo Goes e Victor Teixeira pelo suporte nas atividades e paciência na solução dos problemas.

E aos meus amigos que conheci, convivi e me ajudaram nesses dois anos de mestrado.



# Resumo

Nas bacias marítimas de petróleo do Estado do Espírito Santo são utilizados Módulos de Bombeio que interligam os poços produtores de petróleo aos navios-plataforma flutuantes de produção. Esses módulos possuem uma geometria capsular por onde escoo o petróleo, e onde podem ocorrer diversos padrões de escoamento multifásicos. Dependendo do padrão formado a separação das fases pode ocorrer provocando anomalias (por exemplo o chamado gas locking) no funcionamento da bomba submarina. O presente trabalho tem por objetivo verificar a influência da variação da fração volumétrica de gás, presente em um mistura (óleo-gás), no fenômeno de separação dessas fases. Para tanto foram simulados dois casos. O primeiro para uma fração volumétrica de gás de 10 %, e o segundo de 40 %. A vazão mássica utilizada de óleo foi de  $8 \text{ kg s}^{-1}$ . Todas as simulações foram realizadas em um software CFD utilizando o modelo VOF (Volume of Fluid) explícito com número de Courant de 0,25 e passo de tempo de  $4 \times 10^{-5} \text{ s}$ . Três diferentes malhas foram avaliadas com relação à convergência e ao tamanho do elemento, sempre priorizando uma possível formação de interface nítida entre os fluidos. Para o primeiro caso, 10 % de fração de volume, não houve separação nítida das fases e sim a formação de um padrão de escoamento assimétrico, indicado pelos perfis de velocidade obtidos em várias posições e planos. A ordem de velocidade em um setor da cápsula varia de  $7 \text{ m s}^{-1}$  na entrada e  $1,2 \text{ m s}^{-1}$  a 2,5 diâmetros de comprimento. Por outro lado, para a fração de volume de 40 %, uma nítida interface é formada e gás acumulado no topo da cápsula. Neste caso, em 2,5 diâmetros de comprimento de cápsula, a porcentagem de gás acumulada em 4.2 s de tempo real é de 90 % da quantidade entrante na cápsula. Os níveis de velocidade variaram entre  $9.8 \text{ m s}^{-1}$  na entrada e  $0.15 \text{ m s}^{-1}$  a 2,5 diâmetros de comprimento. As considerações finais sugerem que simulações sejam realizadas para obtenção de tempos reais da ordem de minuto, pois a cápsula possui 50 diâmetros equivalentes de comprimento.

**Palavras-chave:** VOF, multifásico, BCSS, módulo de bombeio, equipamento submarino.



# Abstract

In the Espírito Santo State's offshore oil Basins commonly use a Pumping Modules to interconnect the producing oil wells to FPSO unit. These modules have a capsular geometry where oil flows and where different multiphase flow patterns can exist. Depending on the flow pattern formed the phase separation can occur causing defects (e.g the so-called gas locking) in the submersible pumps. The present study aims with the investigation the influence of the gas volume fraction, in a mixture (oil/gas) , on the phases separation phenomena. For this purpose two cases were simulated . The first one, for gas volume fraction of 10 % , and the second one for 40 % . The oil mass flowrate used was  $8 \text{ kg s}^{-1}$  . All simulations were carried out by using a CFD software. The multiphase model chosen was the explicit VOF ( "Volume of Fluid ") with a Courant number of 0.25 and time step of  $4 \times 10^{-5} \text{ s}$  . Three different meshes were evaluated by convergence criteria and element size , always giving priority to a possible formation of a clear interface between the fluids. For the first case 10 % volume fraction , there was no clear separation of the phases, but the formation of an asymmetrical flow pattern , indicated by velocity profiles obtained under various positions and planes. The order of speed in a sector of the capsule varies from  $7 \text{ m s}^{-1}$  at the entrance and  $1.2 \text{ m s}^{-1}$  to 2.5 diameters length. Furthermore, for volume fraction of 40 % , a clear interface is formed and gas accumulated at the top of the capsule. In this case, for a 2.5 diameters length of capsule, the percentage of gas accumulated in a interval of 4.2 s was 90 % of the quantity incoming in the capsule . Velocity were ranged from  $9.8 \text{ m s}^{-1}$  at the entrance and  $0.15 \text{ m s}^{-1}$  to 2.5 diameters length . The final considerations suggest that simulations are conducted to obtain actual times of the order of minutes , as the capsule has 50 equivalent diameters in length.

textbf Keywords : VOF , multiphase , BCSS , module pumping , subsea equipment .



# Lista de Figuras

2.1	Regimes de Escoamentos . . . . .	24
2.2	Padrão de Escoamento Vertical . . . . .	24
2.3	Padrão de Escoamento Horizontal . . . . .	25
2.4	Padrões de Escoamento . . . . .	31
2.5	Configuração do Equipamento no leito marinho. . . . .	33
2.6	Configuração do Equipamento no leito marinho. . . . .	34
2.7	Interface Calculada . . . . .	37
2.8	Geometria do Problema . . . . .	40
2.9	Malhas avaliadas na simulação . . . . .	41
3.1	Teste de Malha . . . . .	44
3.2	Evolução do escoamento no tempo (Caso 2). . . . .	45
3.3	Evolução do escoamento no tempo (Caso 1) . . . . .	47
3.4	Campo de Velocidade em 4,2 s - vf 40 % . . . . .	48
3.5	Perfil de Velocidade para a fração volumétrica de 40 % . . . . .	49
3.6	Perfil de Velocidade para a fração volumétrica de 10 % . . . . .	50
3.7	Evolução da Fração de Gás para os casos 1 e 2. . . . .	51
3.8	Volume de gás acumulado no topo. . . . .	52
3.9	Distribuição do Volume de Gás para o caso 2 e 1, respectivamente. . . . .	52



# Lista de Tabelas

2.1	Condições de Contorno e Iniciais . . . . .	42
2.2	Esquema Numérico . . . . .	42



# Sumário

<b>Agradecimentos</b>	<b>vii</b>
<b>Resumo</b>	<b>ix</b>
<b>Abstract</b>	<b>xi</b>
<b>Lista de Figuras</b>	<b>xiii</b>
<b>Lista de Tabelas</b>	<b>xv</b>
<b>1 Introdução</b>	<b>21</b>
<b>2 Estado da Arte</b>	<b>23</b>
2.1 Principais Definições . . . . .	23
2.2 Modelos Multifásicos . . . . .	25
2.3 Balanço de Forças entre Fases . . . . .	26
2.3.1 Força de Arrasto . . . . .	27
2.3.2 Força de Massa Virtual . . . . .	28
2.3.3 Força de Basset . . . . .	29
2.3.4 Força de Sustentação . . . . .	29
2.3.5 Força de Dispersão Turbulenta . . . . .	30
2.4 Escoamento Multifásico em Tubos Verticais . . . . .	31
2.5 Estratégias Numéricas . . . . .	32
2.6 Contextualização do Problema . . . . .	33
2.7 Introdução . . . . .	35
2.8 Modelo de Volume of Fluid - VOF . . . . .	35
2.8.1 Equação da Fração Volumétrica . . . . .	36
2.8.2 Propriedades das Fases . . . . .	38
2.8.3 Equação da Conservação da Quantidade de Movimento . . . . .	38
2.8.4 Tensão Superficial . . . . .	38
2.9 Construção do Modelo e Considerações . . . . .	40
2.9.1 Geometria . . . . .	40
2.9.2 Malha . . . . .	40
2.9.3 Parâmetros do Escoamento . . . . .	41

2.9.4	Condições de Contorno e Iniciais . . . . .	41
2.9.5	Esquema Numérico . . . . .	41
<b>3</b>	<b>Resultados e Discussões</b>	<b>43</b>
3.1	Teste de Malha . . . . .	43
3.2	Separação das fases . . . . .	44
3.3	Campos de Velocidades . . . . .	48
3.4	Influência da Fração de Gás na Mistura . . . . .	51
3.4.1	Cálculo de Acumulo de Gás . . . . .	51
<b>4</b>	<b>Considerações Finais</b>	<b>53</b>
	<b>Referências Bibliográficas</b>	<b>57</b>



# Capítulo 1

## Introdução

Atualmente na bacia marítima de petróleo do Estado do Espírito Santo são utilizados Módulos de Bombeio que permitem a instalação de Bombas Centrífugas Submarinas Submersas interligadas aos poço produtores de Petróleo. Os Módulos possuem uma geometria capsular que promove o escoamento descendente de líquido, e em sequência, o escoamento ascendente até a entrada da bomba. Essa geometria causa a separação gás-líquido, promovendo o acúmulo de gás no topo da estrutura do equipamento. Essa separação das fases acarreta o mau funcionamento da bomba submarina e em muitas vezes a falha.

Para buscar as melhores alternativas de tornar o Módulo de Bombeio mais robusto é preciso entender a origem dos fenômenos que promovem a separação gás-líquido. Atualmente, existe uma escassez de informação sobre tais equipamentos na literatura, entretanto trabalhos sobre separação entre fases líquido-gás são comumente encontrados para geometrias cilíndricas horizontais e verticais. Embora esses trabalhos sejam pertinentes para a fundamentação teórica no assunto, eles não são de grande utilidade para validação de simulações de geometrias reais. Isso acontece devido a falta de acesso, nas geometrias reais, de visualização do padrão de escoamento, como também a falta de metrologia adequada para determinação desses padrões. Deste modo, a determinação da melhor condição de contorno de saída fica comprometida no momento da implementação do modelo numérico.

Outro dificultador da simulação multifásica em geometrias reais é a razão de aspecto. A literatura normalmente adota razões em torno de 1:20 diâmetros de comprimento. Enquanto geometrias reais de módulo de bombeio possuem razões de 1:90 diâmetros de comprimento. Isso implica em malhas extremamente refinadas, o que consequentemente exige alto poder de processamento.

Tomando como base o diversos trabalhos sobre a separação de fases, este trabalho se propõem a modelar computacionalmente os fenômenos que promovem a separação de líquido e gás na cápsula, utilizada no módulo de bombeio, com o intuito de fomentar as pesquisas por alternativas que tornem o equipamento mais robusto.

Para tal fim, este trabalho apresenta no Capítulo 2 o Estado da Arte. Esse capítulo abordará as principais definições sobre o escoamento multifásico, os modelos multifásicos disponíveis na literatura, o balanço de força que governa o escoamento multifásico, experimentos publicados sobre escoamento multifásico em tubos verticais e as estratégia numéricas para a solução das equações. No Capítulo 3 será descrito a teoria utilizada para modelar o escoamento

multifásico na geometria proposta, através do equacionamento do modelo de *Volume of Fluid* e das considerações utilizadas para a construção do modelo. O Capítulo 4 mostra os resultados obtidos para a separação das fase, formação do campo de velocidade e sua influência e os diferentes comportamentos do escoamento com a variação da fração volumétrica.

## Capítulo 2

# Estado da Arte

### 2.1 Principais Definições

O termo escoamento multifásico é usado para se referir a um escoamento contendo duas ou mais fases. Segundo Soo (1995), o escoamento multifásico é constituído por uma fase líquida (meio fluído), e uma fase dispersa (particulada) com qualquer número de componentes químicos. A fase contínua pode ser admitida como um meio líquido ou gasoso, e a fase dispersa pode ser tratada como partículas sólidas, bolhas de gás ou gotas de líquido.

Na visão do autor Paladino (2005) o Sistema Multifásico pode ser definido como uma região do espaço onde coexistem dois ou mais fluídos imiscíveis separados por uma interface, podendo ser esta conexa (por ex. escoamento estratificado, anular etc.) ou desconexa (por ex. escoamento de bolhas, gotas etc.) ou uma combinação de ambos casos onde a mesma fase pode aparecer em forma contínua ou dispersa (padrão anular com gotas, etc.).

O escoamento multifásico pode ser classificado de diversas maneiras, dentre elas destacam-se: os estados da matéria envolvidos e a morfologia do escoamento. O primeiro baseia-se simplesmente nos estados da matéria presentes no escoamento (gás-sólido, líquido-gás e líquido-sólido). A segunda, a morfológica, descreve como se dá a interação entre as fases envolvidas (separadas ou dispersas). Quando em uma modelagem a morfologia é classificada como separada, existe uma interface nítida entre as fase. Em contrapartida, a existência de uma ou mais fases dispersas é caracterizada pela presença de partículas finitas, bolhas ou gotas interagindo com uma fase contínua, como por exemplo no escoamento em spray (aerosol).

No esquema proposto Kristof (2010) pode-se identificar ambas classificações anteriormente citadas. Nesse esquema são mapeadas os regimes de escoamento originadas da morfologia e do estado da matéria, Figura 2.1.

Os padrões de escoamentos são outra forma de classificação do escoamento multifásico. Os estudos para essa classificação foram obtidos através da realização de experimentos em tubos, na direção vertical, Taitel et al. (1980), e horizontal, Mandhane et al. (1974).

As classificações dos padrões de escoamento vertical são divididas da seguinte forma: Escoamento em Bolhas

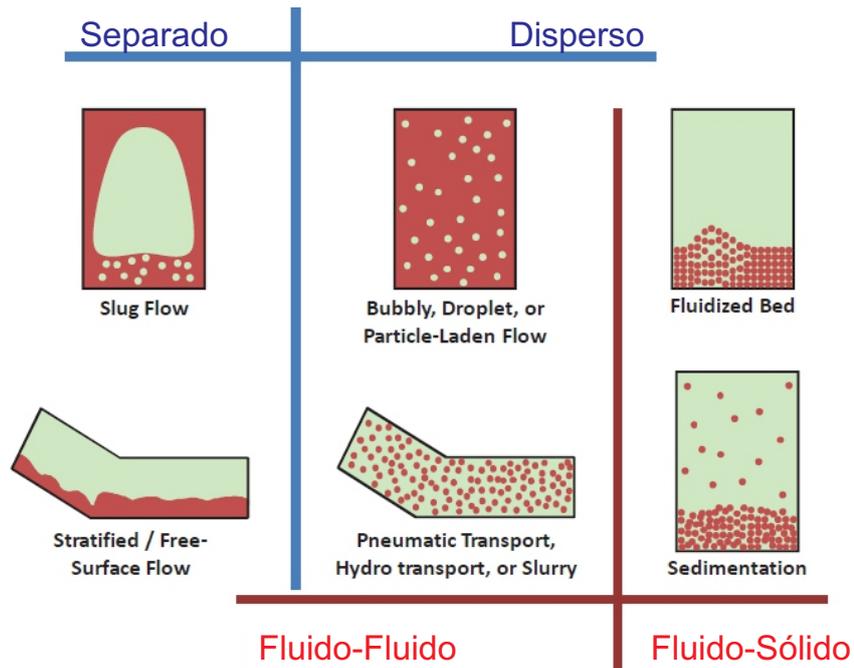


Figura 2.1: Regimes de Escoamentos

Fonte: Kristof (2010), adaptado pelo autor.

(*Bubble Flow*), Escoamento Pistonado (*Slug or Plug Flow*), Escoamento Agitado (*Churn Flow*), Escoamento Anular (*Annular Flow*) e Escoamento Anular em Fios (*Wispy Annular Flow*), conforme Figura 2.2.

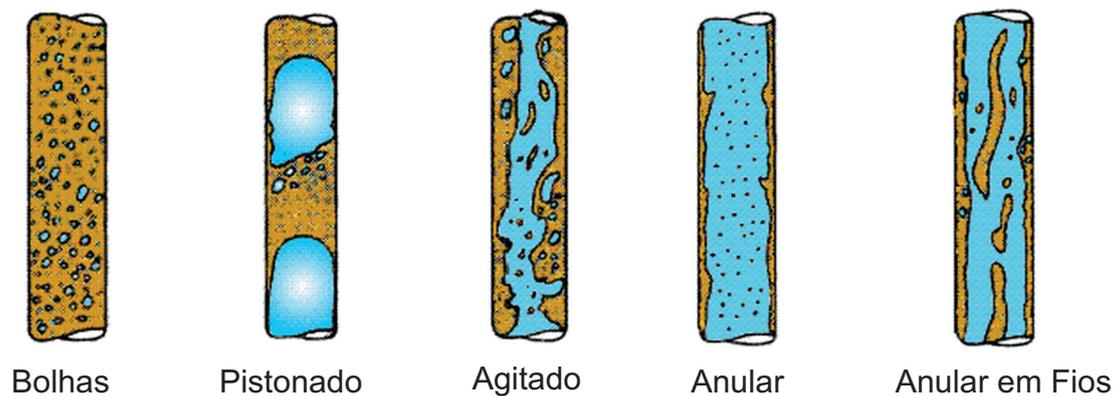


Figura 2.2: Padrão de Escoamento Vertical

Fonte: Hewitt (2011), adaptado pelo autor.

O escoamento horizontal é classificado de acordo com os seguintes padrões: Escoamento em Bolhas Dispersas (*Dispersed Bubble Flow*), Escoamento Estratificado (*Stratified Flow*), Escoamento Estratificada Ondulado (*Stratified - Wavy Flow*), Escoamento Tampão (*Plug Flow*) e Escoamento Pistonado (*Annular - Dispersed Flow*), conforme Figura 2.3.

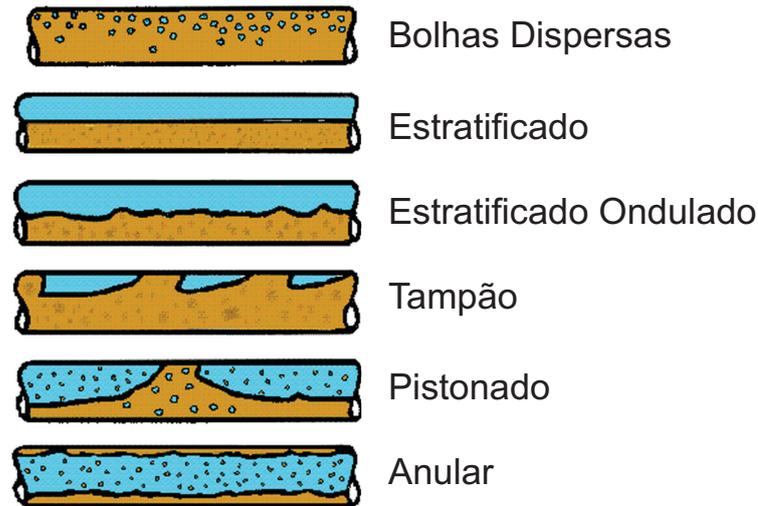


Figura 2.3: Padrão de Escoamento Horizontal

Fonte: Hewitt (2011), adaptado pelo autor.

## 2.2 Modelos Multifásicos

O estudo do escoamento multifásico pode ser realizado por meio de três (3) caminhos clássicos, todos fundamentados por: modelos empíricos, modelos fenomenológicos e modelos numéricos que permitem o uso de equações discretas.

A aplicação dos modelos empíricos é restrita para os diâmetros, vazões e propriedades de fluidos testados e ajustados para do modelo. Entretanto, a principal vantagem é a aplicação direta do modelo, não necessitando do conhecimento do padrão de escoamento (Hagedorn e Brown (1965) e Beggs e Brill (1973)).

Os modelos fenomenológicos tem base nas leis físicas que descrevem a dinâmica dos fluidos. Por essa razão tem ampla faixa de aplicação. No entanto, também dependem de formulações empíricas, que por sua vez, dependem dos padrões de escoamento (Aziz et al. (1972), Pots (1985), Taitel e Barnea (1990) e Ullmann et al. (2003)).

Os modelos numéricos ao longo dos últimos anos promoveram importantes avanços no campo da fluidodinâmica computacional (CFD), com o desenvolvimento de algoritmos de solução numérica e de refinamento de malha. Além do claro aumento da capacidade de processamento das máquinas e do acesso as mesmas. Todos esse fatores tornam essa ferramenta poderosa para a solução de problemas multifásicos.

Existem duas abordagens para simulação numérica de escoamento multifásico: *Euler-Lagrange* e *Euler-Euler*. Para a abordagem *Euler-Lagrange* a equação do momento da fase contínua é resolvida pelo referencial euleriano. Já a trajetória da fase dispersa é seguida explicitamente por meio do referencial de lagrangiano. Na abordagem e *Euler-Euler* ambas as fases são resolvidas utilizando o referencial euleriano.

Especificamente em relação a abordagem *Euler-Euler* destacam-se os modelos de Mistura, de *Volume of Fluid* (VOF) e de Euler.

Os modelos de Mistura podem ser consideradas “n” fases existentes, assume-se que uma fase é contínua (líquido ou

gás) e as demais fases dispersas, que compreendem partículas, bolhas ou gotas. A dinâmica dos fluidos é descrita pelas equações da continuidade e a da conservação da quantidade de movimento, juntas com outras equações constitutivas, Ishii (1975). As equações de conservação (quantidade de movimento e continuidade) são escritas para a mistura. A concentração das fases dispersas é resolvida a partir da equação da continuidade, para essas fases, e a equação da conservação da quantidade de movimento das fases dispersas é aproximada por equação algébrica. A principal característica do modelo de mistura é que o mesmo possui um menor número de variáveis a serem resolvidas, o que permite rápida resolução desse modelo quando comparado aos demais, Manninen and Taivassalo (1996). As aplicações do modelo de mistura incluem o estudo de sedimentação, separadores ciclônicos, escoamento em bolhas com baixas frações de volume.

O modelo de *Volume of Fluid* (VOF) foi idealizado para dois ou mais fluido imiscíveis, onde a posição da interface entre os fluidos é a região de interesse no estudo. Nesse modelo a equação da conservação da quantidade de movimento é compartilhada entre os fluidos, e a fração de volume, em cada “ponto” da malha, é seguida no domínio. A típica aplicação desse modelo aplica-se a separação de jato de fluidos, movimento de grandes bolhas em líquidos e o acompanhamento espacial/temporal de qualquer interface líquido-gás, FLUENT (2001).

No que concerne o modelo euleriano, é possível tratar múltiplas fases separadas, mas ainda sim, interagindo entre si. Nesse modelo um único campo de pressão é compartilhado entre as fases, e as equações da conservação da quantidade de movimento e continuidade são resolvidas para cada uma delas. Inúmeros modelos podem ser usados para previsão do balanço de forças. As equações de turbulência podem ser usadas para cada uma das fases ou para a mistura. Toda esta robustez confere a esse modelo um amplo campo de aplicação, no entanto, toda a flexibilidade disponível exige o ajuste de um grande número de parâmetros, Hansen (2009).

## 2.3 Balanço de Forças entre Fases

A capacidade dos modelos multifásicos descreverem o comportamento do escoamento real está intimamente ligada com a relação de forças regidas pelas leis de conservação. Exclusivamente, para uma boa modelagem da conservação da quantidade de movimento é fundamental a descrição correta dos termos de forças que agem nas interfaces entre as partículas (partícula sólida, bolhas ou gotas) e fase contínua.

A importância do entendimento das forças que agem no escoamento multifásico foi reportada por Hibiki and Ishii (2007). Os autores propuseram um modelo generalista, para contabilizar as forças que atuam sob a partícula, por unidade de volume,  $M_{id}$ , combinando várias forças interfaciais, Equação (2.1),

$$\mathbf{M}_{id} = \frac{\phi}{V} \left( \mathbf{F}_d^D + \mathbf{F}_d^V + \mathbf{F}_d^B + \mathbf{F}_d^L + \mathbf{F}_d^W + \mathbf{F}_d^T \right) = \mathbf{M}_d^D + \mathbf{M}_d^V + \mathbf{M}_d^L + \mathbf{M}_d^W + \mathbf{M}_d^T \quad (2.1)$$

onde  $\phi$ ,  $V$ ,  $F$  e  $M$  são a fração de volume, o volume típico da partícula, a força e a força por unidade de volume, respectivamente. O sub-escrito  $d$  indica a fase dispersa e o sobre-escrito D, V, B, L, W, e T representam a força de arrasto padrão (*drag*), de massa virtual, de Basset, de sustentação (*lift*) normal, de sustentação (*lift*) de parede e de dispersão da turbulência em uma partícula, respectivamente.

A Equação (2.1) mostra em seus termos a força:

- de arrasto (*drag*) devido ao efeito viscoso e de formas  $\mathbf{F}_d^D$ ;
- requerida para acelerar uma quantidade de massa devido ao movimento de uma bolha ou partícula (força de massa virtual)  $\mathbf{F}_d^V$ ;
- de aceleração relativa entre as fases (força de Basset)  $\mathbf{F}_d^B$ ;
- de sustentação *lift* normal à velocidade relativa devido a rotação do fluido  $\mathbf{F}_d^L$ ;
- de sustentação *lift* de parede devido ao a mudança de distribuição das velocidades próximo a parede  $\mathbf{F}_d^W$ ;
- de dissipação da turbulência  $\mathbf{F}_d^T$ .

### 2.3.1 Força de Arrasto

A força de arrasto é o resultado do efeito da viscosidade na camada limite e diferença de pressão causado pelo formato da bolha. Para escoamento onde a fase dispersa encontra-se diluída, a transferência de momento na interface devido à viscosidade e a forma da bolha, para uma partícula infinitesimal imersa em um fluido, pode ser modelada segundo proposto por van Wachem and Almstedt (2003), e de acordo com a Equação (2.2):

$$\mathbf{F}_d^D = \phi_g \rho_l \left( \frac{\rho_g}{\rho_l} \frac{3}{4} \frac{C_D}{d_p} |\mathbf{U}_r| \mathbf{U}_r \right) \quad (2.2)$$

onde,  $C_D$  é o coeficiente de arrasto (*drag*),  $d_p$  é o tamanho médio de partícula local ou diâmetro de bolhas equivalentes,  $\phi_g$  é a fração volumétrica de gás,  $\rho_g$  e  $\rho_l$  são as massas específicas de gás e líquido e  $\mathbf{U}_r$  é a velocidade relativa local entre as fases.

O coeficiente de arrasto depende não apenas do regime de escoamento mas também da natureza da partícula (partículas sólidas, gotas ou bolhas) e de sua forma. Para um escoamento multifásico com muitas partículas, e baixo número de Reynolds, partículas fluidas, possuem um formato esférico. Para o escoamento com alta viscosidade, ou elevada tensão superficial, também mantem as partículas fluidas em formato esférico. Para esses casos o coeficiente de arrasto se comporta de maneira semelhante para partículas esféricas fluidas e sólidas, Burns (2003).

Em casos de escoamentos com uma simples partícula,  $C_D$  é uma complexa função dos números de Reynolds (relação de forças viscosas e superficiais), Eötvös e Morton (adimensionais que determinam a forma da gota). Nesses casos, o formato da partícula fluida varia com o tamanho, com o campo de velocidade do escoamento e com as propriedades físicas do sistema. R. CLift and Weber (1978), apresentaram uma correlação entre a velocidade de uma simples bolhas para diferentes tamanhos. Os autores demonstraram que o aumento da fração volumétrica do gás provoca maior interação entre a bolhas, que colidem provocando coalescência e quebra, afetando toda a sua vizinhança. Para essa situação, o coeficiente de arrasto para uma simples partícula não é aplicado.

Harper (1972) observou que bolhas seguindo uma trajetória em linha, ordenadamente, movem-se mais rapidamente

que bolhas únicas do mesmo tamanho. Segundo o autor, isso ocorre devido a interação das partículas com o meio fluido. Nesse contexto, Ishii and Zuber (1979) realizaram um cuidadoso estudo sobre o crescimento de velocidades de bolhas, em escoamentos dispersos, e desenvolveram formulações para o coeficiente de arrasto para uma faixa de fração de gás. Para tal, foram analisados diferentes regimes de escoamento, desde escoamento laminares até regimes de escoamento agitado (*churn*) turbulentos. A contribuição do trabalho de Ishii and Zuber (1979), baseado em dados experimentais, se apresenta como o melhor ajuste para a formulação generalizada do coeficiente de arrasto, para altas concentrações de gás, Maliska et al. (2008).

Jakobsen et al. (1993) adotaram a correlação válida em regimes de escoamento agitado (*churn*) turbulento para o estudo de interface gás-líquido em escoamentos turbulentos de uma coluna de bolhas. Em seu experimento, Jakobsen et al. (1993) mostraram que a velocidade relativa, entre líquido e gás, decresce com o aumento da fração volumétrica de gás, contrariando os medidas experimentais reportadas na literatura.

Os diversos relatos encontrados na literatura deixam claro que, mesmo para configurações similares, o coeficiente de arrasto precisa ser melhor estudado. Assim fica evidente o desafio de encontrar uma correlação para a força de arrasto que represente os complexos fenômenos que ocorrem no escoamento multifásico, para uma série de regimes de escoamento e diâmetros de partículas, Maliska et al. (2008).

### 2.3.2 Força de Massa Virtual

A força de arrasto calcula a interação entre fase contínua e fase dispersa, em um campo de escoamento uniforme sem aceleração. Entretanto, se a fase dispersa estiver sob aceleração relativa à fase contínua, parte desta será acelerada também. Esta força adicional, da aceleração, é conhecida como força de massa virtual.

O conceito da força de massa virtual pode ser entendido pela mudança de energia cinética do fluido em volta da partícula, ou bolha, que está em aceleração. Em um escoamento potencial a aceleração da partícula provoca uma força de resistência que é igual a metade da massa fluida deslocada vezes sua aceleração. van Wachem and Almstedt (2003) generalizaram a equação da força de massa virtual conforme Equação (2.3),

$$\mathbf{F}_d^V = \phi_g \rho_l C_{VM} \left( \frac{D\mathbf{U}_g}{Dt} - \frac{D\mathbf{U}_l}{Dt} \right) \quad (2.3)$$

, onde  $C_{VM}$  é o coeficiente de massa virtual, que atua em função do fração volumétrica  $\phi_g$ .

Vários coeficientes de massa virtual são encontrados na literatura. Para uma partícula rígida e esférica, Maxey and Riley (1993) reportam valores de 0,5. Maxey and Riley (1986) usaram o valor de 0,25 para bolhas deformadas em água. Geary and Rice (1986) sugeriram 0,69 para bolhas esféricas em água. Drew and Jr (1987) derivaram a força atuante em uma esfera, em escoamentos invíscidos, e encontraram a mesma relação indicada pela Equação (2.3). Rivero (1991) investigou a oscilação e aceleração uniforme em escoamentos invíscidos e estabeleceu um coeficiente de 0,25 para a massa virtual.

M. Rivero and Fabre (1991) analisaram um escoamentos não uniforme e observaram que a separação da força de massa virtual é afetada pela modificação arrasto viscoso, que são geradas nas mudanças da distribuição de vórtices

de superfície. As simulações foram realizadas em escoamentos de moderado número de Reynolds com partículas esféricas sólidas e bolhas esféricas. Baseados na pressão de arrasto calculada eles avaliaram o coeficiente de massa virtual para a aceleração convectiva como sendo 0,5.

### 2.3.3 Força de Basset

A Força de Basset é uma força viscosa que ocorre devido à aceleração relativa entre duas fases. Normalmente essa força é ignorada em modelagens contínuas, e mesmo em modelos de uma partícula única não existe consenso na literatura quanto à sua utilização, Maliska et al. (2008). Para escoamentos uniformes e em regime permanente a força de Basset é considerada nula. Drew and Lahey (1993) definiram a expressão para a força de Basset da seguinte forma:

$$\mathbf{F}_d^B = \frac{9}{d_p} \phi_l \sqrt{\frac{\rho_l \mu_l}{\pi}} \int_0^t \frac{a(\mathbf{r}, t)}{\sqrt{t - \tau}} d\tau \quad (2.4)$$

, onde  $a(\mathbf{r}, t)$  é a aceleração entre as fases e o  $\sqrt{t - \tau}$  é geralmente aceito para pequenos intervalos de tempo.

### 2.3.4 Força de Sustentação

A Força de Sustentação (*lift*) representa a força transversal gerada pelo tensor rotacional, pelo gradiente de velocidade ou pela presença de paredes. A equação geral que define a força de sustentação gerada pelo tensor rotacional é representada pela Equação (2.5),

$$F_d^{L,r} = \phi_g \rho_l C_{L,r} (U_g - U_l) \times \omega \quad (2.5)$$

e a força de sustentação gerada pelo gradiente de velocidade é representada pela Equação (2.6),

$$F_d^{L,v} = \phi_g \rho_l C_{L,v} (U_g - U_l) \times (\nabla \times U_l) \quad (2.6)$$

, onde  $C_{L,r}$  e  $C_{L,v}$  são os coeficientes da força de sustentação associados ao tensor rotacional e ao gradiente de velocidade, respectivamente. Para um escoamento laminar e invíscido o valor de 0,5 pode ser adotado para o coeficientes do tensor rotacional, Maliska et al. (2008). Na literatura existe vários outros valores que podem ser encontrados para escoamento invíscidos de uma partícula esférica singela. Tomiyama et al. (2002) realizaram experimentos com uma única bolha e encontraram valores positivos e negativos para o coeficientes de sustentação, dependendo da característica da bolha.

Dandy and Dwyer (1990) calcularam tridimensionalmente o escoamento ao redor de um esfera. Eles avaliaram na força lateral a contribuição da viscosidade e a contribuição da pressão. Nesta análise a contribuição viscosidade

foi sempre positiva e a contribuição da pressão variou de positiva à negativa, de acordo com a superfície da esfera. Entretanto, conforme afirmaram, a soma das duas contribuições foi sempre positiva.

Tomiyama et al. (1995) realizaram experimentos e simulações numéricas para a migração lateral de bolhas com escoamento laminar e com líquido em repouso. Eles estudaram os efeitos do número de Eötvös em escoamento de líquidos com movimento lateral. Eles encontraram a força lateral devido ao efeito de parede e a força de sustentação devido a circulação em volta da bolha. No estudo com líquido em repouso eles encontraram que a migração de bolhas ocorria em direção ao centro do duto e depois subia em linha reta. Eles descobriram também que o aumento do fluxo de líquido desenvolve o movimento lateral e o aumento da força de sustentação. Para a simulação eles usaram a Equação (2.6) e encontraram valores negativos para o coeficiente da força de sustentação. Os valores negativos para o coeficiente da força de sustentação provocam uma distorção no formato na bolha, e conseqüentemente uma circulação em volta da mesma.

### 2.3.5 Força de Dispersão Turbulenta

Em um escoamento multifásico a força de dispersão turbulenta atua sobre todo o sistema e conseqüentemente sobre as forças de interface. A presença da fase dispersa pode amortecer a energia turbulenta através de diversos efeitos. Os parâmetros do escoamento como o tamanho da bolha ou gota, a velocidade relativa entre as fases e intensidade turbulenta da fase contínua afetam significativamente a resultante das forças em um regime turbulento. Todos esses efeitos precisam ser contabilizados e ajustados nos modelos.

Svendsen et al. (1992) consideraram o movimento relativo das bolhas na fase líquido que cria o efeito do arrasto nesse movimento. Foi estabelecido um coeficiente empírico  $C_T$  para a fração da bolha que induz o arrasto, criando turbulência adicional na fase líquido. Esse coeficiente depende do tamanho e forma da partícula, e da energia cinética turbulenta na escala de comprimento da bolha. Lopez de Bertodano (1991) propôs um modelo para representar a força de dispersão turbulenta (Equação (2.7)),

$$\mathbf{F}_d^T = \rho_l C_T k_l \nabla \phi_l \quad (2.7)$$

, que é usada com sucesso pra descrever bolhas de ar em água, para tal é aplicado um coeficiente  $C_T$  de 0,1 a 0,5.

R. CLift and Weber (1978), apontam que a turbulência geralmente aumenta com o arrasto, entretanto existem vários autores que não concordam com essa ideia. Soo (1990) apontou dados de seus experimentos que mostram o decréscimo do coeficiente de arrasto devido a turbulência. Um modelo universal está longe de ser alcançado, Maliska et al. (2008), uma vez que todas as forças são analisadas separadamente (Hibiki and Ishii (2007)), não contabilizando a influência que uma força exerce sobre a outra. No caso da turbulência em particular é extremamente complexo determinar a sua influência como um todo no escoamento e ainda sob cada parâmetro separado (força de arrasto, Basset, sustentação, virtual e dissipação turbulenta).

## 2.4 Escoamento Multifásico em Tubos Verticais

Existem na literatura pelo menos duas classes de trabalhos voltados ao escoamento multifásico, trabalhos aplicados aos modelos numéricos e experimentos em tubos horizontais e verticais. Sendo este o foco do presente trabalho. A seguir serão abordados alguns dos principais recentes trabalhos que têm contribuído para o entendimento do fenômeno de escoamento multifásico. No entanto será dado ênfase aos trabalhos que investigam o fenômeno em tubos verticais, foco deste trabalho.

A maioria dos trabalhos encontrados na literatura abordam o estudo do escoamento em uma coluna de bolhas. Kashinsky et al. (2006) desenvolveram um estudo numérico experimental de um escoamento descendente (líquido-gás) em um tubo vertical para examinar o efeito da dispersão da fase gasosa na característica do escoamento. Os autores utilizaram o modelo eurliano e mostraram que com o aumento da vazão volumétrica da mistura, na entrada do tubo, surge bolhas concentradas na parede, eliminando os níveis de turbulência no local. No trabalho é apresentado o dispositivo experimental que consiste em um loop de teste onde a célula de visualização tem dimensão de 20 mm.

Outro trabalho, utilizando um loop de teste para o estudo de escoamento multifásico, foi realizado por Lucas et al. (2005). Os autores realizaram experimentos para medir a fração de gás e diâmetros de bolhas na seção transversal de um tubo vertical com 58 diâmetros de comprimento. Os autores mapearam diversas combinações de parâmetros mostrando diferentes padrões de escoamento, conforme mostrado na Figura 2.4.

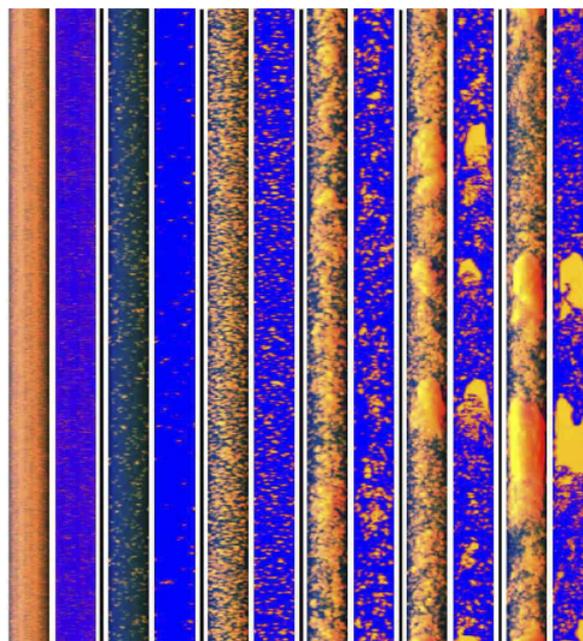


Figura 2.4: Padrões de Escoamento

Fonte: Lucas et al. (2005).

Duan et al. (2011) preocupado com o fenômeno de formação de bolhas em processos industriais, investigaram o escoamento líquido-gás em tubo médio (58 diâmetros de comprimento) e grande (46 diâmetros de comprimento). Para esse estudo foi utilizado um modelo numérico, validado através dos resultados experimentais obtidos por Lucas et al. (2005) e por Prasser et al. (2007). Os autores reportam a coalescência de bolhas é mais relevante em

todos médios, enquanto o fenômeno de quebra de bolhas prevalece no tubos grandes.

Lucas et al. (2010), em um estudo *benchmark*, gerou uma extensa e cuidadosa base de dados de resultados sobre o escoamento descendente, em regime permanente, de ar e água em tubos verticais. Os experimentos foram realizados com combinação das velocidades de água variando entre 0,04-1,6 m/s de ar entre 0,025-3,2 m/s. Os autores obtiveram perfis radiais da fração volumétrica de gás, distribuição de tamanho de bolhas e perfis radiais de velocidade de gás.

## 2.5 Estratégias Numéricas

A representação numérica de um determinado fenômeno físico, via um código CFD, está intrinsecamente ligado a um processo de três (3) etapas: a escolha do esquema de discretização, a escolha do método de acoplamento Pressão-Velocidade (P-V), e finalmente, a escolha do esquema de discretização temporal. Essas etapas influenciam diretamente na convergência do sistema de equações. Por esses motivos muitos autores preocupam-se em tornar disponível em suas publicações tais informações. A seguir alguns exemplos de estratégias numéricas, empregando o modelo VOF, são apresentadas.

Riva and Col (2009) em seu trabalho sobre escoamentos agitados (*churn flow*) em tubos verticais adotaram os seguintes parâmetros: fatores de sub-relaxamento de 0,5 para pressão, 1,0 para densidade, 1,0 para força de corpo, 0,6 para equação do momento. Para a energia cinética turbulenta, taxa de dissipação turbulenta e viscosidade turbulenta foi adota o valor de 1,0. Os autores nada dizem a respeito dos esquemas de discretização espacial e temporal, e acoplamento Pressão-Velocidade. Por outro lado Liu et al. (2011) em seu trabalho sobre o escoamento multifásico (VOF) em um espaço anular disponibilizou toda estratégia numérica utilizada. Os autores utilizaram esquema UPWIND de segunda ordem para as equações do momento e da turbulência. O acoplamento pressão-velocidade foi realizado através do algoritmo SIMPLE. Como a simulação tratava o escoamento transiente, os autores aconselham número de Courant de 0,25, com passo de tempo igual a 0,0005 s por interação. Os autores ainda aconselham resolver primeiramente o campo de velocidade e pressão em todo domínio, para depois resolver a equação da fração volumétrica e seguidamente resolver a formação de bolhas utilizando o esquema QUICK. O critério de convergência adotado para todas as equações foi de  $10^{-4}$ .

Liu et al. (2012) estudaram a influência da gravidade em um escoamento bifásico (VOF) em tubo horizontal. Para acoplamento P-V o esquema PISO foi utilizado com correções do tipo *neighbor correction* e *skewness correction*. Os esquemas PRESTO e UPWIND de segunda ordem foram adotados para discretização da pressão e da equação da conservação da quantidade de movimento, respectivamente. Os esquema de discretização *GEOMETRIC RECONSTRUCTION* foi utilizado para reconstrução da interface vapor-liquido. De acordo com os autores passos de tempo entre  $5 \times 10^{-5}$  e  $5 \times 10^{-4}$  s foram suficientes para obtenção da convergência. O sistema algébrico resultante é resolvido com GaussSeidal acoplado com o método de MULTIGRID (AMG). Os fatores de sub-relaxação utilizados pelos autores foram 0,2 (pressão), 0,5 (densidade), 0,4 (força de corpo), 0,2 (momento). Zheng et al. (2007) em seu trabalho sobre o escoamento ascendente, gás-liquido, em tubos verticais utilizaram estratégia semelhante, aplicando o passo de tempo de  $10^{-4}$  s, com no máxima 150 interações por passo de tempo.

Parvareh et al. (2010) em seu trabalho numérico-experimental reportam poucos detalhes. No entanto, algumas relevantes informações são disponibilizadas. Por exemplo, a utilização de um passo de tempo relativamente grande em comparação aos demais trabalhos encontrados, 0,002 s, e um critério de convergência de  $10^{-7}$ .

## 2.6 Contextualização do Problema

Na literatura são encontrados diversos trabalhos que abordam o escoamento multifásico em tubos verticais e horizontais. Para o escoamento multifásico anular não são encontrados facilmente trabalhos para tal geometria. Um trabalho de destaque foi realizado por da Silva (2010), no qual apresenta um estudo detalhado sobre o escoamento no Módulo de Bombeio.

O Módulo de Bombeio consistem em uma série de equipamentos que são instalados em um poço alojador, que é interligado à um poço produtor de petróleo. Este conceito de equipamentos de bombeamento submarino foi desenvolvido para permitir uma rápida substituição da bomba submarina em caso de falhas. A Figura 2.5 mostra a configuração do equipamento no leito marinho.

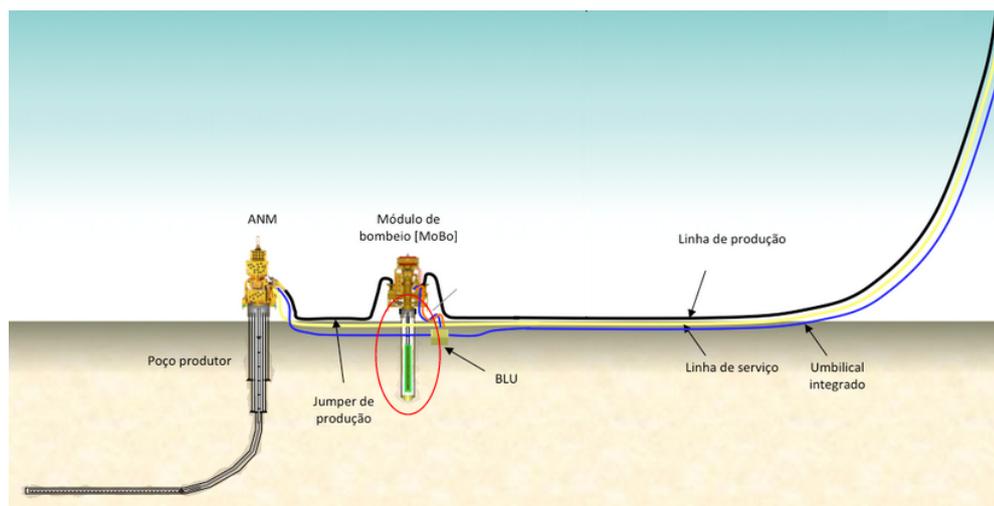


Figura 2.5: Configuração do Equipamento no leito marinho.

Os escoamento dentro do módulo se dá por uma entrada vertical na cápsula anular. O líquido desce no perfil anular até o final da cápsula, onde entra em um escoamento pelo tubular cilíndrico até a entrada da bomba, conforme Figura 2.6.

O foco deste trabalho está na região de entrada do módulo de bombeio, onde ocorre a separação líquido-gas.

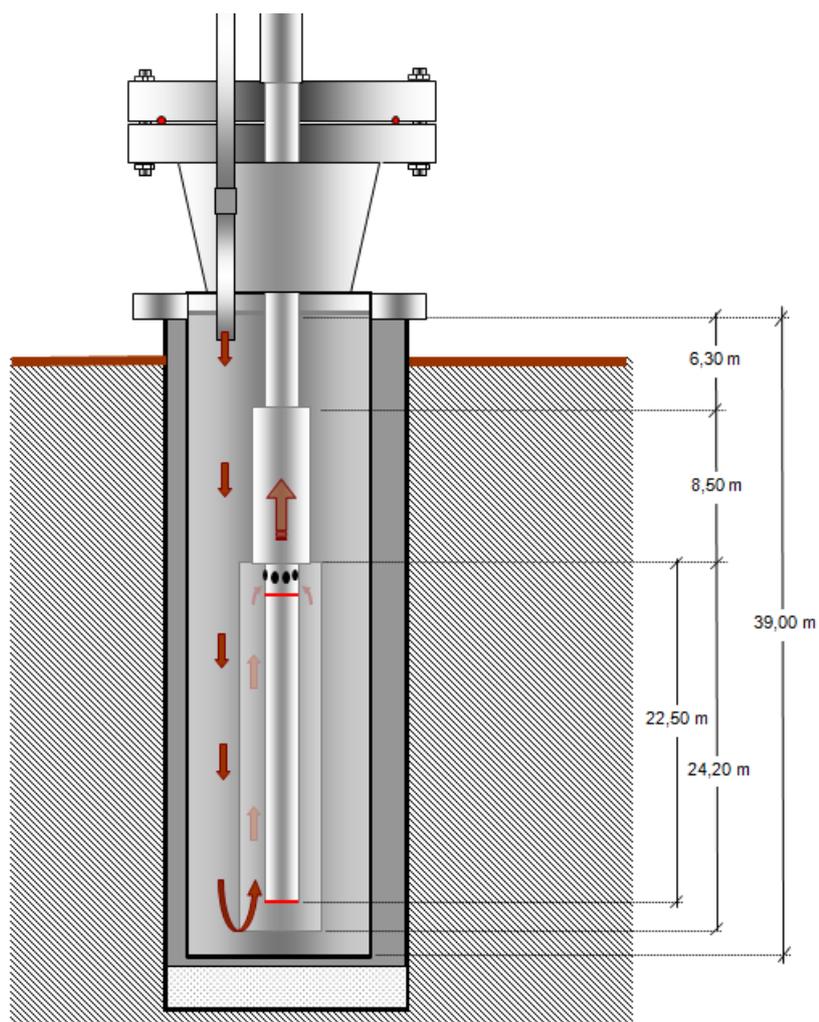


Figura 2.6: Configuração do Equipamento no leito marinho.

## 2.7 Introdução

O principais modelos para o escoamento multifásico são os modelos de *Interphase tracking*, Eulerian-Lagrangian e Eulerian-Eulerian.

Os modelos Eulerian-Eulerian são usados para modelar qualquer tipo de escoamento multifásico. Esse modelo trata todas as fases como contínua interpenetradamente separada. Os termos das equações são calculados como uma média e resolvidos para cada fase separadamente, o que propicia a aplicação desse modelo em um campo extenso de problemas multifásicos. A maior dificuldade para aplicação desse modelo é que existem uma série de parâmetros que precisam ser modelados detalhadamente para interação entre as fases.

O modelo Eulerian-Lagrangian, é usado para modelar um fluxo disperso. Para tal, esse modelo considera que a fase primária é tratada como contínua e a fase dispersa como partículas individuais. Isso significa que cada partícula é tratada como propriedades distintas, que permite detalhar a trajetória da partícula individualmente. Quanto maior o número de partículas modeladas maior será o esforço computacional requerido. Dessa forma, a aplicação desse modelo é restrita para fluxo diluídos, não sendo aplicado nesse trabalho.

Dentre os modelos de *Interphase tracking* se destaca-se na literatura o modelo de *Volume of Fluid* (VOF). Esse modelo apresenta uma boa precisão para descrever a interface entre duas fases, que é importante para a modelar a mudanças de forma em uma superfície livre ao longo do escoamento. Apesar de ser um modelo muito poderoso e de grande precisão o modelo de VOF requer significativo esforço computacional (Hansen (2009)).

O modelo de *Volume of Fluid* (VOF) foi escolhido para o presente trabalho devido a sua capacidade de reconstruir a formação de superfície livre (interface nítida entre as fases).

## 2.8 Modelo de Volume of Fluid - VOF

Em um escoamento multifásico, com dois fluidos separados por uma interface nítida, existe uma dificuldade adicional para simular com acurácia a interação entre as fase. Isso deve-se à necessidade de acompanhar a interface de separação ao longo do escoamento, sem introdução de esforços computacionais excessivos. A literatura apresenta diversas técnicas para a modelagem da interface entre dois fluidos com uma interface nítida, entretanto a técnica de *Volume of Fluid -VOF* (Hirt and Nichols (1981) e S. Popinet (1999)) se destaca pelos seus resultados e ampla utilização.

Segundo Maliska et al. (2008), a técnica de *Volume of Fluid -VOF* aplica uma *função de cor* para indicar a fração do fluido presente em uma determinada posição e tempo, para cada fluido. Essa função é uma função descontínua, que atribui o valor um (1) para as células ocupadas por uma das fases, zero (0) para células ocupadas pela outra fase e valores intermediários para células que contém a superfície livre.

Segundo o manual do FLUENT (2001) a aplicação dessa técnica permite que o escoamento, entre as duas, seja modelado através de uma equação do momento e através do acompanhamento da fração volumétrica de cada fluido no domínio. As aplicações mais típicas do modelo de *Volume of Fluid -VOF* são encontrados na literatura em

estudos de jatos de separação (*jet breakup*), o movimento de grandes bolhas em líquidos, o movimento do líquido depois de uma quebra da barragem e o rastreamento estável ou transitória de qualquer interface líquido-gás.

As formulações da modelo de VOF são geralmente usadas em problemas transientes (FLUENT (2001)). Entretanto para problemas onde as condições de contorno são independentes da condição inicial e a entrada das fase são distintas para cada fluido pode-se aplicar o método para problemas permanentes. Um exemplo da aplicação desse modelo, para problemas permanentes, é o estudo do escoamento de água em um canal com ar no topo, onde as condições de contorno contemplam a entrada das fases separadamente.

Ainda de acordo com o manual do FLUENT (2001) a grande diferença entres os modelos, de *Volume of Fluid* e Eurliano-Eurliano, está baseado no fato das fases envolvidas não serem interpenetradas, conforme ocorre modelos Eurliano-Eurliano. Para cada fase que é adicionada ao modelo de *Volume of Fluid*, uma variável, que representa a fração volumétrica, é introduzida em cada elemento computacional. Conforme já mencionado, a fração volumétrica das duas fases, no modelo de VOF, deve somar uma unidade.

No modelo de VOF a fração volumétrica de cada fase é conhecida em cada elemento computacional, sendo todos os campos de variáveis e propriedades dos fluidos compartilhados entre as fase e representados por um valor do volume médio. Dessa forma, as variáveis e propriedades de cada célula é dependente do valor da fração volumétrica.

### 2.8.1 Equação da Fração Volumétrica

Para rastrear a interface de cada fase é preciso resolver a equação da continuidade para a fração de volume de uma (ou mais) das fases. Para uma fase  $q^{th}$  a fração volumétrica de uma fase em uma célula é representada por  $\alpha_q$ , e a equação da continuidade da fração volumétrica pode ser descrita como na Equação (2.8),

$$\frac{1}{\rho_q} \left[ \frac{\partial}{\partial t} (\alpha_q \rho_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \mathbf{v}_q) = S_{\alpha_q} + \sum_{p=1}^n (m_{pq} - m_{qp}) \right] \quad (2.8)$$

onde  $\rho_q$  é a massa específica,  $m_{qp}$  é a transferência de massa entre fases  $q$  para a fase  $p$ ,  $m_{pq}$  é a transferência de massa da fase  $p$  para  $q$ , o termo fonte é representado por  $S_{\alpha_q}$  e a velocidade é representada por  $\mathbf{v}$ .

No presente trabalho é considerado que as fases envolvidas são incompressíveis e newtonianas, o termo fonte é zero (0) e que não existe transferência de massa entre as fases. Assim a equação Equação (2.8) pode ser rescrita conforme a Equação (2.9).

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \mathbf{v}_q) = 0 \quad (2.9)$$

A equação da fração volumétrica (Equação (2.8)) só é resolvida para a fase secundária. Para a fase primária, a fração volumétrica é calculada como constante, conforme Equação (2.10).

$$\sum_{q=1}^n \alpha_q = 1 \quad (2.10)$$

Para discretizar as equações apresentadas, em problemas transientes do modelo de VOF, é adotado um esquema explícito através da interpolação de diferenças finitas. A Equação (2.11) mostra a discretização da Equação (2.9).

$$\frac{\alpha_q^{n+1} \rho_q^{n+1} - \alpha_q^n \rho_q^n}{\Delta t} + \sum_f (\rho_q U_f^n \alpha_{q,f}^n)_q = 0 \quad (2.11)$$

onde  $n + 1$  é o novo passo no tempo,  $n$  é o passo do tempo anterior,  $\alpha_{q,f}$  é a fração volumétrica do valor na face e  $U_f$  é o volume de fluxo através da face.

A solução do esquema explícito é dependente do tempo e quando aplicada permite que o fluxo através das faces seja interpolado usando uma reconstrução da interface entre as fases ou usando volumes finitos.

Para calcular a interface entre duas fases é preciso um tratamento especial nas células que define a mesma. Esse tratamento da interface pode ser aplicado por meio de dois métodos, que são a reconstrução geométrica e *donor-acceptor*. Um esquema representativo da interface calculada é mostrada na Figura 2.7.

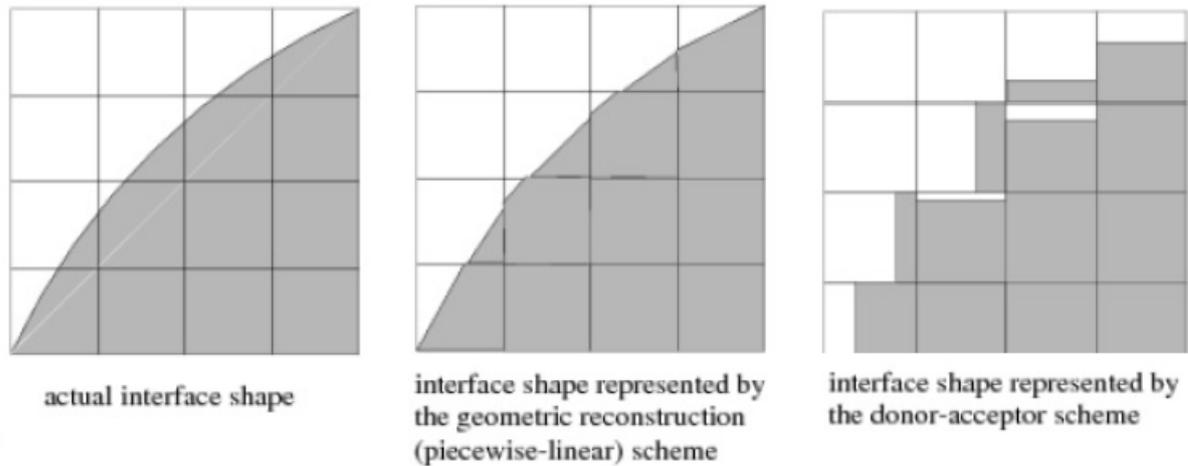


Figura 2.7: Interface Calculada

Fonte: FLUENT (2001).

O esquema de reconstrução geométrica é aplicado para obter o fluxo das faces de células próximas a interface, usando uma aproximação piecewise-linear. Dentro da ferramenta ANSYS-FLUENT esse esquema é o mais preciso disponível para utilização e foi baseado no trabalho de Youngs (1982). A reconstrução geométrica assume que a interface entre dois fluidos tem um inclinação linear com cada célula e usa essa distorção linear para o cálculo da advecção do fluido através da face da célula.

A reconstrução geométrica é calculada primeiramente a posição linear da interface relativa ao centro de cada célula parcialmente preenchida, com base nas informações de fração volumétrica e suas derivadas na célula. Após essa etapa é calculada a advecção do fluido através de cada face, usando a representação de interface linear e informações sobre a distribuição da velocidade normal e tangencial nas faces. O último passo é calcular a fração

volumétrica em cada célula usando o balanço de fluxo calculado nas etapas anteriores anteriores.

## 2.8.2 Propriedades das Fases

As propriedades das fases são empregadas nas equações do transporte para determinar a presença dos componentes de cada fase em um volume de controle. Nesse presente trabalho, as fases são representadas pelos subscritos 1 (fase primária) e 2 (fase secundária). A fração volumétrica da fase 2 (fase secundária) é rastreada pela Equação (2.9) e o cálculo da massa específica é estabelecido pela Equação (2.12).

$$\rho = \alpha_2 \rho_2 + (1 - \alpha_2) \rho_1 \quad (2.12)$$

## 2.8.3 Equação da Conservação da Quantidade de Movimento

Uma única equação da conservação da quantidade de movimento é resolvida através de todo domínio e o resultado do campo de velocidade é dividido entre as fases. A Equação (2.13) representa a equação da conservação da quantidade de movimento que é dependente da fração volumétrica e das propriedades  $\rho$  e  $\mu$ ,

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho \mathbf{v}) + \nabla \cdot (\rho \mathbf{v} \mathbf{v}) = -\nabla p + \nabla [\mu (\nabla \mathbf{v} + \nabla \mathbf{v}^T)] + \rho \mathbf{g} + \mathbf{F} \quad (2.13)$$

onde  $\rho$  é a densidade,  $\mu$  é a viscosidade,  $p$  representa a pressão e  $\mathbf{v}$ ,  $\mathbf{g}$  e  $\mathbf{F}$  são os vetores velocidade, gravidade e força respectivamente.

O campo de velocidade de cada fase é calculado pela aproximação do campo determinado pela Equação (2.13). Para simulações onde a diferença de velocidade entre as fases é muito grande a precisão do cálculo próximo da interface pode ser afetada.

## 2.8.4 Tensão Superficial

A tensão superficial é o resultado das força atrativas entre as moléculas no fluido. Ela pode ser facilmente exemplificada através de uma bolha de gás imersa em um líquido, onde no seu interior a força resultante é zero, mas na sua superfície a resultante de força radial cria um efeito combinado das componentes radiais da força ao longo de toda a superfície moldando uma forma esférica à bolha. A tensão superficial pode ser vista como a força atuante na superfície requerida para manter um equilíbrio em um dado instante. Ela equilibra a força atrativa intermolecular, que atua radialmente para o interior, com a força gerada pelo gradiente de pressão radialmente para o exterior da bolha. Nas interfaces onde dois fluidos estão separados, mas um deles não está na forma de bolas esféricas, a tensão superficial atua para minimizar a energia livre, diminuindo a área da interface.

O modelo de Força Superficial Contínua (CSF - *Continuum Surface Force*), aplicado neste presente trabalho, foi proposto por Brackbill et al. (1992). Esse modelo é implementado como um termo fonte ( $\mathbf{F}$ ) adicionado a

equação do momento, conforme 2.8.3. Para entender a origem do termo fonte, considere um caso especial onde a tensão superficial é constante ao longo de toda a superfície e a onde existe apenas a força normal atuando sobre a interface. Nesse caso pode ser mostrado que a queda de pressão ao longo da superfície depende do coeficiente da tensão superficial  $\sigma$ , e da curvatura medida por dois vetores ortogonais  $R_1$  e  $R_2$ , conforme Equação (2.14),

$$p_2 - p_1 = \sigma \left( \frac{1}{R_1} + \frac{1}{R_2} \right) \quad (2.14)$$

onde  $p_1$  e  $p_2$  são as pressões em dois fluidos em cada lado da interface.

No ANSYS FLUENT, a formulação da CSF é aplicada na curvatura superficial calculada a partir do gradiente na superfície normal à interface. A Equação (2.15) representa a superfície normal ( $n$ ), calculada através do gradiente  $\alpha_q$  da fração volumétrica da fase  $q^{th}$ .

$$n = \nabla \alpha_q \quad (2.15)$$

A curvatura,  $k$  é definida em termos do divergente da unidade normal,  $\hat{n}$ , Brackbill et al. (1992)

$$k = \nabla \cdot \hat{n} \quad (2.16)$$

onde

$$\hat{n} = \frac{n}{|n|} \quad (2.17)$$

A tensão superficial pode ser escrita em termos do salto de pressão através da superfície. A força na superfície pode ser expressa como uma força volumétrica usando o teorema de divergência. Essa força volumétrica que é o termo fonte ( $\mathbf{F}$ ) adicionado a equação do momento, 2.8.3.

$$F_{vol} = \sum_{pairs\ i,j, i < j} \sigma_{ij} \frac{\alpha_i \rho_i \kappa_j \nabla \alpha_j + \alpha_j \rho_j \kappa_i \nabla \alpha_i}{\frac{1}{2} (\rho_i + \rho_j)} \quad (2.18)$$

A Equação (2.18) permite uma sobreposição suave das forças próximos células onde mais do que duas fases estão presentes. Se apenas duas fases estão presentes em uma célula, então  $\kappa_i = -\kappa_j$  e  $\nabla \alpha_i = -\nabla \alpha_j$ , a Equação (2.18) pode ser reescrita conforme Equação (2.19),

$$F_{vol} = \sigma_{ij} \frac{\rho \kappa_i \nabla \alpha_i}{\frac{1}{2} (\rho_i + \rho_j)} \quad (2.19)$$

onde  $\rho$  é o volume médio da massa específica calculada usando as Equação (2.12). Através da Equação (2.19) fica claro que o termo fonte da tensão superficial é proporcional à densidade média na célula.

## 2.9 Construção do Modelo e Considerações

Uma vez definidas as equações que sustentam o modelo de *Volume of Fluid VOF* é preciso estabelecer a geometria e os parâmetro que governam o caso em estudo. O caso retratado nesse presente trabalho visa modelar o escoamento bifásico, de óleo e gás, em uma estrutura anular e vertical e os efeitos de separação entre gás e óleo.

### 2.9.1 Geometria

A geometria que compreende o fluxo real contempla o fluxo vertical através de um bocal de 1,5" entrando em um espaço anular, de 18" de diâmetro externo e 7" de diâmetro interno, onde o fluxo é vertical e descendente. Esta geometria é ilustrada pela Figura 2.8 e foi construída com a utilização da ferramenta de confecção geometria do ANSYS, com base na Figura 2.6. É válido ressaltar que a geometria foi modelada para compreender apenas os 20 metros de fluxo descendente na cápsula na entrada do Módulo de Bombeio, foco deste trabalho.

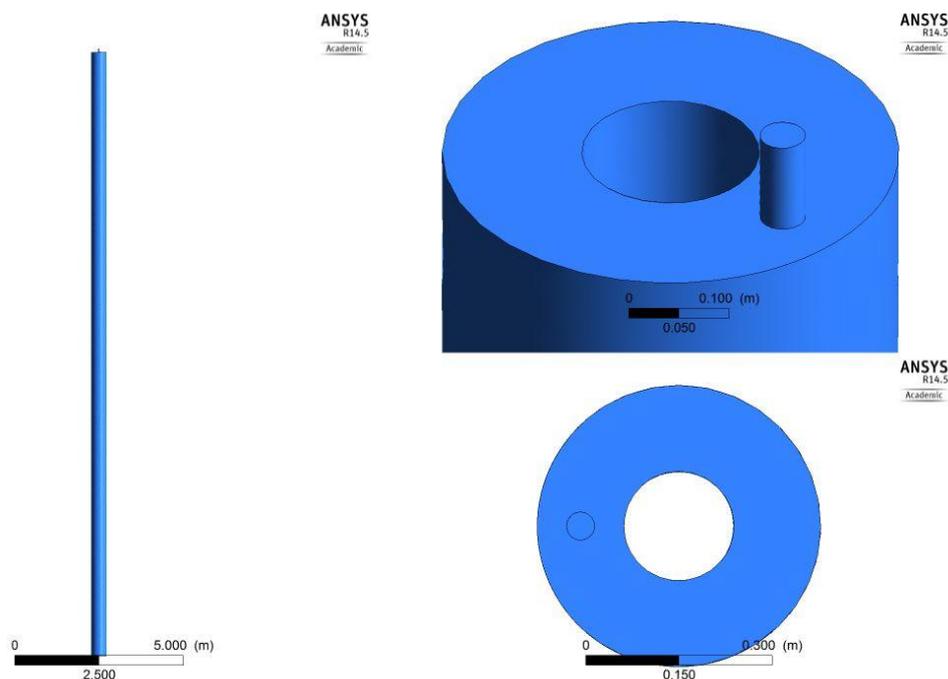


Figura 2.8: Geometria do Problema

Fonte: Autor

### 2.9.2 Malha

Para estabelecer a malha mais apropriada para a geometria do problema foi realizada um teste comparativo. As malhas avaliadas foram duas malhas predominantemente de tetraedros, com 100220 e 462726 nós, e uma malha híbrida, onde próximo a parede externa existe uma malha regular com hexaedros e nos demais pontos a malha é composta por tetraedros com 725369. A Figura 2.9 mostra as malhas de 100220, 462726 e 725369 respectivamente.

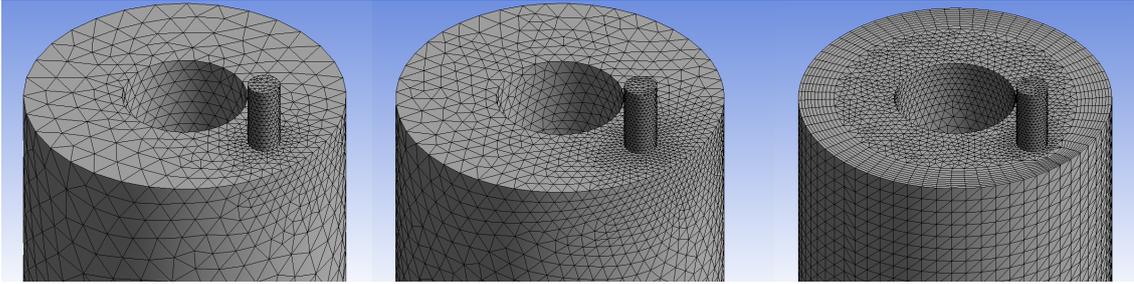


Figura 2.9: Malhas avaliadas na simulação

Fonte: Autor

### 2.9.3 Parâmetros do Escoamento

O escoamento multifásico modelado neste presente trabalho foi definido com duas fases, sendo a fase contínua óleo e a fase dispersa gás. Como simplificação é admitido que tanto óleo como gás são incompressíveis, devido a baixa variação de pressão no problema estudado. O escoamento de líquidos é modelado classicamente com incompressível, entretanto, em muitos casos, essa consideração não pode ser aplicada para o gás. Para avaliar a compressibilidade do gás foi analisado o número de Mach do escoamento para as maiores velocidades (0,01), o valor encontrado é menor que o valor limite de 0,3 para considerar a compressibilidade do gás.

O regime de escoamento na geometria estudada apresenta um baixo número Reynolds ( $< 1500$ ) para a mistura em todos os casos estudados. Dessa forma pode-se adotar como simplificação que o escoamento é laminar. Dessa forma não é preciso carregar as equações de turbulência no modelo de VOF, o que permite considerável redução do esforço e tempo computacional.

As propriedades físicas utilizadas para a simulação foram massa específica, viscosidade e tensão superficial para cada uma das fases. Os seguintes valores foram adotados para o óleo e gás, respectivamente: densidade de  $910 \text{ Kg/m}^3$  e  $8,5 \text{ Kg/m}^3$ , viscosidade de  $0,1702 \text{ Pa s}$  e  $1,7 \cdot 10^{-5} \text{ Pa s}$  e tensão superficial de  $0,028 \text{ N m}^{-1}$ .

### 2.9.4 Condições de Contorno e Iniciais

As condições de contorno foram definidas na entrada do volume de controle pela pressão para a mistura e pela vazão mássica na entrada, de cada fase isoladamente. Na saída do volume de controle foi definida a pressão na saída. A Tabela 2.1 ilustra os valores empregados para as condições de contorno.

As condições iniciais foram estabelecidas com a cápsula preenchida somente por óleo em  $t=0$ .

### 2.9.5 Esquema Numérico

O esquema numérico aplicado à este trabalho é mostrado pela Tabela 2.2. O critério de convergência estabelecido para os resíduos são  $10^{-6}$  para todas as equações. Como foi aplicado o número de Courant de 0,5 e 0,25, para o global e para a interface respectivamente, o *time-step* ficou na ordem de  $10^{-5}$ . Com o desenvolvimento nítido da

Tabela 2.1: Condições de Contorno e Iniciais

	Caso 1	Caso 2
Condição Inicial	VFg = 0 %	VFg = 0 %
Vazão mássica de Entrada ( $\text{Kg s}^{-1}$ ) :		
Óleo	8.0	8.0
Gás	0.01	0.05
Pressão de entrada mistura (kPa)	1200	
Pressão de saída mistura (kPa)	900	
Condição de Parede ( $\text{m s}^{-1}$ )	$v = 0$	

formação da interface o Courant global foi aumentado para 0,8. O máximo de iteração por *time-step* foi fixada em 1,0.

Tabela 2.2: Esquema Numérico

	Algoritmo
Acoplamento P-V	PISO
Discretização Espacial	UPWIND de segunda ordem
Discretização no Tempo	Explicito (Courant < 0,25)
Gradiente	Green Gauss Cell Based
Pressão	Body Force Weighted
Fração Volumétrica	Geo reconstruct

## Capítulo 3

# Resultados e Discussões

O Capítulo 3 é dedicado a apresentação e discussão dos resultados obtidos. Nos dois casos simulados, detalhados pela Tabela 2.1, foram fixadas as vazões mássica de líquido e variadas a vazões mássica de gás, de modo a obter frações volumétricas de 10 % e 40 % de gás na entrada da mistura. Os dados da simulação com fração mássica na entrada de 10 % serão descritos como caso 1 e os dados com fração mássica de 40 % como caso 2. As vazões mássicas utilizadas são baseada em condições experimentais disponíveis.

Os resultados são ilustrados na região de interesse, que está a cerca de um (1) metro da entrada do fluxo no volume de contorno. Nessa região foi possível identificar a separação entre a fase contínua (óleo) e a fase dispersa (gás) na simulação, foco deste trabalho. Apesar dos resultados estarem concentrados na região de próxima à entrada do escoamento, o volume de controle foi calculado para uma cápsula de 20 metros. Isso permitiu manter uma razão de aspecto de aproximadamente 50 comprimentos de diâmetros, valor este coerente com o que é encontrado na literatura (Lucas et al. (2005)).

### 3.1 Teste de Malha

Os testes de malha foram realizados com base em três critérios: número de nós, critério de convergência do campo de velocidade do líquido e tamanho de elemento. Foram testados três diferentes malhas, duas não-estruturadas (malhagem automática do software) com 100220 e 462726 nós e uma malha híbrida com 725369 nós (Figura 2.9). Para a malha com menor número de nós o critério de convergência alcançado foi respectivamente  $10^{-4}$ . Mas para a malha intermediária não se alcançou adequada convergência. Para solucionar esse problema foi confeccionada uma malha híbrida, priorizando o tamanho de elemento que se adequasse a reconstrução da interface líquido-gás. No entanto devido ao alto tempo computacional necessário para obtenção da reconstrução de interface foi testado somente a convergência para o campo de velocidade do líquido. A Figura 3.1 mostra o campo de velocidade à 2,5 cm de comprimento de entrada na cápsula. Consequentemente, a malha híbrida foi escolhida para todas as simulações.

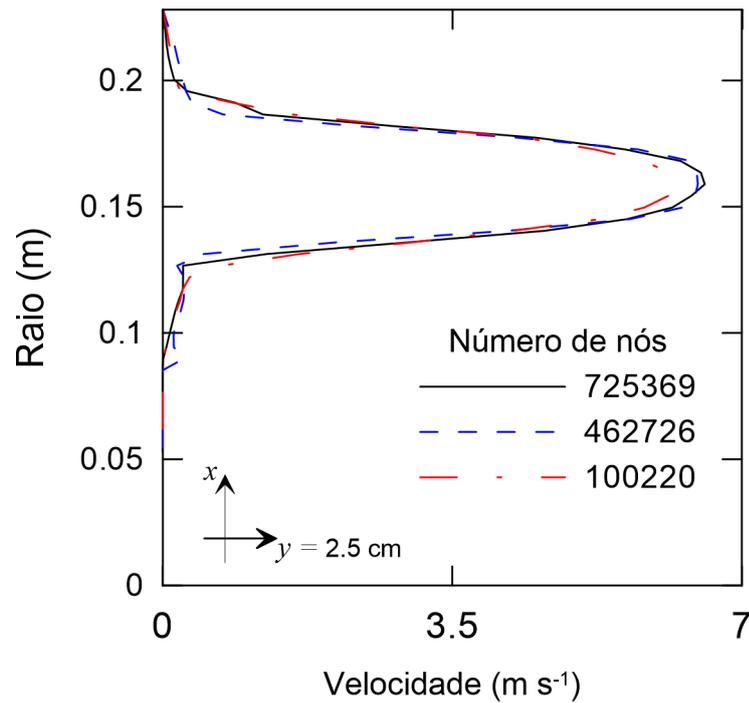


Figura 3.1: Teste de Malha

Fonte: Autor

## 3.2 Separação das fases

Na literatura são facilmente encontradas publicações que classificam e representam padrões de escoamento em tubulações cilíndricas, alguns desses trabalhos foram citados no Capítulo 2, Seção 2.4. A geometria modelada neste trabalho descreve um escoamento anular, que se difere consideravelmente da geometria clássica onde os padrões de escoamento são bem definidos. Dessa forma não é possível classificar os resultados obtidos com os regimes de escoamento identificados na literatura. Entretanto alguns padrões de escoamento clássicos são empregados no texto desse trabalho, apenas de forma qualitativa, para descrever o escoamento em regiões específicas da geometria.

A Figura 3.2 mostra os resultados obtidos para o escoamento com um fração volumétrica de 40 % na entrada do volume de controle. Neste caso, fica claro que o padrão de escoamento no bocal de entrada, ao longo de todo o tempo da simulação, apresenta uma mistura homogênea das fases, caracterizando o escoamento com bolhas dispersas retratado na literatura.

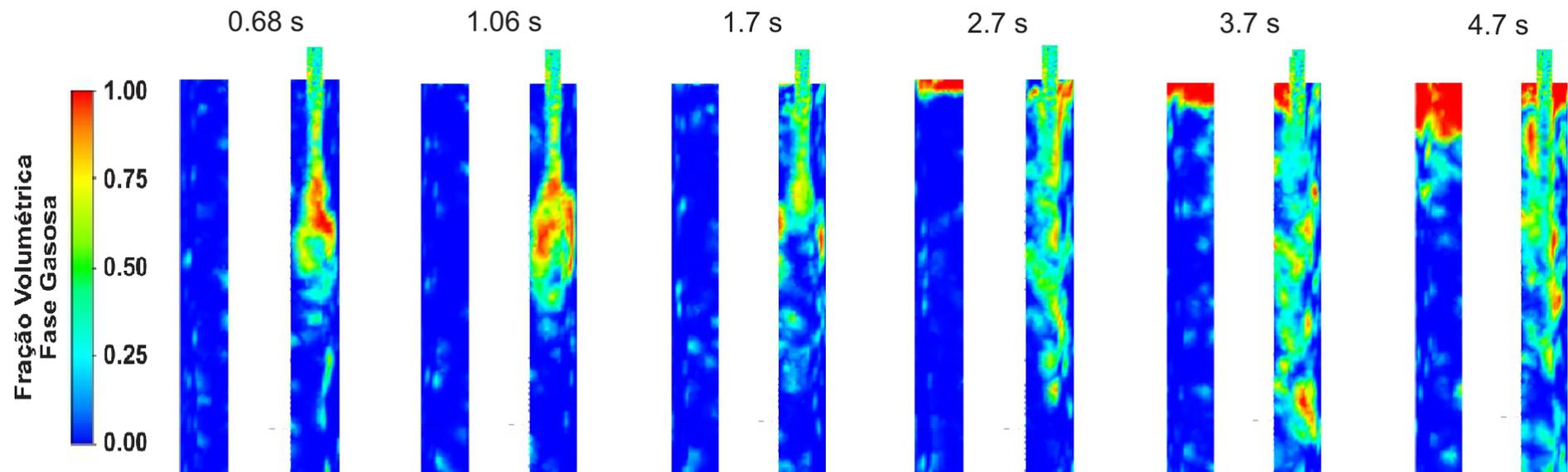


Figura 3.2: Evolução do escoamento no tempo (Caso 2).

Fonte: Autor

Os resultados expostos na Figura 3.2 mostram que gás e líquido presentes na mistura começam a se separar com 0,68 s, formando uma região onde a concentração e gás se torna predominante no topo de estrutura. Com a concentração da fase gás é possível identificar a formação de bolha de tamanho considerável no tempo de 0,68 s, que se opõem ao movimento descendente da mistura líquido-gás. Nesse instante de tempo há um equilíbrio entre as forças provenientes do fluxo descendente e o empuxo atuante sobre a bolha. A formação dessa bolha pode ser explicada pelo escorregamento entre as fases, onde a desaceleração encontrada pela mistura provoca um descolamento entre o líquido, de resistência inercial maior, com a fase gás, de resistência inercial menor.

No decorrer da simulação, entre os instantes 1,06 s e 1,7 s, é possível constatar que o crescimento da bolha se torna insustentável e a bolha se dispersa radialmente, perpendicular ao plano ilustrado, não sendo possível identificar pontos de concentração de gás, no instante 1,7 s através da Figura 3.2.

No instante de tempo de 2,7 s é possível identificar que as bolhas que se dispersaram radialmente não encontraram resistência do fluxo fora da região de influência do bocal de entrada, movendo-se para o topo da cápsula. A velocidade de fluxo fora das regiões de influência do bocal são aproximadamente dez (10) vezes menor que o valor do campo de velocidade próximo ao bocal. Com a velocidade reduzida a força devido ao empuxo, mesmo em bolhas pequenas, é suficiente para vencer a força gerada pelo fluxo descendente.

Nos intervalos de tempo subsequentes, 3,7 s e 4,7 s, não existem mais a formação de uma única bolha de tamanho relevante. O fluxo da mistura é disperso de maneira desordenada, onde existem a formação de bolhas de tamanhos médios na região de influência do bocal. Essas bolhas se dispersam se movendo radialmente ao fluxo descendente ou migrando tangencialmente o fluxo descendente na direção oposta, conforme mostrado no instante de tempo de 4,7 s. Com o acúmulo de gás no topo da cápsula existe uma menor tensão superficial envolvendo o fluxo da mistura, o que não permite a formação de bolhas grandes como ocorreu até o instante de tempo 1,06 s.

A Figura 3.3 mostra a separação gás líquido para o caso 1. Nessa figura é possível observar um comportamento diferente do caso 2 (Figura 3.2). A menor vazão de gás na entrada permite que o óleo transporte o gás sem permitir grande concentração do mesmo. A influência da fração de gás no escoamento será apresentada na Seção 3.4.

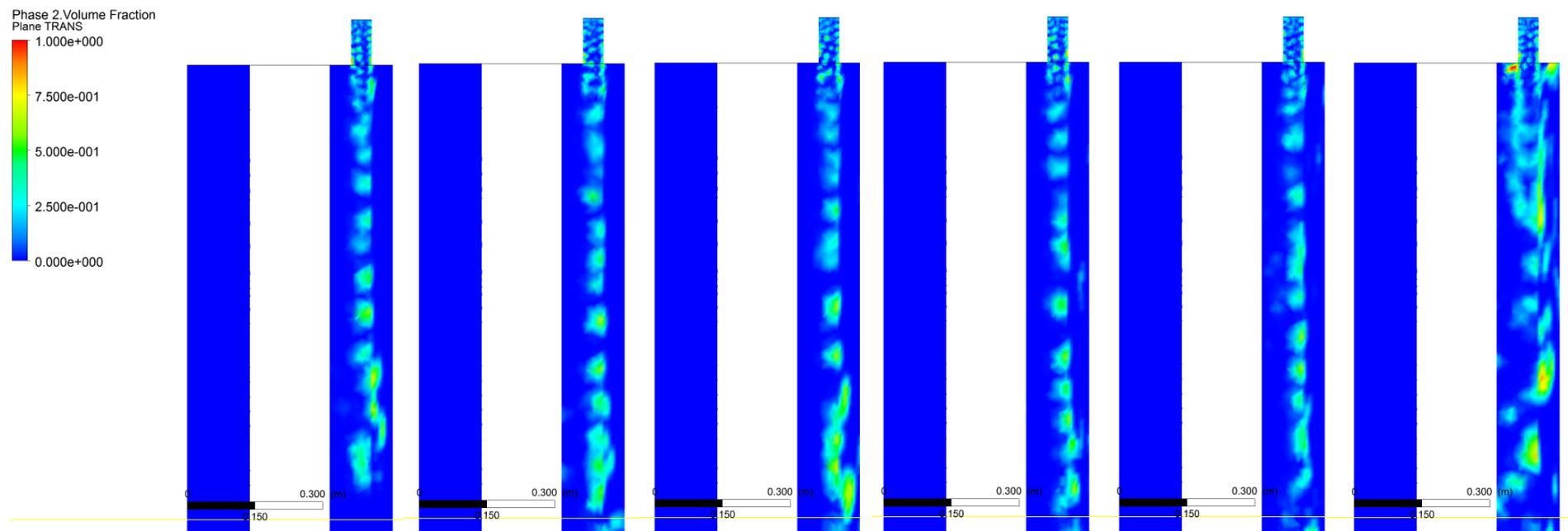


Figura 3.3: Evolução do escoamento no tempo (Caso 1)

Fonte: Autor

### 3.3 Campos de Velocidades

Na Seção 3.2 foi mencionado a influência do bocal no campo de velocidades da cápsula. Esta região de influência, da entrada do volume de controle, é de extrema importância para entender o fenômeno que promove a separação entre as fases.

A Figura 3.4 mostra o campo de velocidade no instante 4,2 s, para o caso 2. Essa figura ilustra bem a diferença de velocidade da região de influência do bocal e a região diametralmente oposta. Enquanto na região de influência as velocidades variam de 10 a 20  $\text{m s}^{-1}$ , a região da cápsula possui velocidade muito reduzida, ficando na ordem de 1  $\text{m s}^{-1}$ .

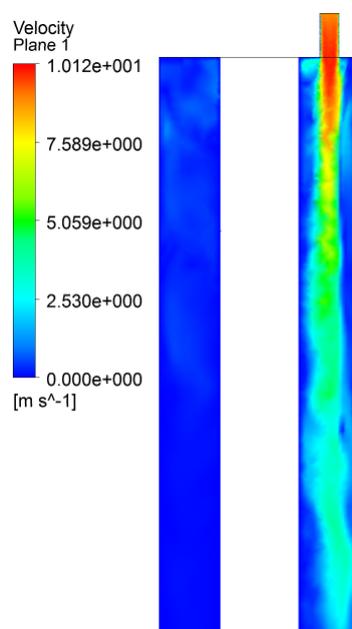


Figura 3.4: Campo de Velocidade em 4,2 s - vf 40 %

Fonte: Autor

Dessa forma, fica evidente que se uma bolha é formada e se desloca para uma região, onde o campo de velocidade do bocal não atua, ela não será carregada pelo fluxo. Neste momento a diferença de densidade entre gás e óleo promoverá o deslocamento da partícula de gás para o topo da cápsula, promovendo o acúmulo da fase nesta região com o passar do tempo.

Para retratar melhor a magnitude da velocidade mostrada pela Figura 3.4 foi plotado um gráfico, ilustrado pela Figura 3.5, que evidencia a diferença de velocidades na região de topo da cápsula. Na parte superior da Figura 3.5 está ilustrado o perfil de velocidade da região de influência do bocal, seguido pela sua região diametralmente oposta no plano XY. Na parte inferior da figura está plotado o campo de velocidade no plano ZY, que é ortogonal ao primeiro.

A Figura 3.5 mostra os perfis de velocidades plotados à 2.5, 7.5, 17.5, 37.5, 77.5 e 157.5 centímetros da entrada da cápsula, após saída do bocal. Os perfis exibem claramente a grande variação de velocidade na cápsula, devido à influência da entrada. As velocidades próximas à entrada são elevadas e reduzem ao longo do escoamento na

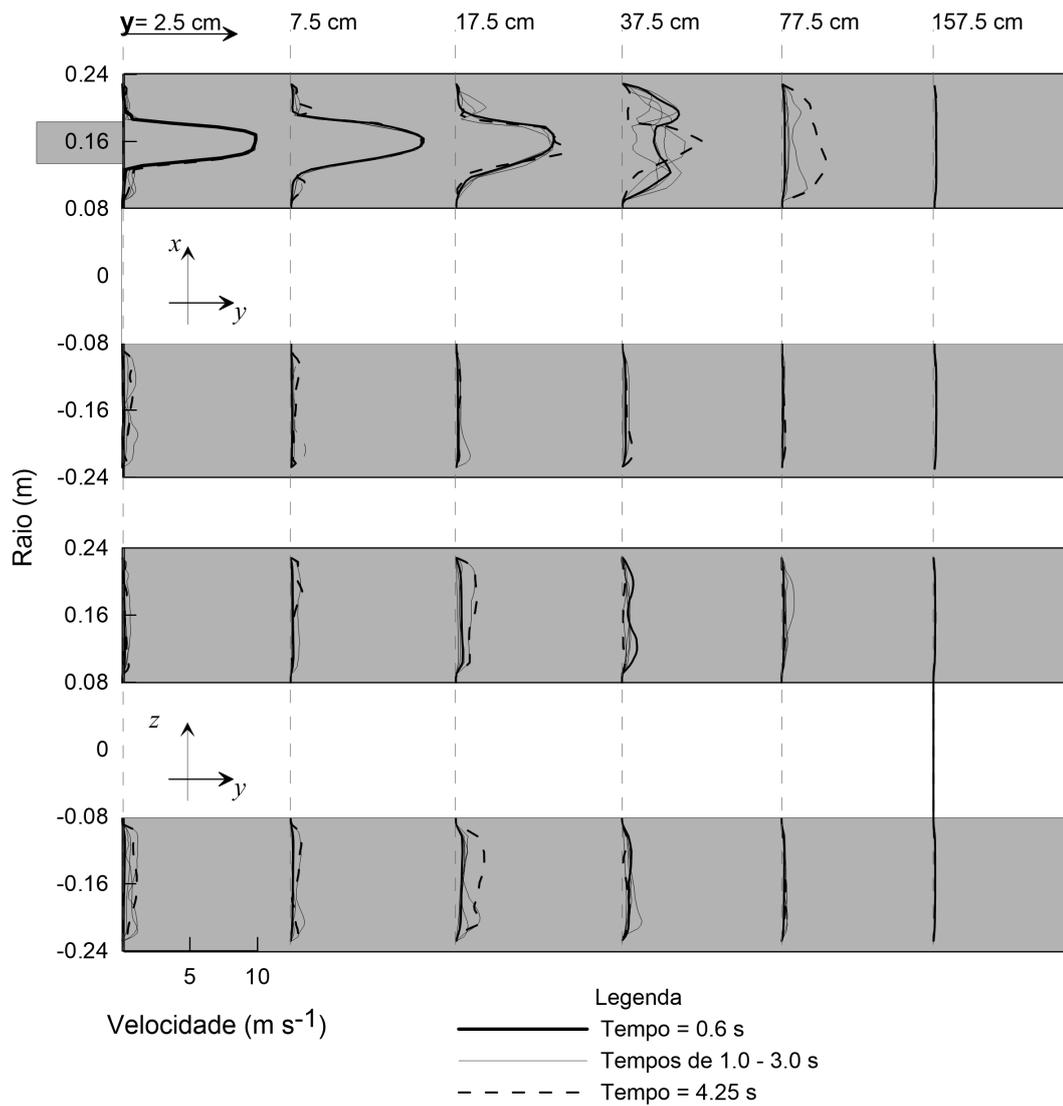


Figura 3.5: Perfil de Velocidade para a fração volumétrica de 40 %

Fonte: Autor

cápsula, na direção Y. No ponto mais distante da entrada (157.5 cm) é possível observar que não existe influência do bocal no escoamento e o campo de velocidade se propaga radialmente uniforme, com velocidades inferiores  $1 \text{ m s}^{-1}$  ao longo do perfil.

O campo de velocidades nas regiões de  $45^\circ$ ,  $90^\circ$  e  $135^\circ$  do plano de entrada possuem magnitudes de velocidade 10 vezes menores que as encontradas neste. As velocidades reduzidas, nos planos de  $45^\circ$ ,  $90^\circ$  e  $135^\circ$ , propiciam um caminho preferencial a migração das bolhas para o topo da cápsula.

Outro ponto relevante evidenciado pela Figura 3.5 é a grande distorção no perfil de velocidade à 37,5 cm. Essa distorção nos perfis de velocidade se deve ao fato da origem das primeiras bolhas, decorrentes da separação gás líquido. Através das diferentes linhas plotadas na imagem é possível identificar que a 0,6 s, início da formação das bolhas, o perfil de velocidade se encontra pouco uniforme (linha mais escura). Com o avançar do tempo, de 1 à 3 s, essa a distorção no perfil é ampliada, devido a quebra e formação de novas bolhas. Acima dos 3 segundos, linha tracejada, o perfil de velocidade tende a ficar constante, tendendo a um perfil regular. Este fato ocorre pois não existe mais um ponto concentrado de separação entre líquido e gás, onde bolhas de tamanho relevante são formadas. A partir desse instante de tempo há formação de bolhas de tamanho médio ao longo de toda região de influência da entrada, conforme Figura 3.2.

A Figura 3.6 mostra a magnitude de velocidade para o caso 1. Nesse caso pode-se observar que a penetração de gás na cápsula é superior ao caso 2. A separação das fase é mais intensa à 77,5 cm da entrada da cápsula, esse fenômeno pode ser observado pela distorção no perfil de velocidade neste local.

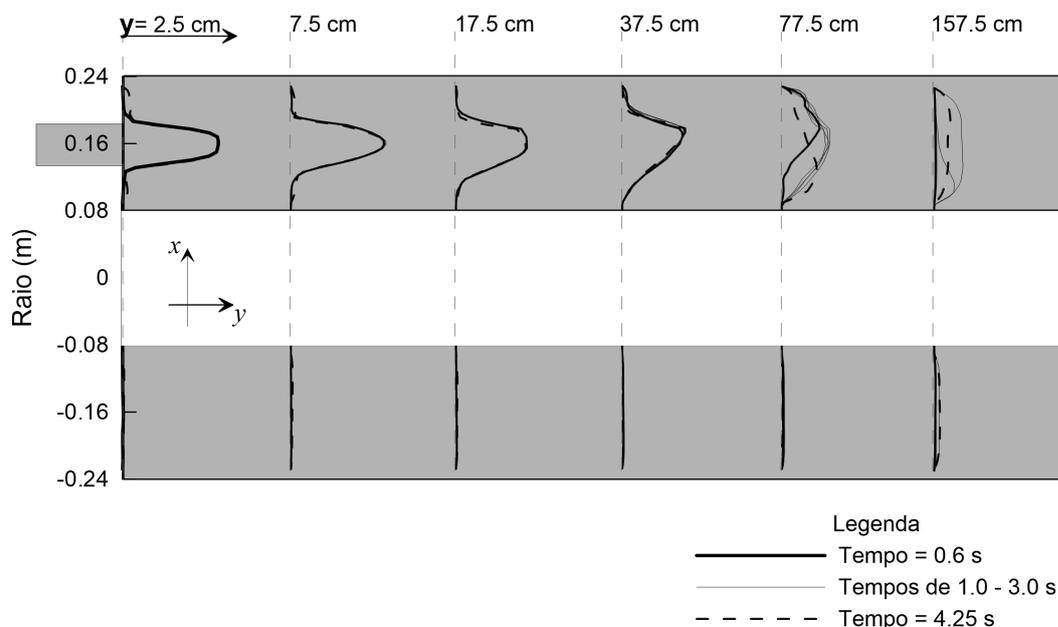


Figura 3.6: Perfil de Velocidade para a fração volumétrica de 10 %

Fonte: Autor

### 3.4 Influência da Fração de Gás na Mistura

A Figura 3.7 mostra, de forma comparativa, a evolução do escoamento para os casos 1 e 2. Nesta figura é possível observar que a concentração de gás para o caso 1 é substancialmente menor que no caso 2. Com 4,2 s o topo da cápsula está quase totalmente tomada por gás, enquanto no caso 1 a primeiras bolhas começam a se concentrar.

A baixa concentração de gás para o caso 1 pode ser explicada devido a capacidade do óleo em carrear as partículas de gás em menor concentração e mais dispersas. Com um menor volume de gás na entrada, existem uma menor quantidade de partículas se colidindo e formando bolhas. Menos quando as bolhas são formadas, elas não crescem e a força exercida pelo deslocamento de fluido é capaz de arrastá-las. Outro fator que contribui para a baixa concentração de gás no caso 1 é a maior dispersão do volume gás. O menor volume de gás na entrada do escoamento permite uma maior distribuição de gás no volume, que são envolvidas pela fase contínua, dificultando a sua aglomeração.

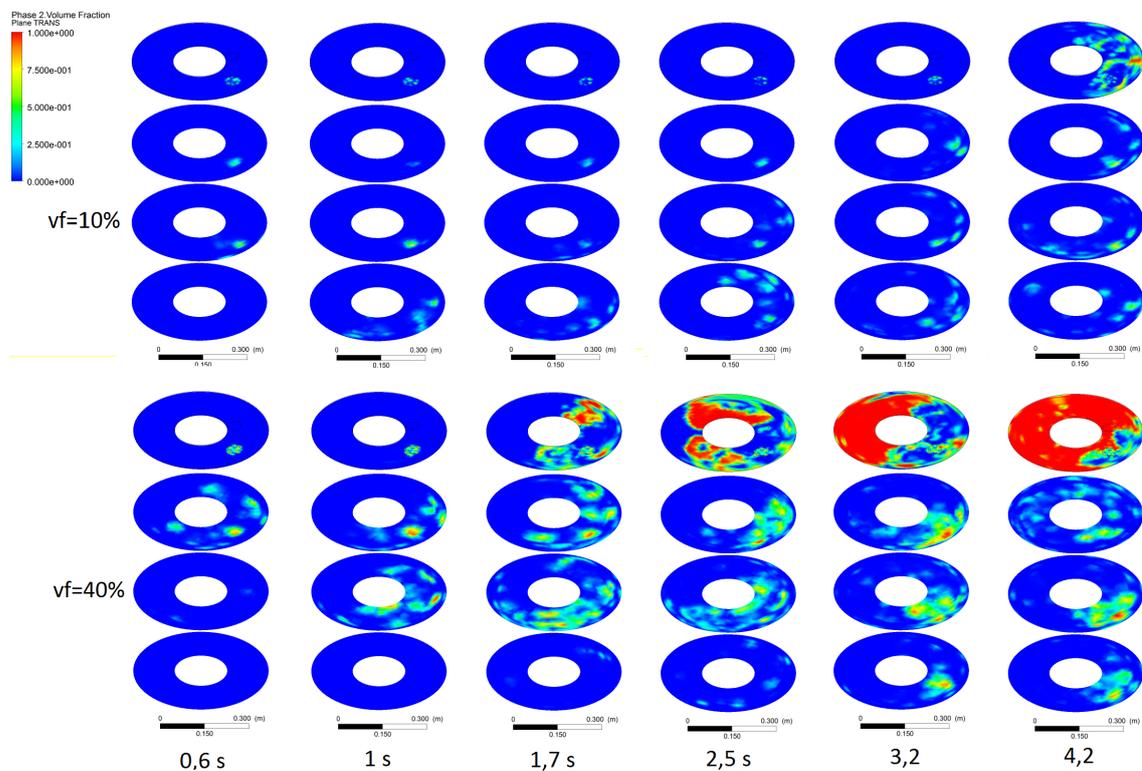


Figura 3.7: Evolução da Fração de Gás para os casos 1 e 2.

Fonte: Autor

#### 3.4.1 Cálculo de Acumulo de Gás

Através da Figura 3.8 é possível evidenciar o grande acumulo de gás para a simulação do caso 2, quando comparado a concentração de gás do caso 1. Ambos os casos exibem a concentração de gás no topo da cápsula com 4,2 s.

Na Figura 3.8 é mostrado o acumulo de gás em um volume de um (1) metro de comprimento no topo da cápsula. Os volumes calculados são de  $0,0226 \text{ m}^3$  para o caso 2 e  $0,0019 \text{ m}^3$  para o caso 1. Esses resultados mostram que

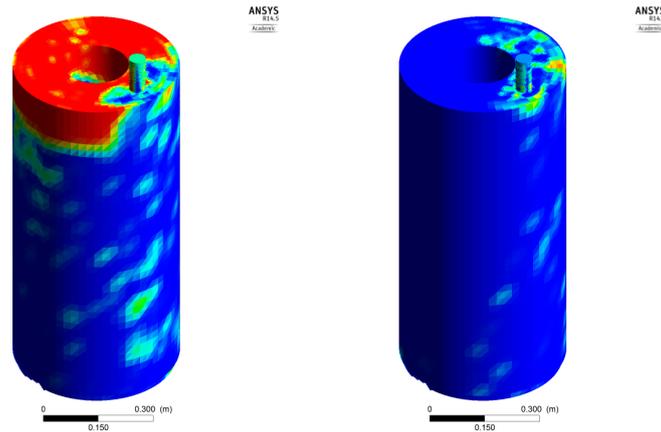


Figura 3.8: Volume de gás acumulado no topo.

Fonte: Autor

para uma vazão do caso 1 ( $8 \text{ Kg s}^{-1}$  de óleo e  $0,01 \text{ Kg s}^{-1}$  de gás), com fração volumétrica de 10 % de gás, existe uma concentração de gás de 8,4 % do volume acumulado no caso 2 ( $8 \text{ Kg s}^{-1}$  de óleo e  $0,05 \text{ Kg s}^{-1}$  de gás), com fração volumétrica de 40 %.

Quando comparado o volume de gás acumulado e o volume de gás que entrou na cápsula, ao longo de 4,2 s, é possível perceber que 39,5 % e 91,6 % do gás fica retido no volume compreendido por 1 m do topo da cápsula, para os casos 1 e 2 respectivamente. Esta diferença do volume de gás acumulado entre os casos se deve principalmente a dois fatores: a capacidade do líquido de arrastar o gás mais facilmente em concentrações menores e a baixa colisão de partículas de gás devido a menor quantidade de partículas envolvidas. A Figura 3.9 mostra que no caso 1 a distribuição do gás é muito maior que no caso 2 para 4,2 s de escoamento.

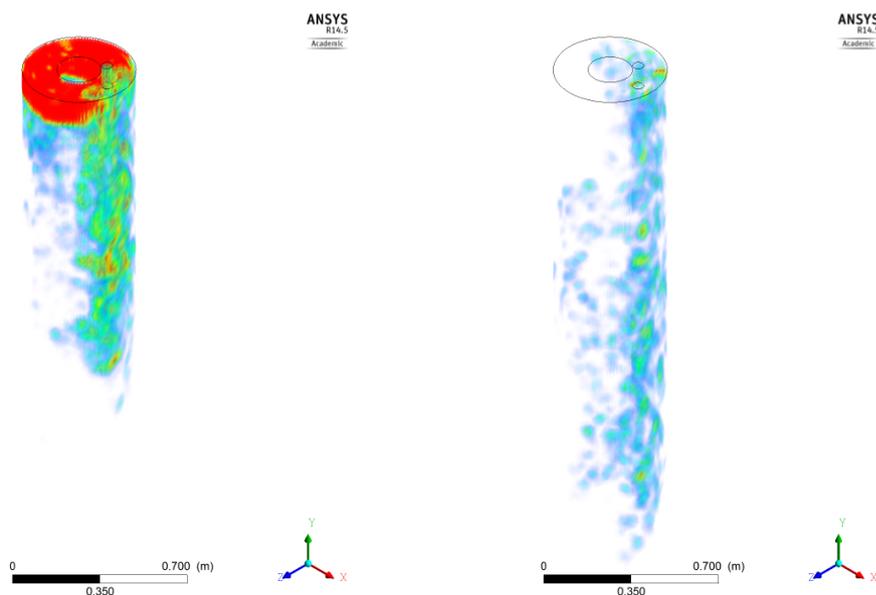


Figura 3.9: Distribuição do Volume de Gás para o caso 2 e 1, respectivamente.

Fonte: Autor

## Capítulo 4

# Considerações Finais

Através dos resultados obtidos nesse trabalho é possível afirmar que o modelo de *Volume of Fluid - VOF*, empregado nas simulações, atende ao objetivo de representar a formação de uma interface nítida, na geometria do equipamento estudado.

Os resultados apresentados pelo Capítulo 3 mostram que as simulações realizadas são capazes de representar a separação da fase contínua (óleo) e da fase dispersa (gás) na geometria estudada. A modelagem proposta ainda carece de estudos experimentais que validem os valores obtidos nos cálculos. Entretanto nos casos estudados foi possível evidenciar que a separação e aglomeração entre as fases é diretamente influenciada pelo campo de velocidade do escoamento e pela fração volumétrica da fase dispersa.

O campo de velocidade do escoamento atua diretamente na separação líquido-gás e no arraste da fase dispersa. O fluxo da mistura ao sair do bocal encontram a cápsula cheia de líquido e com velocidades muito inferiores aquelas do bocal. Essa diferença de velocidade provoca uma desaceleração nas partículas de óleo e gás da mistura. Como as partículas de gás possuem uma inércia muito inferior a do líquido, assim sendo a sua mudança de velocidade é mais brusca, o que também promove a separação entre as fases.

Outro fator importante do campo de velocidade é a sua influência em diferentes regiões da cápsula. Quando as partículas de gás saem da região de influência do bocal elas encontram um campo de velocidade muito reduzido, propiciando que a diferença de densidade entre as fases desloque as bolhas para o topo da cápsula. Com o passar do tempo existe um aumento da concentração de gás e formação de uma interface bem definida, como mostrado no caso com maior fração de gás.

A fração volumétrica da mistura também tem um papel fundamental na separação das fases. Quanto maior a fração volumétrica da fase dispersa, maior é a sua concentração e maiores são as colisões que originam a formação de bolhas. Quanto menor a fração de gás inserida na cápsula, maior a capacidade do líquido em envolver e carrear o gás, evitando a formação de uma interface nítida.

Todos os resultados apresentados foram calculados para um tempo real de 4,2 segundos. Esse tempo compreende os principais fenômenos de formação de interface gás-líquido nos dois casos estudados, embora para o caso de 10

% de fração volumétrica permitiu o acúmulo de uma discreta bolha na periferia do tubo de entrada. Apesar do tempo reduzido o modelo empregado consome grande esforço computacional, produzindo aproximadamente 0,5 segundos de simulação real por dia com um processamento de 28 núcleos paralelos.

Desta forma, o modelo empregado mostrou-se adequado para representar os fenômenos que promovem a separação gás-líquido no cápsula do Módulo de Bombeio. Entretanto o esforço computacional exigido dificulta o estudo do fenômeno por um tempo prolongado e para uma geometria maior que represente o equipamento como um todo.

# Referências Bibliográficas

- Brackbill, J., Kothe, D., and Zemach, C. (1992). A continuum method for modeling surface tension. *Journal of Computational Physics*, 100(2):335 – 354.
- Burns, A. (2003). Computational fluid dynamics modeling of multiphase flows. *Alpha Beta Numerics, Fulwood, Preston, UK*.
- da Silva, L. (2010). Simulacao numerica de pogo alojador de bombeio. *UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO, PROGRAMA EM TECNOLOGIA DE PROCESSOS QUÂMICOS E BIOQUÂMICOS, Rio de Janeiro, RJ*.
- Dandy, D. and Dwyer, H. (1990). A sphere in shear flow at finite reynolds number: effect of shear on particle lift, drag, and heat transfer. , *Journal of Fluid Mechanics*, 216:318 – 410.
- Drew, D. and Jr, R. L. (1987). The virtual mass and lift force on a sphere in rotating and straining inviscid flow. *International Journal of Multiphase Flow*, 13(1):113 – 121.
- Drew, D. and Lahey, R. (1993). Particulate two-phase flow. *Butterworth-Heinemann, Boston*, pages 509 – 566.
- Duan, X., Cheung, S., Yeoh, G., Tu, J., Krepper, E., and Lucas, D. (2011). Gas liquid flows in medium and large vertical pipes. *Chemical Engineering Science*, 66(5):872 883.
- FLUENT, editor (2001). *Fluent Theoty Guide*. FLUNT INC.
- Geary, N. and Rice, R. (1986). Circulation in bubble columns: corrections for distorted bubble shape. 37:1593 1594.
- Hansen, R. (2009). Computational and experimental study of bubble size in bubble columns. *The Faculty of Engineering and Science, Aalborg University*, 3(1):45–56.
- Harper, J. (1972). The motion of bubbles and drops through liquids. volume 12 of *Advances in Applied Mechanics*, pages 59 – 129. Elsevier.
- Hewitt, G. F. (2011). Gas liquid flow. *International Journal of Multiphase Flow*, 1(1):1.
- Hibiki, T. and Ishii, M. (2007). Lift force in bubbly flow systems. *Chemical Engineering Science*, 62(22):6457 – 6474.
- Hirt, C. and Nichols, B. (1981). Volume of fluid (vof) method for the dynamics of free boundaries. *Journal of Computational Physics*, 39(1):201 – 225.

- Ishii, M. (1975). *Thermo Fluid Dynamic Theory of Two Phase Flow*. Eyrolles Paris.
- Ishii, M. and Zuber, N. (1979). Drag coefficient and relative velocity in bubbly, droplet or particulate flows. volume 25, pages 843 – 885. *AIChE Journal*.
- Jakobsen, H., Svendsen, H., and Hjarbo, K. (1993). On the prediction of local flow structures in internal loop and bubble column reactors using a two fluid model. *Computers Chemical Engineering*, 17, Supplement 1(0):S531 S536. <ce:title>European Symposium on Computer Aided Process Engineering, 24th European Symposium of the Working Party on Computer Aided Process Engineering and the 457th Event of the European Federation of Chemical Engineers.</ce:title>
- Kashinsky, O., Lobanov, P., Pakhomov, M., Randin, V., and Terekhov, V. (2006). Experimental and numerical study of downward bubbly flow in a pipe. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 49(19â20):3717 3727.
- Kristof, G. (2010). Multiphase flow modeling. *Lecture Note*.
- Liu, X., Chen, Y., and Shi, M. (2012). Influence of gravity on gasâliquid two-phase flow in horizontal pipes. *International Journal of Multiphase Flow*, 41(0):23 – 35.
- Liu, Y., Li, W., and Quan, S. (2011). A self-standing two-fluid {CFD} model for vertical upward two-phase annular flow. *Nuclear Engineering and Design*, 241(5):1636 – 1642. Heavy Liquid Metal Technologies and Material Challenges for Gen Fast Reactors.
- Lucas, D., Beyer, M., Kussin, J., and Schutz, P. (2010). Benchmark database on the evolution of two phase flows in a vertical pipe. *Nuclear Engineering and Design*, 240(9):2338 – 2346. <ce:title>Experiments and {CFD} Code Applications to Nuclear Reactor Safety (XCFD4NRS)</ce:title>.
- Lucas, D., Krepper, E., and Prasser, H. (2005). Development of co current air water flow in a vertical pipe. *International Journal of Multiphase Flow*, 31(12):1304 – 1328.
- M. Rivero, J. M. and Fabre, J. (1991). Quelques resultants nouveaux concernat les forces exercees sur une inclusion spherique par un ecoulement accelere. (312):1499 – 1506.
- Maliska, C., da Silva, A. F. C., Rezende, R. V., and Georg, C. R. I. C. (2008). Interface forces calculation for multiphase flow simulation. *Primeiro Encontro Brasileiro sobre Ebulicao, Condensacao e Escoamento Multifasico Liquido-Gas*.
- Mandhane, J., Gregory, G., and Aziz, K. (1974). A flow pattern map for gas liquid flow in horizontal pipes. *International Journal of Multiphase Flow*, 1(4):537 – 553.
- Manninen, M. and Taivassalo, V. (1996). *Thermo Fluid Dynamic Theory of Two Phase Flow*. VTT Energy.
- Maxey, M. and Riley, J. (1986). Vortices in bubbly two phase flow. 12:35 61.
- Maxey, M. and Riley, J. (1993). Equation of motion for a small sphere in a non uniform flow. volume 26, page 883 889. *Phys. Fluids*.
- Paladino, E. E. (2005). Estudo do escoamento multifasico em medidores de vazao do tipo pressao diferencial. *Tese*, pages 20–21.

- Parvareh, A., Rahimi, M., Alizadehdakhel, A., and Alsairafi, A. (2010). {CFD} and {ERT} investigations on two-phase flow regimes in vertical and horizontal tubes. *International Communications in Heat and Mass Transfer*, 37(3):304 – 311.
- Prasser, H.-M., Beyer, M., Carl, H., Gregor, S., Lucas, D., Pietruske, H., Schutz, P., and Weiss, F.-P. (2007). Evolution of the structure of a gas liquid two phase flow in a large vertical pipe. *Nuclear Engineering and Design*, 237(15â17):1848 – 1861.
- R. CLift, J. G. and Weber, M. (1978). Bubbles, drops and particles. *Academic Press, New York*.
- Riva, E. D. and Col, D. D. (2009). Numerical simulation of churn flow in a vertical pipe. *Chemical Engineering Science*, 64(17):3753 – 3765.
- Rivero, M. (1991). Etude par simulaton numerique des forces exercees sur une inclusion spherique par un ecoulement accelere.
- S. Popinet, S. Z. (1999). A front-tracking algorithm for accurate representation of surface tension. *International Journal of Numerical Methods in Fluids*, 30:775 – 793.
- Soo, S. (1990). Multiphase fluid dynamics. *Aldershot Brookfield, USA: Gower Technical*.
- Soo, S. L. (1995). Multiphase fluid dynamics. *Science Press, Beijing*.
- Svendsen, H., Jakobsen, H., and Torvik, R. (1992). Local flow structures in internal loop and bubble column reactors. *Chemical Engineering Science*, 47(13â14):3297 – 3304.
- Taitel, Y., Bornea, D., and Dukler, A. E. (1980). Modelling flow pattern transitions for steady upward gas-liquid flow in vertical tubes. *AIChE Journal*, 26(3):345–354.
- Tomiyaama, A., Sou, A., Zun, I., Kanami, N., and Sakaguchi, T. (1995). Effects of eotvos number and dimensionless liquid volumetric flux on lateral motion of a bubble in a laminar duct flow. In Serizawa, A., Fukano, T., and Bataille, J., editors, *Multiphase Flow 1995*, pages 3 – 15. Elsevier, Amsterdam.
- Tomiyaama, A., Tamai, H., Zun, I., and Hosokawa, S. (2002). Transverse migration of single bubbles in simple shear flows. *Chemical Engineering Science*, 57(11):1849 – 1858.
- van Wachem, B. and Almstedt, A. (2003). Methods for multiphase computational fluid dynamics. *Chemical Engineering Journal*, 96(1â3):81 – 98.
- Youngs, D. L. (1982). Time-dependent multi-material flow with large fluid distortion. *Numerical Methods for Fluid Dynamics*. K.W. Morton and M. J. Baines.
- Zheng, D., He, X., and Che, D. (2007). {CFD} simulations of hydrodynamic characteristics in a gasâliquid vertical upward slug flow. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 50(21â22):4151 – 4165.