

UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ  
DEPARTAMENTO ACADÊMICO DE MECÂNICA  
CURSO DE ENGENHARIA MECÂNICA

HENRIQUE KRAINER EIDT

**ANÁLISE DA INFLUÊNCIA DO BOCAL NO DESEMPENHO DA  
CÂMARA DE EXPANSÃO DO SEPARADOR BIFÁSICO LÍQUIDO-  
GÁS TIPO VASPS**

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

CURITIBA

2014

HENRIQUE KRAINER EIDT

**ANÁLISE DA INFLUÊNCIA DO BOCAL NO DESEMPENHO DA  
CÂMARA DE EXPANSÃO DO SEPARADOR BIFÁSICO LÍQUIDO-  
GÁS TIPO VASPS**

Proposta de 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. Rigoberto E. M. Morales

Co-Orientador: Eng. Hans E. M. Ninahuanca

Co-Orientador: Eng. Henrique S. Azevedo

CURITIBA

2014

## TERMO DE APROVAÇÃO

Por meio deste termo, aprovamos a Proposta do Projeto de Pesquisa "ANÁLISE DA INFLUÊNCIA DO BOCAL NO DESEMPENHO DA CÂMARA DE EXPANSÃO DO SEPARADOR BIFÁSICO LÍQUIDO-GÁS TIPO VASPS", realizado pelo aluno Henrique Krainer Eidt, 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. Rigoberto Eleazar Melgarejo Morales

DAMEC, UTFPR

Orientador

Prof. Msc. Eduardo Matos Germer

DAMEC, UTFPR

Avaliador

Prof. Dr. Silvio Luiz de Mello Junqueira

DAMEC, UTFPR

Avaliador

Curitiba, 28 de agosto de 2014.

## DEDICATÓRIA

Aos meus pais, que sempre confiaram em mim, ao meu irmão, que sempre me ajudou, aos meus amigos e a todos os meus familiares.

## **AGRADECIMENTOS**

Primeiramente agradeço a Deus, por me ajudar em momentos difíceis, me proporcionar forças e realizar minhas orações.

Ao meu pai, Sergio Luiz, a minha mãe, Walnea Cristina, por sempre me apoiarem em todas as minhas decisões.

Ao meu irmão, Arthur, por fazer parte da minha vida e sempre estar ao meu lado.

Aos meus amigos que me ajudaram e tornaram a graduação um período agradável apesar da dificuldade do curso.

Ao meu amigo Jonathan que esteve comigo nesta jornada.

Ao LACIT e PETROBRAS por fornecer toda infraestrutura necessária para a realização desse projeto. Aos meus co-orientadores, Henrique e Hans, que me ajudaram muito na realização do Trabalho de Conclusão de Curso. Por fim, mas não menos importante, agradeço o meu professor orientador Rigoberto que passou a responsabilidade da conclusão deste trabalho a mim.

Essas pessoas foram fundamentais na realização desse trabalho.

“Como toda semente, nossa missão é nascer, crescer e dar frutos. A família é esta semente, apoiada em DEUS, que se constitui como a base de uma sociedade formada por pessoas que nascem e crescem buscando seus ideais e conquistas através do trabalho, do estudo, nos levando a viver momentos felizes e de realizações.”

Sergio Luiz Eidt.

## RESUMO

EIDT, Henrique K. “**Análise Da Influência Do Bocal No Desempenho Da Câmara De Expansão Do Separador Bifásico Líquido-Gás Tipo VASPS**”. Monografia. Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, Brasil (2014).

Equipamentos capazes de separar fases presentes em uma mistura são amplamente usados na indústria, em especial na exploração de petróleo e gás. A tecnologia dos separadores ciclônicos verticais é uma classe emergente, sendo leves, compactos, de baixo custo e que proporcionam maior taxa de separação. Com o intuito de entender a dinâmica do fluido em seu interior e o seu funcionamento, o presente trabalho estuda a influência do bocal no comportamento do escoamento bifásico, líquido-gás na câmara de expansão do separador VASPS. Para modelar o escoamento é utilizado o Modelo de Dois Fluidos, que é basicamente resultado do balanço da massa e do balanço da quantidade de movimento para cada uma das fases (líquido-gás). A interface do filme de líquido que se forma ao longo do escoamento, é modelada utilizando um método de captura de interface de escoamento de superfícies livres (*free surface flow*). Para a modelagem numérica, utiliza-se o Método dos Volumes Finitos baseado em Elementos com uma formulação completamente implícita. As equações discretizadas são resolvidas pelo programa computacional comercial ANSYS-CFX 14.5 nas três dimensões e para a construção das malhas o programa ICEM-CFD. Os resultados são comparados com os existentes na literatura aberta, a partir dos resultados numéricos, é analisada a influência do bocal no comportamento do escoamento bifásico líquido-gás e na eficiência do separador. Foram avaliados os principais parâmetros que ajudem a estabelecer a metodologia para a avaliação e projeto de uma câmara de expansão como, altura média de elevação do líquido, espessura média de filme, ângulo de saída das linhas de correntes e tempo de residência do líquido no interior da câmara, com a utilização dos grupos adimensionais Froude (0,05; 0,25; 0,75) e Reynolds (500; 1500; 5000; 10000).

**Palavras-chave:** Separador. Simulação. Bocal. Líquido-gás.

## ABSTRACT

EIDT, Henrique K. "**Analysis of the influence of Nozzle in the Expansion Chamber Performance of Biphase Liquid-Gas Separator type VASPS**". Monograph. Federal Technological University of Paraná, Curitiba, Brazil (2014).

Equipment capable of separating mixture phases are widely used in industry, especially in oil and gas. The technology of vertical cyclone separators are an emerging class, being lightweight, compact, low cost and which provide a higher rate of separation. In order to understand the dynamics of fluid inside and its operation, this paper studies the influence of the nozzle in the behavior of biphasic flow, liquid-gas, in the expansion chamber of VASPS tab. To model the flow the Two Fluid Model is used, which is basically a result of the mass balance and the balance of momentum for each phase (liquid-gas). The interface of the liquid film that forms along the flow is modeled using a method of capturing the free surface flow interface. For the numerical modeling, we use the Finite Volume Method based on elements with a fully implicit formulation. The discretized equations are solved by the commercial computer program ANSYS-CFX 14.5 in three dimensions and for the meshes construction the ICFM-CFD program. The results are compared with existing results in the open literature, based on the numerical results, the nozzle influence in the behavior of the gas-liquid two-phase flow and the efficiency of the separator is analyzed. The main parameters that help to establish a methodology for the evaluation and design of an expansion chamber as average height of elevation of the net, average film thickness, rake angle of the lines of current and residence time of the liquid inside the chamber were evaluated, with the use of the dimensionless Froude groups (0.05, 0.25, 0.75) and Reynolds (500; 1500; 5000, 10000).

**Keywords:** Separators. Simulation. Nozzle. Liquid-gas.



## LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1.1 Instalação do VASPS (fora de escala) no leito marinho.....	17
Figura 1.2 Representação esquemática do separador VASPS.....	18
Figura 1.3 Escoamento no interior da câmara de expansão VASPS. ....	21
Figura 1.4 Desenho esquemático do fenômeno Inundação. ....	22
Figura 1.5 Desenho esquemático do fenômeno de LCO. ....	22
Figura 2.1 Desenho esquemático da bancada utilizada por Kouba et al. (1995) .....	26
Figura 2.2 Desenho esquemático do Desliquificador <i>Inline</i> . ....	28
Figura 2.3 Desenho esquemático do Desgaseificador <i>Inline</i> . ....	29
Figura 3.1 Separação do gás no interior da câmara. ....	33
Figura 3.2 Volume de controle genérico contendo dois fluidos e uma interface móvel separando-os. ....	36
Figura 3.3 Interface entre dois fluidos (1 e 2). ....	37
Figura 3.4 Representação de um escoamento com bolhas dispersas. ....	43
Figura 3.5 Condições de contorno. ....	51
Figura 4.1 (a) Plano físico em coordenadas ortogonais. (b) Plano computacional em coordenadas generalizadas. ....	54
Figura 4.2 Área no sistema cartesiano. ....	57
Figura 4.3 Método célula no vértice. ....	59
Figura 4.4 Malha bidimensional. ....	61
Figura 4.5 Gráfico mostrando problemas de oscilações numéricas. ....	65
Figura 4.6 Gráfico sobre a suavização dos altos gradientes. ....	65
Figura 4.7 Modelo de três fluidos. ....	67
Figura 4.8 Geometria com o diâmetro do bocal variável. ....	68
Figura 4.9 Malha estruturada. ....	69

Figura 4.10 Direções para o teste de malha.....	71
Figura 5.1 Comparação entre os escoamentos monofásicos e bifásicos. (a) Ângulo da linha de corrente; (b) Espessura média do filme; (c) Velocidade axial; e (d) Velocidade tangencial. ....	77
Figura 5.2 Ângulo de saída. ....	78
Figura 5.3 Espessura média.....	79
Figura 5.4 Altura média de elevação.....	79
Figura 5.5 Volume de fluido no interior da câmara.....	80
Figura 5.6 Resultados da espessura de filme para os quatro bocais variando o número de Froude para cada número de Reynolds específico.....	81
Figura 5.7 Resultados da espessura de filme para os quatro bocais variando o número de Reynolds para cada número de Froude específico.....	82
Figura 5.8 Comparação da espessura do filme ao longo de todo separador primário. ....	83
Figura 5.9 Resultados do tempo de residência para os quatro bocais variando o número de Froude para cada número de Reynolds específico.....	84
Figura 5.10 Resultados do tempo de residência para os quatro bocais variando o número de Reynolds para cada número de Froude específico.....	85
Figura 5.11 Resultados da altura média de elevação do filme para os quatro bocais variando o número de Froude para cada número de Reynolds específico. ....	86
Figura 5.12 Resultados da altura média de elevação do filme para os quatro bocais variando o número de Reynolds para cada número de Froude específico. ....	87
Figura 5.13 Resultados do ângulo médio na saída inferior da câmara para os quatro bocais variando o número de Froude para cada número de Reynolds específico. ....	88
Figura 5.14 Resultados do ângulo médio na saída inferior da câmara para os quatro bocais variando o número de Reynolds para cada número de Froude específico. ....	89

Figura 5.15 Comparação da velocidade axial ao longo de todo separador primário.	90
Figura 5.16 (a) Gráfico da separação em função do número de Reynolds. (b) Gráfico da separação em função do bocal. ....	91
Figura 5.17 (a) Gráfico da separação em função do número de Froude. (b) Gráfico da separação em função do bocal. ....	92
Figura 5.18 (a) Gráfico da separação em função do diâmetro de bolha. (b) Gráfico da separação em função do bocal. ....	93
Figura 5.19 (a) Gráfico da separação em função da fração em vazio. (b) Gráfico da separação em função do bocal. ....	94

## LISTA DE TABELAS

Tabela 4-1 Tabela de comparação do teste de malha.	71
Tabela 5-1 Diâmetros dos gargalos dos bocais.	73
Tabela 5-2 Grade de simulações monofásicas.	75
Tabela 5-3 Grade de simulações bifásicas.	76
Tabela 5-4 Grade de simulações para variação do número de Reynolds.	91
Tabela 5-5 Grade de simulações para variação do número de Froude.	92
Tabela 5-6 Grade de simulações para variação do diâmetro de bolha.	92
Tabela 5-7 Grade de simulações para variação da fração de vazio.	93

## **LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E ACRÔNIMOS**

LCO: Liquid Carry Over

GCU: Gas Carry Under

VASPS: Vertical Annular Separation and Pumping System

CFD: Computational Fluid Dynamics

GLCC: Gas-Liquid Cylindrical Cyclone

MVFB: Método dos Volumes Finitos baseado em Elementos

BCS: Bomba Centrífuga Submersa

CS: Cyclone Separator

TCC: Trabalho de Conclusão de Curso

COBEM: International Congress of Mechanical Engineering

ASME: American Society of Mechanical Engineers

BP: British Petroleum

## LISTA DE SÍMBOLOS

	<b>Descrição</b>	<b>Unidade</b>
$k$	Energia cinética turbulenta	$[m^2 \cdot s^{-2}]$
$\varepsilon$	Taxa de dissipação de energia turbulenta	$[m^2 \cdot s^{-3}]$
$\omega$	Taxa de dissipação por unidade de volume e tempo	$[s^{-1}]$
$V_{tg}$	Velocidade tangencial	$[m/s]$
$V_z$	Velocidade axial	$[m/s]$
$\bar{V}_z$	Velocidade média axial	$[m/s]$
$\bar{\tau}_k$	Tensão de cisalhamento devido à viscosidade	$[Pa]$
$\tau_k^T$	Tensão turbulenta	$[Pa]$
$\hat{v}_k$	Velocidade média de cada fase ponderada pelo tempo	$[m/s]$
$\bar{\rho}_k$	Pressão	$[Pa]$
$P_k$	Produção de turbulência devido a forças viscosas	$[kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-3}]$
$Re_{\delta f}$	Número de Reynolds de filme	$[1]$
$\rho$	Massa específica	$[kg \cdot m^{-3}]$
$u_k$	Velocidade do fluido k	$[m/s]$
$\sigma$	Tensão superficial	$[Pa]$
$\kappa_s$	Raio de curvatura da superfície	$[m]$
$\alpha$	Fração em vazio	$[1]$
$\phi_{bocal}$	Diâmetro do bocal	$[m]$
$u_i$	Velocidade da interface	$[m/s]$
$\phi_{bolha}$	Diâmetro da bolha	$[m]$

$T_k$	Tensor tensão	[Pa]
$\delta_f$	Espessura média de filme	[m]
$\mu$	Viscosidade dinâmica	[kg.m <sup>-1</sup> .s <sup>-1</sup> ]
$Q_L$	Vazão volumétrica de líquido	[m <sup>3</sup> .s <sup>-1</sup> ]
$R_0$	Raio externo da câmara de expansão	[m]
$\nu$	Viscosidade cinemática	[m <sup>2</sup> .s <sup>-1</sup> ]
$Fr_{Qf}^2$	Número de Froude ao quadrado	[1]
$g$	Aceleração da gravidade	[m.s <sup>-2</sup> ]
$\rho_k$	Massa específica da fase k	[kg.m <sup>-3</sup> ]
$\psi_k$	Variável genérica	[1]
$\alpha_k$	Fração volumétrica da fase k	[1]
$\Gamma_k$	Transferência de massa através da fase k	[kg.s <sup>-1</sup> ]
$\dot{m}_k$	Vazão mássica na fase k	[kg.s <sup>-1</sup> ]
$\bar{\rho}_k$	Massa específica média no tempo de cada fase	[kg.m <sup>-3</sup> ]
$\hat{v}_k$	Velocidade média da fase k	[m/s]
$S_{MSk}$	Fonte de massa na fase k	[kg.s <sup>-1</sup> ]
$M_k$	Quantidade de movimento total que atua na fase k	[N]
$M_{ik}$	Quantidade de movimento na interface	[N]
$S_{Mk}$	Fontes de impulso	[N]
$\tau_k^T$	Tensão turbulenta	[Pa]
$t$	Tempo	[s]
$\mu_t$	Viscosidade turbulenta	[kg.m <sup>-1</sup> .s <sup>-1</sup> ]
$C_\mu, C_{\varepsilon 1}, C_{\varepsilon 2}$	Constantes de fechamento do modelo de turbulência	[1]

$\sigma_\varepsilon, \beta_\kappa, \sigma_{\omega 2}$   $k - \varepsilon$

$P_k$  Produção de turbulência [kg.m<sup>-1</sup>.s<sup>-1</sup>]

$V$  Volume de um volume de controle [m<sup>3</sup>]

$A_{ip}^i$  Área da face correspondente a um ponto de integração [m<sup>2</sup>]

$\delta t$  Intervalo de tempo [s]

$\beta$  Fator de mistura [1]

### Operadores

$\nabla$  - Operador Nabla

$\partial$  - Operador diferencial parcial

$d$  - Operador diferencial



# SUMÁRIO

<b>1</b>	<b>INTRODUÇÃO</b>	<b>16</b>
1.1	Caracterização do Problema	20
1.2	Objetivos	23
1.3	Justificativa	24
<b>2</b>	<b>REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b>	<b>25</b>
2.1	Separador tipo GLCC	25
2.2	Separador <i>Inline</i>	27
2.3	Separador tipo VASPS	29
<b>3</b>	<b>MODELAGEM MATEMÁTICA</b>	<b>33</b>
3.1	Modelo de dois fluidos Euleriano-Euleriano	34
3.1.1	Equações de conservação	35
3.1.2	Formulação do modelo de dois fluidos	36
3.1.3	Formulação de médias	37
3.1.4	Transferência interfacial de quantidade de movimento	42
3.2	Modelo de turbulência	45
3.2.1	Modelo $k - \varepsilon$	47
3.2.2	Modelo $k - \omega$	48
3.2.3	Modelo SST	49
3.3	Condições de contorno	50
<b>4</b>	<b>MODELAGEM NUMÉRICA</b>	<b>53</b>
4.1	Método dos volumes finitos baseado em elementos (MVFBE)	53
4.1.1	Transformação de coordenadas	54
4.1.2	Área em sistemas transformados	57
4.1.3	Volumes de controle e pontos de integração	59
4.1.4	Discretização das equações governantes	61
4.1.5	Esquemas de interpolação dos termos advectivos	64
4.1.6	Modelo de três fluidos	66
4.2	Geometria e malha	68
4.2.1	Teste de malha	69
<b>5</b>	<b>RESULTADOS</b>	<b>73</b>
5.1	Faixa de estudo dos números adimensionais e grade de simulações realizadas	74
5.2	Análise dos parâmetros do escoamento	76
5.3	Resultados das simulações com escoamento monofásico	81
5.3.1	Espessura média do filme	81
5.3.2	Tempo de residência	83
5.3.3	Altura de elevação	85
5.3.4	Ângulo médio de saída	87
5.3.5	Velocidade axial e tangencial	89
5.4	Resultados das simulações com escoamento bifásico	90
<b>6</b>	<b>CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS</b>	<b>95</b>
6.1	Sugestões para trabalhos futuros	96

## 1 INTRODUÇÃO

O aprimoramento das operações na produção de petróleo tem aumentado nos últimos anos no Brasil. Esforços estão sendo realizados para o desenvolvimento de novas tecnologias que permitam aumentar a extração de petróleo em águas profundas (offshore).

Uma complicação no transporte de óleo para a plataforma se deve à presença do escoamento simultâneo de gás na mistura de água e óleo. Como o gás é um fluido compressível, a presença do gás no bombeamento provoca uma queda no desempenho da bomba centrífuga e com o tempo pode danificá-la. Uma das alternativas para resolver esse problema é separar o gás da mistura líquida (óleo + água).

Além de melhorar o desempenho dos sistemas de bombeamento utilizados no transporte, essa prática impede a formação de hidratos, evita o escoamento intermitente devido à presença das golfadas (*Slug Flow*) e facilita a medição dos fluidos.

Existem diversos conceitos de separadores utilizados para separar o gás do líquido, podendo ser horizontais ou verticais, ou ainda com a utilização de algumas técnicas químicas, elétricas e mecânicas, para obter um alto rendimento de separação (Ofuchi, 2012). Entretanto, a maioria desses separadores envolvem altos custos que muitas vezes inviabilizam a sua utilização, principalmente em cenários de produção de óleo em águas profundas.

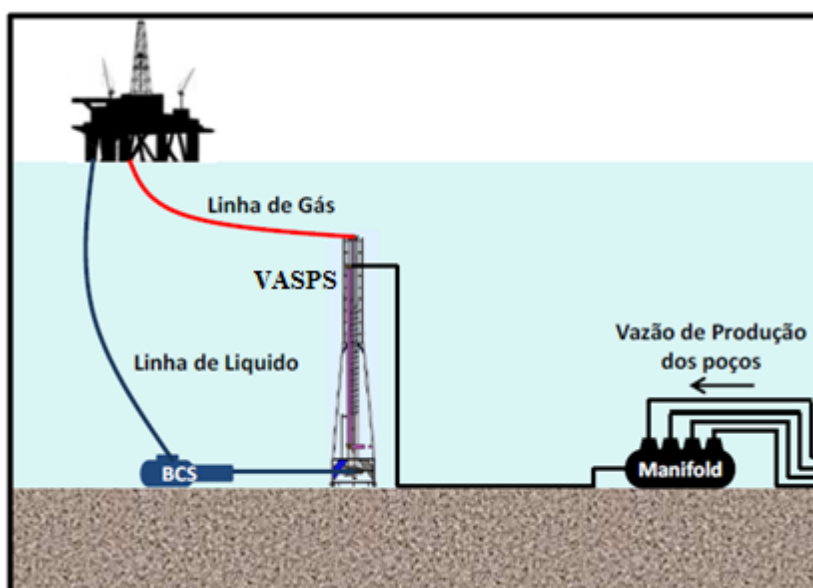
Devido à necessidade da separação do gás no escoamento, propostas de conceitos de separadores compactos e de baixo custo, foram surgindo logo após a Segunda Guerra Mundial, sendo a intensificação do campo centrífugo no processo de separação entre as fases uma das metodologias amplamente exploradas (Rietema, 1960).

De acordo com Nebrensky et al. (1980), as principais vantagens do separador centrífugo em relação aos separadores gravitacionais são: menor área de instalação necessária (aproximadamente  $\frac{1}{4}$  menor), redução do peso total do equipamento (em

torno de 70 a 85%), maior eficiência e menor tempo de separação (cerca de cinco vezes mais rápido), e maior facilidade no manuseio e na instalação.

Nesse cenário, no fim da década de 80, iniciou-se o estudo sobre um separador vertical gravitacional ciclônico líquido-gás, realizado pela empresa britânica *British Petroleum (BP)* com o nome dado de VASPS ou *Vertical Annular Separation and Pumping System* (Sistema Vertical e Anular de Separação e Bombeamento), que foi um projeto desenvolvido em parceria entre a AGIP (da Itália) e a PETROBRAS (Brasil) (Rosa, 2001).

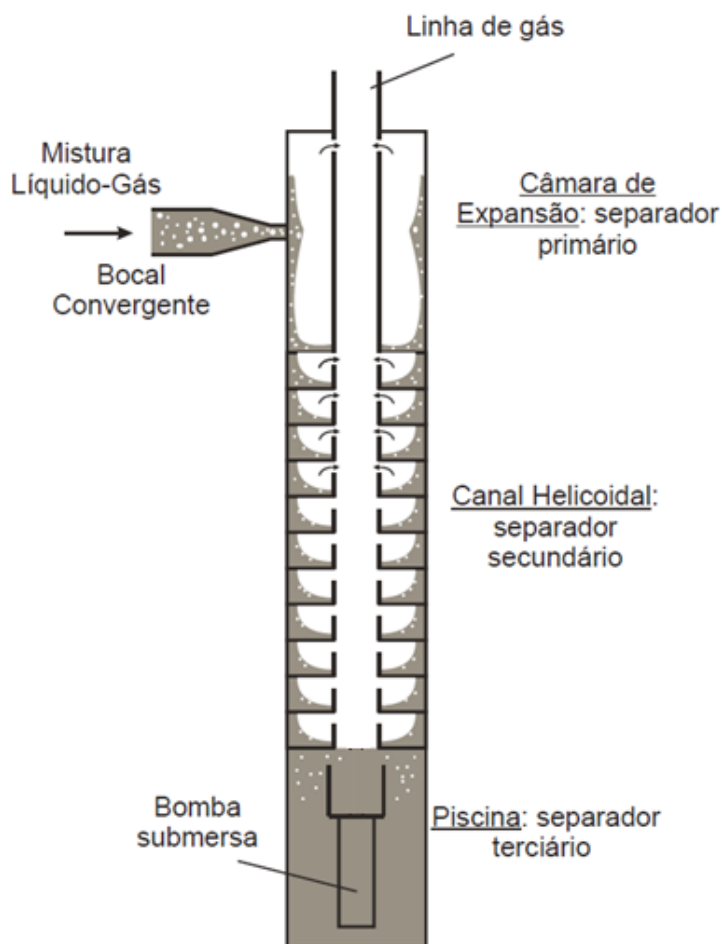
Uma instalação típica do separador VASPS é apresentada na Figura 1.1, onde o equipamento se encontra posicionado no fundo do oceano integrado a um sistema de união de tubos (*manifold*) que insere a mistura (líquido-gás) na parte superior do separador e após o processo de separação, o óleo é então bombeado da parte inferior com ajuda da BCS (Bomba Centrífuga Submersa) e o gás é retirado pela linha superior.



**Figura 1.1** Instalação do VASPS (fora de escala) no leito marinho.

Fonte: Storti et al. (2013).

O separador ciclônico do tipo VASPS é dividido em três partes: a câmara de expansão, o canal helicoidal e a piscina, também nomeados de separador primário, separador secundário e separador terciário, respectivamente.



**Figura 1.2 Representação esquemática do separador VASPS.**  
 Fonte: Ofuchi, 2012.

Como se vê na Figura 1.2, o separador primário, que é por onde se inicia o processo, é responsável pela maior taxa de separação de gás no equipamento, devido à formação de um campo centrífugo e de um fino filme de líquido que separa instantaneamente grandes porções de gás. O escoamento de líquido-gás escoam pelo interior do tubo externo da câmara formando um filme contendo bolhas dispersas migrando para a interface. As forças viscosas do líquido dissipam a intensidade das

forças centrífugas e o fluido escorre pela lateral do separador com a ajuda da força gravitacional até o fundo da câmara.

O separador secundário faz a segunda parte do processo de separação. O fluido sai da câmara de expansão com uma inclinação aproximada ao do canal helicoidal, dando sequência ao movimento centrífugo do escoamento até a parte inferior. Apesar de a força centrífuga na parte secundária ser menos intensa que na parte primária, o extenso comprimento do canal helicoidal proporciona um longo tempo de residência do fluido em movimento no helicóide, o que aumenta a taxa de separação de bolhas menores.

O separador terciário, que é a última etapa do processo, atua como separador gravitacional simples, em que as bolhas restantes se elevam para a interface pela diferença de massa específica (empuxo). Por fim, o líquido separado é encaminhado para a bomba centrífuga. Vale ressaltar que se os processos de separação na primeira e na segunda etapa forem ineficientes, a piscina não conseguirá realizar todo o processo de separação e o gás não separado poderá entrar na BCS.

Uma das metodologias para o dimensionamento do VASPS foi desenvolvido pela UNICAMP (Rosa et al., 2001). Nesse estudo, foi proposto um algoritmo para o projeto e dimensionamento baseado em correlações empíricas, resultado de medidas experimentais. Como não existe similaridade hidrodinâmica nesse tipo de escoamento, a utilização desse algoritmo de dimensionamento é restrita a separadores com dimensões próximas ao do estudado pela UNICAMP.

Recentemente, com o desenvolvimento de técnicas avançadas, experimentais e numéricas, é possível extrair detalhes do escoamento bifásico de líquido-gás dentro do VASPS. Acredita-se que, identificando-se os fenômenos físicos que governam o escoamento, seja possível desenvolver um algoritmo geral de projeto do VASPS que possa ser utilizado em diversos cenários.

Das etapas de separação, a câmara de expansão é a responsável pela maior taxa de separação. Isso motivou o desenvolvimento do estudo realizado por Ofuchi (2012), que desenvolveu um estudo numérico sobre o escoamento bifásico de líquido gás no interior da câmara de expansão do VASPS. O autor realizou simulações numéricas e extraiu detalhes do comportamento do escoamento. Além

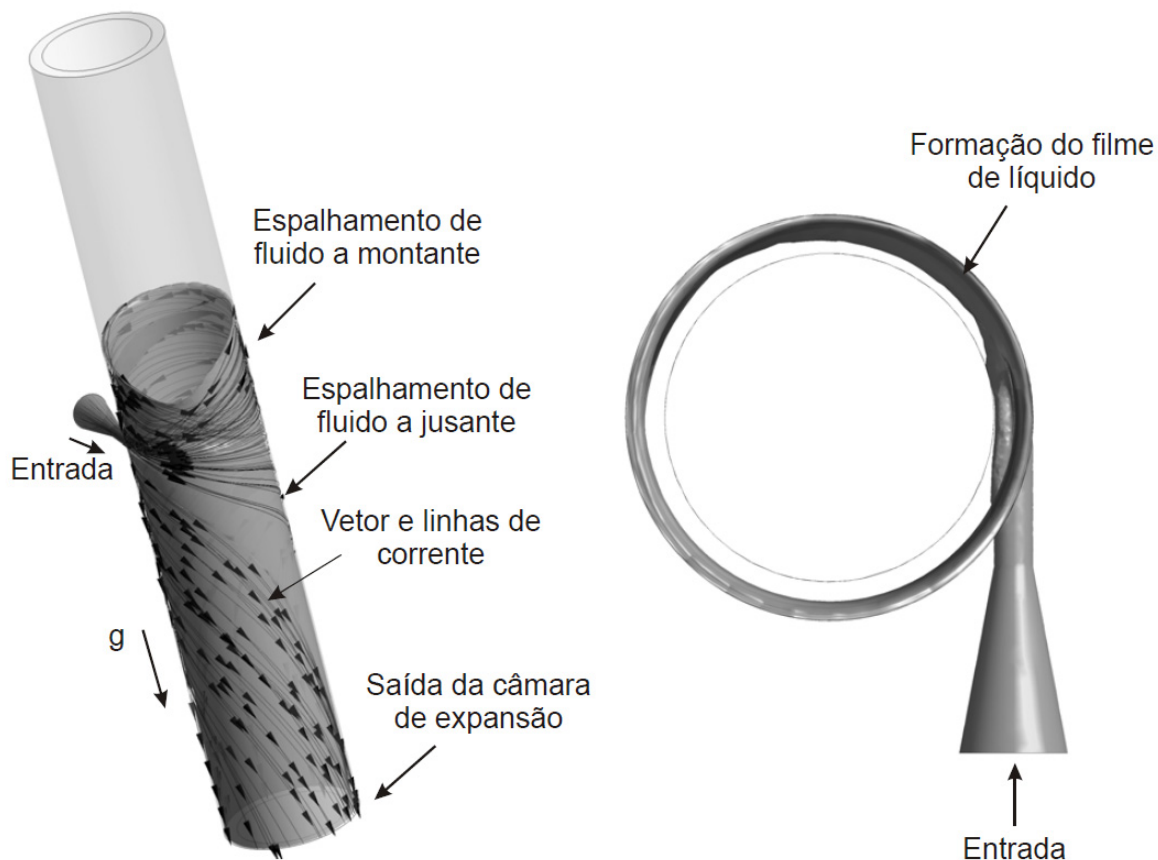
disso, propôs um algoritmo, baseado em resultados de suas simulações numéricas, para o cálculo de propriedades hidrodinâmicas do escoamento na câmara de expansão do VASPS. No entanto, toda a análise foi realizada para um tipo de bocal na entrada do escoamento bifásico líquido-gás na câmara de expansão.

Sabe-se que a intensidade da força centrífuga, maior responsável pelo processo de separação, está relacionada à magnitude da velocidade tangencial do escoamento na câmara de expansão do VASPS, velocidade essa que é influenciada pelo diâmetro do bocal de entrada. Assim, para aprimorar e ampliar a faixa de previsão das correlações propostas por Ofuchi (2012) é necessário avaliar a influência do diâmetro do bocal de entrada do VASPS no escoamento e na eficiência de separação.

### **1.1 Caracterização do Problema**

A possibilidade do uso do VASPS em sistemas submarinos de produção de petróleo (offshore) tem ganhado força nos últimos anos, porém há condições limitantes para o seu correto funcionamento. O escoamento no interior da câmara de expansão VASPS é apresentado na Figura 1.3, com uma vista inclinada e uma vista superior. A vista inclinada detalha as linhas de correntes do fluido desde a entrada até a saída inferior e a vista superior mostra a formação do fluido na parede externa do separador.

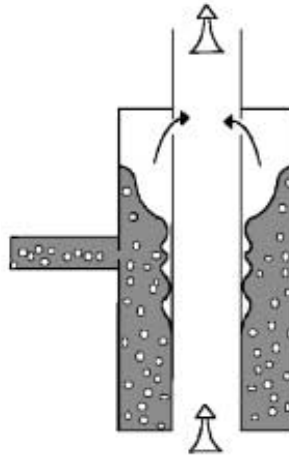
Foram identificados três comportamentos dos fluidos que devem ser evitados e considerados nos projetos, sendo estes: Inundação, Carregamento de Líquido pela parte Superior (*LCO - Liquid Carry-Over*), e Captura de Gás na parte inferior (*GCU - Gas Carry-Under*), que serão detalhados a seguir.



**Figura 1.3 Escoamento no interior da câmara de expansão VASPS.**

Fonte: Ofuchi, 2012.

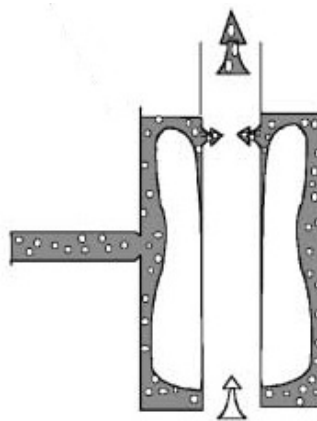
A Inundação, como pode ser visto na Figura 1.4, é causada quando o líquido toma completamente a seção anular por onde o gás deve passar (entre a parede interna e externa do separador primário). Todo o escoamento se torna instável, uma enorme variação da pressão no interior da câmara é induzida e a separação entre os fluidos deixa de ocorrer. Isso pode ocorrer em situações onde a velocidade de entrada é maior do que a suportada pelo separador, por um defeito no separador secundário que impeça a passagem parcial ou total do líquido ou até mesmo por um desequilíbrio entre a vazão bombeada pela BCS ao final do VASPS e a vazão da mistura na entrada do separador.



**Figura 1.4 Desenho esquemático do fenômeno Inundação.**

Fonte: Rosa et al., 2001.

Carregamento de Líquido pela parte Superior (*LCO - Liquid Carry-Over*) é ilustrado na Figura 1.5, onde se pode observar que pela alta vazão de líquido impulsionada para o interior da câmara de expansão, faz com que o filme de líquido alcance o topo do aparelho e entre na linha de sucção do gás, causando danos nos equipamentos da linha de gás.



**Figura 1.5 Desenho esquemático do fenômeno de LCO.**

Fonte: Rosa et al., 2001.

Captura de Gás na parte inferior (*GCU - Gas Carry-Under*) se dá pelo transporte das bolhas de gás que são “capturadas” na parte inferior do equipamento e são levadas pelo líquido para o separador secundário. No caso do separador



ciclônico tipo VASPS o fenômeno em questão não acarreta necessariamente em um mau desempenho significativo, já que as etapas que se seguem podem eventualmente separar essas bolhas. Entretanto, quanto maior for a taxa de separação na câmara de expansão, melhor será o desempenho do separador e da BCS, o que não sobrecarregará os separadores secundários e terciários.

Com a intenção de impedir a ocorrência desses fenômenos, no presente trabalho será desenvolvido um estudo sobre a influência que o diâmetro do bocal na dinâmica do escoamento dentro da câmara de expansão do VASPS. Identificando limites para a não ocorrência de LCO.

## **1.2 Objetivos**

Neste trabalho é realizado um estudo numérico para analisar a influência do diâmetro do bocal de entrada no desenvolvimento do escoamento (monofásico e bifásico) e eficiência de separação da câmara de expansão do VASPS. Os estudos serão conduzidos para o escoamento de água e diferentes óleos com propriedades físicas conhecidas.

Para atingir o objetivo proposto, as equações que modelam o escoamento, equação de conservação da massa e balanço da quantidade de movimento, serão resolvidas numericamente utilizando o programa de Dinâmica dos Fluidos Computacional (DFC), ANSYS-CFX. As simulações numéricas serão analisadas para diferentes condições de vazão e quatro dimensões do bocal de entrada na câmara de expansão.

A partir dos resultados numéricos obtidos, serão retirados os resultados a respeito dos parâmetros do escoamento no interior da câmara de expansão: espessura do filme, altura de elevação, o tempo de residência do líquido no interior da câmara, inclinação das linhas de correntes na saída do hidrociclone e quantificar a eficiência de separação.

### 1.3 Justificativa

Para melhorar o transporte e produção do petróleo, a separação do escoamento bifásico líquido-gás se torna indispensável. Além disso, a separação ajuda a aumentar a eficiência e a vida útil das BCS's, já que essa passaria a trabalhar apenas com escoamento monofásico de líquido incompressível.

Atualmente, o processo de separação é feito por equipamentos de separação gravitacional, tendo como desvantagens um maior tempo necessário para a separação, peso excessivo e dimensões muito elevadas. O separador ciclônico do tipo VASPS é uma alternativa interessante para evitar essas desvantagens, como visto nas sessões anteriores. Entretanto, muitos estudos precisam ser desenvolvidos para se ter um maior controle das variáveis que afetam diretamente a eficiência de separação e para se evitar fenômenos de mau funcionamento, como o *Liquid Carry-Over*, a Inundação e o *Gas Carry-Under*. A disponibilidade de informações na literatura sobre esse tipo de separador é escassa, sem grandes abordagens no comportamento do escoamento, ou nas configurações geométricas, ou ainda nas condições de trabalho.

A partir de trabalhos anteriores sabe-se que, a câmara de expansão é responsável pela maior taxa de separação e o bocal convergente do separador ciclônico possui grande influência no comportamento do escoamento, por isso que serão os objetos de estudo desse trabalho.

## 2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo, será feita uma revisão da literatura a respeito de alguns separadores submarinos ciclônicos que utilizam a força centrífuga para a sua funcionalidade.

Equipamentos utilizados na separação de líquido-gás são:

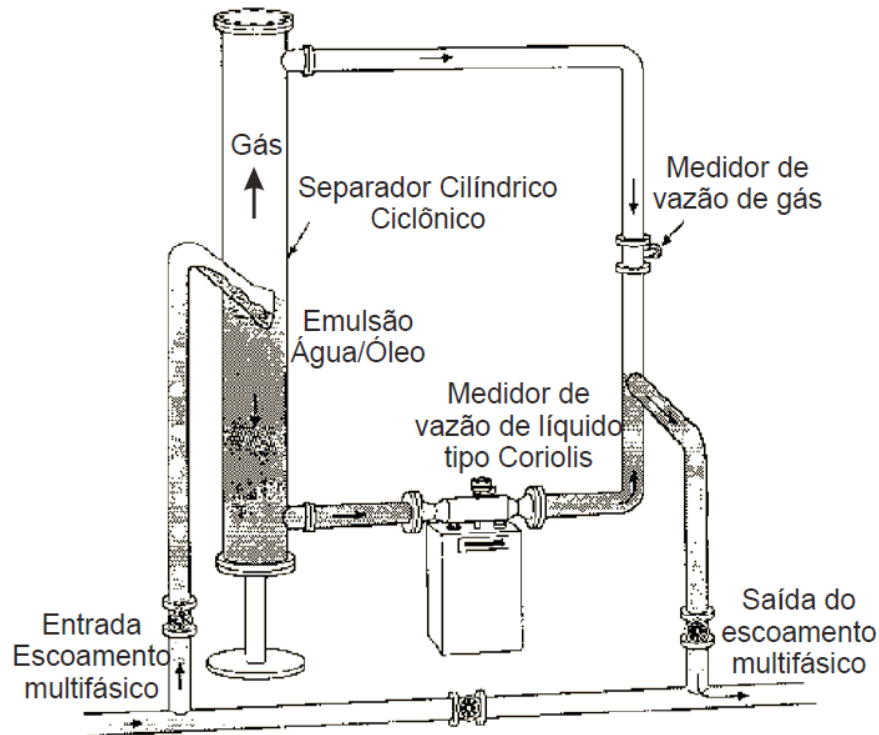
- GLCC (*Gas Liquid Cylindrical Cyclone*);
- *Inline*;
- VASPS.

### 2.1 Separador tipo GLCC

A tecnologia do separador GLCC será abordada no presente trabalho pela grande quantidade de estudos desenvolvidos. As informações, obtidas nos estudos sobre o GLCC, serão utilizadas como apoio para o desenvolvimento do presente trabalho, pois a hidrodinâmica do escoamento neste tipo de separadores é similar ao encontrado na câmara de expansão do VASPS.

Kouba et al. (1995) realizou uma pesquisa a respeito do desenvolvimento do fluido no interior de um separador cilíndrico ciclônico, utilizando uma bancada experimental como ilustrada na Figura 2.1. O autor desenvolveu modelos mecanicistas (modelos teóricos obtidos a partir de dados experimentais para determinar coeficientes de fechamento) que descrevem a reação do escoamento com mudanças nas condições externas e, com um modelo mais simples, o movimento radial de uma bolha de gás que sofre ação das forças centrífuga, de arrasto e de empuxo.

Com a adaptação ao sistema de inclinação do bocal, houve uma melhoria significativa no desempenho do separador. Além disso, para que o equipamento funcione no máximo limite teórico, usam-se dois GLCC em série para causar um escoamento de gás contínuo (*mist flow*) atraindo gotas dispersas.



**Figura 2.1 Desenho esquemático da bancada utilizada por Kouba et al. (1995)**  
 Adaptado de Kouba et al., 1995.

Marti et al. (1996) continuaram o estudo de Kouba et al. (1995), mas aprofundaram o desenvolvimento do trabalho na tentativa de prever a ocorrência do fenômeno Captura de Gás na parte inferior (*GCU - Gas Carry-Under*). Os autores usaram modelos mecanicistas que preveem a interface líquido-gás próximo a entrada do GLCC como função da distribuição da velocidade tangencial. A interface indica onde começa a trajetória da bolha, determinando o *GCU* e a eficiência de separação em função do tamanho de bolha. Os autores apresentaram resultados preliminares obtidos a partir de simulações através de CFD (*Computational Fluid Dynamics*), pelo uso do programa computacional ANSYS CFX.

Erdal et al. (1996), utilizando também o pacote comercial CFX, fizeram simulações de escoamentos monofásicos e bifásicos em diversas configurações geométricas que representam o GLCC. Para ambos os escoamentos houve uma grande igualdade dos resultados computacionais quando comparados aos resultados experimentais, monofásico e bifásico, dos perfis de velocidade tangencial e do decaimento de velocidade tangencial. Para todas as simulações foram

consideradas escoamentos turbulentos, usando-se o modelo de turbulência  $k-\varepsilon$  padrão. Os autores apontam que um efeito considerável na taxa de separação e no GCU é a razão entre a velocidade tangencial e a velocidade axial média  $V_{tg} / V_z$ . Essa razão quando se eleva aumenta a taxa de separação, pois aumenta o fluxo de rotação. O decréscimo dessa razão, por sua vez, eleva o risco de ocorrência de GCU.

Mais tarde, Erdal et al. (1998) continuaram sua pesquisa sobre o comportamento do fenômeno de transporte do gás através da linha de líquido, que ficou comprovado tanto nas simulações numéricas quanto nos resultados experimentais. Esses resultados indicam que existe uma enorme complexidade na região inferior do GLCC. Nesse local, investigou-se o efeito de pequenas bolhas, assim como a trajetória percorrida por elas, para se quantificar parâmetros importantes no GCU: tamanho de bolha, razão do diâmetro da câmara pelo comprimento, viscosidade, número de Reynolds e a velocidade tangencial de entrada.

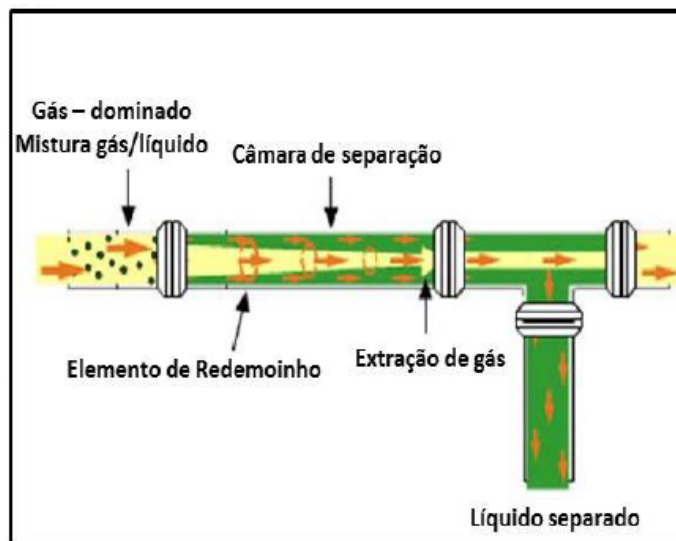
Com a intenção de melhorar o desempenho do separador, Shoham e Kouba (1998) levantaram o estado da arte a respeito do GLCC e forneceram configurações do bocal de entrada para maximizar a separação. Mostraram também características do campo de velocidade nos escoamentos monofásicos e a distribuição da fração de vazio em escoamentos bifásicos. Os autores concluíram, para fins de previsões de desempenho e obtenções de ferramentas úteis, que a combinação da modelagem mecanicista com a de CFD é satisfatória.

## 2.2 Separador *Inline*

As empresas CDS Engineering e Statoil se uniram para desenvolver uma nova tecnologia, sendo chamada de Separador *Inline*. Essa técnica se baseia no conceito de separadores ciclônicos, são chamados de mono-ciclônicos e possuem alta eficiência de separação. Atualmente, foi demonstrado grande interesse nos separadores *Inline*, pela sua considerável redução no peso e no espaço ocupado (Storti, 2013).

Existem dois tipos de separadores *Inline* disponíveis e qualificados no mercado:

1) Desliquificador (*Deliquidiser*): remove o líquido do gás, na linha de produção que possui maior quantidade de gás. Um elemento de mistura é colocado na entrada do separador para que não ocorra um escoamento estratificado. A mistura entra no separador e atravessa o elemento estacionário de redemoinho, fazendo o escoamento entrar em rotação. Devido à diferença da massa específica dos fluidos, forma-se um filme de líquido na parte exterior, enquanto que na parte interior permanece o gás. No centro do tubo principal, acopla-se outro tubo secundário, para fazer a extração do gás no interior do separador, e o líquido, já separado, é recolhido pela seção vertical, como mostra a Figura 2.2 (Schook e Asperen, 2005).

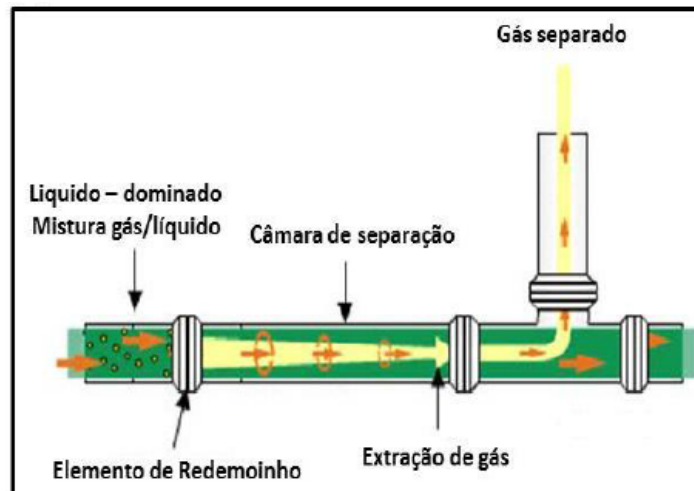


**Figura 2.2 Desenho esquemático do Desliquificador *Inline*.**

Fonte: Storti et al., 2013.

2) Desgaseificador (*Desgasser*): remove o gás do líquido, na linha de produção que apresenta maior quantidade de líquido. Para evitar um escoamento estratificado, a mistura (com maior parte na fase líquida) atravessa um elemento de mistura. Após o elemento de mistura, posiciona-se o elemento estacionário de redemoinho, para que o fluido inicie um

movimento de rotação. Devido à diferença de massa específica com o efeito do ciclone, o gás migra para o centro, formando um filme fluídico de líquido na parede do separador. O gás é retirado pela seção anular na região central do ciclone, como pode ser observado na Figura 2.3. (Schook e Asperen, 2005).



**Figura 2.3 Desenho esquemático do Desgasificador *Inline*.**

Fonte: Storti et al., 2013.

### 2.3 Separador tipo VASPS

A técnica de separação no separador do tipo VASPS se baseia na formação de um filme líquido que escorre pela parede da câmara de expansão e utiliza o campo gravitacional e centrífugo para separar o gás da mistura. Como tal filme possui uma espessura delgada, a tensão superficial e a viscosidade são extremamente relevantes para o desenvolvimento do escoamento.

O fator determinante em um escoamento é o número de Reynolds, que dependendo da espessura do filme pode-se dividir em três diferentes tipos de regimes (Levich, 1962):

$$\text{Re}_\delta = \frac{\rho \bar{V}_z \delta_f}{\mu} \quad (2.1)$$

$\bar{V}_z$ : é a velocidade média axial da mistura.

$\delta_f$ : é a espessura do filme.

- Para  $Re_\delta < 30$ , a espessura do filme de líquido se mantém constante pelo domínio que as forças viscosas exercem.
- Para  $Re_\delta > 30-50$ , aparece o movimento de ondas sobrepondo o movimento do filme.
- Para  $Re_\delta \geq 1500$ , ocorre à transição do escoamento laminar para o escoamento turbulento. Observam-se enormes variações no tamanho e nas amplitudes das ondas.

Rosa et al. (1996) realizaram um dos primeiros testes sobre a ação que os campos gravitacional e centrífugo exercem juntos em um filme líquido que escorre pela parede interna da câmara do separador primário. Os desenvolvimentos das equações do balanço de massa e do balanço da quantidade de movimento são feitas a partir de aproximação da camada limite. Para reduzir o sistema de equações diferenciais parciais em um conjunto de equações diferenciais ordinárias, foi usada a formulação integral e sua solução obtida pelo método de Runge-Kutta. Os resultados obtidos a partir das aproximações da camada limite foram consistentes com a física do problema e mostraram equivalência nas constatações da espessura de filme, direção do fluxo e as velocidades.

Morandin (1999) realizou testes experimentais no interior de um hidrociclone para analisar o comportamento do escoamento de líquido, a fim de se desenvolver um modelo matemático capaz de prever as variáveis hidrodinâmicas do filme. Com a hipótese de escoamento desenvolvido na direção tangencial, o autor utilizou equações de camada limite na forma integral para termos médios em um sistema de coordenadas cilíndrico, visando determinar a espessura do filme líquido e o ângulo das linhas de corrente, que são as variáveis de interesse da modelagem. O autor conseguiu demonstrar ainda a importância direta de um número adimensional no desenvolvimento do escoamento após a injeção, denominado número de Froude, o qual relaciona forças dinâmicas com forças gravitacionais. Com o aumento dessa



grandeza, o filme fluido passa a se desenvolver axissimetricamente ao longo do comprimento axial do ciclone.

Morandin (1999) conseguiu dar uma maior confiabilidade na modelagem proposta, por não precisar de nenhum ajuste com base nos dados experimentais, podendo aplica-la para situações que envolvam mudanças na vazão, massa específica, viscosidade ou dimensões distintas da câmara de expansão. As variáveis que regem a dinâmica do escoamento no separador são relacionadas pelos parâmetros adimensionais, quais sejam: Reynolds de filme,  $Re_{df}$ , e número de Froude quadrado,  $Fr_{Qf}^2$ , os quais são definidos como:

$$Re_{df} = \frac{Q_L}{2\pi R_0 \nu} \quad (2.2)$$

$$Fr_{Qf}^2 = \frac{\left(\frac{Q_L}{R_0^2}\right)^2}{gR_0} \quad (2.3)$$

onde  $Q_L$  é a vazão volumétrica na entrada e  $R_0$  é o raio da câmara de expansão.

Rosa et al. (2001) desenvolveram modelos mecanicistas para o processo de separação de fases, utilizando equipamentos em escala e protótipos. Os fluidos utilizados nos experimentos eram à base de água, misturas de água e ar ou fluidos viscosos. Com simulações em CFD feitas em partes específicas do separador, os autores puderam desenvolver modelos mecanicistas, os quais mostraram resultados com precisões aceitáveis relacionados aos experimentais, além de processar escoamentos intermitentes e também misturas formadas por 3 fases (líquido, gás e partículas sólidas).

Sant'anna (2010) realizou simulações numéricas em uma câmara de expansão baseada na geometria estudada por Morandin (1999). O autor buscou analisar o comportamento de alguns parâmetros do separador, concluindo, por exemplo, que o aumento da vazão de entrada é diretamente proporcional ao aumento da espessura

de filme e da altura de elevação do nível do líquido, e inversamente proporcional ao tempo de permanência do líquido na câmara e o ângulo de inclinação das linhas de correntes. Sant'anna (2010) estendeu sua análise para simulações com escoamento bifásico de entrada, assumindo uma mistura líquido-gás com padrão de bolhas dispersas. Entre outras conclusões, o autor aponta que o comportamento do escoamento no separador é dominado pelo movimento do líquido, com pequena influência da presença do gás, sendo algumas propriedades, portando, semelhantes ao caso de um escoamento monofásico.

Ofuchi (2012) realizou simulações numéricas em uma câmara de expansão para uma larga faixa de vazões de entrada, viscosidades de fluidos e frações de vazio de gás. A partir dos resultados numéricos, o autor avaliou a influência dos grupos adimensionais  $Re_{\delta f}$  e  $Fr_{Qf}^2$  no comportamento de alguns parâmetros no interior da câmara de expansão VASPS, como a altura de elevação alcançada pelo filme de líquido, o tempo de residência do escoamento no interior da câmara, o ângulo de inclinação das linhas de corrente na saída do separador primário e a espessura média do filme formado na parede. Observou-se, para os valores do ângulo de inclinação e do tempo de permanência, uma diminuição com o aumento do número de  $Fr_{Qf}^2$  e do número de  $Re_{\delta f}$ . Para a altura de elevação, observou-se um aumento de ambos com o aumento de  $Re_{\delta f}$  e  $Fr_{Qf}^2$ . Por fim, foi observado que a espessura de filme aumentava com o aumento de  $Fr_{Qf}^2$  e com a diminuição de  $Re_{\delta f}$ , tanto para regime laminar quanto para turbulento. Quanto ao escoamento bifásico, visualizou-se que a eficiência da separação aumenta com o acréscimo na fração de vazio na entrada, com o aumento do diâmetro médio das bolhas dispersas e com o número de Reynolds.

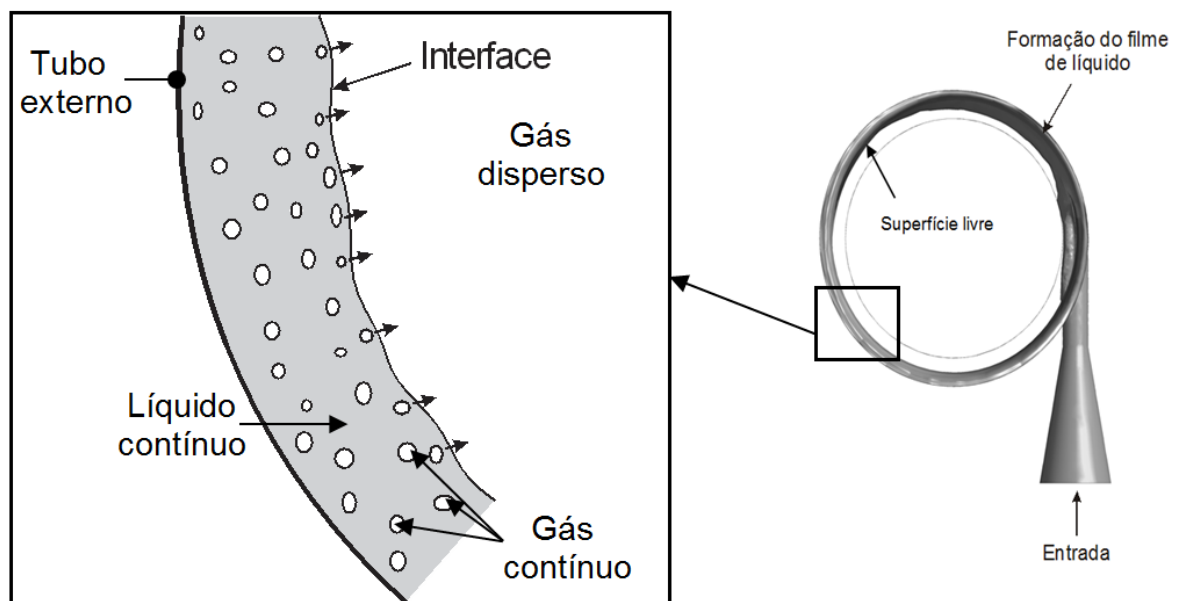
Da revisão dos trabalhos apresentados nas seções anteriores do presente capítulo, não foi observada estudos sobre a influência que o bocal de entrada exerce na hidrodinâmica do escoamento no separador tipo VASPS.

Porém, o trabalho desenvolvido por Kouba (1995), mostrou que a inclinação do bocal influencia na eficiência de separação. Assim, baseado nesta evidência, no presente trabalho será realizada uma avaliação da influência do bocal para avaliar a eficiência de separação do separador tipo VASPS.

### 3 MODELAGEM MATEMÁTICA

Neste capítulo será apresentada a modelagem matemática do escoamento e da separação entre líquido/gás no interior da câmara de expansão do separador tipo VASPS.

A separação ocorre, fundamentalmente, quando o líquido é forçado, pelo movimento centrífugo, a escoar pela parede do tubo externo formando um filme delgado, sendo as bolhas levadas para a superfície livre (*free surface*) pela diferença de massa específica do gás e do líquido. A Figura 3.1 apresenta esquematicamente o efeito deste método. Esse fenômeno caracteriza uma classe de escoamento bifásico, não apenas pela presença das bolhas de gás no filme de líquido, mas pela caracterização de uma interface entre o filme de líquido e o núcleo de gás.



**Figura 3.1** Separação do gás no interior da câmara.<sup>1</sup>

O modelo utilizado para a modelagem do escoamento bifásico é o modelo de dois fluidos, desenvolvido por Ishii (1975), Ishii e Mishima (1984). Este modelo possui um referencial inercial para as duas fases (Euleriano-Euleriano) e sua

<sup>1</sup> Gráficos, tabelas ou figuras que estiverem sem indicação de fonte, foram compiladas pelo autor.

abordagem é não-homogênea por tratar o campo de velocidades de fase separadamente (diferentemente dos modelos homogêneos, que tratam de um único campo para a mistura).

### 3.1 Modelo de dois fluidos Euleriano-Euleriano

O programa utilizado neste trabalho para resolver a modelagem numérica, ANSYS CFX, utiliza o modelo de dois fluidos Euleriano-Euleriano não-homogêneo para resolver as interações das fases no escoamento, modelo este que será detalhado nesta seção. Foi inicialmente desenvolvida por Delhay (1968) e aprimorada por Ishii (1975), e é atualmente a modelagem mais utilizada para a solução de escoamentos multifásicos.

O modelo de dois fluidos realiza uma média entre as fases do escoamento para eliminar as discontinuidades interfaciais, e tratar o escoamento como um meio contínuo e interpenetrante. Embora a designação de “dois fluidos” esteja presente no nome do modelo, a modelagem pode ser estendida para escoamentos multifásicos, com  $N$  fases.

A denominação Euleriano-Euleriano se dá pelas equações de conservação de fases (balanço da massa e balanço da quantidade de movimento) serem deduzidas para referenciais inerciais, que não acompanham as fases. Já a denominação de não-homogêneo é pela resolução de um campo de velocidades para cada fase envolvida no escoamento.

Como a finalidade deste estudo é analisar a influência do bocal no processo de separação líquido/gás da câmara de expansão do separador VASPS, a modelagem abordará dois tipos específicos de escoamentos bifásicos, o de superfície livre (*free surface flow*) e o de bolhas dispersas no interior da fase líquida (*bubbly flow*).

As leis válidas para escoamentos monofásicos são as mesmas leis que governam escoamentos multifásicos, entretanto as equações podem ser desenvolvidas para cada fase, individualmente, ou também para uma mistura delas. As dificuldades que se têm em trabalhar com escoamentos multifásicos são a descontinuidade das propriedades, determinar a posição da interface e o acréscimo de equações para a resolução. Ainda há a modelagem de uma interface móvel e

deformável entre as fases da mistura. Além disso, é indispensável à consideração sobre os diversos padrões de escoamento como a diferença de velocidade entre as fases e a direção do escoamento (vertical, horizontal, inclinado), dificultando ainda mais a resolução do problema (Nieckele e Carneiro, 2012).

Como já mostrado, há dificuldades em se trabalhar com escoamentos multifásicos, é então necessário realizar um processo de médias na formulação local instantânea (formulação utilizada para resolver escoamentos monofásicos) para tornar o escoamento contínuo, eliminando as descontinuidades.

### 3.1.1 Equações de conservação

O balanço da massa para o modelo de dois fluidos é dado pela equação (3.1):

$$\frac{\partial \rho_k}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_k \mathbf{u}_k) = \Gamma_k \quad (3.1)$$

$\rho_k$ : é a densidade de cada fase k.

$\mathbf{u}_k$ : é a velocidade de cada fase k.

$\Gamma_k$ : é o termo fonte.

O balanço da quantidade de movimento para o modelo de dois fluidos é representado pela equação (3.2):

$$\frac{\partial \rho_k \mathbf{u}_k}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_k \mathbf{u}_k \mathbf{u}_k) = -\nabla (p_k) + \nabla \cdot (\boldsymbol{\tau}_k + \boldsymbol{\tau}_k^T) + \rho_k \mathbf{g} + M_k \quad (3.2)$$

$\boldsymbol{\tau}_k^T$ : representa a tensão turbulenta.

$\boldsymbol{\tau}_k$ : é a tensão de cisalhamento devido à viscosidade.

$p_k$ : é a pressão.

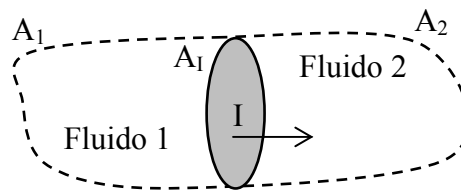
$u_k$ : é a velocidade de cada fase  $k$ .

$g$ : é a gravidade.

$M_k$ : é o termo fonte.

### 3.1.2 Formulação do modelo de dois fluidos

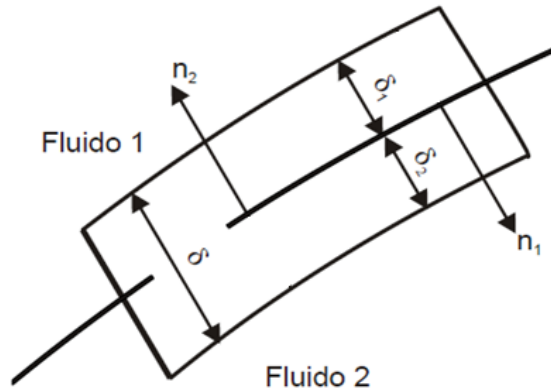
Para formular o modelo de dois fluidos considera-se, em princípio, um volume de controle qualquer, mostrado na Figura 3.2, contendo dois fluidos imiscíveis 1 e 2. Cada fluido possui uma velocidade  $u_k$  (onde  $k = 1$  ou  $2$ , dependendo da fase) e a interface  $I$  se move com velocidade  $V_I$ .



**Figura 3.2** Volume de controle genérico contendo dois fluidos e uma interface móvel separando-os.

As equações do balanço da massa e balanço da quantidade de movimento descrevem o escoamento de cada fase até a interface, porém não através dela. Para conseguir resolver através da interface é necessário reescrever as equações de conservação que consigam abordar as descontinuidades, transferência de fase e de quantidade de movimento, essas novas equações são conhecidas como “condições de salto” (Ofuchi, 2012).

Como os fluidos são considerados contínuos, deve-se estabelecer uma fronteira com espessura ( $\delta$ ) para suavizar as mudanças de propriedades entre as fases e obter as equações na interface. A Figura 3.3 pode observar a pequena interface imaginária com espessura  $\delta$ , onde  $\delta_1$  e  $\delta_2$  possuem propriedades do fluido 1 e 2, respectivamente, e o vetor normal  $n$  aponta para fora de seu respectivo fluido.



**Figura 3.3 Interface entre dois fluidos (1 e 2).**

Fonte: Nieckele e Carneiro, 2012.

O balanço da massa através da interface é dado por:

$$\rho_k(u_k - u_l) \cdot n_k = 0 \quad (3.3)$$

onde  $u_l$  é o vetor velocidade da interface,  $u_k$  é o vetor velocidade de cada fluido e  $n_k$  é vetor unitário normal à interface.

O balanço da conservação da quantidade de movimento fica:

$$\rho_k u_k (u_k - u_l) \cdot n_k - \tau_k \cdot n_k = \sigma \kappa_s \cdot n_k \quad (3.4)$$

onde  $\sigma$  é a tensão superficial (adotada como constante),  $\kappa_s$  é o raio de curvatura da superfície e  $\tau_k$  é a tensão de cisalhamento.

### 3.1.3 Formulação de médias

O modelo de dois fluidos poderia ser formulado a partir das equações locais instantâneas apenas com alguns ajustes nas condições de contorno na interface,

porém não é tão simples assim, pois as variáveis locais instantâneas tornam o problema com múltiplas condições de contorno, tornando inviável a solução desses problemas matemáticos (Ishii, 1984). Por isso há a necessidade de se trabalhar em um campo macroscópico e aplica-se a formulação média nos balanços das equações.

Com a finalidade de se obter equações que não captam efeitos microscópicos, são então criadas equações que partem de tensões microscópicas, como pressão e tensões de Reynolds, assim se chegam à formulação de médias.

O conceito adotado na aplicação de médias em escoamentos bifásicos é semelhante ao aplicado em escoamentos turbulentos, onde o efeito das propriedades e das flutuações da velocidade é adicionado por meio de tensões de escoamento e termos fontes adicionais. Entretanto, em escoamentos multifásicos o processo de médias busca descrever o posicionamento médio ou a probabilidade de existência das fases envolvidas em um determinado ponto do escoamento, assim, as fases (mesmo as bolhas dispersas) são consideradas como meios contínuos e interpenetrantes, podendo ocupar, na média, o mesmo ponto no espaço. Em função do posicionamento médio das fases, são levantadas correlações e equações constitutivas, que na média, descrevem as trocas de massas, quantidade de movimento e energia entre as fases.

Para a formulação de médias pode-se tomar médias temporais, volumétricas e de amostragem, dependendo do padrão de escoamento, como podem ser vistas nas equações (3.5), (3.6) e (3.7), respectivamente. O símbolo  $\langle \Phi \rangle$ , denota-se uma média para uma propriedade genérica  $\Phi$ .

$$\langle \Phi \rangle = \frac{1}{T} \int_{t-T/2}^{t+T/2} \Phi(\mathbf{r}, t) dt \quad (3.5)$$

$$\langle \Phi \rangle = \frac{1}{V} \int_V \Phi(\mathbf{r}, t) dV \quad (3.6)$$



$$\langle \Phi \rangle = \frac{1}{N} \sum_{n=1}^N \Phi(\mathbf{r}, t) \quad (3.7)$$

onde  $\mathbf{r}$  é o vetor posição relativo ao campo de escoamento.

Para facilitar o desenvolvimento algébrico na aplicação das médias às equações instantâneas, define-se uma função indicadora de fase  $X_k$ , com o uso do vetor posição  $\mathbf{r}$ .

$$X_k(\mathbf{r}, t) = \begin{cases} 1, & \text{se } \mathbf{r} \in \text{fase } k \\ 0, & \text{se } \mathbf{r} \notin \text{fase } k \end{cases} \quad (3.8)$$

Drew (1983) demonstra que a derivada total dessa função indicadora de fase  $X_k$  é nula, ou seja,

$$\frac{\partial X_k}{\partial t} + u_l \cdot \nabla X_k = 0 \quad (3.9)$$

onde  $u_l$  é a velocidade da interface.

Agora, aplicando a função indicadora de fase  $X_k$  nos balanços da conservação de massa e quantidade de movimento, tem-se:

Balanço da conservação de massa:

$$\frac{\partial}{\partial t} \langle X_k \rho_k \rangle + \nabla \cdot \langle X_k \rho_k \mathbf{u}_k \rangle = \langle (\rho_k (\mathbf{u}_k - \mathbf{u}_l)) \cdot \nabla X_k \rangle = \Gamma_{kl} \quad (3.10)$$

onde  $\Gamma_{kl}$  é o fluxo de massa através da interface, utilizado na modelagem de escoamentos que possuem mudança de fase e cavitação.

Balanço da quantidade de movimento:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} \langle X_k \rho_k u_k \rangle + \nabla \cdot \langle X_k \rho_k u_k u_k \rangle - \nabla \cdot \langle X_k T_k \rangle - \langle \rho_k g X_k \rangle &= \\ = \langle (\rho_k (u_k - u_I) u_k - T_k) \cdot \nabla X_k \rangle &= M_{kl} \end{aligned} \quad (3.11)$$

onde  $M_{kl}$  é o fluxo de quantidade de movimento através da interface, caracteriza as forças interfaciais envolvidas no escoamento (forças de arrasto e “outras forças”).

Através de um processo de aplicação de médias às condições de salto sobre a interface, conclui-se que, para escoamentos bifásicos, as trocas interfaciais são opostas, ou seja:

$$\sum_{k=1}^2 \Gamma_{kl} = 0 \Rightarrow \Gamma_{1l} = -\Gamma_{2l} \quad (3.12)$$

$$\sum_{l=1}^2 \Gamma_{kl} = 0 \Rightarrow M_{1l} = -M_{2l} \quad (3.13)$$

Para que seja possível a solução das variáveis de interesse das equações (3.10) e (3.11), é necessário eliminar as médias por meio da introdução de uma fração volumétrica da fase  $k$ , denominada  $\alpha_k$ , que representa o volume ocupado pela fase  $k$  em um ponto do escoamento, dividido por um volume de referência, e é tal que  $\alpha_k = \langle X_k \rangle$ .

Com esse conceito, Drew (1983) propõe que a “média física” (ponderada por  $\langle X_k \rangle$ ) de uma propriedade qualquer  $\Phi$ , seja tal que:

$$\bar{\Phi} = \frac{\langle X_k \Phi \rangle}{\langle X_k \rangle} = \frac{\langle X_k \Phi \rangle}{\alpha_k} \Rightarrow \langle X_k \Phi \rangle = \alpha_k \bar{\Phi} \quad (3.14)$$

e, de forma análoga, a média mássica da mesma propriedade genérica  $\Phi$  é:

$$\bar{\bar{\Phi}} = \frac{\langle X_k \rho_k \Phi \rangle}{\langle X_k \rho_k \rangle} \quad (3.15)$$

Fazendo  $\Phi = \rho_k$ , e substituindo na equação (3.14), pode-se determinar que:

$$\bar{\bar{\Phi}} = \frac{\langle X_k \rho_k \Phi \rangle}{\alpha_k \tilde{\rho}_k} \Rightarrow \langle X_k \rho_k \Phi \rangle = \alpha_k \bar{\rho}_k \bar{\bar{\Phi}} \quad (3.16)$$

Com a determinação das equações (3.14) e (3.16), pode-se agora substituir nas equações de balanço de conservação de massa e quantidade de movimento, respectivamente, ou seja:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_k \bar{\rho}_k) + \nabla \cdot (\alpha_k \bar{\rho}_k \hat{u}_k) = \Gamma_{kl} \quad (3.17)$$

$\alpha_k$ : é a fração volumétrica.

$\bar{\rho}_k$ : é a densidade média no tempo de cada fase.

$\hat{u}_k$ : é a velocidade média de cada fase ponderada pela massa.

$\Gamma_k$ : é a transferência de massa entre as fases

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_k \bar{\rho}_k \hat{u}_k) + \nabla \cdot (\alpha_k \bar{\rho}_k \hat{u}_k \hat{u}_k) + \nabla (\alpha_k \bar{p}_k) - \nabla \cdot (\alpha_k (\bar{\tau}_k + \tau_k^T)) - \alpha_k \bar{\rho}_k \mathbf{g} = M_{kl} \quad (3.18)$$

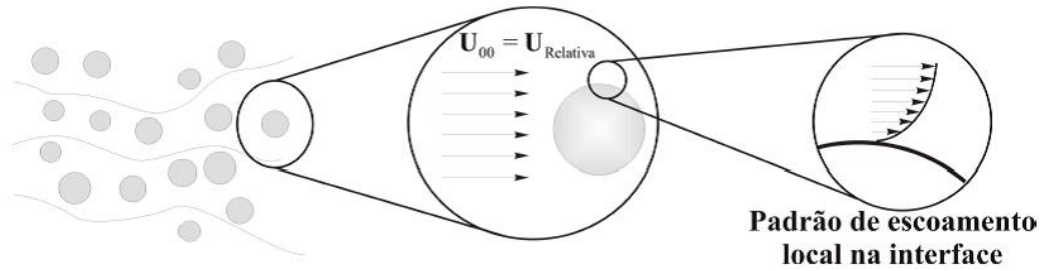
onde  $M_{kl}$  são as forças interfaciais,  $M_{kl} = M^D + M^L + M^{LUB} + M^{MV} + M^{TD}$ , em que  $M^D$  é a força de arrasto,  $M^L$  é a força de sustentação,  $M^{LUB}$  é a força de lubrificação na parede,  $M^{MV}$  é a força de massa virtual e  $M^{TD}$  é a força de dispersão turbulenta. Neste trabalho foram desprezadas todas as forças que não seja a força de arrasto (*non-drag forces*) por essas forças geralmente serem menos significativas que a força de arrasto e possuem uma modelagem, na maioria dos casos, para escoamentos em canais abertos, por isso serão desprezadas.

As equações (3.17) e (3.18) são denominadas como equações gerais de transporte do Modelo de Dois Fluidos. Neste trabalho fará abordagem apenas do termo de fluxo de quantidade de movimento  $M_{kl}$ , pois não existe mudança de fase dos fluidos e serão desconsideradas as trocas térmicas e de espécies químicas. A próxima seção será dedicada à modelagem das diferentes trocas interfaciais de quantidade de movimento  $M_{kl}$  com o escoamento bifásico com bolhas dispersas (*bubbly flow*) em um meio contínuo.

### 3.1.4 Transferência interfacial de quantidade de movimento

Os termos envolvidos com a troca interfacial de quantidade de movimento,  $M_{kl}$ , são normalmente referenciados como forças interfaciais, embora que ainda haja uma pequena quantidade de troca interfacial de quantidade de movimento que não esteja ligada a força e sim a transferência de massa pela interface. Os termos considerados na modelagem surgem do movimento relativo de uma fase com outra e pela existência de uma interface entre elas.

Na Figura 3.4 pode-se observar esquematicamente um escoamento com bolhas dispersas (*bubbly flow*), em que há movimento relativo entre a fase gasosa e a fase contínua (líquido) e criando uma velocidade relativa  $U_{\infty}$  associada ao meio externo da bolha. E esse movimento relativo é responsável pelo surgimento de forças interfaciais.



**Figura 3.4 Representação de um escoamento com bolhas dispersas.**

Fonte: Ofuchi, 2012.

As forças interfaciais presentes são denominadas como força de arrasto (*drag forces*) e outras forças (*non-drag forces*). As seguintes subseções farão abordagem das forças de arrasto para escoamentos com superfície livre (*free surface*) e com bolhas dispersas (*bubbly flow*), já que foram desprezadas as de mais forças.

#### 3.1.4.1 Força de arrasto para escoamento com superfície livre

A expressão geral para o cálculo da transferência de quantidade de movimento interfacial pode ser vista na equação (3.19), considera-se o movimento relativo do gás (fase dispersa, índice  $j$ ) no meio líquido (fase contínua, índice  $i$ ).

$$M_{ij} = C_D \rho_{ij} A_{ij} |u_i - u_j| (u_i - u_j) \quad (3.19)$$

$$\rho_{ij} = \alpha_i \rho_i + \alpha_j \rho_j \quad (3.20)$$

$$A_{ij} = |\nabla \alpha_i| \quad (3.21)$$

$\rho_{ij}$  : massa específica ponderada pela fração de volume de cada fase.

$A_{ij}$  : área projetada do corpo na direção do movimento relativo, modelada para o padrão de escoamento superfície livre.

$C_D$ : coeficiente de arrasto (varia sensivelmente em função das condições do escoamento).

### 3.1.4.2 Força de arrasto para escoamento com bolhas dispersas

Ishii-Zuber (1979) modelou a força de arrasto para escoamento com bolhas dispersas considerando que as bolhas possam ter várias formas (esféricas, elípticas ou calota de esfera). Assim, cada geometria de bolhas possui uma diferente modelagem.

A modelagem para bolhas com o formato esférico é dada por:

$$C_D(\text{esfera}) = \frac{24}{\text{Re}_m} (1 + 0,15 \text{Re}_m^{0,687})$$

$$\text{Re}_m = \frac{2\rho_c |u_d - u_c| r_p}{\mu_m}$$

(3.22)

$$\frac{\mu_m}{\mu_c} = \left(1 - \frac{r_d}{r_{dm}}\right)^{-2,5 r_{dm} \mu^*}$$

$$\mu^* = \frac{\mu_d + 0,4\mu_c}{\mu_d + \mu_c}$$

onde o índice c é referente a fase contínua (líquido) e o índice d para a fase dispersa (gás).

$\text{Re}_m$ : número de Reynolds da mistura.

$\mu$ : viscosidade do fluido.

$r_d$ : raio da bolha.

$r_{dm}$ : valor de empacotamento máximo definido pelo usuário, no qual o valor padrão é a unidade.

O modelo Ishii-Zuber em escoamentos com bolhas dispersas para bolhas no formato de elipses é representado por:

$$C_D(\text{ellipse}) = E(r_d)C_{D_\infty}$$

$$C_{D_\infty} = \frac{2\sqrt{E_o}}{3}$$

$$E_o = \frac{4gr_d^2(\rho_c - \rho_d)}{\sigma} \quad (3.23)$$

$$E(r_d) = \frac{(1 + 17,67f(r_d)^{6/7})}{18,67f(r_d)}$$

$$f(r_d) = \frac{\mu_c}{\mu_m} \sqrt{1 - r_d}$$

$E_o$ : número de Eotvos, razão entre as forças de empuxo e as forças de tensão superficial.

$\sigma$ : tensão superficial.

Para a bolha com o formato de calota esférica, o coeficiente de arrasto fica:

$$C_D(\text{calota}) = (1 - r_d)^2 C_{D_\infty} \quad (3.24)$$

$$C_{D_\infty} = \frac{3}{8}$$

### 3.2 Modelo de turbulência

Em algumas operações o regime de escoamento se torna turbulento dependendo das variáveis adotadas, e tal regime possui características físicas que podem variar, significativamente, alguns parâmetros dos escoamentos laminares.

O regime de escoamento turbulento possui difícil entendimento no seu fenômeno físico, devido aos mecanismos de geração, transporte e perda da turbulência em escoamentos bifásicos, dificultando ainda mais na modelagem. Sem contar que escoamentos bifásicos possuem alta complexidade para se retirar dados experimentais que possam generalizar os mecanismos da turbulência (Matos, 2004).

O pioneiro no estudo de escoamentos turbulentos foi Osborne Reynolds, que pôde observar dois diferentes comportamentos de regimes no interior de um duto, laminar e turbulento. E pela diferença do comportamento dos escoamentos, definiu um limite para escoamento laminar (fluxo que possui mínima agitação das várias camadas do fluido) e um limite para escoamento turbulento (fluxo desorganizado, em três dimensões, rotacional e irregular), a partir de um número adimensional apresentado na equação (3.25), que posteriormente ficou conhecido como número de Reynolds.

$$\text{Re} = \frac{VD}{\nu} \quad (3.25)$$

Entretanto, alguns modelos matemáticos foram desenvolvidos a fim de representar a turbulência. No presente trabalho será realizada a modelagem matemática com o modelo de transporte da tensão de cisalhamento (*SST – Shear Stress Transport*), pois é o modelo já utilizado nos trabalhos anteriores. O modelo SST faz a união de dois outros modelos de turbulência o modelo  $k - \omega$  para regiões perto da parede e o modelo  $k - \varepsilon$  para os casos distantes da parede.

Para o problema em análise neste trabalho é considerado um modelo de turbulência homogêneo para as fases, sendo, portanto necessário resolver apenas um campo de turbulência, que é compartilhado pelos dois fluidos.



### 3.2.1 Modelo $k - \varepsilon$

Para se resolver a turbulência do escoamento em termos médios, duas novas equações são consideradas para o cálculo de duas propriedades turbulentas,  $k$  e  $\varepsilon$ , sendo:

- I.  $k$  : energia cinética turbulenta definida como a variação das flutuações da velocidade
- II.  $\varepsilon$  : dissipação turbulenta.

Introduzindo uma viscosidade turbulenta capaz de traduzir os efeitos médios das tensões turbulentas, tem-se:

$$\tau_k^T = \mu_t \left( \frac{\partial \hat{V}_k^i}{\partial x^j} + \frac{\partial \hat{V}_k^j}{\partial x^i} \right) \quad (3.26)$$

O modelo  $k - \varepsilon$  assume que a viscosidade turbulenta está ligada à energia cinética da turbulência e à dissipação turbulenta através da relação:

$$\mu_t = C_\mu \rho \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (3.27)$$

onde  $C_\mu$  é uma constante.

Os valores de  $k$  e  $\varepsilon$  são obtidas diretamente das equações diferenciais:

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \hat{V} k) = \nabla \cdot \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \nabla k \right] + P_k - \rho \varepsilon \quad (3.28)$$

$$\frac{\partial(\rho \varepsilon)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \hat{V} \varepsilon) = \nabla \cdot \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon \right] + \frac{\varepsilon}{k} (C_{\varepsilon 1} P_k - C_{\varepsilon 2} \rho \varepsilon) \quad (3.29)$$

$$P_k = \mu_t \left( \frac{\partial \hat{v}^j}{\partial x^j} + \frac{\partial \hat{v}^j}{\partial x^i} \right) \frac{\partial \hat{v}^i}{\partial x^j} \quad (3.30)$$

onde  $C_{\varepsilon 1}$ ,  $C_{\varepsilon 2}$ ,  $\sigma_k$ ,  $\sigma_\varepsilon$  são constantes.

$P_k$ : é a produção de turbulência devido a forças viscosas.

### 3.2.2 Modelo $k - \omega$

O modelo  $k - \omega$ , teve como primeiro pesquisador o soviético Komolgorov (1942) que propôs unificar as equações do modelo  $k - \varepsilon$  em apenas uma equação, no qual  $k$  é a energia cinética turbulenta e  $\omega$  é a taxa de dissipação por unidade de volume e tempo, com  $\omega \sim \sqrt{k}$ . Tal modelo se adequa melhor quanto mais se aproxima da parede, comparado ao modelo  $k - \varepsilon$ . O tensor turbulento se dá pela equação (3.31):

$$\tau_k^t = \mu_t \left( \frac{\partial \hat{v}^j}{\partial x^j} + \frac{\partial \hat{v}^j}{\partial x^i} \right) - \frac{2}{3} \delta_{ij} \left( \rho k + \mu_t \frac{\partial \hat{v}^k}{\partial x^k} \right) \quad (3.31)$$

Neste modelo a viscosidade turbulenta ( $\mu_t$ ), é determinada pela equação (3.32)

:

$$\mu_t = \rho \frac{k}{\omega} \quad (3.32)$$

Os valores de  $k$  e  $\omega$  são obtidas das seguintes equações transporte:

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \hat{\mathbf{v}} k) = \nabla \cdot \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \nabla k \right] + P_k - \beta^t \rho k \omega \quad (3.33)$$

$$\frac{\partial(\rho \omega)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \hat{\mathbf{v}} \omega) = \nabla \cdot \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\omega} \right) \nabla \omega \right] + \alpha \frac{\omega}{k} P_k - \beta \rho \omega^2 \quad (3.34)$$

onde  $\beta^t$ ,  $\alpha$ ,  $\beta$ ,  $\sigma_k$ ,  $\sigma_\omega$  são constantes do modelo.

### 3.2.3 Modelo SST

Os modelos de turbulência apresentados anteriormente possuem diversas falhas quando aplicados em escoamentos com separação de camada limite, ou em escoamentos em que as linhas de correntes tenham curvaturas, ou ainda, em condições de corrente livre (Atila et al, 2006).

Sabendo disso, Menter (1994) combinou os modelos  $k-\omega$  e  $k-\varepsilon$ , e também considerou o transporte de tensões cisalhantes turbulentos. O modelo SST usa o  $k-\omega$  nas regiões próximas as paredes e o modelo  $k-\varepsilon$  para regiões mais distantes das paredes. Uma ponderação é feita sobre essa distância da parede, como pode ser observado na equação (3.35):

$$\Phi_3 = F_1 \Phi_1 + (1 - F_1) \Phi_2 \quad (3.35)$$

onde  $F_1$  tem o valor de 0 na região após à camada limite e 1 na parede, e os termos  $\Phi_1$  e  $\Phi_2$  são valores retirados dos modelos  $k-\omega$  e  $k-\varepsilon$ , respectivamente. A função  $F_1$  é representada na equação (3.36):

$$F_1 = \tanh(\arg^4) \quad (3.36)$$

$$\arg = \min \left[ \max \left( \frac{\sqrt{\kappa}}{\beta_{\kappa} \omega y}, \frac{500 \mu}{y^2 \omega \rho} \right), \frac{4 \rho \kappa}{CD_{\omega} \sigma_{\omega 2} y^2} \right] \quad (3.37)$$

$$CD_{\omega} = \max \left[ 2 \rho \frac{1}{\sigma_{\omega 2} \omega} \frac{\partial \kappa}{\partial x^j} \frac{\partial \omega}{\partial x^j}, 10^{-10} \right] \quad (3.38)$$

sabendo que  $y$  é a distância da parede,  $\beta_{\kappa}$  e  $\sigma_{\omega 2}$  constantes.

Como se pode observar nos modelos apresentados, há uma enorme complexidade envolvida para se implementar, mostrando a grande dificuldade que se tem em trabalhar com escoamentos turbulentos.

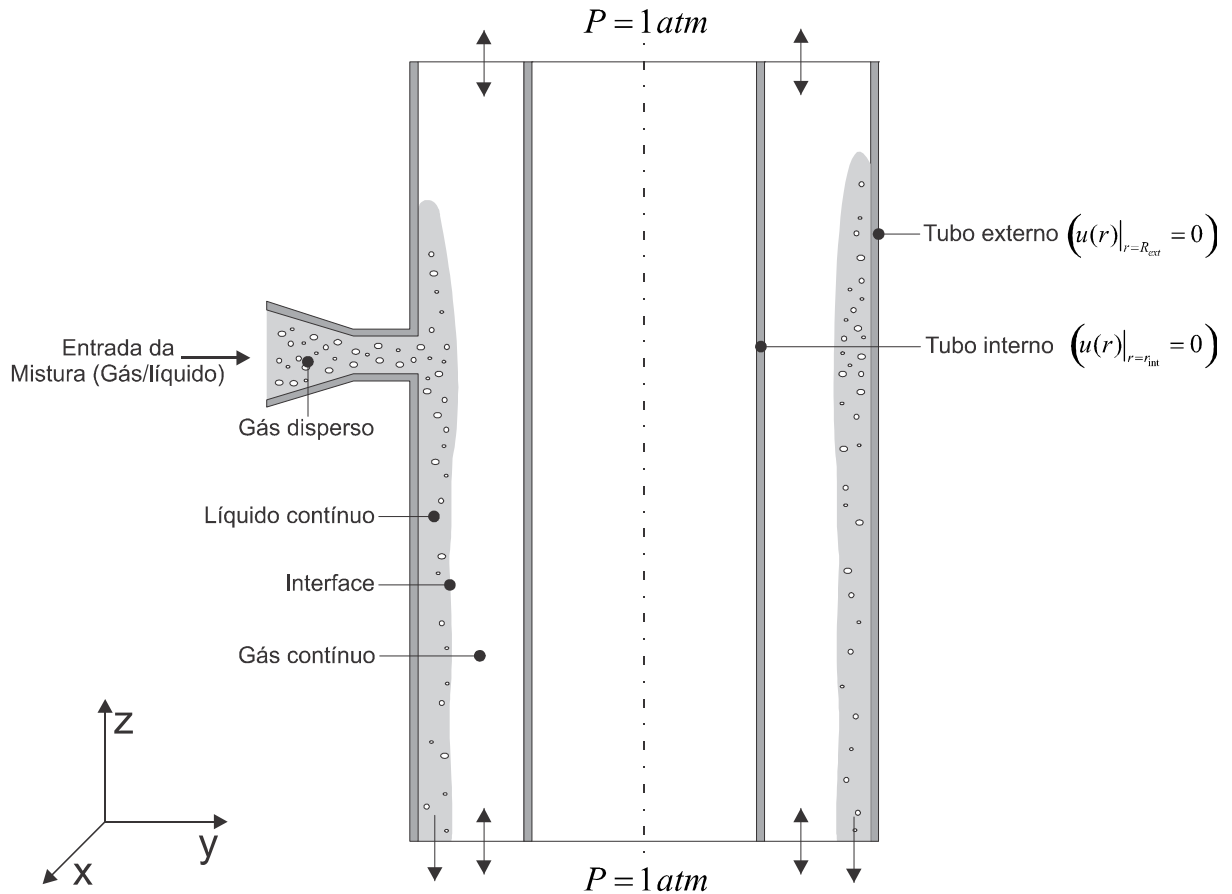
No interior da câmara de expansão do separador VASPS além da presença de um escoamento com regime turbulento ainda há a presença de mais de um fluido, necessitando a modelagem de interação entre essas duas fases, aumentando ainda mais a complexidade do presente trabalho. A interação entre as duas fases dos fluidos será tratada utilizando o modelo de dois fluidos Euleriano-Euleriano, apresentado na sequência.

### 3.3 Condições de contorno

Para a solução das equações, consideram-se as seguintes condições de contorno, demonstrado também na Figura 3.5:

- Os cilindros externos e internos, bem como o bocal, são considerados como paredes, ou seja, velocidade nula nas paredes;
- Entrada com vazão de mistura de líquido-gás;
- Fração de vazio constante na entrada ( $\alpha$ );
- Aplica-se a condição de saída monofásica de gás à pressão de um atmosfera (como pode ser visto na Figura 3.5) na parte superior do separador;

- Na saída inferior do separador, considera-se saída da mistura líquido-gás não separado com gradiente zero nos valores das variáveis, ou seja, o escoamento consegue sair do separador independente da sua composição ou comportamento à pressão atmosfera.



**Figura 3.5 Condições de contorno.**

Equações a serem resolvidas no presente trabalho:

- Número de Reynolds:

$$Re_{df} = \frac{Q_L}{2\pi R_0 \nu} \quad (3.39)$$

- Número de Froude:

$$Fr_{Qf}^2 = \frac{\left(\frac{Q_L}{R_0}\right)^2}{gR_0} \quad (3.40)$$

- Balanço da massa:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_k \bar{\rho}_k) + \nabla \cdot (\alpha_k \bar{\rho}_k \hat{u}_k) = \Gamma_{kl} \quad (3.17)$$

- Balanço da quantidade de movimento:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_k \bar{\rho}_k \hat{u}_k) + \nabla \cdot (\alpha_k \bar{\rho}_k \hat{u}_k \hat{u}_k) + \nabla (\alpha_k \bar{\rho}_k) - \nabla \cdot (\alpha_k (\bar{\tau}_k + \tau_k^T)) - \alpha_k \bar{\rho}_k \mathbf{g} = M_{kl} \quad (3.18)$$

- Modelo de Turbulência:

$$F_1 = \tanh(\arg^4) \quad (3.36)$$

$$\arg = \min \left[ \max \left( \frac{\sqrt{\kappa}}{\beta_k \omega y}, \frac{500\mu}{y^2 \omega \rho} \right), \frac{4\rho\kappa}{CD_\omega \sigma_{\omega 2} y^2} \right]$$

## 4 MODELAGEM NUMÉRICA

Devido aos avanços computacionais, cada vez mais se usa o método numérico para a resolução de problemas de engenharia envolvendo fenômenos físicos com alta complexidade. A ferramenta ganhou ainda mais espaço na área de pesquisa na resolução de problemas turbulentos e de capturas de interface em escoamentos multifásicos (Ofuchi, 2012).

Sant'anna (2010) ressalta diversas vantagens que o método numérico possui:

- Problemas que possuem alta complexidade geométrica e de fenômenos físicos, são resolvidos com maior facilidade;
- Maior versatilidade em realizar simulações com diversas geometrias e condições impostas no escoamento, como vazão, viscosidade ou diferença de pressão, comparado a análises experimentais;
- Menor tempo necessário para realizar os mesmos testes no laboratório;
- Pode ser aplicado em tamanho real, sem a necessidade de análises em escala, diminuindo possíveis erros;
- Maior facilidade em retirar os resultados em relação a bancada experimental.

### 4.1 Método dos volumes finitos baseado em elementos (MVFBE)

Diversos métodos numéricos foram desenvolvidos, para a resolução de problemas da mecânica dos fluidos. Métodos muito usados são o de diferenças finitas, elementos finitos e o de volumes finitos. Para geometrias mais complexas, notou-se a versatilidade em usar o método dos Volumes Finitos baseado em Elementos, que faz a união de dois métodos numéricos (volumes finitos e elementos finitos) (Sant'anna, 2010).

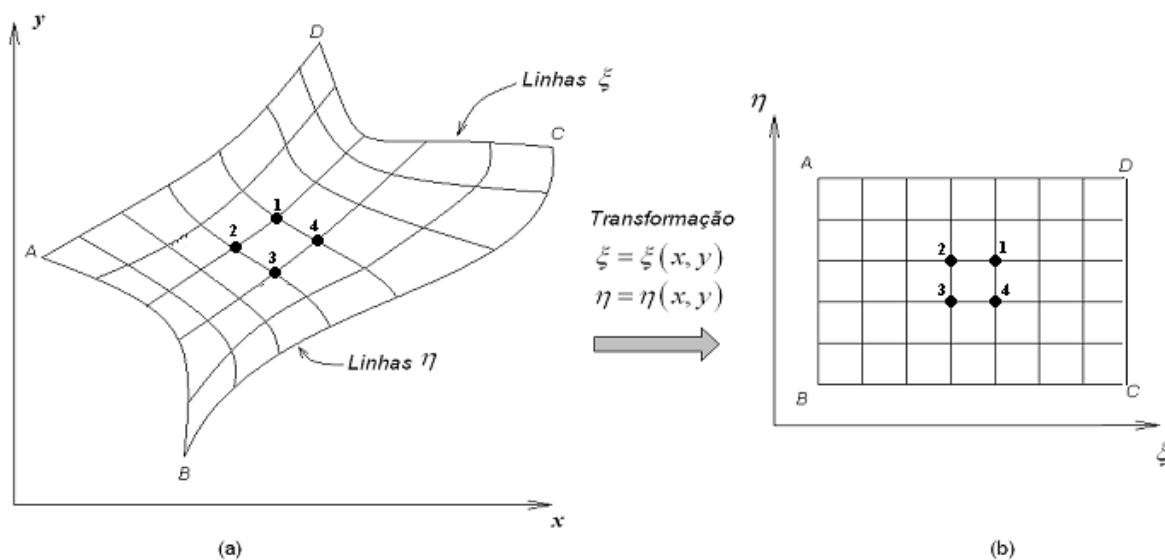
A principal diferença do método numérico MVFbE, com relação aos outros métodos, é pela capacidade de resolver os problemas numéricos utilizando malha não-estruturada composta por diversas estruturas espaciais (tetraedros, hexaedros, prismas e pirâmides), enquanto a maioria dos métodos necessitam de malhas

estruturadas, independente do sistema de coordenadas utilizado, para discretizar o domínio.

#### 4.1.1 Transformação de coordenadas

O método MVFbE utiliza o conceito de coordenadas generalizadas para resolver as equações no domínio do fluido, para isso, há a necessidade de transformar as equações de coordenadas generalizadas em equações de coordenadas cartesianas, aplicando as métricas de transformação, que relaciona as derivadas escritas de um sistema para outro.

A Figura 4.1 contempla a transformação computacional das coordenadas de um plano físico discretizado em um sistema de coordenadas cartésiana  $(x,y)$  para um sistema de coordenadas generalizado  $(\xi,\eta)$ .



**Figura 4.1 (a) Plano físico em coordenadas ortogonais. (b) Plano computacional em coordenadas generalizadas.**

Fonte: Maliska, 2004.

As relações funcionais entre os dois sistemas de coordenadas podem ser dadas pelas seguintes expressões:



$$\xi = \xi(x, y, z) \quad (4.1)$$

$$\eta = \eta(x, y, z) \quad (4.2)$$

$$\gamma = \gamma(x, y, z) \quad (4.3)$$

Transformando os diferenciais do plano cartesiano para o plano generalizado, se obtêm as seguintes equações:

$$d\xi = \frac{\partial \xi}{\partial x} dx + \frac{\partial \xi}{\partial y} dy + \frac{\partial \xi}{\partial z} dz \quad \text{ou} \quad d\xi = \xi_x dx + \xi_y dy + \xi_z dz \quad (4.4)$$

$$d\eta = \frac{\partial \eta}{\partial x} dx + \frac{\partial \eta}{\partial y} dy + \frac{\partial \eta}{\partial z} dz \quad \text{ou} \quad d\eta = \eta_x dx + \eta_y dy + \eta_z dz \quad (4.5)$$

$$d\gamma = \frac{\partial \gamma}{\partial x} dx + \frac{\partial \gamma}{\partial y} dy + \frac{\partial \gamma}{\partial z} dz \quad \text{ou} \quad d\gamma = \gamma_x dx + \gamma_y dy + \gamma_z dz \quad (4.6)$$

As equações (4.4), (4.5) e (4.6) podem ser escritas na forma matricial, como representado na equação (4.7):

$$\begin{pmatrix} d\xi \\ d\eta \\ d\gamma \end{pmatrix} = A \begin{pmatrix} dx \\ dy \\ dz \end{pmatrix} \quad (4.7)$$

onde  $A = \begin{pmatrix} \xi_x & \xi_y & \xi_z \\ \eta_x & \eta_y & \eta_z \\ \gamma_x & \gamma_y & \gamma_z \end{pmatrix}$  é definida como a matriz de transformação de coordenadas.

Da mesma forma, pode-se chegar à relação inversa da equação (4.7), que é:

$$\begin{pmatrix} dx \\ dy \\ dz \end{pmatrix} = B \begin{pmatrix} d\xi \\ d\eta \\ d\gamma \end{pmatrix} \quad (4.8)$$

onde  $B = \begin{pmatrix} x_\xi & x_\eta & x_\gamma \\ y_\xi & y_\eta & y_\gamma \\ z_\xi & z_\eta & z_\gamma \end{pmatrix}$  é definida como matriz inversa de transformação, matriz

essa que transformará do plano de coordenadas generalizadas para o plano de coordenadas cartesianas.

Maliska (2004) realiza algumas manipulações algébricas para chegar na relação entre as matrizes  $[A]$  e  $[B]$ :

$$A = B^{-1} = J \begin{pmatrix} (y_\eta z_\gamma - y_\gamma z_\eta) & -(x_\eta z_\gamma - x_\gamma z_\eta) & (y_\eta x_\gamma - y_\gamma x_\eta) \\ -(y_\xi z_\gamma - y_\gamma z_\xi) & (x_\xi z_\gamma - x_\gamma z_\xi) & -(y_\xi x_\gamma - y_\gamma x_\xi) \\ (y_\xi z_\eta - y_\eta z_\xi) & -(x_\xi z_\eta - x_\eta z_\xi) & (y_\xi x_\eta - y_\eta x_\xi) \end{pmatrix} \quad (4.9)$$

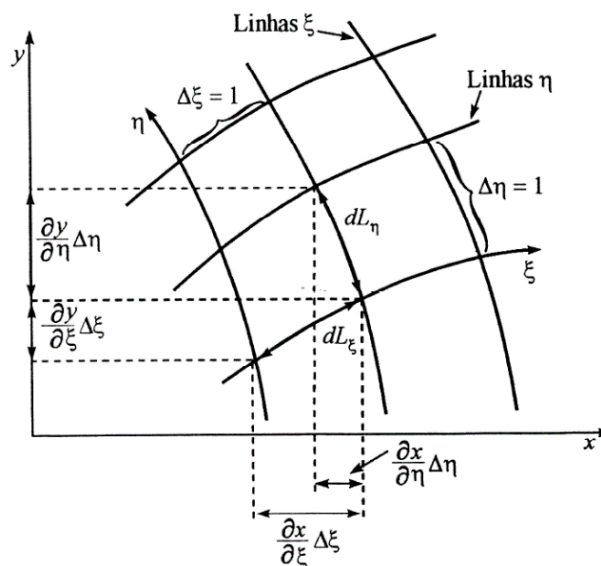
onde  $J = \det[A] = \frac{1}{\det[B]} = \left[ x_\xi (y_\eta z_\gamma - y_\gamma z_\eta) - x_\eta (y_\xi z_\gamma - y_\gamma z_\xi) + x_\gamma (y_\xi z_\eta - y_\eta z_\xi) \right]^{-1}$ , é o jacobiano da transformação.

As métricas das transformações podem ser obtidas pela comparação de cada elemento individualmente entre as matrizes  $[A]$  e  $[B]^{-1}$ , como pode ser visto na equação (4.10):

$$\left\{ \begin{array}{l} \xi_x = J(y_\eta z_\gamma - y_\gamma z_\eta) \\ \xi_y = -J(x_\eta z_\gamma - x_\gamma z_\eta) \\ \xi_z = J(y_\eta x_\gamma - y_\gamma x_\eta) \\ \eta_x = -J(y_\xi z_\gamma - y_\gamma z_\xi) \\ \eta_y = J(x_\xi z_\gamma - x_\gamma z_\xi) \\ \eta_z = -J(y_\xi x_\gamma - y_\gamma x_\xi) \\ \gamma_x = J(y_\xi z_\eta - y_\eta z_\xi) \\ \gamma_y = -J(x_\xi z_\eta - x_\eta z_\xi) \\ \gamma_z = J(y_\xi x_\eta - y_\eta x_\xi) \end{array} \right. \quad (4.10)$$

#### 4.1.2 Área em sistemas transformados

Além das métricas de transformações, há a necessidade de transformar também as áreas do plano generalizado para o plano cartesiano, para isso Maliska (2004) relaciona esses dois sistemas de coordenadas com a Figura 4.2, em que apresenta uma área no plano físico transformada do plano generalizado.



**Figura 4.2** Área no sistema cartesiano.

Fonte: Maliska, 2004.

Para realizar a transformação de áreas necessita a utilização de dois vetores de comprimento de arco  $\vec{L}_\xi$  e  $\vec{L}_\eta$ , e seus diferenciais é dada por:

$$d\vec{L}_\xi = x_\xi d\xi \vec{i} + y_\xi d\xi \vec{j} \quad (4.11)$$

$$d\vec{L}_\eta = x_\eta d\eta \vec{i} + y_\eta d\eta \vec{j} \quad (4.12)$$

Sabendo-se que o módulo do produto vetorial entre dois vetores é igual, numericamente, à área do paralelogramo formado entre eles, tem-se:

$$d\vec{A} = \begin{pmatrix} \vec{i} & \vec{j} & \vec{k} \\ x_\xi d\xi & y_\xi d\xi & 0 \\ x_\eta d\eta & y_\eta d\eta & 0 \end{pmatrix} = (x_\xi y_\eta - x_\eta y_\xi) d\xi d\eta \vec{k} \quad (4.13)$$

$$dA = \|d\vec{A}\| = (x_\xi y_\eta - x_\eta y_\xi) d\xi d\eta \quad (4.14)$$

Pode-se notar na equação (4.14) que o termo entre parênteses é igual ao inverso do jacobiano de transformação para um sistema de coordenadas bidimensional.

$$J = \frac{1}{(x_\xi y_\eta - x_\eta y_\xi)} \quad (4.15)$$

Logo, o diferencial de área entre os dois vetores de comprimento é dado por:

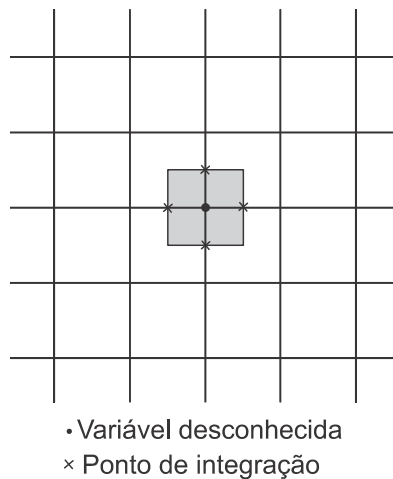
$$dA = \frac{1}{J} d\xi d\eta \quad (4.16)$$

De forma análoga, mas agora para um sistema de coordenadas tridimensional, o diferencial de volume:

$$dV = \frac{1}{J} d\xi d\eta d\gamma \quad (4.17)$$

#### 4.1.3 Volumes de controle e pontos de integração

Existem duas maneiras para a geração de volumes de controle, a *cell center* (célula central) e a *cell vertex* (célula no vértice). No método de célula central o volume de controle é o próprio elemento, coincidindo os centros. Já no segundo método, os vértices estão em quatro centros de elementos distintos com o centro do volume de controle sobre os nós, como pode ser observado na Figura 4.3, com quatro pontos de integração.



**Figura 4.3 Método célula no vértice.**

Adaptado: Maliska, 2004.

O método de volumes finitos baseados em elementos (MVFbE) faz uso do método célula no vértice, pelo fato das variáveis estarem no centro do volume de controle, ou no nos vértices dos elementos.

Os sistemas de coordenadas são relacionados a partir de funções de forma, que depende diretamente do formato do elemento, que nesse caso é um quadrilátero. Essas funções de forma podem ser aplicadas em quaisquer propriedades, assim aplicando essa função em uma propriedade genérica  $\phi$ , tem-se:

$$\phi(\xi, \eta) = \sum_{i=1}^4 N_i(\xi, \eta) \phi_i \quad (4.18)$$

Derivando a equação (4.18), determinam-se as derivadas da propriedade genérica  $\phi$  que são representadas pelas equações (4.19) e (4.20):

$$\frac{\partial \phi}{\partial x} = \sum_{i=1}^4 \frac{\partial N_i}{\partial x} \Big|_{\xi, \eta} \phi_i \quad (4.19)$$

$$\frac{\partial \phi}{\partial y} = \sum_{i=1}^4 \frac{\partial N_i}{\partial y} \Big|_{\xi, \eta} \phi_i \quad (4.20)$$

Isolando as derivadas de formas, tem-se:

$$\frac{\partial N_i}{\partial x} = J \left[ \frac{\partial N_i}{\partial \xi} \frac{\partial y}{\partial \eta} - \frac{\partial N_i}{\partial \eta} \frac{\partial y}{\partial \xi} \right] \quad (4.21)$$

$$\frac{\partial N_i}{\partial y} = J \left[ \frac{\partial N_i}{\partial \eta} \frac{\partial x}{\partial \xi} - \frac{\partial N_i}{\partial \xi} \frac{\partial x}{\partial \eta} \right] \quad (4.22)$$

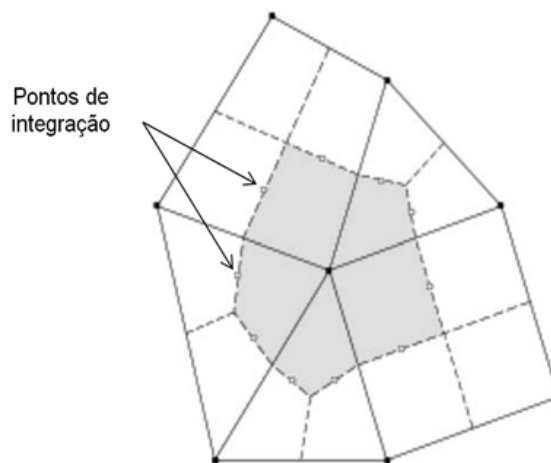
sendo que nesse caso o jacobiano de transformação é

$$J = \left[ x_{\xi}(y_{\eta}z_{\gamma} - y_{\gamma}z_{\eta}) - x_{\eta}(y_{\xi}z_{\gamma} - y_{\gamma}z_{\xi}) + x_{\gamma}(y_{\xi}z_{\eta} - y_{\eta}z_{\xi}) \right]^{-1} \quad (4.23)$$

#### 4.1.4 Discretização das equações governantes

Como mostrado na seção anterior o MVFbE utiliza o método de célula no vértice e malhas não-estruturadas, e a discretização das equações governantes será realizada atendendo essas especificações.

A Figura 4.4 apresenta uma malha bidimensional não-estruturada com um volume de controle poliédrico (região sombreada). Na região central do volume de controle são determinados os valores das velocidades e propriedades do escoamento, e nos pontos de integração (*ip*) são avaliados os fluxos de superfície.



**Figura 4.4 Malha bidimensional.**

Fonte: Zwart et al. 2008

Sobre esse domínio integra-se em cada volume de controle as equações de balanço de conservação da massa e de quantidade de movimento, (3.17) e (3.18). A partir do teorema de divergência de Gauss, convertem-se as integrais de volumes para integrais de superfície e a discretização no tempo é totalmente implícita.

A discretização do balanço de conservação de massa é:

$$\int_V \int_n^{n+1} \frac{\partial}{\partial t} (\alpha_k \rho_k) dt dV + \int_{\delta t V} \frac{\partial (\alpha_k \rho_k \hat{u}_k^i)}{\partial x^i} dV dt = 0 \quad (4.24)$$

$$\int_V \left[ (\alpha_k \rho_k)_{cvc}^{n+1} - (\alpha_k \rho_k)_{cvc}^n \right] dV + \int_{\delta t} \left[ \int_{sc} (\alpha_k \rho_k \hat{u}_k^i) \cdot \vec{n} dS \right] dt = 0 \quad (4.25)$$

$$\frac{V}{\delta t} \left[ (\alpha_k \rho_k)_{cvc}^{n+1} - (\alpha_k \rho_k)_{cvc}^n \right] + \sum_{ip} (\alpha_k \rho_k \hat{u}_k^i A^i)_{ip}^{n+1} = 0 \quad (4.26)$$

onde  $V$  é o volume de um volume de controle,  $A$  é a área de uma face que contenha um ponto de integração ( $ip$ ),  $\delta t$  é um intervalo de tempo,  $cvc$  é o centro do volume de controle e os sobrescritos  $n$ ,  $n+1$  e  $i$  são para o passo de tempo atual, próximo passo de tempo e direção que está sendo integrada, respectivamente.

Na equação (4.26) o produto entre os termos  $\hat{v}_k^i$  e  $\alpha_k$  no tempo  $n+1$  torna o método totalmente implícito, para poder linearizá-lo faz o seguinte ajuste:

$$(\hat{v}_k^i \alpha_k)^{n+1} \approx (\hat{v}_k^i)^{n+1} (\alpha_k)^n + (\hat{v}_k^i)^n (\alpha_k)^{n+1} - (\hat{v}_k^i)^n (\alpha_k)^n \quad (4.27)$$

O termo transiente do balanço de conservação da massa foi discretizado utilizando um método de primeira ordem, e este termo não pode ser descartado, mesmo em escoamentos em regime permanente, pois atua como um meio de relaxamento para a forma física (Zwart et al., 2008).

Zwart et al. (2008) a fim de conseguirem melhores resultados numéricos utilizaram um esquema compressivo na resolução do problema. Esse método consiste em realizar uma “compressão da interface”, e o cálculo nos pontos de



integração são feitos com os termos de valores dos vértices vizinhos, a partir da fração de volume de cada fase, representado na equação (4.28):

$$\alpha_{k,ip} = \alpha_{k,up} + \gamma \left( \nabla \alpha_k \cdot \vec{R} \right) \quad (4.28)$$

onde  $\alpha_{k,ip}$  é a fração de volume de cada fase no ponto de integração,  $\alpha_{k,up}$  é a fração de volume do vértice vizinho a montante,  $\gamma$  é o coeficiente usado para comprimir a interface para valores maior que a unidade ( $\gamma > 1$ ) e  $\vec{R}$  é o vetor do vértice vizinho que aponta para o ponto de integração. Podendo ser aplicado tanto em escoamentos de regime permanente como em escoamentos transientes.

O modelo de equação utilizada em (4.28) é, geralmente, usada em esquemas de advecção podendo variar a propriedade que será melhor detalhado na próxima seção.

Para o balanço da conservação da quantidade de movimento, a discretização da equação (3.18) fica:

$$\begin{aligned} & \int_{V_C} \int_n^{n+1} \frac{\partial}{\partial t} (\alpha_k \bar{\rho}_k \hat{u}_k^i) dt dV_C + \int_{\delta t} \int_{V_C} \frac{\partial}{\partial X^j} (\alpha_k \bar{\rho}_k \hat{u}_k^i \hat{u}_k^j) dV_C dt = \\ & = - \int_{\delta t} \int_{V_C} \alpha_k \frac{\partial \bar{\rho}_k}{\partial X^i} dV_C dt + \int_{\delta t} \int_{V_C} \alpha_k \bar{\rho}_k g^i dV_C dt + \\ & + \int_{\delta t} \int_{V_C} \nabla \cdot (\alpha_k (\bar{\tau}_k^{ji} + \tau_k^{jiT})) dV_C dt + \int_{\delta t} \int_{V_C} M_k dV_C dt \end{aligned} \quad (4.29)$$

$$\begin{aligned} & \int_{V_C} \left[ (\alpha_k \bar{\rho}_k \hat{u}_k^i)_{cvc}^{n+1} - (\alpha_k \bar{\rho}_k \hat{u}_k^i)_{cvc}^n \right] dV_C + \int_{\delta t} \left[ \int_{S_C} (\alpha_k \bar{\rho}_k \hat{u}_k^i \hat{u}_k^j) \cdot \vec{n} dS \right] dt = \\ & = - \int_{\delta t} \left[ \sum_{ip} (\alpha_k \bar{\rho}_k A^i)_{ip}^{n+1} \right] dt + \int_{\delta t} \left[ V_C (\alpha_k \bar{\rho}_k g^i) \right] dt + \\ & + \int_{\delta t} \left[ \int_{S_C} (\alpha_k (\bar{\tau}_k^{ji} + \tau_k^{jiT})) \cdot \vec{n} dS \right] dt + \int_{\delta t} \left[ V_C (M_k^i) \right] dt \end{aligned} \quad (4.30)$$

$$\begin{aligned}
& \frac{V_C}{\delta t} \left[ (\alpha_k \bar{\rho}_k \hat{u}_k^i)_{cvc}^{n+1} - (\alpha_k \bar{\rho}_k \hat{u}_k^i)_{cvc}^n \right] + \sum_{ip} (\alpha_k \bar{\rho}_k \hat{u}_k^i \hat{u}_k^j A^j)_{ip}^{n+1} = \\
& = - \sum_{ip} (\alpha_k \bar{\rho}_k A^i)_{ip}^{n+1} + V_C (\alpha_k \bar{\rho}_k g^i) + \sum_{ip} (\alpha_k (\bar{\tau}_k^{ji} + \tau_k^{jT}) A^j)_{ip}^{n+1} + V_C (M_k^i)
\end{aligned} \tag{4.31}$$

Pode-se notar, da mesma forma que na primeira discretização, o termo dependente do tempo foi aproximado por um termo de primeira ordem e é utilizado para suavizar a solução para a forma física. No entanto, quando há necessidade de aumentar a precisão de tempo é utilizado um esquema de segunda ordem em seu lugar. Note-se também que o termo de flutuação é completamente implícito e, portanto, apresenta coeficientes de fração de volume (Zwart et al., 2008).

#### 4.1.5 Esquemas de interpolação dos termos advectivos

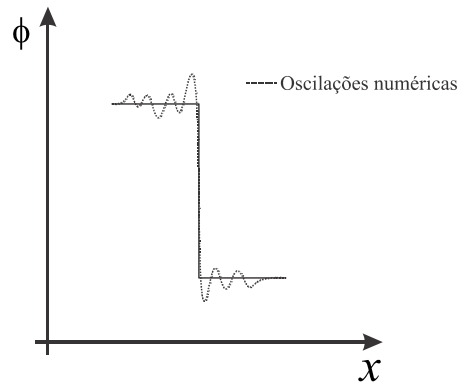
O programa utilizado para resolver numericamente as equações, ANSYS-CFX, dispõe vários esquemas de interpolação de termos advectivos como o esquema de diferenças centrais (*Central Differencing Scheme – CDS*), esquema *upwind* de primeira ordem (*Upwind Difference Scheme – UDS*), Fator de Mistura Específico (*Specified Blend Factor*) e o de alta resolução (*High Resolution*). Esquemas que serão apresentados a seguir e todos possuem o mesmo formato da equação (4.32):

$$\phi_{ip} = \phi_{up} + \gamma (\nabla \phi \cdot \Delta \vec{r}) \tag{4.32}$$

onde  $\phi_{ip}$  é o valor da propriedade no ponto de integração,  $\phi_{up}$  é o valor da propriedade do vértice vizinho a montante,  $\gamma$  é uma constante e  $\Delta \vec{r}$  é o vetor do vértice vizinho que aponta para o ponto de integração. Variando o valor do gradiente da propriedade  $\nabla \phi$  e  $\gamma$  se chega a vários métodos diferentes de interpolação.

O programa computacional ANSYS-CFX (2013) faz as seguintes restrições dos métodos de interpolação:

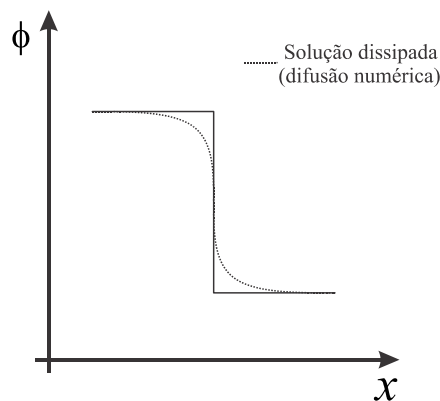
a) Esquema de Diferenças Centrais (*Central Differencing Scheme – CDS*): Esse esquema possui precisão de segunda ordem e tem problemas de oscilações numéricas em problemas advectivos dominantes, como representados na Figura 4.5. O valor que o gradiente da propriedade recebe é igual ao gradiente local do elemento e  $\gamma$  recebe o valor da unidade.



**Figura 4.5 Gráfico mostrando problemas de oscilações numéricas.**

Adaptado: Maliska, 2004

b) Esquema de Primeira Ordem (*Upwind Difference Scheme – UDS*): Nesse caso  $\gamma$  recebe o valor de 0, zerando, no lado direito, o segundo termo da equação. Esse esquema é um tanto quanto robusto, porém devido à suavização dos altos gradientes, como pode ser observado na Figura 4.6, ele pode gerar erros difusivos.



**Figura 4.6 Gráfico sobre a suavização dos altos gradientes.**

Adaptado: Maliska, 2004

c) Fator de Mistura Específico (*Specified Blend Factor*): Neste método há uma variação de  $0 \leq \gamma \leq 1$  e o gradiente é a média dos gradientes nos nós adjacentes. Com isso, os erros causados pela suavização dos altos gradientes são reduzidos, mas aparecem oscilações, porém menores que as representadas na Figura 4.5.

d) Alta Resolução (*High Resolution*): O método usado nesse esquema de interpolação é não-linear para  $\gamma$ , fazendo-o aproximar de 1 localmente, assim não introduz oscilações e faz com que  $\nabla\phi$  receba o valor do gradiente do volume de controle a montante. Este método é o mais utilizado por ANSYS-CFX<sup>®</sup> e o método utilizado no presente trabalho, justamente por ter mais vantagens que os demais métodos.

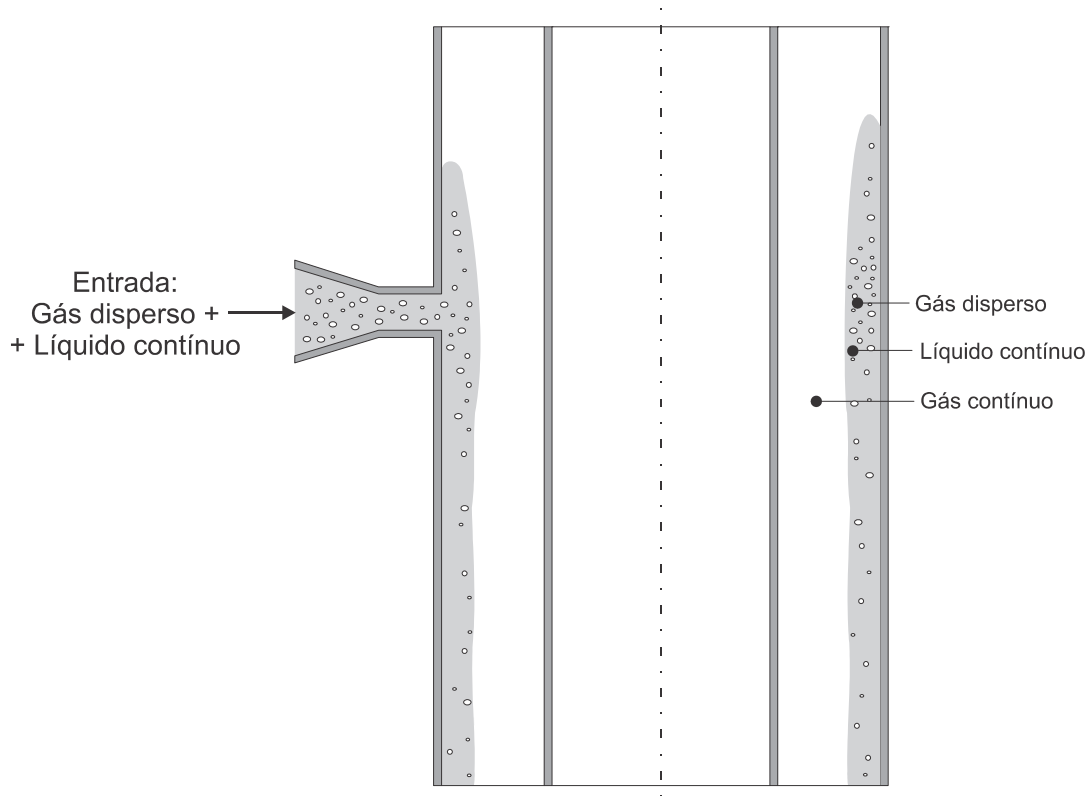
#### 4.1.6 Modelo de três fluidos

Algumas considerações numéricas foram feitas para que pudesse realizar as simulações, uma dessas foi a inserção de três fluidos no interior da câmara de expansão do separador VASPS. O modelo de três fluidos é resolvido da mesma forma que o modelo de dois fluidos Euleriano-Euleriano, no entanto, usando três fluidos (líquido contínuo, gás contínuo e gás disperso em formato de bolhas) como pode ser observado na Figura 4.7, onde o gás contínuo já se encontra no interior da câmara, preenchendo-a, e os demais fluidos adentram pelo bocal em forma de uma mistura, com o líquido de fase contínua e o gás disperso no formato de bolhas.

Para calcular a quantidade de gás separado da mistura, utiliza a equação a seguir:

$$\eta = 100 \left( 1 - \frac{\dot{m}_{gd,sai}}{\dot{m}_{gd,entra}} \right) \quad (4.33)$$

onde  $\eta$  é a eficiência de separação,  $\dot{m}_{gd,sai}$  é a massa de gás disperso que sai da câmara pela parte inferior ainda junto com o líquido e  $\dot{m}_{gd,entra}$  a massa de gás que entra junto com o líquido no separador.



**Figura 4.7 Modelo de três fluidos.**

O problema até poderia ser resolvido usando apenas dois fluidos (líquido e gás), mas como já há uma quantidade de gás no interior da câmara seria mais difícil ou impossível de se calcular a quantidade de gás separada efetivamente, agora com o modelo de três fluidos é mais simples por poder usar a equação (4.33) e calcular facilmente a eficiência do processo de separação. Além de melhorar a capacidade de calcular a eficiência, o modelo de três fluidos utiliza uma modelagem para que o arrasto entre os pares de fluidos, líquido/gás disperso e líquido/gás contínuo, seja calculado de forma diferente. Para o primeiro caso (líquido/gás disperso) usou-se o modelo de arrasto Ishii-Zuber (ANSYS-CFX, 2013), enquanto para o segundo caso (líquido/gás contínuo) é modelado no formato de superfície livre (*free-surface*), com

um coeficiente de arrasto artificial ( $CD = 10000$ ), para simbolizar que o gás disperso consiga ser arrastado pelo gás contínuo, automaticamente, no instante que se desprender do líquido e também para criar um modelo homogêneo entre as duas fases contínuas.

## 4.2 Geometria e malha

Para criar a malha que será usada para resolver as equações, primeiro deve-se gerar o domínio por onde o fluido irá escoar, delimitando a geometria de trabalho. O programa computacional usado para desenhar a geometria foi o CAD SolidWorks 2012.

As geometrias que foram estudadas no presente trabalho, tiveram como variação o diâmetro do gargalo do bocal convergente, mantendo o restante do equipamento constante. A Figura 4.8 mostra uma das geometrias estudada no presente trabalho.

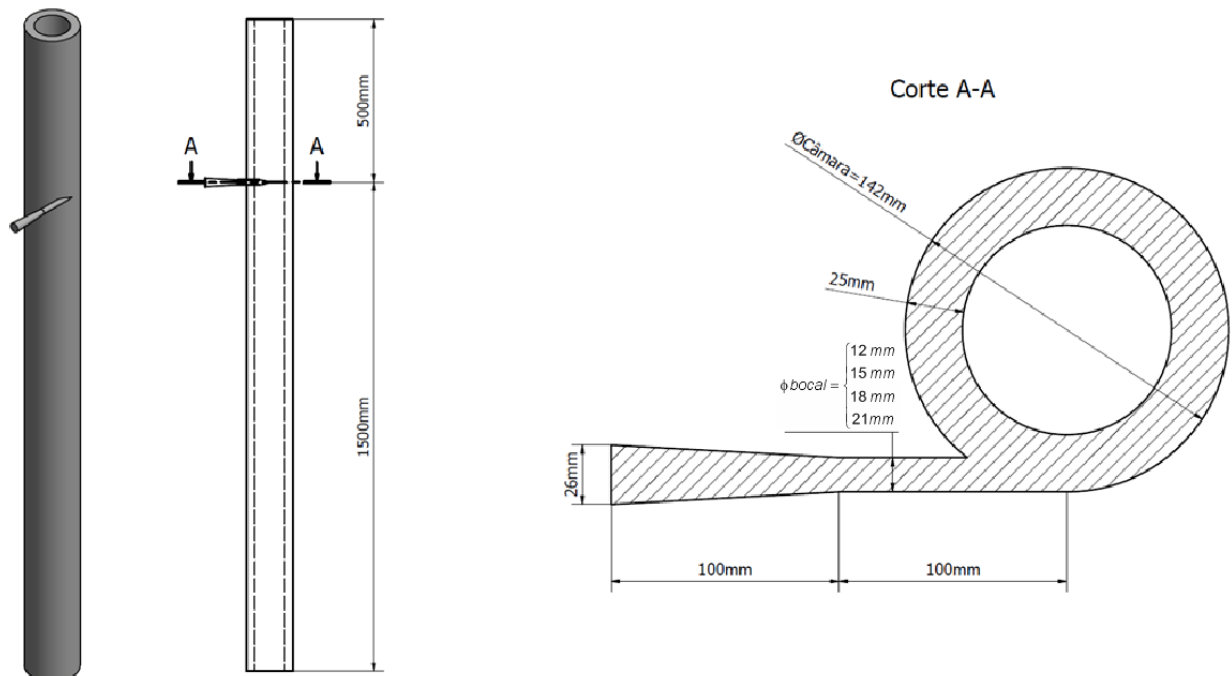
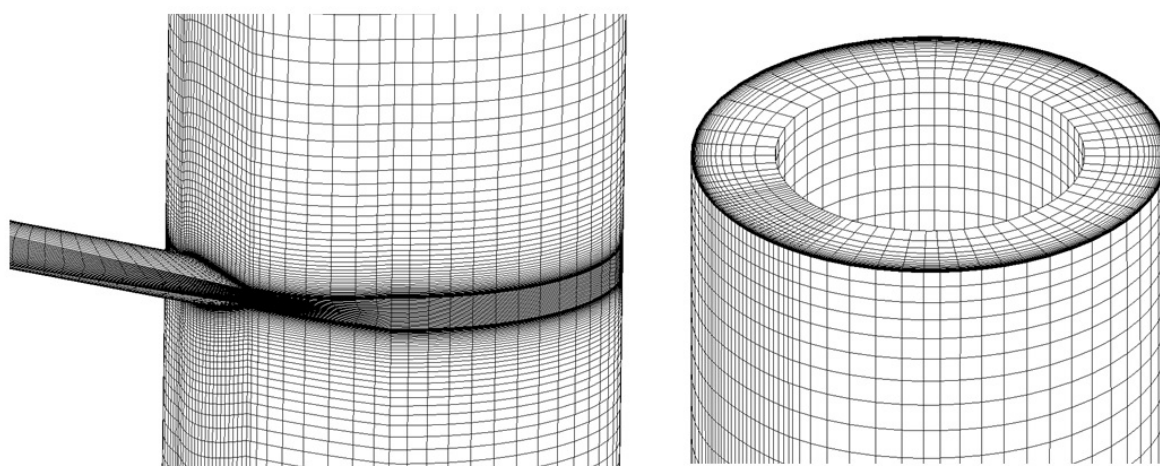


Figura 4.8 Geometria com o diâmetro do bocal variável.

A partir do bocal convergente de 15 mm de diâmetro, houve mudanças para bocais no diâmetro de 12 mm, 18 mm e 21 mm, como mostra a Figura 4.8, a fim de avaliar a influência do bocal na dinâmica do escoamento e na taxa de separação da câmara de expansão.

A malha é então gerada a partir do domínio fluido, que corresponde o bocal de entrada e a região cilíndrica da câmara de expansão. Promove-se um refinamento na parte mais externa da seção cilíndrica, que é justamente onde se desenvolve o filme de líquido, como pode ser visto na Figura 4.9. Além disso, um refinamento é feito na região de contato entre o bocal e o separador primário, pelo fato do escoamento sofrer grande variação na direção e na velocidade nessa região da câmara (Ninahuanca, 2013).



**Figura 4.9 Malha estruturada.**

#### **4.2.1 Teste de malha**

O teste de malha tem como objetivo avaliar a quantidade mínima de pontos necessários para que a malha não interfira, significativamente, nos resultados desejados, para isso se faz um refinamento ao longo de todo o domínio de fluido, em diferentes direções.

Para realizar o teste é preciso manter as condições de contornos iguais e variar a malha da estrutura e comparar os parâmetros que se deseja calcular, neste caso

altura de elevação, espessura de filme, ângulo da velocidade na saída inferior da câmara e tempo de residência.

A malha mostrada na Figura 4.9 possui aproximadamente 500.000 elementos e foi realizado o teste de malha a partir dessa malha, aumentando a quantidade e tamanho dos elementos de acordo como sugere o modelo de turbulência SST (*Shear Stress Transport*) e de convergências das soluções.

O modelo de turbulência usado exige que elementos próximos a qualquer parede sejam relativamente pequenos para que a variável adimensional ( $y^+$ ) seja menor que 2. Chega-se nesse valor com o cálculo numérico em função da distância do primeiro ponto de cálculo, em relação à parede, e assim pode-se chegar a um cálculo mais preciso do escoamento na proximidade da parede da câmara, como mostrado na equação (4.34) (ANSYS, 2013).

$$y^+ = \frac{\Delta n}{\nu} \sqrt{\frac{\tau_w}{\rho}} \quad (4.34)$$

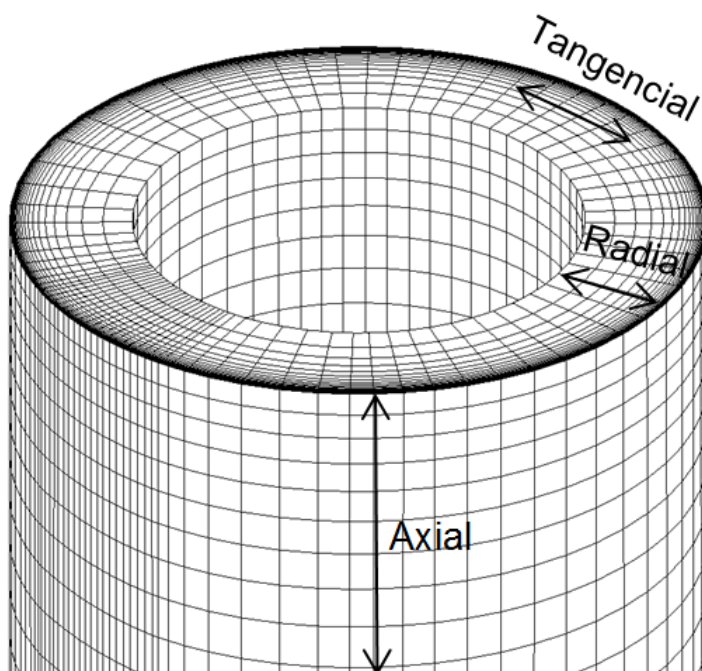
onde  $\Delta n$  é a distância entre o primeiro e segundo ponto de integração a partir da parede,  $\nu$  é a viscosidade cinemática,  $\rho$  é a massa específica e  $\tau_w$  é a tensão de cisalhamento na parede.

A partir da dependência de  $y^+$  pela vazão (tensão de cisalhamento é função da vazão) e da viscosidade, assume-se uma condição crítica de trabalho para o caso monofásico, ( $Q_L = 4,2 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$  e  $\mu = 0,9 \text{ cp}$ ), exigindo uma malha mais refinada na parede. O valor médio de  $y^+$  em todo o domínio foi de 3,8, não seguindo rigorosamente o valor requerido pelo modelo, porém há proximidade entre os valores para o caso mais crítico da série. Percebe-se também que com um alto refinamento da malha, comprometia a qualidade da malha, por aparecerem elementos negativos (elementos que se sobrepõem a outros elementos).

Depois de estudar sobre o refinamento da malha na parede, aumenta-se o número de elementos da malha de referência (malha com 500.000 elementos) para



aproximadamente o dobro de elementos (900.000) para três diferentes testes. Criaram-se mais elementos na direção axial da câmara, depois na direção radial e por fim na direção tangencial, sendo denominadas por malha axial, malha radial e malha tangencial, respectivamente, como mostradas na Figura 4.10.



**Figura 4.10 Direções para o teste de malha.**

**Tabela 4-1 Tabela de comparação do teste de malha.**

Variável	Tipo de malha			
	Malha Inicial	Malha Axial	Malha Radial	Malha Tangencial
Altura média de elevação [mm]	165	164	165	165
Espessura média na saída [mm]	2,55	2,55	2,54	2,53
Ângulo médio da velocidade na saída [graus]	69,8	69,9	69,7	69,9
Tempo de residência do fluido na câmara [s]	1,35	1,30	1,37	1,35

A Tabela 4-1 apresenta os resultados obtidos nas simulações realizadas para o teste de malha, pode-se notar que mesmo as malhas axial, radial e tangencial possuindo o dobro de elementos, não obtiveram mudanças significativas nos resultados, porém quando comparado o tempo de simulação que cada malha

demorou a convergir o balanço de massa, ultrapassa o dobro do tempo que a malha inicial necessitou para atingir a mesma convergência. O tempo de simulação aumenta com o aumento de elementos pelo fato do computador necessitar de mais tempo para calcular em todos os elementos e necessitar de maior número de iterações para que se atinja a convergência da massa.

## 5 RESULTADOS

Neste capítulo, serão apresentados os resultados obtidos nas simulações numéricas. Os estudos foram realizados para o escoamento monofásico e bifásico. Para o escoamento monofásico foram avaliados a influência da viscosidade do líquido, a vazão mássica de entrada e o diâmetro do bocal de entrada. Para o escoamento bifásico, além dos três parâmetros avaliados para o escoamento monofásico, foram estudadas a influência do diâmetro de bolha e a fração de vazio na eficiência de separação da câmara de expansão do VASPS.

As dimensões da câmara de expansão do separador, para o qual foram realizadas as simulações, podem ser observadas a seguir:

- Diâmetro externo: 142 mm.
- Diâmetro interno: 92 mm.
- Altura acima do Bocal: 500 mm.
- Altura abaixo do Bocal: 1500 mm.

As dimensões do gargalo do bocal a serem avaliadas foram mostradas na Figura 4.8 onde a partir desta seção, os bocais serão denominados por:

**Tabela 5-1 Diâmetros dos gargalos dos bocais.**

<b>B1</b>	<b>B2</b>	<b>B3</b>	<b>B4</b>
$\phi_{bocal}$ 12 mm	$\phi_{bocal}$ 15 mm	$\phi_{bocal}$ 18 mm	$\phi_{bocal}$ 21 mm

Para definir as condições de vazão mássica de entrada e a viscosidade do líquido, que garantam a operação normal da câmara de expansão, foram usados números de Reynolds ( $Re_{\delta f}$ ) e número de Froude ( $Fr_{Qf}^2$ ), devido a que estes números adimensionais permitem identificar o regime do escoamento no interior da câmara (escoamento do filme de líquido). Estes números adimensionais foram

definidos anteriormente nas equações (2.2) e (2.3) respectivamente, e aqui são rescritas novamente por conveniência:

$$\text{Re}_{df} = \frac{Q_L}{2\pi R_0 v} \quad (2.2)$$

$$\text{Fr}_{Qf}^2 = \frac{\left(\frac{Q_L}{R_0}\right)^2}{gR_0} \quad (2.3)$$

O presente capítulo é dividido em quatro seções. Na primeira parte, antes de realizar as simulações, foram definidos a faixa das condições de operação e a grade de simulações numéricas. Na segunda parte, a análise e as equações aplicadas no cálculo dos parâmetros do escoamento. Na terceira parte, os resultados das simulações numéricas para o escoamento monofásico. E na última parte, os resultados das simulações numéricas para o escoamento bifásico.

### 5.1 Faixa de estudo dos números adimensionais e grade de simulações realizadas

O número de Froude ( $\text{Fr}_{Qf}^2$ ) depende da vazão do fluido. Alguns testes realizados mostraram que a menor vazão para que formasse um filme de líquido por toda a parede do tubo externo, abaixo do bocal de entrada na câmara de expansão, era de 1kg/s ( $\text{Fr}_{Qf}^2 = 0,056$ ). Fixou-se então  $\text{Fr}_{Qf}^2 = 0,05$  como condição mínima, e para o valor máximo o valor de  $\text{Fr}_{Qf}^2 = 0,75$ , que corresponde a uma vazão de 3,6325kg/s que representa a maior vazão de entrada possível para que não ocorra o Carregamento de Líquido pela parte Superior (*LCO - Liquid Carry-Over*) no separador com o bocal de 12 mm de diâmetro.

O número de Reynolds ( $Re_{\delta f}$ ) depende diretamente da vazão e da viscosidade do fluido. Notou-se em testes numéricos que a diminuição no valor da viscosidade auxiliava na ocorrência de LCO. Com isso determinou-se que a faixa de estudo para que não ocorram os fenômenos LCO será entre os valores de  $500 \leq Re_{\delta f} \leq 10000$ .

A grade de simulações realizadas para escoamento monofásico está representada na Tabela 5-2. Realizando todas as combinações, para cada número de Reynolds variando para os três números de Froude, totalizou 48 simulações para escoamento monofásico.

**Tabela 5-2 Grade de simulações monofásicas.**

B1		B2		B3		B4	
$Re_{\delta f}$	$Fr_{Qf}^2$	$Re_{\delta f}$	$Fr_{Qf}^2$	$Re_{\delta f}$	$Fr_{Qf}^2$	$Re_{\delta f}$	$Fr_{Qf}^2$
500	0,05	500	0,05	500	0,05	500	0,05
1500	0,25	1500	0,25	1500	0,25	1500	0,25
5000	0,75	5000	0,75	5000	0,75	5000	0,75
10000	-	10000	-	10000	-	10000	-

Com relação ao escoamento bifásico, a Tabela 5-3 mostra os parâmetros variados nas simulações numéricas para este escoamento. Como o estudo realizado com o escoamento bifásico visa analisar qualitativamente e não quantitativamente a eficiência de separação, realizou combinações de alguns parâmetros, mantendo os demais constantes.

Para realizar uma análise qualitativa foram fixados três parâmetros e variados os demais, como apresentado na Tabela 5-3. Por exemplo, para todos os bocais (B1, B2, B3 e B4) fixou-se o número de Reynolds (5000), número de Froude (0,25) e o diâmetro de bolha (1 mm) e variou-se a fração em vazio em 5%, 10% e 15%. As simulações numéricas para escoamento bifásico foram compostas de 44 simulações no total, com 11 casos distintos para os quatro tipos diferentes de bocais.

Tabela 5-3 Grade de simulações bifásicas.

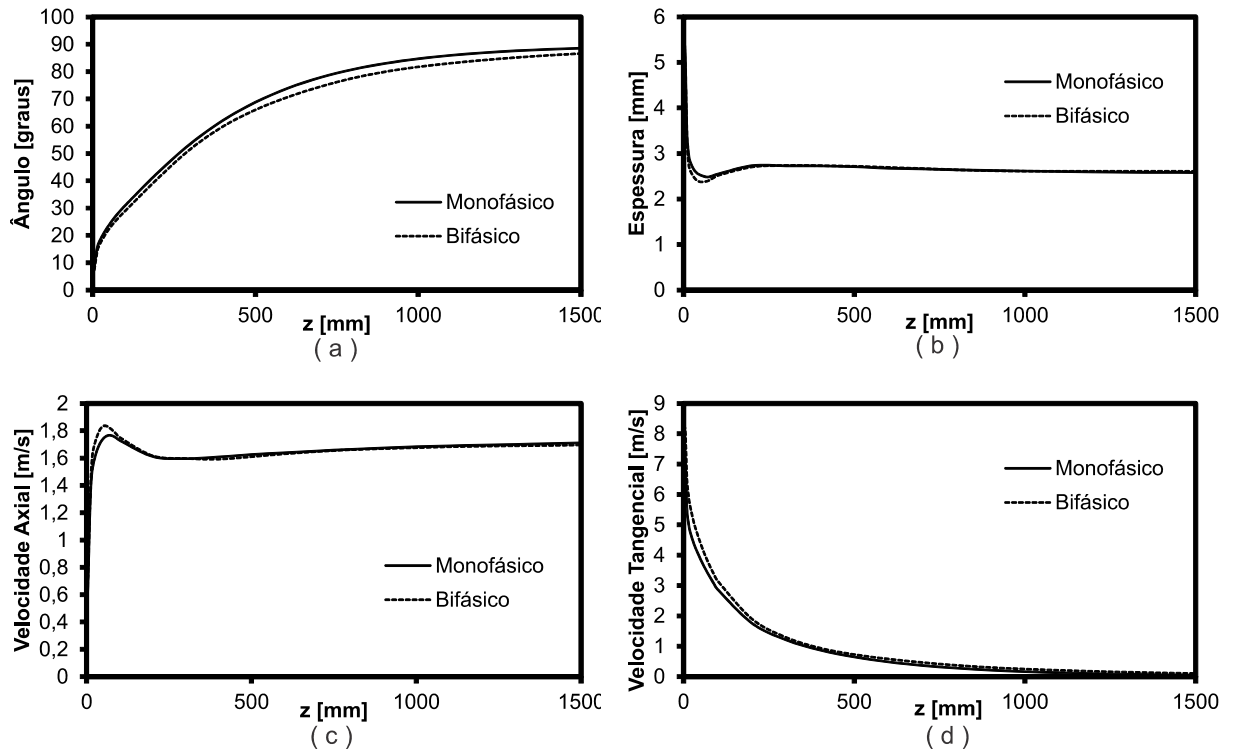
B1				B2			
$Re_{\delta f}$	$Fr_{Qf}^2$	$\phi_{bolha}$ [mm]	Fração em vazio ( $\alpha$ )	$Re_{\delta f}$	$Fr_{Qf}^2$	$\phi_{bolha}$ [mm]	Fração em vazio ( $\alpha$ )
500	0,05	0,1	5%	500	0,05	0,1	5%
1500	0,25	0,5	10%	1500	0,25	0,5	10%
5000	0,75	1,0	15%	5000	0,75	1,0	15%
10000	-	1,5	-	10000	-	1,5	-
B3				B4			
$Re_{\delta f}$	$Fr_{Qf}^2$	$\phi_{bolha}$ [mm]	Fração em vazio ( $\alpha$ )	$Re_{\delta f}$	$Fr_{Qf}^2$	$\phi_{bolha}$ [mm]	Fração em vazio ( $\alpha$ )
500	0,05	0,1	5%	500	0,05	0,1	5%
1500	0,25	0,5	10%	1500	0,25	0,5	10%
5000	0,75	1,0	15%	5000	0,75	1,0	15%
10000	-	1,5	-	10000	-	1,5	-

## 5.2 Análise dos parâmetros do escoamento

Como já mencionado nas seções anteriores, alguns parâmetros hidrodinâmicos serão analisados nos escoamentos monofásicos. A Figura 5.1 apresenta a comparação do ângulo da linha de corrente, espessura de filme, velocidade axial e velocidade tangencial, entre escoamentos bifásicos e monofásicos, e é perceptível a não influência do gás disperso na mistura na dinâmica do escoamento. Entretanto, utilizaram-se os casos de escoamento monofásico para ganhar tempo nas simulações.

O caso mostrado na Figura 5.1 compara o escoamento monofásico com  $Re_{\delta f} = 500$ ,  $Fr_{Qf}^2 = 0,25$  e bocal de 15 mm de diâmetro, com o escoamento bifásico com  $Re_{\delta f} = 500$ ,  $Fr_{Qf}^2 = 0,25$ , 10% de fração em vazio, 1,0 mm de diâmetro de bolha e bocal de 15 mm de diâmetro. Observou-se que para os demais casos ocorriam às mesmas tendências, independentemente das condições impostas.

## Bocal 15 mm



**Figura 5.1 Comparação entre os escoamentos monofásicos e bifásicos. (a) Ângulo da linha de corrente; (b) Espessura média do filme; (c) Velocidade axial; e (d) Velocidade tangencial.**

O parâmetro denominado como ângulo de saída  $\alpha$  é o ângulo em que a linha de corrente faz com o plano horizontal na saída da câmara, ou, o ângulo entre a velocidade axial e o plano horizontal na saída da câmara, como ilustrado na Figura 5.2. No entanto, pode-se usar o mesmo método para se calcular o ângulo em qualquer altura do separador.

O cálculo da média dos ângulos de saída é feito como mostrado na equação (5.1):

$$\alpha = \frac{1}{A} \int_A \arcsen\left(\frac{V_z}{V}\right) dA \quad (5.1)$$

onde  $A$  é a área circular onde será feita a média dos ângulos,  $V_z$  é a velocidade axial e  $V$  é o módulo do vetor velocidade.



**Figura 5.2 Ângulo de saída.**

Fonte: Ofuchi, 2012.

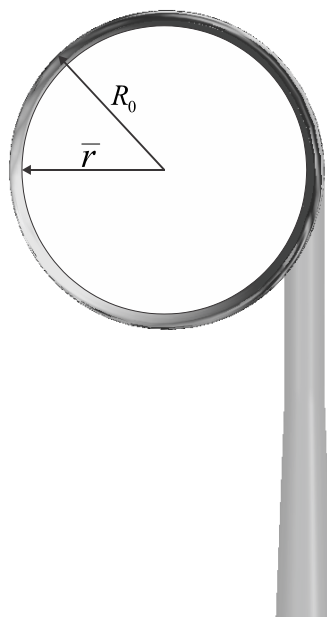
A espessura média do filme  $\bar{\delta}_f$  é calculada pela diferença do raio do tubo externo pelo raio médio da espessura do filme  $\bar{r}$ , como pode ser observado na Figura 5.3 e na equação (5.2):

$$\bar{r} = \sqrt{R_0^2 - \frac{A_f}{\pi}} \quad (5.2)$$

$$\bar{\delta}_f = R_0 - \bar{r}$$

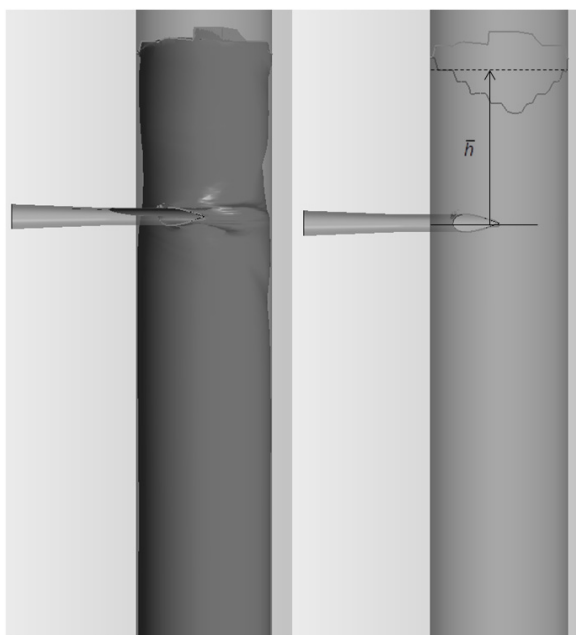
onde  $A_f$  é a área da espessura do filme, determinada pelo software ANSYS-CFX 14.5.





**Figura 5.3 Espessura média.**

Determina-se a altura média de elevação, a média da altura da linha que circunda toda extremidade a montante do filme do fluido, pois como pode ser visto na Figura 5.4 o nível de que o fluido alcança varia por toda parede. E é calculada pela equação (5.3):



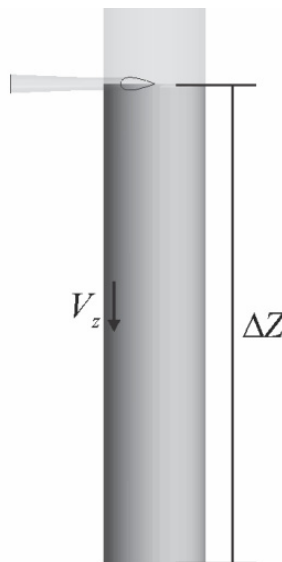
**Figura 5.4 Altura média de elevação.**

$$\bar{h} = \frac{1}{2\pi} \int_0^{2\pi} h_\theta d\theta \quad (5.3)$$

O tempo de residência do fluido no interior da câmara de expansão do separador VASPS, pode ser calculado pela razão entre a altura do bocal até a saída inferior  $\Delta z$  e a média das velocidades axiais  $V_z$  no volume de fluido contido no interior da câmara. A equação (5.4) contempla o cálculo do tempo de residência:

$$\bar{t} = \frac{\Delta z}{\frac{1}{V_{ol}} \int V_z dV_{ol}} \quad (5.4)$$

onde  $V_{ol}$  é o volume do fluido no interior da câmara, apresentado na Figura 5.5.



**Figura 5.5** Volume de fluido no interior da câmara.

### 5.3 Resultados das simulações com escoamento monofásico

Além de avaliar a influência do bocal no processo de separação, foi estudada a influência que o bocal causa na dinâmica do escoamento no interior da câmara, parâmetros que foram mencionados na seção anterior.

Nas próximas seções, a avaliação dos resultados obtidos a partir das simulações numéricas para todos os tipos de bocais abordados pelo presente trabalho será realizada separadamente, em relação à altura de elevação, espessura de filme, tempo de residência e ângulo de saída.

#### 5.3.1 Espessura média do filme

A Figura 5.6 mostra como a espessura média do filme pode variar com o aumento do número de Froude para cada número de Reynolds específico, independentemente do bocal convergente.

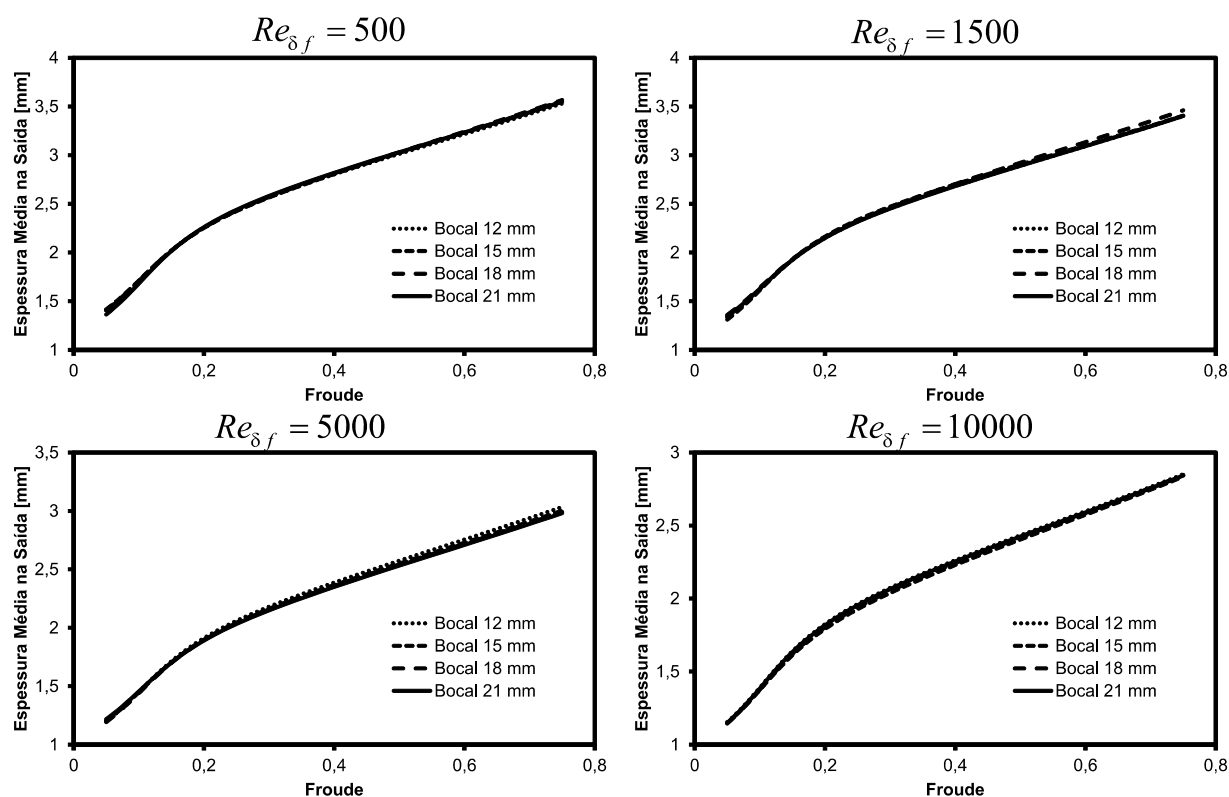
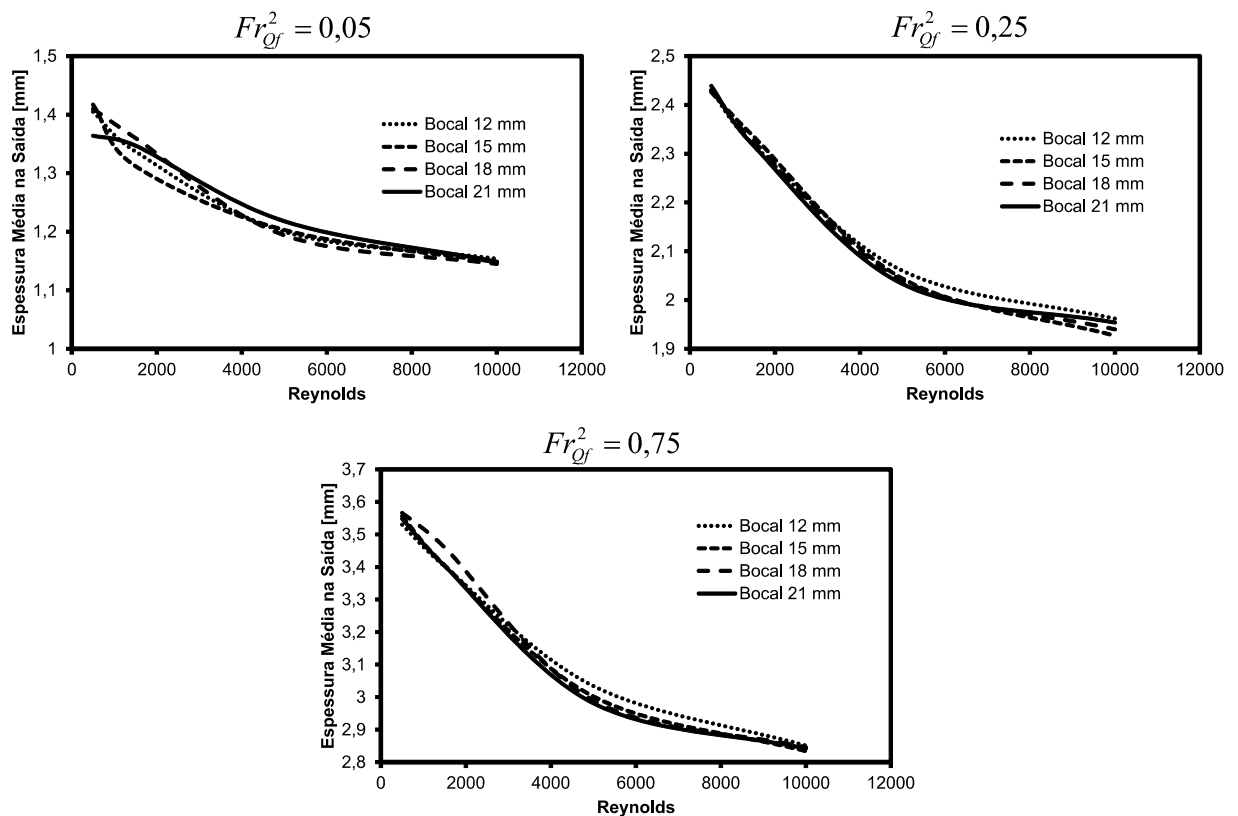


Figura 5.6 Resultados da espessura de filme para os quatro bocais variando o número de Froude para cada número de Reynolds específico.

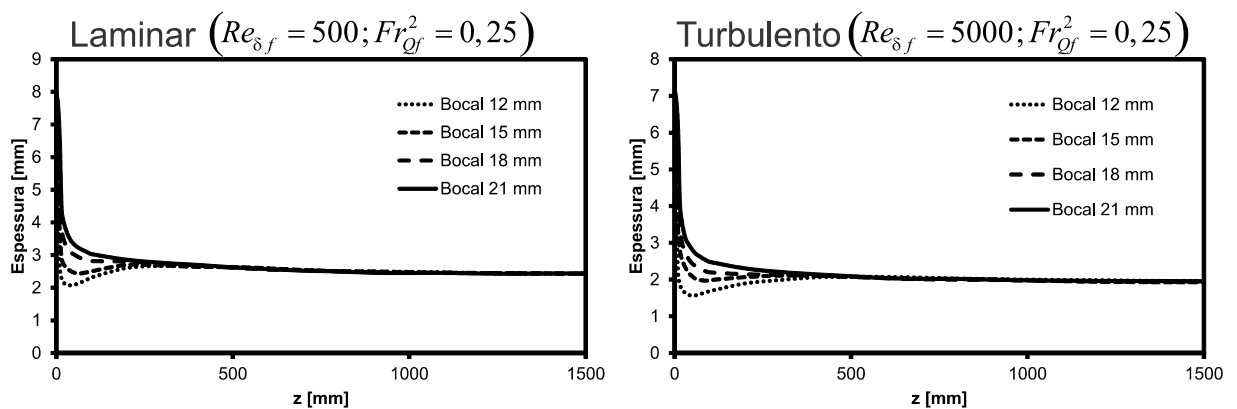
Observa-se que independente o número de Reynolds adotado, a espessura média do filme aumenta com o aumento do número de Froude, já que a vazão de entrada é proporcional a  $Fr_{Qf}^2$ . Assim, por adentrar maior quantidade de fluido no interior da câmara, a espessura do filme aumenta. Constata-se também que o diâmetro do bocal não exerce nenhuma variação significativa na dinâmica do escoamento relacionado à espessura do filme.

A Figura 5.7, por sua vez, nos mostra que a espessura de filme é totalmente vinculada com o número de Reynolds, pois com o aumento de  $Re_{\delta f}$  diminui-se a espessura média de saída. Observa-se também que a variação do diâmetro do bocal não exerce influência na espessura de filme, já que para um mesmo número de Froude a vazão permanece constante.



**Figura 5.7 Resultados da espessura de filme para os quatro bocais variando o número de Reynolds para cada número de Froude específico.**

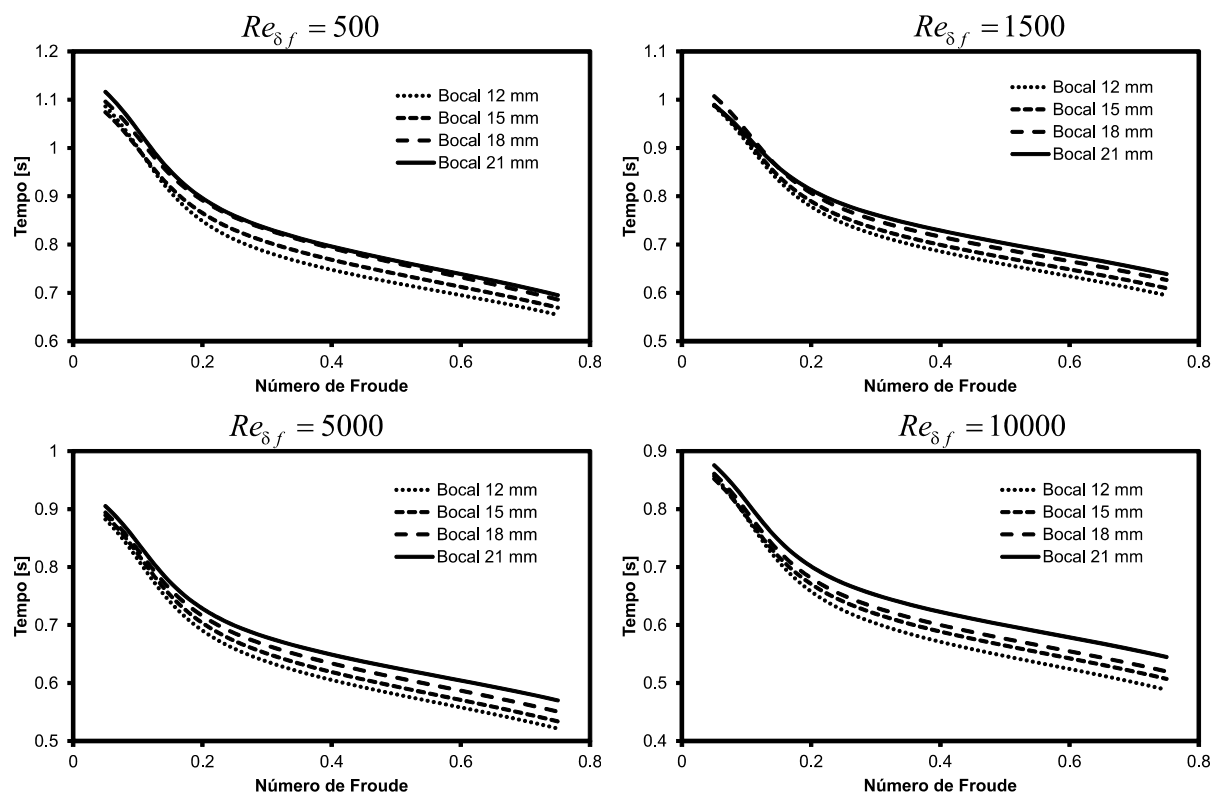
A Figura 5.8 contempla a comparação da espessura de filme ao longo de toda câmara de expansão do separador VASPS, para os casos de escoamento laminar e turbulento. Nota-se que a espessura aumenta rapidamente na saída do bocal, por conta do espalhamento que o escoamento sofre ao se chocar com a parede do tubo externo. Observa-se também que, com a diminuição do diâmetro do bocal a espessura ligeiramente abaixo do bocal se torna mais fina. Entretanto, todas as espessuras convergem para o mesmo valor, já que a espessura no final da câmara varia apenas com o número de Froude.



**Figura 5.8 Comparação da espessura do filme ao longo de todo separador primário.**

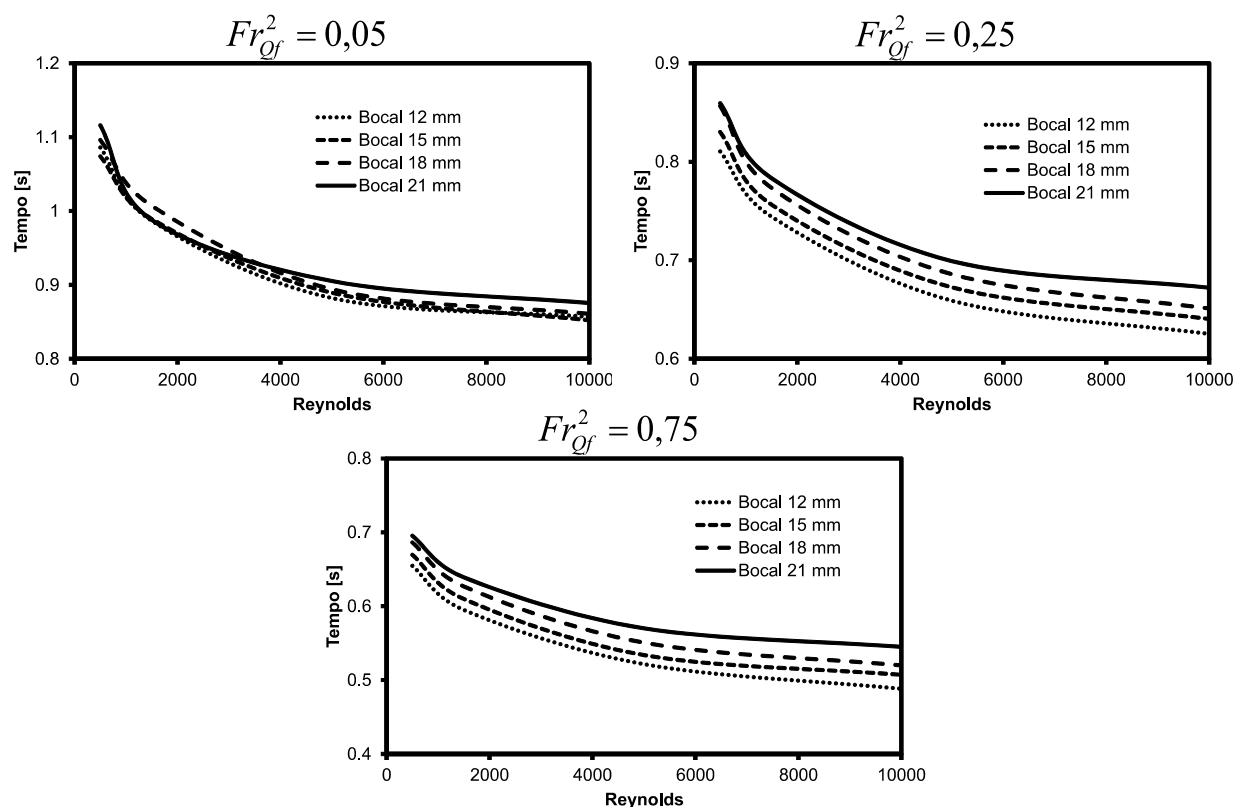
### 5.3.2 Tempo de residência

O tempo médio de residência do fluido no interior da câmara em função de  $Re_{\delta f}$ ,  $Fr_{Qf}^2$  e  $\phi_{bocal}$ , é mostrado na Figura 5.9. Constata-se que, como a vazão aumenta com o aumento de  $Fr_{Qf}^2$ , o tempo de permanência do fluido no interior câmara diminui significativamente. Com a diminuição do diâmetro do bocal, a velocidade do fluido também é ampliada e, conseqüentemente, intensifica-se a força centrífuga e o espalhamento de líquido. Por isso, uma ligeira redução do tempo de residência do líquido com a diminuição do diâmetro do bocal.



**Figura 5.9 Resultados do tempo de residência para os quatro bocais variando o número de Froude para cada número de Reynolds específico.**

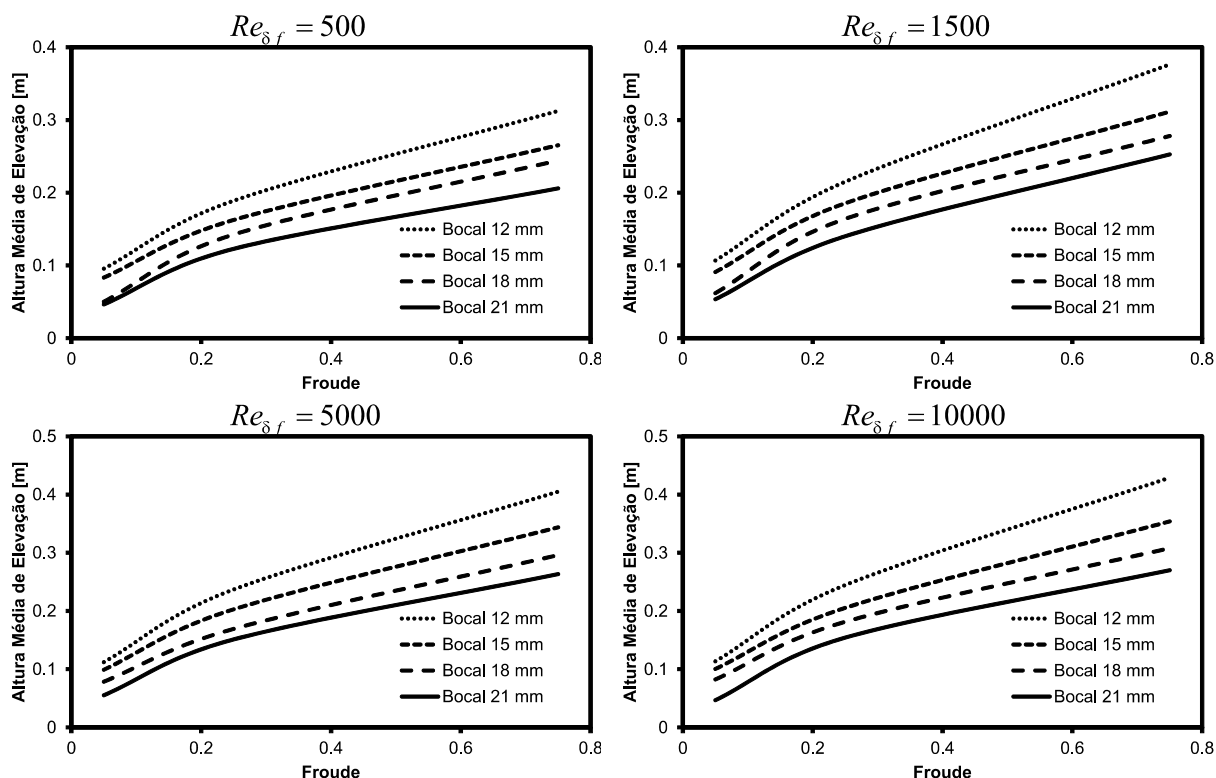
Com a variação do número de Reynolds para um  $Fr_{Qf}^2$  específico, como mostrado na Figura 5.10, diminui o tempo de residência conforme se aumenta o número de  $Re_{\delta_f}$ , pelo fato do fluido possuir maior inércia, e conseqüentemente, maior velocidade. Observa-se que o bocal influencia consideravelmente no tempo de residência do fluido no interior da câmara, uma vez que a área do bocal de entrada é inversamente proporcional à velocidade do fluido, fazendo o tempo diminuir com a diminuição do diâmetro do bocal.



**Figura 5.10 Resultados do tempo de residência para os quatro bocais variando o número de Reynolds para cada número de Froude específico.**

### 5.3.3 Altura de elevação

Como mostrado nos gráficos da Figura 5.11, a altura de elevação possui dependência tanto nos diâmetros dos bocais quanto no número de Froude. Nota-se também, que com o aumento do diâmetro dos bocais há uma diminuição na altura de elevação média para os quatro casos de  $Re_{sf}$ . Isso se dá pelo fato de a velocidade de entrada diminuir com o aumento do diâmetro do bocal, o que resulta em uma menor intensidade de espalhamento do líquido na câmara e, conseqüentemente, um nível de líquido mais baixo.

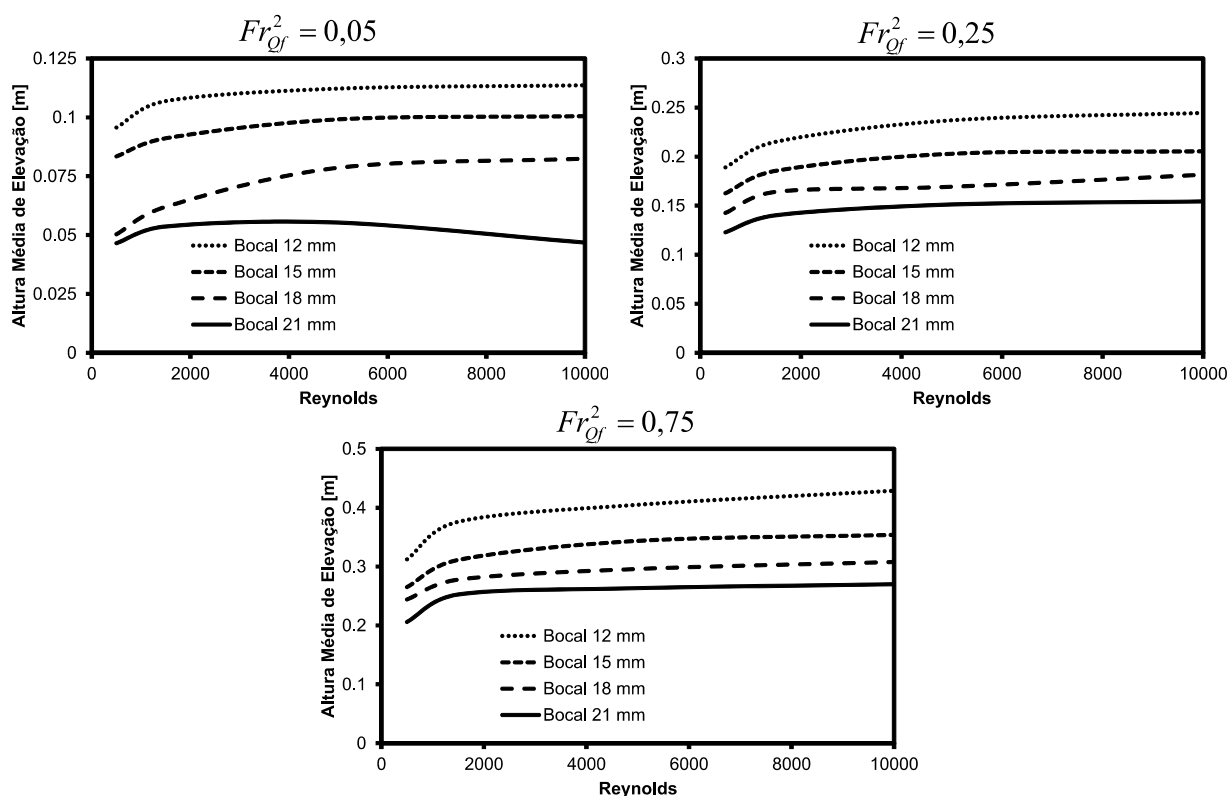


**Figura 5.11 Resultados da altura média de elevação do filme para os quatro bocais variando o número de Froude para cada número de Reynolds específico.**

Nota-se na Figura 5.12 que a altura de elevação é influenciada pelo número de Reynolds, visto que com o aumento do  $Re_{\delta_f}$  aumenta a altura média que o fluido pode alcançar. A altura de elevação ganha amplitude pelo fato das forças viscosas exercerem menor influência no escoamento, favorecendo o espalhamento do fluido na entrada da câmara.

A dimensão do bocal afeta fortemente a altura média de elevação, pois diminuindo o diâmetro do bocal de entrada, aumenta a velocidade do escoamento e amplifica o espalhamento do fluido, fazendo-o atingir picos mais elevados.





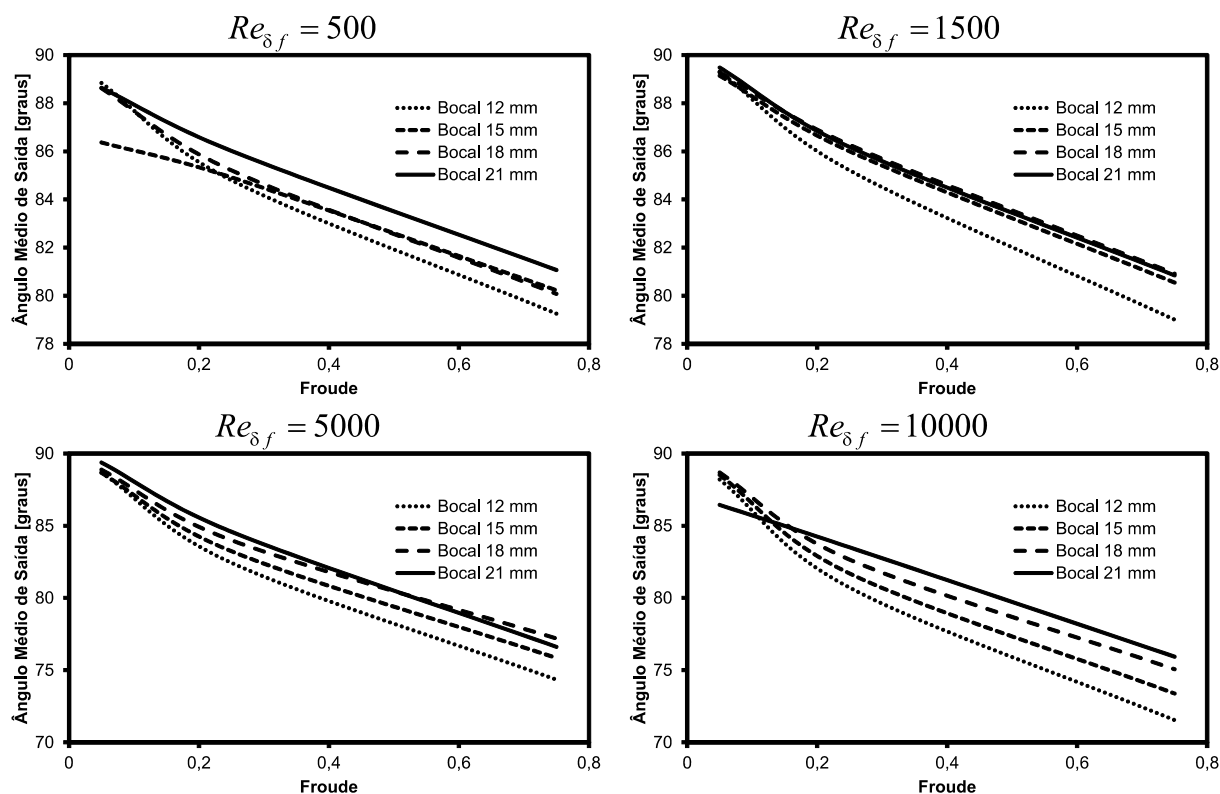
**Figura 5.12 Resultados da altura média de elevação do filme para os quatro bocais variando o número de Reynolds para cada número de Froude específico.**

### 5.3.4 Ângulo médio de saída

Quando a mistura adentra na câmara do separador pelo bocal convergente, há o choque do fluido com o tubo externo da câmara e um consequente espalhamento, induzindo um movimento centrífugo e de queda, pela ação da força da gravidade. Até que o fluido alcance a saída inferior do separador, a tensão de cisalhamento atua contra o movimento, o que faz com que o fluido se incline cada vez mais na direção vertical.

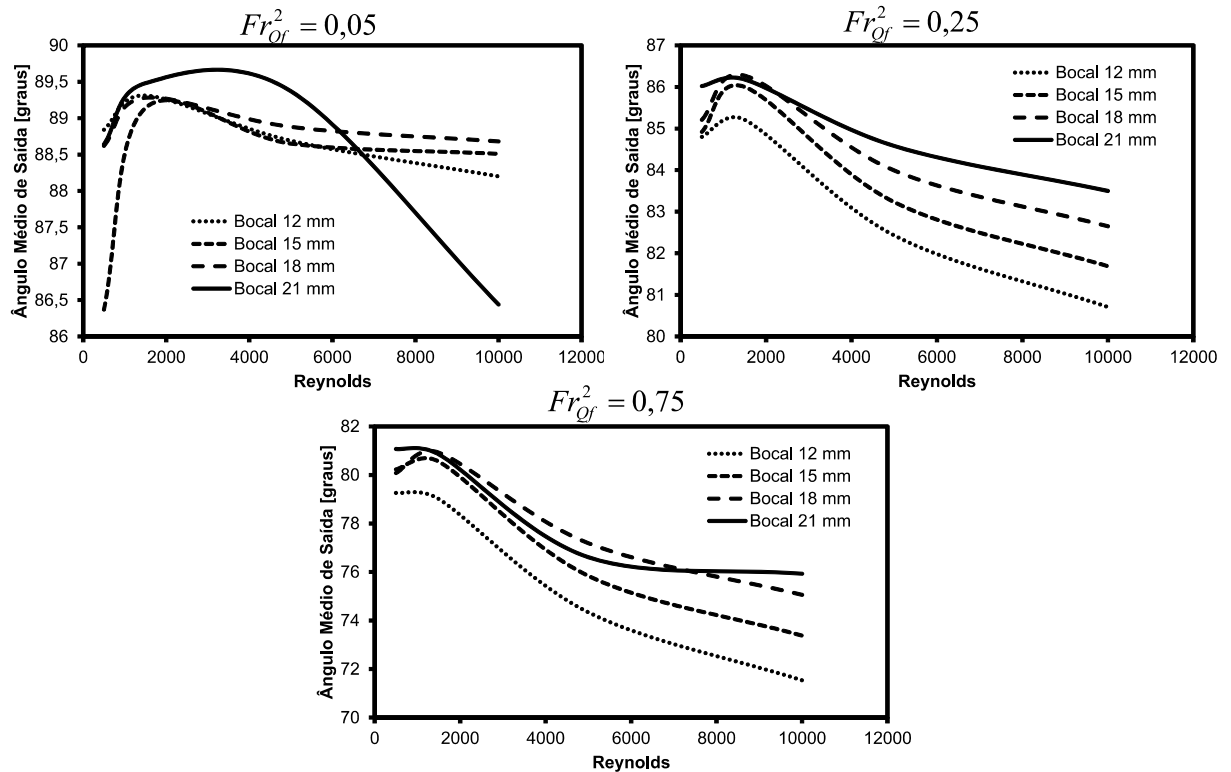
Verifica-se na Figura 5.13 que com o aumento do  $Fr_{Qf}^2$ , amplia-se a velocidade do fluido, que chegará à saída do separador com maior intensidade de movimento centrífugo. Como a velocidade tangencial está diretamente ligada ao ângulo do vetor velocidade nas linhas de correntes, pode-se afirmar que com o aumento do número de Froude diminui-se o ângulo na saída da câmara do separador.

Além disso, com a redução da área do bocal, aumenta-se a velocidade de entrada do fluido, amplificando ainda mais a velocidade e adicionando mais movimento centrífugo ao filme, diminuindo o ângulo médio de saída.



**Figura 5.13 Resultados do ângulo médio na saída inferior da câmara para os quatro bocais variando o número de Froude para cada número de Reynolds específico.**

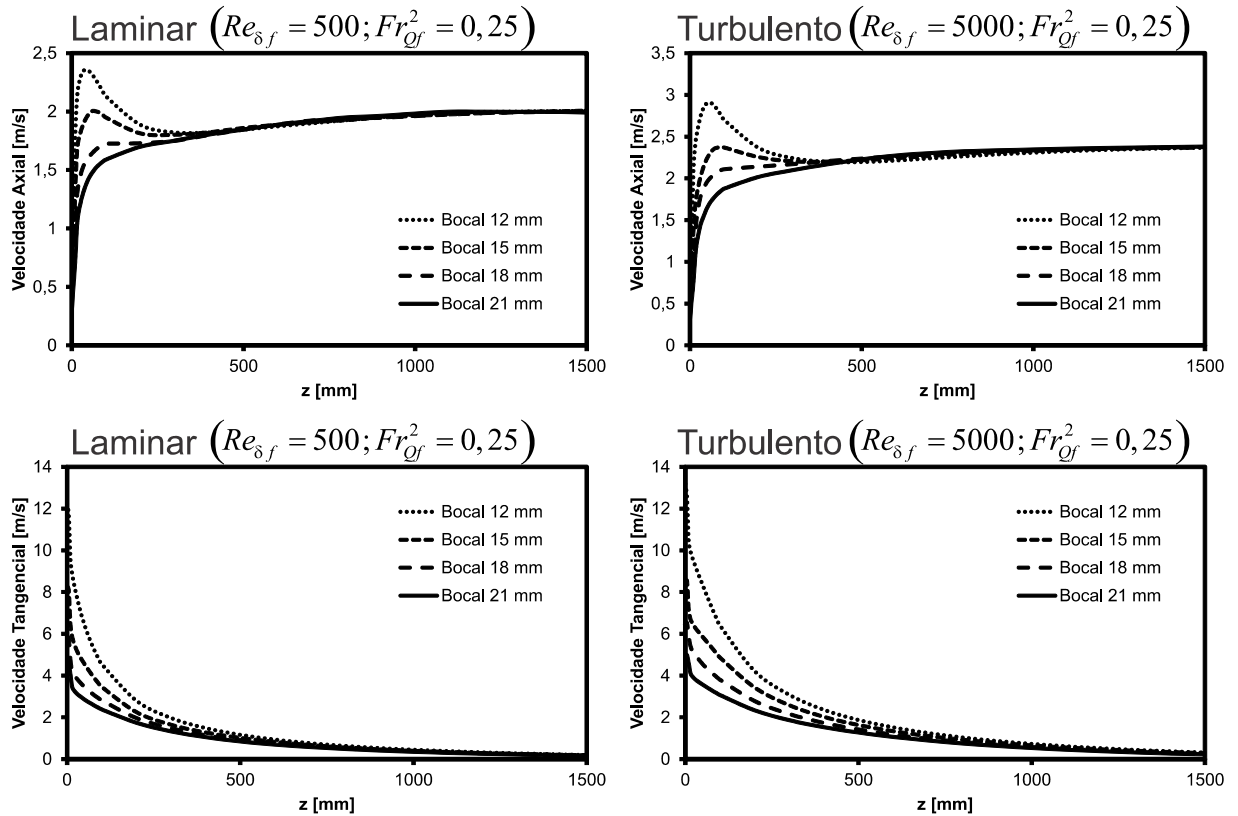
Observa-se na Figura 5.14 como o ângulo de inclinação das linhas de correntes está associado às forças viscosas, pelo fato do ângulo diminuir com o aumento do número de Reynolds. E ainda, quando comparado entre as geometrias do bocal, percebe-se que o ângulo diminui, relativamente, mais que os de mais bocais. Pode-se explicar pelo aumento da velocidade tangencial que o fluido recebe na entrada da câmara, e maior influência do campo centrífugo por toda a extensão da câmara.



**Figura 5.14** Resultados do ângulo médio na saída inferior da câmara para os quatro bocais variando o número de Reynolds para cada número de Froude específico.

### 5.3.5 Velocidade axial e tangencial

O vetor velocidade recebe grande influência do diâmetro do bocal para qualquer posição no interior do separador, já que a área por onde o fluido é introduzido influencia diretamente na velocidade do fluido na entrada. A Figura 5.15 apresenta a variação da velocidade axial e tangencial em função do bocal. Como a vazão é a mesma para um único número de Froude para todos os bocais, o escoamento tende a atingir a saída da câmara com a mesma velocidade. Entretanto, para regiões próximas ao bocal, as componentes de velocidade são muito influenciadas pelo diâmetro do bocal.



**Figura 5.15** Comparação da velocidade axial ao longo de todo separador primário.

#### 5.4 Resultados das simulações com escoamento bifásico

Nesta seção será feita apresentação dos resultados numéricos das simulações de escoamento bifásico líquido/gás. O padrão de escoamento bifásico adotado foi o de bolhas dispersas. Realizou-se variação na fração em vazio, diâmetro de bolhas, diâmetro de bocal, número de Reynolds e número de Froude, para avaliar qual a influência dessas variáveis sobre a taxa de separação, que é calculada conforme apresentado na equação (4.33).

##### Variação do número de Reynolds

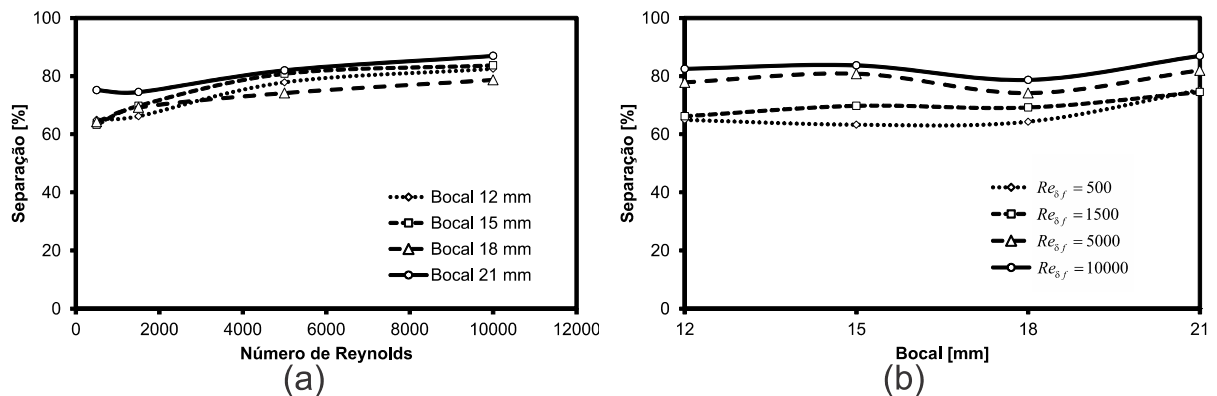
Todas as combinações consideradas para analisar a taxa de separação foram investigadas para os quatro tipos de bocais assumidos no estudo. Primeiro, verificou-se a influência do número de Reynolds sobre a capacidade de separação do separador primário. As variações consideradas estão descritas na Tabela 5-4.

**Tabela 5-4 Grade de simulações para variação do número de Reynolds.**

$\phi_{bocal}$	$\phi_{bolha}$	$\alpha$	$Fr_{Qf}^2$	$Re_{\delta f}$
B1 / B2 / B3 / B4	1,0 mm	10%	0,25	500 / 1500 / 5000 / 10000

Percebe-se na Figura 5.16-(a) que a taxa de separação é dependente do número de Reynolds. Quanto menor  $Re_{\delta f}$ , maior a influência das forças viscosas e menor a taxa de separação, pois as forças viscosas aumentam com a diminuição de  $Re_{\delta f}$ , dificultando a movimentação das bolhas dispersas para que alcancem a interface e sejam separadas.

Com relação ao diâmetro do bocal, observa-se que há um pequeno aumento na taxa de separação com o aumento do bocal de entrada, porém para o bocal de 18 mm, podem-se ter alguns erros numéricos ou algum fenômeno físico que possa diminuir a taxa de separação.



**Figura 5.16 (a) Gráfico da separação em função do número de Reynolds. (b) Gráfico da separação em função do bocal.**

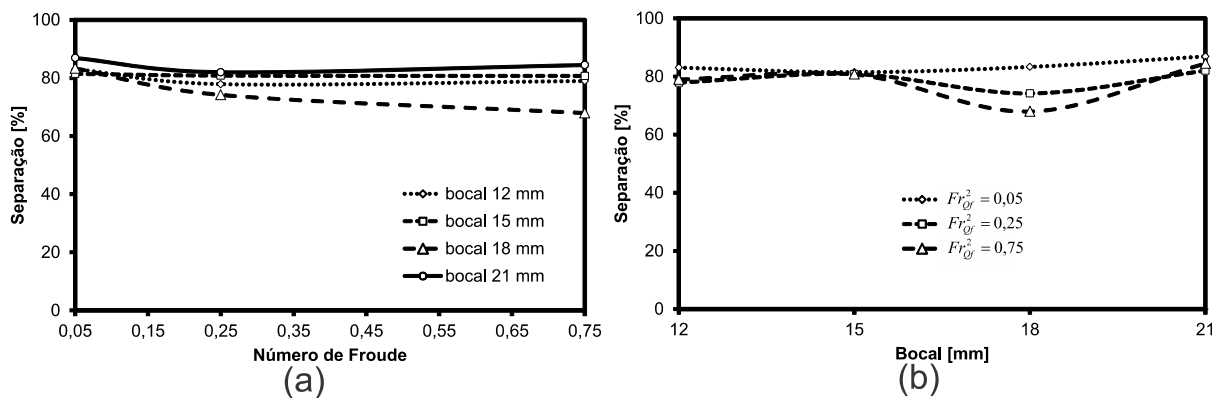
### Variação do número de Froude

Os valores de número de Froude usados para avaliação da influência desse parâmetro na separação estão mostrados na Tabela 5-5. A partir dessas simulações pode-se avaliar diretamente a dependência da taxa de separação pela vazão de entrada.

**Tabela 5-5 Grade de simulações para variação do número de Froude.**

$\phi_{bocal}$	$\phi_{bolha}$	$\alpha$	$Fr_{Qf}^2$	$Re_{\delta f}$
B1 / B2 / B3 / B4	1,0 mm	10%	0,05 / 0,25 / 0,75	5000

A Figura 5.17-(a) mostra que existe influência do número de Froude na porcentagem de gás separado para escoamentos com baixa vazão, porém, com o aumento de  $Fr_{Qf}^2$  não há mudança significativa da taxa de separação. Ou, pode-se ter obtido alguns erros nas simulações numéricas e dificultou a percepção da relação entre o número de Froude com a taxa de separação.



**Figura 5.17 (a) Gráfico da separação em função do número de Froude. (b) Gráfico da separação em função do bocal.**

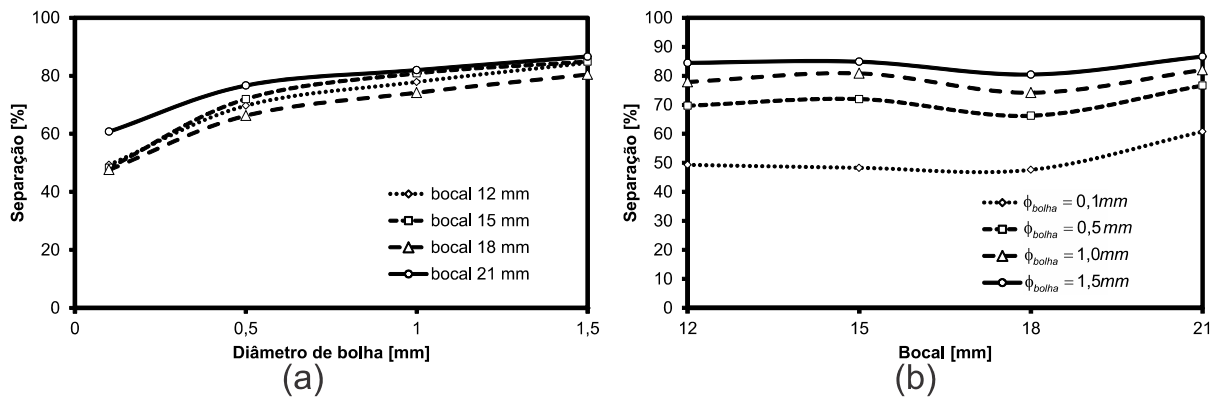
### Varição do diâmetro de bolha

Para identificar a relação que a taxa de separação tem com a variação do diâmetro de bolha, foram selecionados os diâmetros de bolhas que estão presentes na Tabela 5-6.

**Tabela 5-6 Grade de simulações para variação do diâmetro de bolha.**

$\phi_{bocal}$	$\phi_{bolha}$	$\alpha$	$Fr_{Qf}^2$	$Re_{\delta f}$
B1 / B2 / B3 / B4	0,1 mm / 0,5 mm / 1,0 mm / 1,5 mm	10%	0,25	5000

A Figura 5.18 nos mostra que com o bocal de 18 mm de diâmetro, possui menor porcentagem de separação com os demais bocais. Nota-se também que a taxa de separação aumenta com o aumento do diâmetro da bolha, já que a espessura de filme chega ao caso mais crítico (Figura 5.6)  $\delta_f = 3,6\text{mm}$ , assim percebe-se que a bolha possui mais facilidade em encontrar a interface pelo seu tamanho comparado a espessura de filme.



**Figura 5.18 (a) Gráfico da separação em função do diâmetro de bolha. (b) Gráfico da separação em função do bocal.**

### Variação da fração de vazio

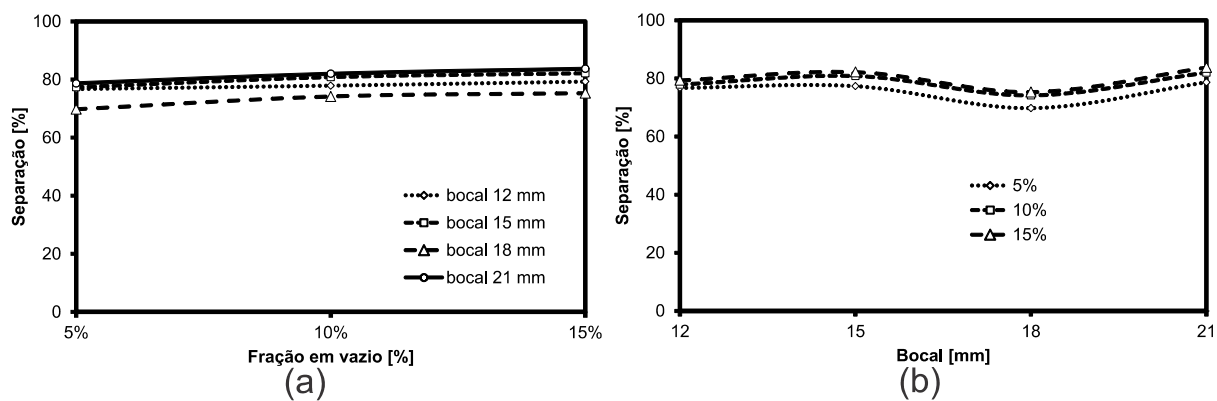
Por último, será feita a análise que a fração de vazio exerce sobre a capacidade de separação do separador primário. A Tabela 5-7 mostra a grade de simulações da última variável a ser discutida no presente trabalho.

**Tabela 5-7 Grade de simulações para variação da fração de vazio.**

$\phi_{bocal}$	$\phi_{bolha}$	$\alpha$	$Fr_{Qf}^2$	$Re_{\delta f}$
B1 / B2 / B3 / B4	1,0 mm	5% / 10% / 15%	0,25	5000

Observando-se a Figura 5.19-(a), percebe-se que aumentando a fração de vazio aumenta-se a taxa de separação, independentemente do bocal adotado. Como o maior responsável pela separação na câmara de expansão é o choque da mistura na parede do tubo externo, o escoamento bifásico que possui maior quantidade de

gás, desprenderá maior quantidade de gás, pois as bolhas dispersas restantes no filme, dificilmente serão separadas. Logo, para uma menor quantidade de fração em vazio, percentualmente, mais gás será separado.



**Figura 5.19 (a) Gráfico da separação em função da fração em vazio. (b) Gráfico da separação em função do bocal.**



## 6 CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

No presente trabalho foi desenvolvido um estudo numérico do escoamento no interior da câmara de expansão do separador líquido/gás tipo VASPS, considerando dois diferentes tipos de escoamento, monofásico e bifásico. Focando a análise na influência do diâmetro do bocal de entrada na câmara de expansão do VASPS na dinâmica do escoamento e na eficiência de separação. O estudo foi realizado para quatro diferentes diâmetros do bocal de entrada.

Para a resolução das equações discretizadas na modelagem numérica, utilizou-se o programa computacional ANSYS-CFX 2013 e ICFM-CFD para criar as malhas das geometrias. Foi utilizado o Método dos Volumes Finitos baseado em Elementos (MVFbE), em conjunto com o modelo de dois fluidos Euleriano-Euleriano, e para os casos de escoamento turbulento, usou-se o modelo de turbulência SST.

Os resultados numéricos possibilitaram a análise da dinâmica do escoamento e cálculo das variáveis desejadas: altura média de elevação, espessura média, ângulo de inclinação na saída inferior da câmara e tempo de residência, para os casos bifásicos a taxa de separação.

Observou-se que, independentemente do diâmetro do bocal adotado não há influência direta na espessura do filme, pois este parâmetro depende apenas da vazão. Para os casos de tempo de residência e ângulo de saída, observou-se que o aumento do diâmetro do bocal de entrada acarreta no aumento do tempo e no ângulo das linhas de corrente do escoamento na saída do separador. Isso se explica pelo fato de que o aumento da área de seção transversal de entrada implica numa menor velocidade de entrada e, conseqüentemente, em um movimento centrífugo menos intenso. Esse efeito também reflete nos resultados observados para a altura de elevação do líquido no separador, que é menor quanto maior o diâmetro do bocal, em decorrência de uma menor intensidade de espalhamento.

Para escoamentos bifásicos líquido-gás de padrão disperso, nota-se que a vazão (número de Froude) influencia o processo de separação, variando de 81,4% ( $Fr_{Qf}^2=0,05$ ) a 80,7% ( $Fr_{Qf}^2=0,75$ ) no bocal B2. No entanto, as demais variáveis

mostraram ser totalmente influentes na taxa de separação. É perceptível, por exemplo, a influência do diâmetro da bolha na taxa de separação que aumentou a taxa de separação de 48,3% ( $\phi_{bolha} = 0,1$  mm) para 84,9% com ( $\phi_{bolha} = 1,5$  mm), no bocal B2. Nos casos em que há um aumento no número de Reynolds, se eleva a taxa de separação, por aumentar a inércia e, conseqüentemente, aumentar o espalhamento do fluido, pode ser percebido com a condição de bocal B2 o aumento de 63,3% ( $Re_{\delta f} = 500$ ) para 83,7% ( $Re_{\delta f} = 10000$ ). E com a fração de vazio de 5% a 15%, no bocal B2, obteve aumento da taxa de separação de 77,3% para 81,4%, esta tendência no processo de separação se dá por aumentar a quantidade de gás na mistura.

Entretanto, o bocal com 18 mm de diâmetro apresentou um comportamento totalmente inesperado. Pode ser que, ocorreu algum erro numérico ou que exista algum comportamento físico no escoamento que explique o porquê do bocal possuir a menor taxa de separação dentre todos os tipos de bocais estudados, porém deve-se fazer um estudo mais aprofundado.

No geral, o presente trabalho contribuiu para aumentar o conhecimento a respeito da câmara de expansão, analisar a influência que o bocal exerce na dinâmica do escoamento e na taxa de separação, em função de diversos parâmetros e amplificar a abrangência dos limites de trabalho.

### **6.1 Sugestões para trabalhos futuros**

Em função dos resultados alcançados no presente projeto, são sugeridos para futuros:

- I. Realizar o estudo mais aprofundado no bocal B3 (18 mm de diâmetro).
- II. Avaliar o comportamento do separador para diferentes padrões de escoamento bifásico, como golfadas.
- III. Analisar a influência da inclinação do bocal de entrada na dinâmica do escoamento e na taxa de separação.

## REFERÊNCIAS

ALVES, Maria Bernardete Martins; ARRUDA, Susana Margareth. **Como Fazer Referências** (Bibliográficas, Eletrônicas e Demais Formas de Documentos). Florianópolis: UFSC, 2002. Disponível em: <http://www.bu.ufsc.br/REFBIBCAPA.html> Acesso em: 11 setembro de 2011.

ANSYS, Inc. **ANSYS-CFX<sup>®</sup>** – *SOLVER THEORY GUIDE*, 2010

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **Informação e Documentação - Trabalhos Acadêmicos – Apresentação**: NBR 14724. Rio de Janeiro, 2002. 6 p.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **Numeração Progressiva das Seções de um Documento**: NBR 6024. Rio de Janeiro, 1989/2002. 2 p.

COMISSÃO DE NORMALIZAÇÃO DE TRABALHOS ACADÊMICOS DA UTFPR. **Normas para a Elaboração de Trabalhos Acadêmicos**. Curitiba: Editora UTFPR, 2009. 112 p.

Drew, D.; Lahey, R. T., **Mathematical modelling of two-phase flows**: Annual Review of Fluid Mechanics, Vol. 15, pp. 261-291, 1983.

Erdal, F., Mantilla, I., Shirazi, S. and Shoham, O.: **“Simulation of Free Interface Shape and Complex Two-Phase Flow Behavior in a Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separator,”** ASME Fluids Engineering Division Summer Meeting, Washington, U.S.A. (1998).

Erdal, F., Shirazi, S., Shoham, O. and Kouba, G.: **“CFD Simulation of Single-Phase and Two-Phase Flow in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators,”** paper SPE 36645 presented at the SPE Annual Technical Conference & Exhibition, Denver, U.S.A. (1996).

França, F., Rosa, E., Bannwart, A. and Moura, L.: **“Hydrodynamic Studies on a Cyclonic Separator,”** The Offshore Technology Conference, Houston Texas (1996).

Ishii, M. and Hibiki, T.: **“Thermo-Fluid Dynamics of Two Phase Flow,”** France (2005).

Ishii, M.; Zuber, N. **“Drag Coefficient and Relative Velocity in Bubbly, Droplet or Particulate Flows”** AIChE Journal, Vol. 25, pp. 843-855, 1979.

Kouba, G., Shoham, O. and Shirazi, S.: **“Design And Performance of Gas Liquid Cylindrical Cyclone Separators,”** Presented at the BHR Group 7th International Conference on “Multiphase 95”, Cannes, France (1995).

LEVICH, V.G. **Physiochemical Hydrodynamics.** New York, Prentice-Hall, p. 669-692 1962.

Maliska, C. R. **TRANSFERÊNCIA DE CALOR E MECÂNICA DOS FLUIDOS COMPUTACIONAL**, 2ª edição, editora LTC, Rio de Janeiro, 2004.

Marti, O., Erdal, F., Shoham, O., Shirazi, S. and Kouba, G.: **“Analysis of Gas Carry-Under in Gas-Liquid Cylindrical Cyclones,”** paper, University of Tulsa (1996).

Marti, S.K., Erdal, F.M., Shoham, O., Shirazi, S.A. Kouba, G.E. **Analysis Of Gas Carry-Under In Gas-Liquid Cylindrical Cyclones**, Presented at the Hydrocyclones 1996 International Meeting, St. Johns College, Cambridge, England, April 2–4, 1996.

Matos, Arlindo de, **Distribuição De Fases De Escoamento A Bolhas Em Duto De Secção Quadrada Através De Curva De 180° No Plano Vertical**, Campinas, SP: [s.n.], 2004.

Morandin, M.: **“Modelagem De Um Filme Líquido Sob A Ação Combinada Dos Campos Centrífugo E Gravitacional De Forças: Hidrociclone,”** Campinas, Brazil (1999).

Nebrensky, NT, Morgan, G.B., Oswald, BJ. **Cyclone for gas/oil separation.** In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON HYDROCICLONES, 1, 1980, Cambridge. Proceedings ... Cambridge: BHRA Fluid Engineering and Authors, 1980. p. 167-178.

Nieckele, A. O., Carneiro J. N. E., **Modelo De Dois Fluidos**, Escola Brasileira de Escoamento Multifásico, Curitiba, Brasil, 2012.

Ninahuanca, Hans E. M. **Caracterização Da Dinâmica Do Escoamento Na Câmara De Expansão De Um Separador Ciclônico.** 22nd International Congress of Mechanical Engineering (COBEM 2013), Brasil (2013).

Ofuchi, E., Genaro, J., Stel, H., Franco, A., Augustus, M., Estevam, V. and Morales, R.: "**Estudo Numérico Do Escoamento Com Superfície Livre Em Um Hidrociclone,**" 3º Encontro Brasileiro sobre Ebulição, Condensação e Escoamentos Multifásicos, Brasil (2012).

Ofuchi, E.: "**Análise do Escoamento de Óleo e Gás na Câmara de Expansão do Separador Ciclônico VASPS,**" Trabalho de Conclusão de Curso, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Brasil (2012).

Rietema, K. **Performance And Design Of Hydrocyclone - L. Chemical Engineering Science.**v.15,p. 298-302, London Jul. 1960.

Rosa, E., Morandin, M., Dias, S. and França, F.: "**Liquid Film Motion Under The Action of Gravitational and Centrifugal Fields,**" ENCIT, Brazil (1996).

Rosa, E.S., França, F.A., Ribeiro, G.S., **The Cyclone Gas-Liquid Separator: Operation And Mechanistic Modeling,** International Journal of Petroleum Science and Engineering,v.32, pp 87-101, 2001.

Sant'anna, F.: "**Simulação Numérica do Escoamento na Câmara de Expansão do Separador Líquido-Gás VASPS,**" Trabalho de Conclusão de Curso, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Brasil (2010).

SCHOOK, R.; ASPEREN, V.. **Compact Separation By Means of Inline Technology.** Society of Petroleum Engineers, Bahrain, n. , p.1-7, 12 mar. 2005.

Shoham, O. and Kouba, G.: "**State of the Art of Gas/Liquid Cylindrical-Cyclone Compact-Separator Technology,**" paper SPE 39600 (1998).

Storti, Felipe C., **Estudo Experimental da Eficiência de Separação da Câmara de Expansão do Separador VASPS:** Tese de Doutorado em Engenharia. Universidade Estadual de Campinas, Brasil (2013).

Zwart, P., Godin, P., Penrose, J. and Hyung, S. "**Simulation of unsteady free-surface flow around a ship hull using a fully coupled multi-phase flow method,**" Canada (2008).