

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

JUAN PABLO FERRAZ ALBUQUERQUE

**ESTUDO NUMÉRICO DA INFLUÊNCIA DA VISCOSIDADE NO  
ESCOAMENTO BIFÁSICO EM UM DISTRIBUIDOR**

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

CURITIBA

2019

JUAN PABLO FERRAZ ALBUQUERQUE

**ESTUDO NUMÉRICO DA INFLUÊNCIA DA VISCOSIDADE NO  
ESCOAMENTO BIFÁSICO EM UM DISTRIBUIDOR**

Monografia do Projeto de Pesquisa apresentada à disciplina de Trabalho de Conclusão de Curso – Tcc2 do curso de Engenharia Mecânica da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, como requisito parcial para aprovação na disciplina.

Orientador: Prof. Dr. Paulo Henrique Dias dos Santos

CURITIBA

2019

## TERMO DE APROVAÇÃO

Por meio deste termo, aprovamos a monografia do Projeto de Pesquisa "Estudo numérico da influência da viscosidade no escoamento bifásico em um distribuidor", realizado pelo aluno Juan Pablo Ferraz Albuquerque, como requisito parcial para aprovação na disciplina de Trabalho de Conclusão de Curso - Tcc2, do curso de Engenharia Mecânica da Universidade Tecnológica Federal do Paraná.

Prof. Dr., Paulo Henrique Dias dos Santos

DAMEC, UTFPR

Orientador

Prof. Dr., Rigoberto Eleazar Melgarejo Morales

DAMEC, UTFPR

Avaliador

Prof. Dr., Eduardo Matos Germer

DAMEC, UTFPR

Avaliador

Curitiba, 27 de junho de 2019.

## **AGRADECIMENTOS**

Primeiramente a Deus, pelas oportunidades a mim concebidas e pelas pessoas que fazem parte da minha vida.

A toda a minha família, pelo apoio e esforço para que pudéssemos superar as situações adversas ao longo do curso. Por me proporcionar esta oportunidade de crescimento profissional e pessoal.

Ao meu orientador, professor Paulo H. D. Santos, pela oportunidade e confiança oferecida, além da constante ajuda e aprimoramento do trabalho. Ao professor Rigoberto Morales, pela oportunidade, direcionamento e esclarecimento das dúvidas. Pelo comprometimento e apoio prestado ao longo do trabalho.

Também agradeço a Carolina Cimorelli e ao Henrique Eidt pela grande ajuda prestada desde as primeiras etapas deste trabalho. Pelos conselhos, correções, discussões e análises dos problemas, que foram cruciais para a realização do trabalho.

A todos os colegas do NUEM e da UTFPR que me auxiliaram e apoiaram ao longo deste trabalho.

A PETROBRÁS, ao NUEM e a UTFPR pelo apoio financeiro, incentivo a pesquisa e transmissão de conhecimento ao longo do curso e deste trabalho.

## RESUMO

Albuquerque, Juan Pablo Ferraz. Estudo numérico da influência da viscosidade no escoamento bifásico em um distribuidor. 74f. Trabalho de conclusão de curso – Tcc2, Bacharelado em Engenharia Mecânica, Departamento Acadêmico de Mecânica, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, 2019.

A utilização de separadores bifásicos líquido-gás é necessária para aumentar o desempenho de bombas e compressores, que são projetados para trabalhar com uma única fase. Entretanto, estes equipamentos apresentam grandes dimensões, tornando custosos o seu transporte e instalação no leito do mar. Uma alternativa viável para a redução das dimensões dos separadores sem prejudicar a sua eficiência é a instalação de um distribuidor que proporciona a distribuição do escoamento para quatro diferentes saídas, realizando também uma pré-separação das fases. No presente trabalho, foi estudada a influência da viscosidade no escoamento no interior de um distribuidor, utilizando simulações numéricas tridimensionais e transientes, com auxílio do *software* ANSYS-CFX. O escoamento foi modelado com o modelo de dois fluidos (euleriano-euleriano), em conjunto com o modelo de turbulência *Shear Stress Transport* (SST) e o esquema compressivo para captura da interface. Na modelagem numérica utilizou-se o Método de Volumes Finitos baseado em Elementos Finitos. A validação através de dados experimentais indicou a capacidade do modelo numérico em representar a situação proposta. Os resultados obtidos mostraram que o aumento da viscosidade implica na diminuição das forças tangenciais ao longo da câmara ciclônica, ocasionando uma menor distinção entre as fases nas saídas do sistema de distribuição. Todavia, a capacidade de distribuição não foi alterada em função da viscosidade (1,0 cP, 28,5 cP e 42,6 cP), apresentando uma distribuição equitativa para as situações avaliadas.

**Palavras-chave:** Viscosidade, Distribuidor, Escoamento bifásico, Estudo numérico.

## ABSTRACT

Albuquerque, Juan Pablo Ferraz. Numerical study of the viscosity influence on two-phase flow in a distributor. 74p. Undergraduate Thesis, Mechanical Engineering, Academic Mechanical Engineering Department, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Curitiba, 2019.

The use of liquid-gas separators is necessary to increase performance of pumps and compressors used, which are developed for working using single phase flow. However, these equipment have large dimensions, making it expensive to transport and install on the seabed. A feasible alternative for reducing separators dimensions without harming their performance is the installation of a distributor that provides the distribution of the flow to four different outlets, also accomplishing a prior separation of the phases. It was studied in this work the viscosity influence on the flow inside a distributor, using three-dimensional and transient numerical simulations, with ANSYS-CFX software. The flow was modeling with eulerian-eulerian two fluid model, Shear Stress Transport (SST) turbulence model and compressive discretization scheme for the capture of the liquid-gas interface. It was utilized finite volume based on finite elements method in the numerical model. Validation using experimental data indicated the model capacity to represent the proposed flow. The results showed that the increase in viscosity implies in the reduction of tangential forces along cyclonic chamber, causing a smaller distinction between the phases in the distribution system outlets. However, the distribution capacity was not altered according to the viscosity (1.0 cP, 28.5 cP and 42.6 cP), presenting an equitable distribution in the evaluated situations.

**Keywords:** Viscosity, Distributor, Two-Phase Flow, Numerical Simulations.

## LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1.1 Esquema (a) do distribuidor utilizado; (b) do distribuidor com os separadores acoplados.....	18
Figura 1.2 Dimensões do domínio adotado para o distribuidor. ....	19
Figura 2.1 Padrões de escoamento para escoamento bifásico vertical ascendente.	22
Figura 2.2 Capacidade de separação do equipamento baseado no seu fator de escala e viscosidade do líquido.....	29
Figura 2.3 Capacidade de separação do separador GLCC em função do aumento da viscosidade. ....	30
Figura 2.4 Fração volumétrica de líquido nas saídas para velocidade de 2m/s e diferentes alturas da câmara ciclônica.....	32
Figura 2.5 Espessura de filme de líquido para diferentes combinações de velocidades de líquido e gás.....	33
Figura 2.6 Influência da viscosidade em um escoamento monofásico no interior da câmara ciclônica do sistema de distribuição.....	34
Figura 3.1 Redução da espessura de interface com a utilização do esquema compressivo.....	40
Figura 3.2 Domínio do distribuidor a ser adotado.....	41
Figura 3.3 Esquema representativo de uma célula unitária utilizada. ....	42
Figura 3.4 Representação esquemática para um volume de controle. ....	43
Figura 3.5 Volume de controle 2-D para a discretização das equações. ....	44
Figura 3.6 Representação das regiões da malha utilizada para o domínio. (1) Foco na região hexaédrica, aproximação próxima a parede. ....	46
Figura 3.7 (a) Posicionamento dos planos utilizados para as medições. (b) Fração volumétrica de líquido média para $H = 200$ mm. (c) Fração volumétrica de líquido média para $H = 300$ mm. ....	47
Figura 3.8 Velocidade média do líquido para as posições (a) 200mm (b) 300mm....	48

Figura 3.9 Fração volumétrica média de líquido para as posições (a) 200mm (b) 300mm.....	49
Figura 3.10 Fração volumétrica de líquido para os primeiros 3 segundos de simulação. ....	50
Figura 3.11 Espessura de filme de líquido média para os intervalos de tempo testados. ....	51
Figura 4.1 Mapa de fluxo para a água baseado no modelo de Mishima e Ishii (1984) ....	54
Figura 4.2 Mapa de fluxo para o óleo Excel 15 baseado no modelo de Mishima e Ishii (1984) .....	54
Figura 4.3 Mapa de fluxo para o óleo Excel 22 baseado no modelo de Mishima e Ishii (1984) .....	55
Figura 4.4 Espessura de filme de líquido média para a água, com velocidades superficiais $J_G = 1\text{m/s}$ e: (a) $J_L=0,5\text{m/s}$ ; (b) $J_L=1,0\text{m/s}$ e; (c) $J_L=1.5\text{m/s}$ . ....	56
Figura 4.5 Espessura de filme de líquido média para o óleo Excel 15, com velocidades superficiais $J_G = 1\text{m/s}$ e: (a) $J_L=0,5\text{m/s}$ ; (b) $J_L=1,0\text{m/s}$ e; (c) $J_L=1.5\text{m/s}$ . ....	57
Figura 4.6 Espessura de filme de líquido média para o óleo Excel 22, com velocidades superficiais $J_G = 1\text{m/s}$ e: (a) $J_L=0,5\text{m/s}$ ; (b) $J_L=1,0\text{m/s}$ e; (c) $J_L=1.5\text{m/s}$ . ....	58
Figura 4.7 (a) Apresentação dos planos e espaçamentos criados ao longo da câmara ciclônica. (b) Apresentação da área ocupada pelo líquido no decorrer dos planos criados. ....	59
Figura 4.8 Espessura de filme de líquido média para os fluidos de trabalho, com velocidades superficiais $J_G = 1,0\text{m/s}$ e: (a) $J_L=0,5\text{m/s}$ ; (b) $J_L=1,0\text{m/s}$ e; (c) $J_L=1,5\text{m/s}$ . ....	59
Figura 4.9 Variação da espessura de filme de líquido média em função da velocidade superficial da fase líquida. ....	61
Figura 4.10 Variação do número de Reynolds em função da variação da espessura de filme média para os casos avaliados. ....	61
Figura 4.11 Representação esquemática do ângulo formado por uma linha de corrente.....	62



Figura 4.12 Linhas de corrente para o escoamento de água, com $JG=1,0\text{m/s}$ e (a) $JL=0,5\text{m/s}$ (b) $JL=1,0\text{m/s}$ e (c) $JL=1,5\text{m/s}$ .....	63
Figura 4.13 Linhas de corrente para o escoamento de óleo Excel 15, com $JG=1,0\text{m/s}$ e (a) $JL=0,5\text{m/s}$ (b) $JL=1,0\text{m/s}$ e (c) $JL=1,5\text{m/s}$ . ....	63
Figura 4.14 Linhas de corrente para o escoamento de óleo Excel 22, com $JG=1,0\text{m/s}$ e (a) $JL=0,5\text{m/s}$ (b) $JL=1,0\text{m/s}$ e (c) $JL=1,5\text{m/s}$ .....	64
Figura 4.15 Fração volumétrica de líquido média registrada nas quatro saídas, para o escoamento de água com velocidades superficiais $JG=1,0\text{ m/s}$ e (a) $JL=0,5\text{m/s}$ (b) $JL=1,0\text{m/s}$ e (c) $JL=1,5\text{m/s}$ . ....	65
Figura 4.16 Fração volumétrica de líquido média registrada nas quatro saídas, para o escoamento de óleo Excel 15 com velocidades superficiais $JG=1,0\text{ m/s}$ e (a) $JL=0,5\text{m/s}$ (b) $JL=1,0\text{m/s}$ e (c) $JL=1,5\text{m/s}$ .....	65
Figura 4.17 Fração volumétrica de líquido média registrada nas quatro saídas, para o escoamento de óleo Excel 22 com velocidades superficiais $JG=1,0\text{ m/s}$ e (a) $JL=0,5\text{m/s}$ (b) $JL=1,0\text{m/s}$ e (c) $JL=1,5\text{m/s}$ .....	66
Figura 4.18 (a) Representação das saídas da geometria do distribuidor. (b) Vazão mássica de óleo Excel 15 para as diferentes saídas ao longo do tempo, para $JL=1,0\text{m/s}$ e $JG=1,0\text{m/s}$ .....	66

## LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 Coeficientes de fechamento do modelo de Vasquez e Beggs .....	28
Tabela 3.1 Comparação da espessura de filme de líquido para as malhas testadas. .....	48
Tabela 3.2 Comparação dos valores de espessura de filme de líquido média para os diferentes passos de tempo.....	51
Tabela 3.3 Comparação dos resultados numéricos para a água com os dados experimentais do Wiremesh e ultrassom, e com o modelo numérico de Eidt (2017). .....	52
Tabela 4.1 Apresentação dos fluidos utilizados e propriedades requeridas para a simulação.....	53
Tabela 4.2 Grade de simulações executada, em função das velocidades superficiais de líquido e de gás.....	53
Tabela 4.3 Valores utilizados para a geração da função degrau para a entrada do distribuidor, com base no modelo de Eidt (2017).....	56
Tabela 4.4 Percentual de distribuição de líquido entre as quatro saídas para os casos analisados.....	67
Tabela 4.5 Percentual de distribuição de gás entre as quatro saídas para os casos analisados.....	68

## LISTA DE SÍMBOLOS

	<b>Descrição</b>	<b>Unidade</b>
$\alpha$	Fração de vazio da mistura	[–]
$j_k$	Velocidade superficial da fase k	[ $m.s^{-1}$ ]
$C_0$	Coeficiente de fechamento da relação de velocidades	[–]
$g$	Aceleração da gravidade	[ $m.s^{-2}$ ]
$\sigma$	Tensão superficial	[ $N.m^{-1}$ ]
$\rho_k$	Massa específica da fase k	[ $kg.m^{-3}$ ]
$\Delta\rho$	Diferença de massa específica entre as fases	[ $kg.m^{-3}$ ]
$\alpha_m$	Fração de vazio média da mistura	[–]
$a$	Coeficiente de fechamento da fração de vazio	[–]
$b$	Coeficiente de fechamento da fração de vazio	[–]
$X$	Coeficiente de fechamento da fração de vazio média	[–]
$j$	Diferença de velocidade superficial das fases	[ $m.s^{-1}$ ]
$D$	Diâmetro da tubulação	[ $m$ ]
$\nu$	Viscosidade cinemática	[ $m^2.s^{-1}$ ]
$API$	Densidade API do óleo bruto	[ $^{\circ} API$ ]
$A$	Parâmetro dependente da temperatura	[ $^{\circ} C$ ]
$T$	Temperatura da mistura	[ $^{\circ} C$ ]
$R_s$	Razão gás-óleo da mistura	[ $m^3.m^{-3}$ ]
$\mu$	Viscosidade dinâmica	[ $Pa.s$ ]
$C_1$	Coeficiente da correlação de Vasquez e Beggs	[–]
$C_2$	Coeficiente da correlação de Vasquez e Beggs	[–]
$C_3$	Coeficiente da correlação de Vasquez e Beggs	[–]
$\gamma_g$	Densidade específica da fase gasosa	[–]

$Re_{\delta}$	Número de Reynolds	$[-]$
$Fr_Q^2$	Número de Froude modificado	$[-]$
$Q_l$	Vazão de líquido	$[m^3.s^{-1}]$
$R_o$	Raio da câmara de expansão	$[m]$
$\alpha_k$	Fração de vazio da fase k	$[-]$
$v_k$	Velocidade da fase k	$[m.s^{-1}]$
$\Gamma_k$	Transferência de massa na interface	$[kg.s^{-1}]$
$T_k$	Tensor de tensões de Reynolds	$[Pa]$
$S_k$	Transferência de quantidade de movimento na interface	$[kg.m.s^{-2}]$
$u_k$	Flutuação de velocidade associada a componente $U_k$	$[m.s^{-1}]$
$U_k$	Velocidade na direção x	$[m.s^{-1}]$
$\nu_t$	Viscosidade cinemática turbulenta	$[m^2.s^{-1}]$
$\kappa$	Energia cinética turbulenta	$[m^2.s^{-2}]$
$\delta_{ij}$	Tensor delta de Kronecker	$[Pa]$
$\varepsilon$	Taxa de dissipação turbulenta	$[m^2.s^{-3}]$
$C_{\mu}$	Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$
$t$	Tempo	$[s]$
$p$	Pressão	$[Pa]$
$P_k$	Produção de energia cinética turbulenta	$[m^2.s^{-3}]$
$C_{\varepsilon 1}$	Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$
$C_{\varepsilon 2}$	Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$
$\sigma_{\varepsilon}$	Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$
$\sigma_{\kappa}$	Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$
$\beta^*$	Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$
$\alpha$	Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$
$\sigma_{\omega}$	Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$

$\beta_\omega$	Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$
$\alpha_3$	Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$
$\sigma_{\omega 3}$	Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$
$\sigma_{\kappa 3}$	Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$
$\beta_3$	Coeficiente de fechamento do modelo de turbulência	$[-]$
$F_1$	Função de mistura do modelo de turbulência	$[-]$
$y^+$	Comprimento adimensional	$[-]$
$CD_{\kappa\omega}$	Função limitadora do modelo de turbulência	$[-]$
$S$	Termo fonte	$[-]$
$F_2$	Função de mistura do modelo de turbulência	$[-]$
$k_{comp}$	Coeficiente que permite a compressão na interface	$[-]$
$R$	Vetor do vértice vizinho ao ponto de integração	$[-]$
$\forall$	Volume de controle	$[m^3]$
$A$	Área da superfície de controle	$[m^2]$
$n$	Vetor normal a superfície	$[-]$
$\phi$	Propriedade genérica	$[-]$
$a$	Aproximação ao coeficiente central da equação	$[-]$
$\tau_\omega$	Tensão de cisalhamento nas paredes	$[Pa]$
$\delta$	Espessura média de filme	$[m]$

### Subscritos

$l$	Líquido
$g$	Gás
$k$	Fase
$\forall_c$	Volume de controle
$S_c$	Superfície de controle
$ip$	Ponto de integração
$up$	Upwind

<i>n</i>	Norte
<i>s</i>	Sul
<i>e</i>	Leste
<i>w</i>	Oeste

**Sobrescritos**

0	Passo de tempo anterior
00	Penúltimo passo de tempo

# SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	15
1.1	Caracterização do Problema	17
1.2	Objetivos	19
1.2.1	Objetivos específicos	19
1.3	Justificativa	20
2	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	21
2.1	Escoamento vertical bifásico	21
2.2	Revisão bibliográfica	28
2.3	Fechamento do capítulo	34
3	METODOLOGIA	35
3.1	Metodologia Matemática	35
3.1.1	Modelo de Dois Fluidos Euleriano-Euleriano	35
3.1.2	Modelo de Turbulência	36
3.1.3	Captura da interface	39
3.1.4	Condições de contorno	41
3.2	Metodologia Numérica	42
3.2.1	Método de Volumes Finitos baseado em Elementos Finitos	42
3.2.2	Acoplamento pressão-velocidade	45
3.2.3	Geometria e malha	46
3.2.4	Teste de malha, tempo total e passo de tempo	47
3.3	Validação do modelo numérico	51
4	RESULTADOS	53
4.1	Grade de simulações realizada	53
4.2	Câmara ciclônica	56
4.3	Distribuição nas saídas	64
5	CONCLUSÃO E SUGESTÕES	69
5.1	Sugestões	70
	REFERÊNCIAS	71

## 1 INTRODUÇÃO

No final de 2006 a Agência Nacional do Petróleo (ANP) anunciou a descoberta de hidrocarbonetos em águas profundas e ultra profundas, região a qual foi denominada pré-sal. Esta região está localizada entre as costas dos estados de Santa Catarina e Espírito Santo, envolvendo uma faixa de aproximadamente 800 quilômetros de extensão, ocupando regiões das bacias de Santos (SP), Campos (RJ) e Espírito Santo (OLIM et al., 2017). Em fevereiro de 2018, 53,3% da produção de petróleo brasileiro foi proveniente das águas do pré-sal (ANP, 2018).

O petróleo encontrado no pré-sal é caracterizado como leve, e é composto por uma mistura que envolve óleo, gás, água do mar e areia. Esses componentes normalmente são considerados como uma mistura de petróleo, água e gás natural, e demandam por um sistema de bombeamento para a extração dos poços e também para conduzi-los até a plataforma. (MORAIS, 2013).

Os equipamentos utilizados para o bombeamento são projetados para uma única fase, assim, a presença do escoamento multifásico implica na redução da eficiência dessas bombas. Realizar o processo de separação ainda na cabeça do poço traz inúmeras vantagens para o processo, tais como o aumento da eficiência das bombas centrífugas e dos processos de elevação artificial em geral. Além disso, pode-se evitar ou diminuir problemas típicos deste tipo de escoamento, como o escoamento intermitente ou a formação de hidratos. (EIDT et al., 2017).

Para aumentar a eficiência do bombeamento do escoamento são utilizados equipamentos denominados separadores, que promovem total ou parcialmente a separação das fases do escoamento. Os separadores mais comuns são os gravitacionais, que podem ser horizontais ou verticais. Segundo Ninahuanca (2014), esses equipamentos são volumosos, pesados e custosos, tanto para instalação quanto para operação e manutenção, e não apresentaram nenhuma espécie de melhoria ao longo dos últimos anos. Em virtude disso, a separação por meio de campos centrífugos começou a ser utilizada. Em comparação com os equipamentos de separação gravitacionais, os centrífugos apresentam várias vantagens, principalmente: área de instalação 25% menor, tempo de separação cinco vezes



menor, o que implica em uma maior eficiência, além da facilidade de instalação e operação (NEBRENSKY et al., 1980).

Os separadores ciclônicos são equipamentos baseados na separação através do conceito de campos centrífugos. Entre eles, podemos citar dois equipamentos de separação o fundo do mar, que são: Separador Ciclônico Líquido-Gás (GLCC – *Gas-liquid Cylindrical Cyclone*) e Sistema de Bombeamento e Separação Anular Vertical (VASPS – *Vertical Annular Separation and Pumping System*).

O GLCC é um separador centrífugo desenvolvido pela Universidade de Tulsa em conjunto com a *Chevron Petroleum Technology*. Segundo Kouba et al. (1995), o separador do tipo GLCC é um equipamento de baixo custo, compacto e simples. Esse equipamento é utilizado para separação que pode ser tanto parcial como total, a depender das condições do escoamento.

Já os separadores do tipo VASPS foram inicialmente concebidos pela *British Petroleum* (BP) e em seguida desenvolvidos através das empresas *Agip*, *Mobil* e *Petrobras*, esta última em parceria com a Universidade Estadual de Campinas (Unicamp). Esse tipo de separador normalmente engloba todo o sistema de separação das fases e bombeamento, e a separação é realizada pelo espalhamento do escoamento através das paredes do equipamento, em conjunto com um campo centrífugo, que é menor que o produzido pelo separador do tipo GLCC (NINAHUANCA, 2014).

Segundo Brito e Trujillo (2009), os separadores ciclônicos são vantajosos por apresentarem um sistema mais compacto, com uma geometria simples e baixo peso, o que garante uma instalação e manutenção facilitada, reduzindo assim o custo operacional do equipamento utilizado (Opex). Aliado a essas vantagens, um estudo desenvolvido por Vale et al. (1998) mostrou que a extração de óleo seria cerca de 30% maior a partir da instalação de um separador do tipo VASPS em uma tubulação de seis polegadas instalada a uma distância de 450 metros da cabeça do poço, no Campo de Marimbá, Rio de Janeiro.

## 1.1 Caracterização do Problema

Apesar da diminuição da dimensão da estrutura dos separadores ciclônicos, em relação aos separadores gravitacionais, o tamanho destes equipamentos ainda é visto como um problema. O separador VASPS utilizado por Vale et al. (1998) com diâmetro de 0,76 metro e 70 metros de comprimento, está sujeito a problemas de deflexão, uma vez que está sujeito as variações de carga em sua estrutura devido às oscilações da corrente marinha.

Para evitar a ocorrência da deflexão nos separadores, é necessária a diminuição de seu comprimento. Entretanto, foi observado por Hannisdal et al. (2012) que a redução do comprimento do separador e, por consequência, de sua área de separação, diminui a eficiência de separação do equipamento. Sendo assim, o risco de ocorrerem não conformidades no processo de separação é elevado, especialmente em condições de golfadas. Além disso, a capacidade operacional é reduzida, sendo processadas menores vazões da mistura para um mesmo intervalo de tempo.

Também foi observado por Rosa et al. (2001) que a redução das dimensões do separador ciclônico (Helix) utilizado pelos autores acarreta uma redução na capacidade máxima de separação, uma vez que a vazão processada pelo equipamento é reduzida. Desta maneira, é percebida a necessidade da utilização de uma quantidade maior de separadores para a redução de suas dimensões, o que leva a necessidade da criação de alternativas para realizar a divisão do escoamento para estes equipamentos de separação.

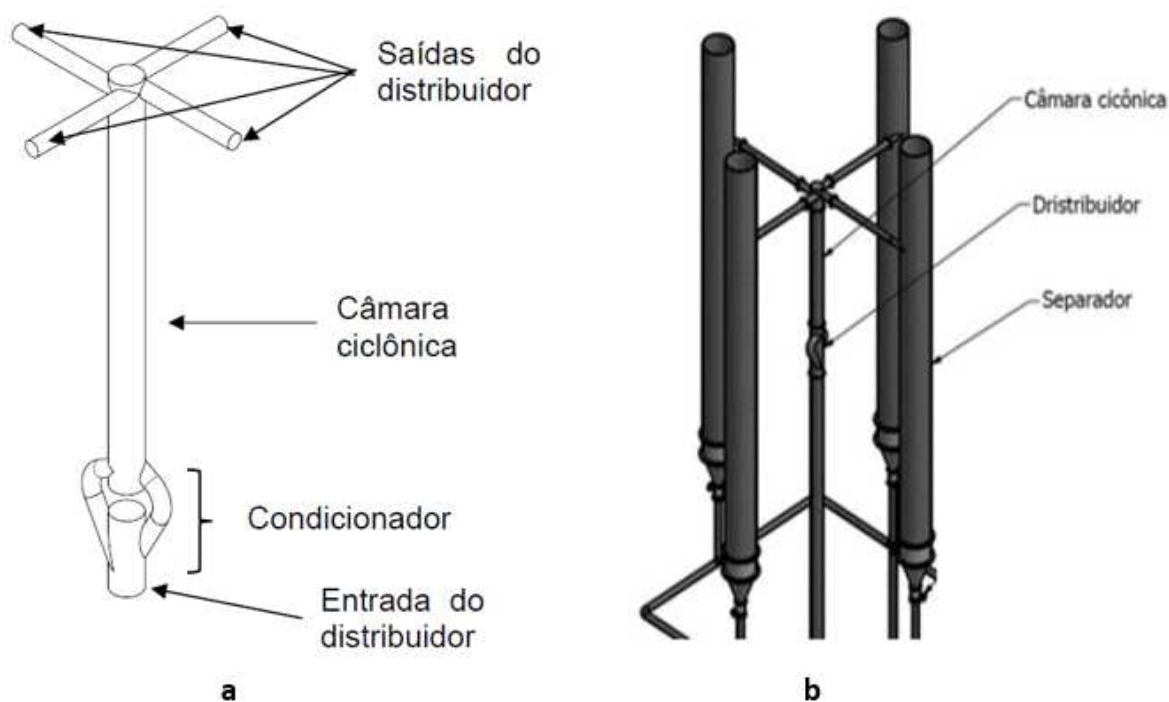
Uma alternativa viável para este problema é a construção de um distribuidor, que antecede os separadores e promove uma distribuição do escoamento, além de também realizar uma pré-separação do mesmo. Desta maneira, com a utilização do distribuidor, menores parcelas do escoamento chegariam até os separadores, que poderiam então ter dimensões e conseqüentemente custos de instalação e operação menores, mantendo a mesma eficiência dos equipamentos de maior tamanho. Além disso, devido à realização de uma pré-separação do escoamento ao longo da câmara ciclônica, a separação do escoamento bifásico pode ser melhor realizada pelos equipamentos de separação.

O distribuidor utilizado para este trabalho é apresentado na Figura 1.1 - (a). Esta forma do distribuidor foi desenvolvida no projeto de pesquisa intitulado

DESENVOLVIMENTO DE UM DISTRIBUIDOR DE ESCOAMENTO BIFÁSICO DE LÍQUIDO-GÁS realizado em parceria do Núcleo de escoamento Multifásico (NUEM) e a Petrobrás.

O escoamento bifásico líquido-gás flui através da entrada do distribuidor, passando pelo condicionador, que é composto por uma bifurcação em Y e induz um campo centrífugo no interior da câmara ciclônica, fazendo com que a fase densa escoe através das paredes, enquanto a fase gasosa escoa pelo centro da câmara ciclônica. Na sequência, o escoamento é dividido entre as quatro saídas do distribuidor e direcionado para os separadores, onde será realizada a separação das fases do escoamento. Um esquema das partes integrantes do equipamento está registrado na Figura 1.1.

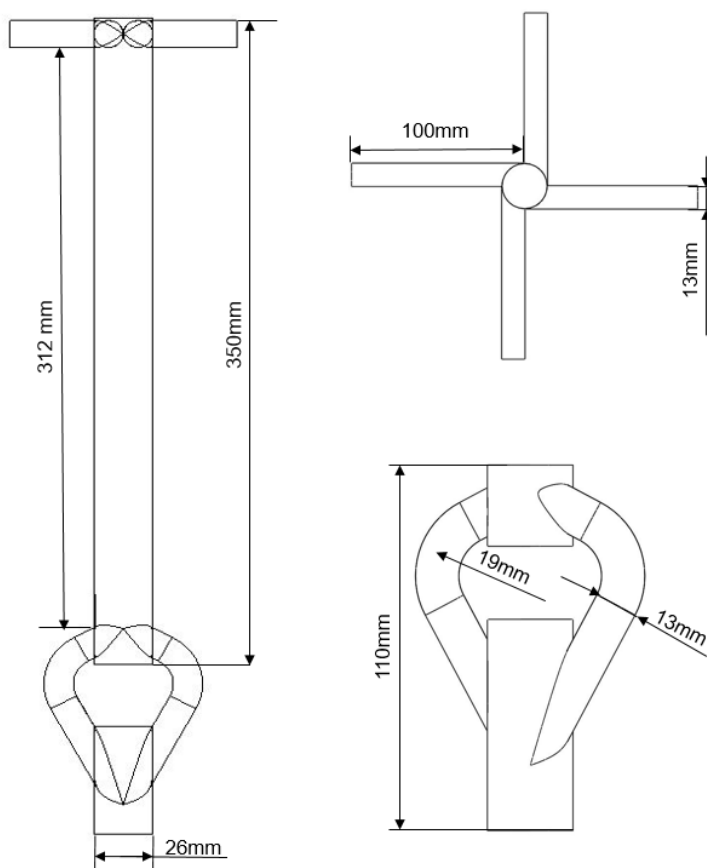
**Figura 1.1 Esquema (a) do distribuidor utilizado; (b) do distribuidor com os separadores acoplados.**



**FONTE:** Adaptado de RODRIGUES, 2016.

A câmara ciclônica utilizada possui um diâmetro interno de 26 mm, e um comprimento de 312 mm (equivalente a 12 diâmetros). As saídas do equipamento possuem 13 mm de diâmetro interno e um comprimento de 100 mm. As demais dimensões podem ser observadas na Figura 1.2.

**Figura 1.2 Dimensões do domínio adotado para o distribuidor.**



**Fonte: Autoria própria<sup>1</sup>**

## 1.2 Objetivos

O objetivo do trabalho proposto foi analisar numericamente a influência da viscosidade no escoamento bifásico em um distribuidor aplicado a indústria de petróleo, avaliando a formação de filme de líquido no interior da câmara ciclônica e a capacidade de distribuição do sistema, utilizando a geometria ilustrada na Figura 1.2 e utilizando três diferentes fases líquidas: a água, o óleo mineral Mobil DTE 10 Excel 15 (viscosidade de 28,5 cP) e o óleo mineral Mobil DTE 10 Excel 22 (viscosidade de 42,6 cP).

### 1.2.1 Objetivos específicos

Os objetivos específicos do trabalho foram:

- 1- Utilizar o *software* comercial ANSYS-CFX 2019 para avaliar a formação de filme de líquido no interior da câmara ciclônica do distribuidor, analisando o

<sup>1</sup> Ilustrações e tabelas sem indicação de fonte são de autoria própria.

efeito do aumento da viscosidade sobre a fração de vazão média e as linhas de corrente da fase líquida ao longo da câmara ciclônica.

- 2- Analisar a influência da viscosidade na distribuição das fases nas saídas do equipamento, avaliando a distribuição da vazão mássica e a fração volumétrica de líquido média entre as quatro saídas do sistema de distribuição.

### **1.3 Justificativa**

O processo de separação do escoamento bifásico líquido-gás é de grande importância para a indústria de petróleo, uma vez que evitam ou reduzem problemas típicos deste tipo de escoamento e melhoram o desempenho de bombas e compressores utilizados para a elevação das fases. No entanto, as grandes dimensões dos separadores utilizados tornam o seu processo de instalação e utilização no leito marinho muito complexo e custoso.

Como alternativa para a redução das dimensões dos separadores é proposto um distribuidor, o qual deve ser capaz de distribuir o escoamento bifásico para diferentes saídas de maneira equitativa. Desta maneira, seria possível a utilização de mais de um separador, que processariam vazões menores, permitindo assim a redução de suas dimensões.

A variação da viscosidade dos fluidos é um dos problemas recorrentes durante a exploração do petróleo, que podem variar significativamente em função da temperatura de operação ou da composição do óleo a ser extraído. Deste modo, entender como este parâmetro afeta o escoamento ao longo do distribuidor se faz necessário.

É importante compreender como a viscosidade irá afetar o filme de líquido e a distribuição nas saídas do distribuidor. No entanto, como a criação de um modelo com dimensões reais seria inviável financeiramente, a utilização de simulações computacionais através de uma metodologia validada experimentalmente é importante, pois permite a investigação e alteração dos parâmetros do escoamento com uma maior facilidade.

## 2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Neste capítulo está apresentada uma fundamentação teórica para os assuntos relacionados ao escoamento vertical ascendente utilizado no trabalho. Primeiramente, serão apresentados os padrões de escoamento para o escoamento bifásico vertical ascendente. Na sequência, serão apresentados trabalhos que relacionam a viscosidade da fase líquida com o escoamento em separadores. Por fim, serão apresentados trabalhos que utilizam a mesma geometria do sistema de distribuição utilizado no presente trabalho.

### 2.1 Escoamento vertical bifásico

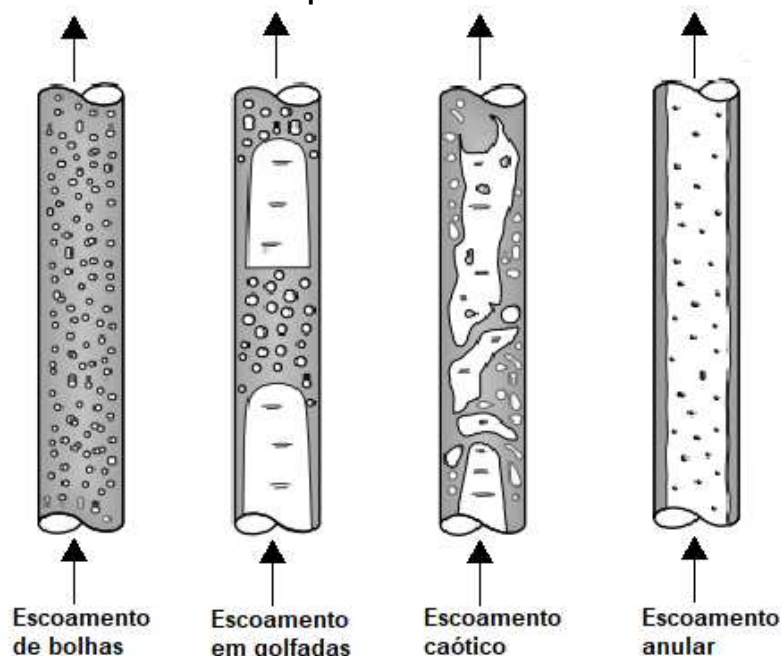
Na indústria do petróleo, o escoamento bifásico se encontra durante o processo de extração e produção de petróleo e gás. Este escoamento ocorre em tubulações que podem ser horizontais, verticais ou inclinadas, desde os poços de produção até as linhas de produção. No caso da produção em águas profundas estas linhas podem apresentar comprimentos significativamente longos, de 1.000 a 10.000 metros (EIDT, 2017). Coletores de golfadas, componentes de tubulação e separadores são normalmente utilizados de modo a controlar e analisar os parâmetros do escoamento. Assim sendo, é necessário o desenvolvimento de modelos matemáticos e numéricos para determinar a queda de pressão e a fração volumétrica de líquido, possibilitando o dimensionamento das linhas de escoamento e unidades de separação.

A principal diferença entre o escoamento monofásico e o bifásico é a presença de padrões de escoamento. O termo padrão de escoamento está relacionado com as configurações geométricas assumidas pelas fases, em função de parâmetros do escoamento. Estes parâmetros podem ser operacionais, como a velocidade superficial das fases, variáveis geométricas (ângulo de inclinação e diâmetro da tubulação) e propriedades físicas do líquido e do gás (massa específica, viscosidade e tensão superficial entre as fases).

Com base nisso, Shoham (2005) definiu um conjunto de padrões de escoamento para líquido-gás, baseado em dados experimentais. Estes dados foram determinados ao longo de uma faixa de operação fundamentada na inclinação da tubulação (vertical, inclinado e horizontal) e também na direção do escoamento, que pode ser ascendente ou descendente. Seguindo o objetivo deste estudo, serão

apresentados e explicados apenas os padrões para o escoamento vertical ascendente, os quais são: bolhas dispersas, golfadas, caótico (*churn*) e anular, conforme mostra a Figura 2.1.

**Figura 2.1 Padrões de escoamento para escoamento bifásico vertical ascendente.**



**FONTE:** Adaptado de SHOHAM, 2005.

- a) Bolhas dispersas: Neste padrão de escoamento, a fase gasosa se encontra dispersa em formato de pequenas bolhas, cujo movimento ascendente é aleatório, e ocorre em um meio contínuo de fase líquida. Ao longo do escoamento vertical, a distribuição das bolhas de gás é aproximadamente homogênea, para diferentes seções transversais do tubo. Para que este padrão de escoamento ocorra, são necessárias vazões de líquido relativamente baixas e com pouca turbulência, resultando em escoamento caracterizado pelo deslizamento entre as fases líquida e gasosa, que implica em elevados valores de fração volumétrica de líquido.
- b) Golfadas: O escoamento em golfadas é considerado um escoamento intermitente, cuja característica principal é a alternância entre uma bolha alongada de gás seguido de um pistão de líquido. A bolha alongada, também denominada bolha de Taylor, contém grande parcela da quantidade de gás do escoamento, possuindo como características ser simétrica em relação ao eixo axial da tubulação, e possuir diâmetro próximo ao diâmetro do tubo. Entre a

bolha de Taylor e a parede do tubo, é formada uma pequena camada de filme de líquido, que escoar para baixo. Do encontro deste filme de líquido com o pistão de líquido ascendente é gerada uma recirculação, que é um dos motivos principais para a formação da esteira abaixo da bolha alongada. O pistão de líquido apresenta bolhas dispersas, em função da esteira formada.

- c) Caótico: O escoamento caótico ou escoamento de transição (*churn*) é caracterizado pelo movimento oscilatório da fase líquida. É um escoamento similar ao escoamento em golfadas, mas devido a oscilação, não permite uma fácil identificação da interface entre as fases líquida e gasosa. Este padrão de escoamento ocorre para altas vazões de gás. Em comparação com o padrão de golfadas, o pistão de líquido formado no escoamento caótico é menor e mais aerado, resultando em uma distorção do formato da bolha alongada, tornando o escoamento instável e desordenado.
- d) Anular: O escoamento anular é caracterizado por apresentar uma fase gasosa no centro da tubulação, a qual escoar com velocidade maior e carrega pequenas gotículas de líquido. Já a fase líquida escoar com velocidade menor, em torno da parede da tubulação. Este padrão de escoamento ocorre para velocidades e concentrações de gás elevadas, o que leva a uma estrutura interfacial ondulada, resultando nas maiores tensões de cisalhamento superficiais, quando comparado com os demais padrões. Para os escoamentos verticais, este padrão apresenta uma espessura de filme de líquido ao redor da parede aproximadamente uniforme.

Prever o padrão no escoamento bifásico gás-líquido em tubulações é um dos primeiros problemas no escoamento bifásico (BARNEA, 1986). O conhecimento do padrão de um escoamento bifásico permite a determinação do comportamento e das propriedades físicas do escoamento. Porém, quando observados os mapas de padrão de escoamento para escoamentos verticais, existem algumas divergências em relação a valores absolutos e tendências.

Taitel et al. (1980) atribuem essas divergências ao escoamento, frequentemente instável e de difícil descrição, o que leva a uma interpretação e julgamento pessoal do escoamento, já que eram realizados de maneira visual. Para um escoamento bifásico,



especialmente o escoamento líquido-gás, a presença de uma fase compressível e uma interface deformável torna as configurações de escoamento muito complexas.

O desenvolvimento de estudos para verificar as regiões de transição de padrões de escoamento vem sendo realizado desde os anos 1950. Inicialmente realizados em escoamentos totalmente verticais ou totalmente horizontais, os estudos passaram a avaliar escoamentos inclinados, a partir da década de 1970. Segundo Shoham (2005), as variáveis são escolhidas de maneira arbitrária, sem embasamento físico na seleção. Taitel et al. (1980) determinaram a transição do padrão de escoamento em função das velocidades do líquido e do gás. Por outro lado, Ishii e Mishima (1982) propuseram equações capazes de determinar a transição do escoamento, em função das suas velocidades ou parâmetros adimensionais.

Os estudos realizados não contavam com meios para realizar a análise dos dados das condições de escoamento, resultando em avaliações dos padrões provenientes da avaliação visual apenas. Em função disso, a seleção de faixas de confiabilidade do escoamento se restringe somente ao campo visual observado, e diminui à medida que as vazões aumentam. Para Rodrigues (2016), a observação visual é difícil e subjetiva, especialmente para situações de altas vazões.

Um estudo numérico e experimental foi desenvolvido por Taitel et al. (1980), no qual foi realizada a comparação entre os modelos existentes e os resultados obtidos em sua bancada experimental para escoamentos verticais e ascendentes, a qual apresentou boa concordância em relação aos dados existentes. Os autores desenvolveram também modelos capazes de prever as regiões de transição para escoamentos verticais ascendentes, já com a utilização das propriedades dos fluidos do escoamento e também as dimensões do tubo utilizado. Desta forma, o escoamento se torna dependente das velocidades das fases, que por sua vez depende da vazão a ser fornecida, já que as dimensões do equipamento são conhecidas. A utilização destes modelos leva a uma faixa maior de aplicações para o mesmo mapa, que antes eram restritos para uma única geometria, e para valores determinados empiricamente ou com a utilização de correlações.

Barnea et al. (1983) realizaram um estudo experimental utilizando tubos de pequeno diâmetro, para escoamentos bifásicos horizontais e verticais ascendentes, comparando com os resultados obtidos por Taitel e Dukler (1976) para o escoamento

horizontal e com Taitel et al. (1980) para escoamentos verticais ascendentes. Como resultados os autores observaram a influência da tensão superficial, que afeta a transição do padrão estratificado para um padrão de golfadas no escoamento horizontal. Deste modo, propuseram uma modificação no modelo para a correção desta influência.

Mishima e Ishii (1984) realizaram um estudo teórico para a determinação de modelos transição do escoamento. Os autores observaram que para o escoamento bifásico, os critérios tradicionais baseados nas velocidades superficiais das fases não são apropriados, propondo um novo critério de transição baseado na fração de vazio. O critério utilizado baseado na esfera de influência do escoamento define a fração de vazio da transição entre os regimes de bolha e golfada como:

$$\alpha = 0,3 \quad (2.1)$$

Utilizando a relação derivada da velocidade de deslizamento proposta por Ishii (1977), obtém-se a velocidade de transição do líquido definida pela equação (2.2):

$$j_l = \left( \frac{3,33}{c_0} - 1 \right) j_g - \frac{0,76}{c_0} \left( \frac{\sigma g \Delta \rho}{\rho_l^2} \right)^{0,25} \quad (2.2)$$

onde  $j_l$  e  $j_g$  são as velocidades de líquido e de gás,  $\sigma$  é a tensão superficial entre as fases,  $g$  é a gravidade,  $\rho_l$  é a massa específica do fluido,  $\Delta \rho$  é a diferença de massa específica dos fluidos, dada pela equação (2.3) e  $c_0$  é uma constante, que para tubos circulares é definida pela equação (2.4).

$$\Delta \rho = \rho_l - \rho_g \quad (2.3)$$

$$C_0 = 1,2 - 0,2 \sqrt{\left( \frac{\rho_g}{\rho_l} \right)} \quad (2.4)$$

A transição do escoamento em golfadas para o escoamento caótico é dada pela equação (2.5):

$$\alpha \geq \alpha_m \quad (2.5)$$

sendo  $\alpha$  e  $\alpha_m$  dados pelas equações (2.6) e (2.7), respectivamente.

$$\alpha = \frac{j_g}{(C_0 j + 0,35b^2)} \quad (2.6)$$

$$\alpha_m = 1 - 2X + 2X^2 \ln\left(1 + \frac{1}{X}\right) \quad (2.7)$$

onde o parâmetro  $X$  é obtido através da equação (2.8):

$$X = \sqrt{\left(\frac{1}{(j + 0,75ab)^2}\right) \left[ (C_0 - 1)j + 0,35 \sqrt{\left(\frac{\Delta\rho g D}{\rho_f}\right)} \right]} \quad (2.8)$$

onde  $j$  é a diferença entre a velocidade da fase líquida e da fase gasosa,  $D$  é o diâmetro da tubulação,  $a$  e  $b$  são números adimensionais definidos pelas equações (2.9) e (2.10), respectivamente.

$$a = \left(\frac{\Delta\rho g D}{\rho_f v_f}\right)^{\frac{1}{18}} \quad (2.9)$$

$$b = \sqrt{\frac{\Delta\rho g D}{\rho_f}} \quad (2.10)$$

A condição de transição do escoamento caótico para o escoamento anular é definida, para a velocidade de gás, pela equação (2.11).

$$j_g = j\alpha + \frac{\alpha(1-\alpha)}{\alpha + \left\{ \left[ \frac{1+75(1-\alpha)}{\sqrt{\alpha}} \right] \left( \frac{\rho_g}{\rho_f} \right) \right\}^{\frac{1}{2}}} \left[ j + \sqrt{\frac{\Delta\rho g D(1-\alpha)}{0,015\rho_f}} \right] \quad (2.11)$$

Na condição limite, a velocidade superficial do líquido é nula para o início da reversão de fluxo. Então, a equação (2.12) registra a velocidade do gás para esta situação.

$$j_g = \sqrt{\frac{\Delta\rho g D}{\rho_g}} \alpha^{1,25} \sqrt{\frac{1-\alpha}{0,015[1+75(1-\alpha)]}} \quad (2.12)$$

Para valores acima da velocidade de gás calculada pela equação (2.12), o escoamento pode ser classificado como anular misto, que é um padrão de escoamento anular com bolhas dispersas na região líquida.

Seguindo os critérios descritos pelas equações (2.1) até (2.12), é possível a determinação dos diagramas que registram as regiões de transição do escoamento, como função da massa específica de líquido e de gás, tensão superficial entre as fases e diâmetro da tubulação, que são variáveis de entrada conhecidas.

Abdul-Majeed e Al-Soof (2000) desenvolveram um modelo teórico para o cálculo da tensão superficial entre óleo e gás utilizando temperatura, densidade API do óleo e razão gás-óleo da mistura. O modelo consiste em duas equações empíricas, as quais foram comparados com resultados experimentais de outros trabalhos existentes, apresentando erro percentual máximo igual a 10,91%. As equações (2.13) e (2.14) representam as equações para o cálculo da tensão superficial da mistura para razões gás-óleo menores que 50 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> e maiores ou iguais a 50 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>, respectivamente.

$$\sigma = \frac{A(38,085 - 0,259API)}{1 + 0,0002549R_s^{1,0157}} \quad (2.13)$$

$$\sigma = A(38,085 - 0,259API)R_s^{-1,1367} \quad (2.14)$$

sendo  $R_s$  a razão gás-óleo da mistura e A um parâmetro dependente da temperatura, dado por:

$$A = 1,11591 - 0,00305T \quad (2.15)$$

onde T é a temperatura dada em Celsius.

A densidade API é obtida pela equação (2.16):

$$API = \frac{141,5\rho_{H_2O}}{\rho_{\text{óleo}}} - 131,5 \quad (2.16)$$

cujas massas específicas do óleo e da água devem ser aferidas nas mesmas condições.

Através de catálogos disponibilizados pelo fabricante foram coletados os valores para a massa específica  $\rho$ , e a viscosidade cinemática  $\nu$ . A viscosidade cinemática pode ser calculada através da equação (2.17):

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (2.17)$$

A razão gás-óleo das misturas é determinada através da correlação desenvolvida por Vasquez e Beggs (1980).

$$R_s = C_1 \gamma_g p^{C_2} \exp\left(C_3 \frac{API}{T + 460}\right) \quad (2.18)$$

Onde  $R_s$  é a razão gás-óleo da mistura, em  $SCF / STB$ ,  $\gamma_g$  é a densidade específica do ar, T é a temperatura em °F, p é a pressão da mistura em psig e API é a densidade API do óleo morto. Os coeficientes  $C_1$ ,  $C_2$  e  $C_3$  são definidos em função da densidade API do óleo utilizado, cujos valores estão registrados na Tabela 2.1.

**Tabela 2.1 Coeficientes de fechamento do modelo de Vasquez e Beggs**

<b>Coeficiente</b>	<b>API ≤ 30</b>	<b>API &gt;30</b>
$C_1$	0,0362	0,0178
$C_2$	1,0937	1,1870
$C_3$	25,7240	23,9310

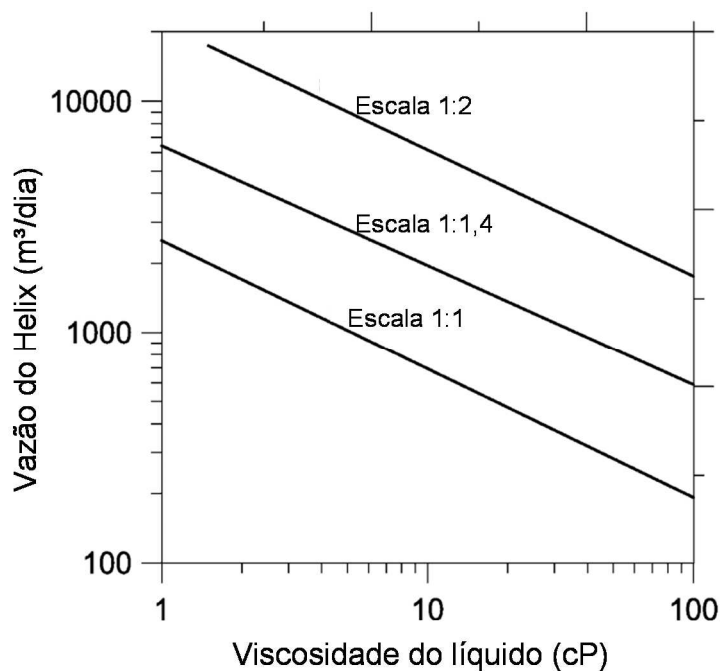
O modelo desenvolvido por Mishima e Ishii (1984) foi utilizado para a determinação do mapa de fluxo para o escoamento dependente da viscosidade, uma vez que permite a determinação das regiões de transição dos mapas de fluxo para fluidos viscosos, baseado em variáveis de entrada conhecidas, como mencionado anteriormente.

## 2.2 Revisão bibliográfica

Rosa et al. (2001) realizaram um estudo numérico e experimental para avaliar o comportamento de um separador ciclônico. Foram utilizados protótipos e modelos numéricos em escala, desenvolvendo modelos mecanicistas para o processo de separação das fases. Os testes experimentais em laboratório foram realizados com água e fluidos newtonianos a base de água, com viscosidade variando entre 1 e 150 cP. Os resultados experimentais e numéricos obtidos pelos autores foram utilizados para o desenvolvimento de um modelo mecanicista, baseado nos números de Reynolds e de Froude.

Rosa et al. (2001) concluíram que a capacidade de separação do equipamento aumenta conforme o aumento de seu fator de escala, mantida a mesma viscosidade. Além disso, foi observado que a capacidade de separação é reduzida conforme o aumento da viscosidade do fluido, indicado na Figura 2.2:

**Figura 2.2 Capacidade de separação do equipamento baseado no seu fator de escala e viscosidade do líquido.**



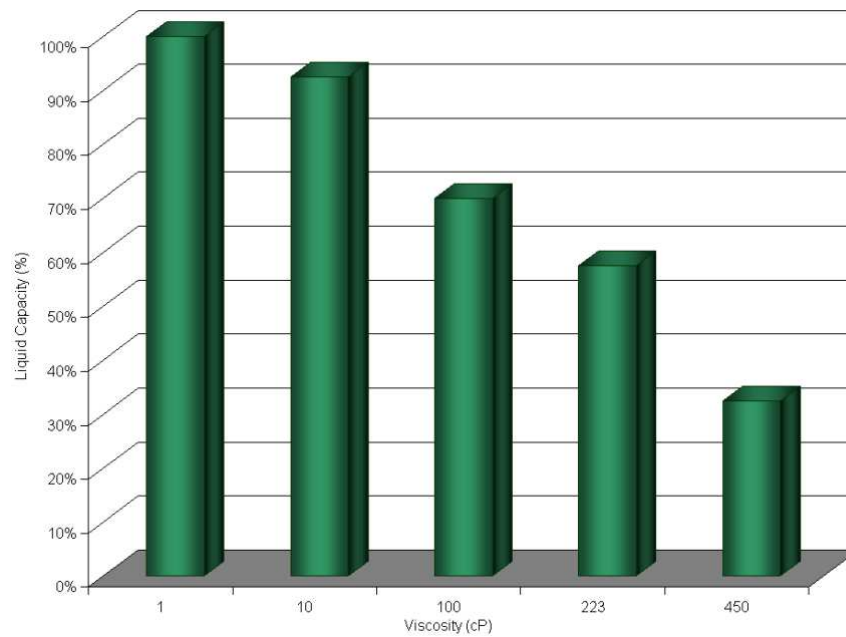
**FONTE: ROSA et al., 2001.**

A representatividade do modelo desenvolvido por Rosa et al. (2001) foi avaliada com a realização de testes de campo, os quais foram desenvolvidos no campo de testes de Atalaia (SE). Como fase líquida, foi utilizado o óleo de Camorim, um óleo de petróleo, com viscosidade de 12,8 cP, e gases produzidos da extração do petróleo. Os resultados obtidos pelos autores indicam que o modelo representa o escoamento com boa precisão, e podem processar escoamentos intermitentes e com pequenas partículas sólidas.

Brito e Trujillo (2009) realizaram análises de separadores, avaliando resultados numéricos e experimentais de modo a verificar a influência da viscosidade na capacidade dos separadores ciclônicos, entre eles os sistemas de separação do tipo GLCC e VASPS. Os resultados obtidos pelos autores mostram a redução da velocidade tangencial no separador GLCC, à medida que a viscosidade do fluido aumenta.

Além disso, Brito e Trujillo (2009) perceberam a redução da capacidade do separador GLCC associado com o aumento da viscosidade do fluido. É visto na Figura 2.3 uma redução de aproximadamente 70% da capacidade do separador GLCC, quando comparados os resultados para os fluidos com 1 e 450 cP.

**Figura 2.3 Capacidade de separação do separador GLCC em função do aumento da viscosidade.**



**FONTE: BRITO E TRUJILLO, 2009.**

Azevedo et al. (2012) desenvolveram um estudo numérico do escoamento bifásico no interior de um separador ciclônico VASPS. As equações foram discretizadas através do Método dos Volumes Finitos baseado em Elementos finitos, utilizando o modelo de dois fluidos, modelo de turbulência SST (Shear Stress Transport) e esquema compressivo para a captura da superfície livre. Com os resultados obtidos, foi desenvolvido um modelo para a determinação da espessura de filme de líquido média, o tempo de residência do líquido no interior da câmara de expansão, a angulação das linhas de corrente, a altura de elevação de líquido e a taxa de separação das fases, baseados nos números adimensionais Reynolds ( $Re_\delta$ ) e Froude ( $Fr_Q^2$ ), dados pelas equações (2.19) e (2.20):

$$Re_\delta = \frac{Q_l}{2\pi\nu R_o} \quad (2.19)$$

$$Fr_Q^2 = \frac{(Q_l / R_o^2)^2}{gR_o} \quad (2.20)$$

sendo  $Q_l$  a vazão de líquido na entrada,  $R_o$  o raio da câmara de expansão,  $g$  a gravidade e  $\nu$  a viscosidade cinemática do líquido.

Os autores observaram que a diminuição do número de Reynolds combinado com o aumento do número de Froude ocasiona o aumento da espessura de líquido, válido tanto para escoamentos laminares quanto turbulentos. Também foi observado que para o aumento desses parâmetros altura de elevação aumentava, enquanto o tempo de residência e o ângulo de inclinação diminuía.

Ninahuanca (2014) realizou um estudo numérico e experimental para analisar o escoamento no interior da câmara de expansão de um separador ciclônico VASPS. O autor realizou a comparação dos resultados numéricos com os experimentais, avaliando o campo de velocidades no escoamento. Em função disso, o autor desenvolveu um modelo para o cálculo da velocidade e espessura de líquido ao longo da linha de corrente média, para um escoamento descendente e submetido aos campos centrífugo e gravitacional.

O modelo desenvolvido por Ninahuanca (2014) permite a determinação destes parâmetros para uma ampla faixa de operação, podendo ser aplicado para qualquer tamanho de separador, desde que a proporção entre o bocal de entrada e a câmara de expansão esteja dentro dos limites abordados pelo autor. Por fim, foi adicionada uma formulação para a análise de trajetória de bolhas. Com isso, Ninahuanca (2014) determinou um comprimento ótimo do separador VASPS para o qual a separação das bolhas é garantida.

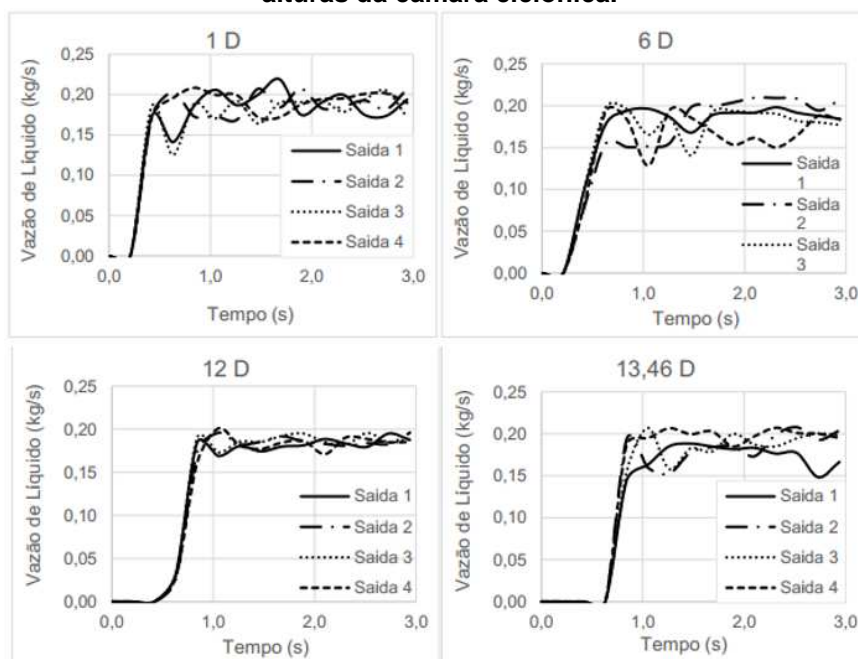
Rodrigues (2016) realizou um estudo numérico do escoamento monofásico líquido-gás vertical ascendente em um distribuidor, utilizando a água como fluido de trabalho. Foi utilizado o modelo de dois fluidos euleriano-euleriano não homogêneo, com o modelo de turbulência SST e o esquema compressivo para captura da interface líquido-gás. Para as simulações numéricas, tridimensionais e transientes, foi utilizado o Método de Volumes Finitos baseado em Elementos Finitos, utilizando o *software* ANSYS-CFX.

Os parâmetros avaliados por Rodrigues (2016) como espessura de filme de líquido na câmara ciclônica, fração de vazio e distribuição das fases nas saídas do distribuidor foram avaliadas para velocidades superficiais da fase líquida de 1 e 2m/s, e diferentes alturas de câmara ciclônica (1, 6, 12 e 13,42 D), onde D é o diâmetro da câmara ciclônica igual a 26mm. Os resultados obtidos foram validados com dados experimentais fornecidos pelo projeto Distribuidor do NUEM.



Foi observado por Rodrigues (2016) que para o desenvolvimento do filme de líquido, a altura de 6D é suficiente, para as velocidades de 1 e 2 m/s. Porém, a melhor distribuição de líquido nas saídas foi obtida para a altura de 12D, como mostra a Figura 2.4:

**Figura 2.4 Fração volumétrica de líquido nas saídas para velocidade de 2m/s e diferentes alturas da câmara ciclônica.**

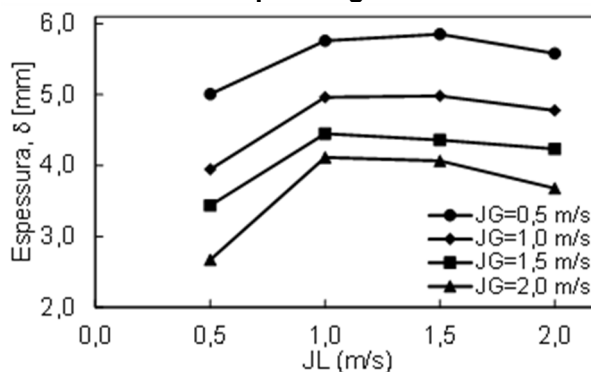


**FONTE: RODRIGUES, 2016.**

Eidt (2017) desenvolveu um estudo numérico e experimental para avaliar o desenvolvimento do filme de líquido no interior da câmara ciclônica do distribuidor desenvolvido pelo NUEM, através do escoamento bifásico ar-água. Para as simulações numéricas, foi utilizado o modelo de dois fluidos euleriano-euleriano não homogêneo com o modelo de turbulência SST e o esquema compressivo para a captura da interface líquido-gás.

O autor concluiu que o filme de líquido será mais estável com o aumento da velocidade da fase líquida, uma vez que resulta no aumento do número de Froude. Além disso, também foi observado por Eidt (2017) que com o aumento da velocidade superficial do líquido ocorre um aumento inicial da espessura de filme formada na câmara ciclônica. Todavia, à medida que se aumenta ainda mais a velocidade da fase líquida, o campo centrífugo torna-se mais intenso, ocasionado assim uma redução da espessura de filme formada, como pode ser observado na Figura 2.5:

**Figura 2.5 Espessura de filme de líquido para diferentes combinações de velocidades de líquido e gás.**



**FONTE: EIDT, 2017)**

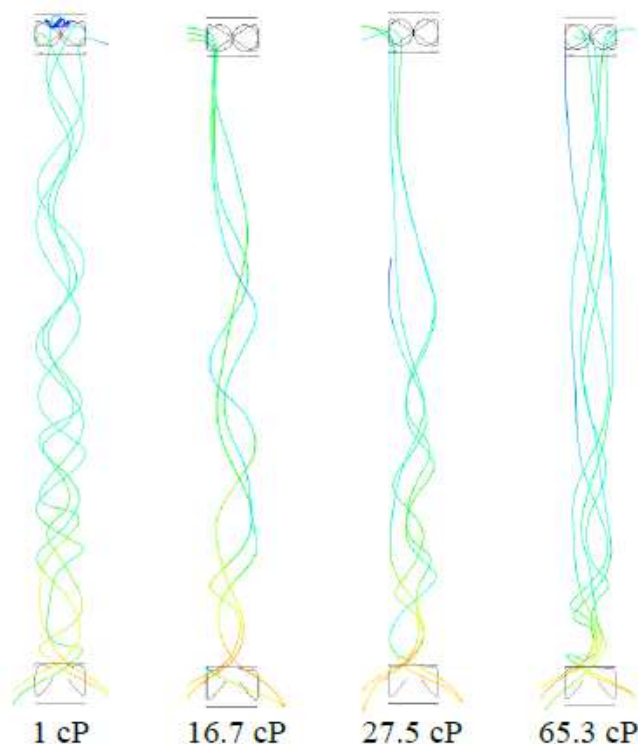
Da Figura 2.5 se observa que para a mesma velocidade superficial de gás ( $J_G$ ) um aumento da velocidade superficial de líquido ( $J_L$ ) para 1,0m/s promove um aumento da espessura de filme formada. Quando essa velocidade atinge valores de 1,5 e 2,0m/s, o campo centrífugo mais intenso ocasiona a redução da espessura formada.

Um estudo numérico e experimental foi realizado por Rodrigues et al. (2017) para avaliar a influência da altura da câmara ciclônica e da viscosidade no escoamento monofásico vertical ascendente em um sistema de distribuição. Para compreender a influência da altura da câmara ciclônica foi utilizado água como fluido de escoamento, e foram avaliadas a formação de filme de líquido no interior da câmara ciclônica e a distribuição nas saídas do distribuidor para as alturas equivalentes a 1D, 6D, 12D e 13,46D, onde D é o diâmetro da câmara ciclônica com valor igual a 26mm.

A avaliação da influência da viscosidade foi realizada através da comparação entre as linhas de corrente no interior da câmara ciclônica para a água e três diferentes óleos, com viscosidades de 16,7cP, 27,5cP e 65,3cP, utilizando a velocidade de 2,29m/s para todos os fluidos.

Os resultados obtidos pelos autores mostram que para a formação de filme de líquido a altura equivalente de 6D é o suficiente. Todavia, a capacidade de distribuição do sistema é melhor para a altura equivalente a 12 diâmetros. Analisando o a influência da viscosidade, Rodrigues et al. (2017) observaram que o aumento da viscosidade ocasiona uma diminuição das forças tangenciais do escoamento. A diminuição das forças tangenciais pode ser observada através das linhas de corrente, como ilustrado na Figura 2.6.

**Figura 2.6** Influência da viscosidade em um escoamento monofásico no interior da câmara ciclônica do sistema de distribuição.



FONTE: RODRIGUES et al., 2017

### 2.3 Fechamento do capítulo

Neste capítulo foram apresentados a fundamentação teórica necessária para a execução do trabalho, assim como os trabalhos relacionados ao escoamento bifásico líquido-gás vertical ascendente em distribuidores e equipamentos de separação.

Através dos estudos relacionados aos separadores ciclônicos foi percebida uma queda na capacidade de separação com o aumento da viscosidade da fase líquida, o que reforça ainda mais a necessidade da distribuição do escoamento bifásico para fluidos de maior viscosidade. Já para os estudos do sistema de distribuição proposto, foi observada a capacidade satisfatória de separação do equipamento, para escoamentos monofásicos e também para o escoamento bifásico ar-água.

Uma vez que não foram encontrados pelo autor trabalhos relacionados à influência da viscosidade no distribuidor proposto, assim como o comportamento do escoamento bifásico óleo-gás para este sistema de distribuição, o presente trabalho vem a contribuir com desenvolvimento acadêmico da influência da viscosidade neste escoamento e para o estado da arte do sistema de distribuição.

### 3 METODOLOGIA

Nesta seção estão apresentadas as metodologias matemática e numérica que serão aplicadas para a simulação do distribuidor. Primeiramente, serão apresentadas na metodologia matemática as equações resolvidas, assim como a modelagem da turbulência do problema e condições de contorno. Em seguida, será apresentada na metodologia numérica o método computacional utilizado para a resolução do problema, seguida das aproximações realizadas. Serão ainda mostrados os testes referentes a seleção da malha computacional e dos intervalos de tempo de simulação. Por fim, será apresentada a validação do modelo numérico.

#### 3.1 Metodologia Matemática

Para a modelagem matemática da situação estudada foi utilizado o modelo de dois fluidos euleriano-euleriano não homogêneo, utilizando o modelo de turbulência SST e o esquema compressivo para captura da interface líquido-gás.

##### 3.1.1 Modelo de Dois Fluidos Euleriano-Euleriano

O modelo de dois fluidos é amplamente utilizado na resolução de problemas de escoamento bifásico, tais como o escoamento de filme de líquido. (EIDT, 2017). Neste modelo, cada fase é considerada como um fluido contínuo e é realizado um processo de média nas equações da conservação da massa e de quantidade de movimento. (ISHII e HIBIKI, 2005).

Este trabalho apresenta somente as equações resultantes do processo de média das equações. O processo completo pode ser encontrado detalhadamente em Ishii e Hibiki (2005). A equação (3.1) a seguir representa a conservação da massa que será resolvida para cada uma das fases do escoamento:

$$\frac{\partial \alpha_k \rho_k}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_k \rho_k \hat{v}_k) = \Gamma_k \quad (3.1)$$

onde  $k$  é referente a cada fase do escoamento, onde  $k=1$  para líquido e  $k=2$  para o gás,  $\alpha_k$  é a fração volumétrica,  $\rho_k$  a massa específica,  $\hat{v}_k$  o vetor velocidade e  $\Gamma_k$  a transferência de massa entre as fases.

Assumindo um fluido newtoniano, a equação (3.2) descreve a conservação da quantidade de movimento para cada uma das fases do escoamento:

$$\frac{\partial \alpha_k \rho_k \hat{v}_k}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_k \rho_k \hat{v}_k \hat{v}_k) = -\nabla \cdot (\alpha_k p_k) + \alpha_k \rho_k \hat{g}_k + \nabla \cdot (\alpha_k \overline{\overline{T}_k}) + S_k \quad (3.2)$$

onde  $p_k$  é a pressão,  $g_k$  é a aceleração da gravidade,  $\overline{\overline{T}_k}$  é o tensor de Reynolds e  $S_k$  a quantidade de movimento transferida entre as fases.

Os termos  $\frac{\partial \alpha_k \rho_k \hat{v}_k}{\partial t}$  e  $\nabla \cdot (\alpha_k \rho_k \hat{v}_k \hat{v}_k)$  representam a aceleração temporal e aceleração convectiva de cada fase,  $\nabla \cdot (\alpha_k p_k)$  é o gradiente de pressão,  $\alpha_k \rho_k \hat{g}_k$  a força gravitacional e  $\nabla \cdot (\alpha_k \overline{\overline{T}_k})$  o somatório das difusões viscosas e turbulentas do escoamento.

As equações descritas para o movimento formam uma série de equações diferenciais parciais de segunda ordem, não lineares e com parâmetros acoplados. Até o presente momento, não existe meio analítico para a resolução do problema proposto, sendo necessária a adoção de simplificações e o uso de meios computacionais para a resolução do problema.

### 3.1.2 Modelo de Turbulência

Resolver as equações da conservação da massa e da conservação da quantidade de movimento para um escoamento turbulento pode exigir um esforço computacional elevado. Isso ocorre por causa das flutuações que ocorrem no tempo e no espaço em um escoamento turbulento e tridimensional, dificultando a convergência das equações de conservação da massa e quantidade de movimento, culminando em um esforço computacional mais elevado (RODRIGUES, 2016).

Sendo assim, foram desenvolvidos modelos de turbulência para o cálculo do tensor de tensões de Reynolds, descrito pela equação (3.3):

$$\overline{\overline{T}_k} = \overline{u_i' u_j'} - \nu_t \left( \frac{\partial U_i}{\partial x_j} \right) + \frac{2}{3} \kappa \delta_{ij} \quad (3.3)$$

onde  $\nu_t$  é a viscosidade turbulenta,  $\kappa$  a energia cinética turbulenta e  $\delta_{ij}$  é tensor delta de Kronecker.  $u_i'$  e  $u_j'$  representam as flutuações de velocidade associadas as componentes de velocidade  $U_i$  e  $U_j$ , respectivamente.

O modelo de turbulência utilizado para o cálculo do tensor de tensões foi o modelo *Shear Stress Transport* (SST), que atua como uma combinação dos modelos  $\kappa-\varepsilon$  padrão e  $\kappa-\omega$  para abranger regiões próximas e afastadas da camada limite.

O modelo  $\kappa-\varepsilon$  padrão realiza a modelagem da viscosidade cinemática turbulenta como função da energia cinética turbulenta,  $\kappa$ , e da taxa de dissipação turbulenta,  $\varepsilon$ . O modelo  $\kappa-\varepsilon$  utiliza a equação (3.4) para a viscosidade turbulenta, foi originalmente desenvolvido por Launder e Spalding (1974), é aplicado para regiões fora da camada limite:

$$v_t = C_\mu \frac{\kappa^2}{\varepsilon} \quad (3.4)$$

onde  $C_\mu$  é um coeficiente adimensional de fechamento utilizado para o modelo. A equação utilizada para expressar a taxa de variação da energia cinética turbulenta é apresentada na equação (3.5).

$$\frac{\partial \kappa}{\partial t} + U_i \frac{\partial \kappa}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \left( \nu + \frac{v_t}{\sigma_\kappa} \right) \frac{\partial \kappa}{\partial x_j} \right] + P_\kappa - \varepsilon \quad (3.5)$$

onde o primeiro termo do lado esquerdo da equação representa a taxa de variação da energia cinética turbulenta, o segundo termo indica o transporte da energia cinética turbulenta por convecção, o primeiro termo da direita registra o transporte difusivo de  $\kappa$  e os dois últimos termos indicam as taxas de produção e dissipação da energia cinética turbulenta, respectivamente.  $P_\kappa$  é o termo de produção de energia cinética turbulenta, dado pela equação (3.6):

$$P_\kappa = v_t \left( \frac{\partial \bar{U}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial \bar{U}_j}{\partial x_i} \right) \frac{\partial \bar{U}_i}{\partial x_j} - \frac{2}{3} \frac{\partial \bar{U}_k}{\partial x_k} \left( 3v_k \frac{\partial \bar{U}_k}{\partial x_k} + \kappa \right) \quad (3.6)$$

E a equação (3.7) representa a taxa de dissipação de energia cinética turbulenta  $\varepsilon$ :

$$\varepsilon = \nu \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_k} \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_k} \quad (3.7)$$

A taxa de dissipação da energia cinética turbulenta é determinada utilizando-se a equação (3.8):

$$\frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + U_j \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \left( \nu + \frac{v_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + \frac{\varepsilon}{\kappa} C_{\varepsilon 1} P_k - \frac{\varepsilon}{\kappa} C_{\varepsilon 2} \varepsilon \quad (3.8)$$

os termos do lado esquerdo da equação representam a taxa de variação e transporte convectivo de  $\varepsilon$ , e os três termos do lado direito representam a dissipação viscosa e turbulenta, o termo de produção e o termo de dissipação de  $\varepsilon$ , respectivamente.  $C_{\varepsilon 1} = 1,44$ ;  $C_{\varepsilon 2} = 1,92$ ;  $\sigma_\varepsilon = 1,3$ ;  $\sigma_\kappa = 1,0$  e  $C_\mu = 0,09$ .

O modelo de turbulência  $\kappa-\omega$  foi originalmente desenvolvido em 1942 e posteriormente melhorado por Wilcox (2000). Este modelo é utilizado para realizar a modelagem da turbulência em regiões próximas à parede, numa faixa dentro da camada limite. Para o modelo  $\kappa-\omega$ , a viscosidade cinemática turbulenta é definida através da equação (3.9):

$$v_t = \frac{\kappa}{\omega} \quad (3.9)$$

onde  $\kappa$  é a energia cinética turbulenta e  $\omega$  é a taxa de dissipação turbulenta específica, definida por Wilcox (2000) pela equação (3.10):

$$\omega = \frac{\kappa}{\varepsilon} \quad (3.10)$$

As equações de transporte para  $\kappa$  e  $\omega$  do modelo  $\kappa-\omega$  são:

$$\frac{\partial \kappa}{\partial t} + U_j \frac{\partial \kappa}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \left( \nu + \frac{v_t}{\sigma_\kappa} \right) \frac{\partial \kappa}{\partial x_j} \right] + P_k - \beta^* \kappa \omega \quad (3.11)$$

$$\frac{\partial \omega}{\partial t} + U_i \frac{\partial \omega}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \left( \nu + \frac{v_t}{\sigma_\omega} \right) \frac{\partial \omega}{\partial x_j} \right] + \alpha \frac{\omega}{\kappa} P_k - \beta_\omega \omega^2 \quad (3.12)$$

sendo os termos da esquerda para a direita: taxa de variação de  $\kappa$  e  $\omega$ , transporte convectivo de  $\kappa$  e  $\omega$ , transporte difusivo dos termos, taxa de produção interna turbulenta e dissipação dos termos de  $\kappa$  e  $\omega$ .  $\sigma_\kappa = 2$ ;  $\beta^* = 0,09$ ;  $\alpha = 5/9$ ;  $\sigma_\omega = 2$  e  $\beta_\omega = 0,075$ .

Menter (1994) desenvolveu o modelo SST, realizando a modificação das equações do modelo  $\kappa-\varepsilon$  padrão, resultando em uma taxa de dissipação específica  $\omega$

em função da taxa de dissipação turbulenta  $\varepsilon$ . Essa relação é denotada pela equação (3.13):

$$\varepsilon = \beta^* \kappa \omega \quad (3.13)$$

onde  $\beta^*$  é um coeficiente de fechamento da equação,  $\kappa$  e  $\omega$  são a energia cinética turbulenta e a taxa de dissipação específica, respectivamente. As equações modificadas da energia cinética turbulenta e da taxa de dissipação turbulenta ficam:

$$\frac{\partial \kappa}{\partial t} + \frac{\partial(U_i \kappa)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[ \left( \nu + \frac{\nu_t}{\sigma_{\kappa 3}} \right) \frac{\partial \kappa}{\partial x_i} \right] + P_\kappa - \beta^* \rho \kappa \omega \quad (3.14)$$

$$\frac{\partial \omega}{\partial t} + \frac{\partial(U_i \omega)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[ \left( \nu + \frac{\nu_t}{\sigma_{\omega 3}} \right) \frac{\partial \omega}{\partial x_i} \right] + (1 - F_1) \frac{2}{\sigma_{\omega 2} \omega} \frac{\partial \kappa}{\partial x_i} \frac{\partial \omega}{\partial x_i} + \alpha_3 \frac{\omega}{\kappa} P_\kappa - \beta_3 \omega^2 \quad (3.15)$$

sendo  $\sigma_{\kappa 3}$ ,  $\sigma_{\omega 3}$ ,  $\alpha_3$  e  $\beta_3$  coeficientes de fechamento cujos valores são diferentes para cada um dos modelos utilizados. A função  $F_1$  é uma função que pondera os valores dos dois modelos, dada por:

$$F_1 = \tanh \left\{ \left[ \min \left[ \max \left( \frac{\sqrt{\kappa}}{\beta^* \omega y}, \frac{500 \nu}{y^2 \omega} \right), \frac{4 \rho \sigma_{\omega 2} \kappa}{CD_{\kappa \omega} y^2} \right] \right]^4 \right\} \quad (3.16)$$

$$CD_{\kappa \omega} = \max \left( \frac{2 \rho \sigma_{\omega 2}}{\omega} \frac{\partial \kappa}{\partial x_i} \frac{\partial \omega}{\partial x_i}, 10^{-10} \right) \quad (3.17)$$

É aplicado um limite na formulação da viscosidade turbulenta, representado pela equação (3.18). Esse limite é aplicado pois o modelo das duas equações padrão não consideram o efeito do transporte da tensão cisalhante turbulenta, o que causaria uma superestimação da viscosidade turbulenta.

$$\nu_t = \frac{\alpha_1 \kappa}{\max(\alpha_1 \omega, SF_2)}; F_2 = \tanh \left[ \max \left( \frac{2 \sqrt{\kappa}}{\beta^* \omega y}, \frac{500 \nu}{y^2 \omega} \right)^2 \right] \quad (3.18)$$

### 3.1.3 Captura da interface

A captura da interface líquido-gás no escoamento foi realizada com a utilização do esquema compressivo. Este esquema é utilizado pois resulta em uma maior resolução dos resultados numéricos para a interface líquido-gás, ao realizar uma



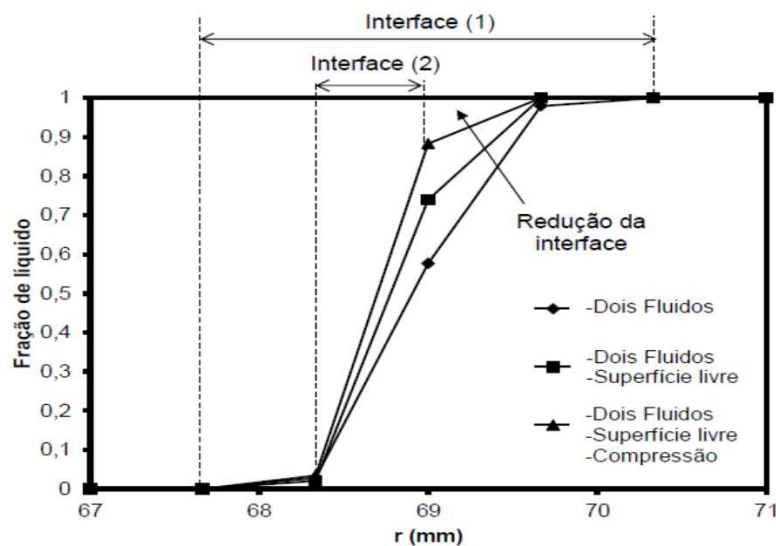
compressão da interface (ZWART *et al.*, 2008). Para este esquema, a fração volumétrica de cada fase sobre cada ponto de integração é obtido através de valores de vértices vizinhos, como indicado na equação (3.19):

$$\alpha_{k,ip} = \alpha_{k,up} + k_{comp} (\nabla \alpha_k \cdot \bar{R}) \quad (3.19)$$

onde  $\alpha_{k,ip}$  é a fração volumétrica de cada fase sobre cada ponto de integração,  $\alpha_{k,up}$  é a fração volumétrica de cada fase calculada a no nó a montante,  $k_{comp}$  é o coeficiente que permite que a existência de compressão na interface, para valores maiores que 1 (ANSYS, 2015) e  $\bar{R}$  é o vetor do vértice vizinho para o ponto de integração.

Ninahuanca (2014) demonstra que a utilização do esquema compressivo, com valores de  $k_{comp}$  maiores que 1 promovem a redução da espessura da região de interface líquido gás. Como indicado na Figura 3.1, a espessura de interface com a utilização do esquema compressivo (2) é muito menor quando comparada a interface do modelo de dois fluidos (1).

**Figura 3.1 Redução da espessura de interface com a utilização do esquema compressivo.**



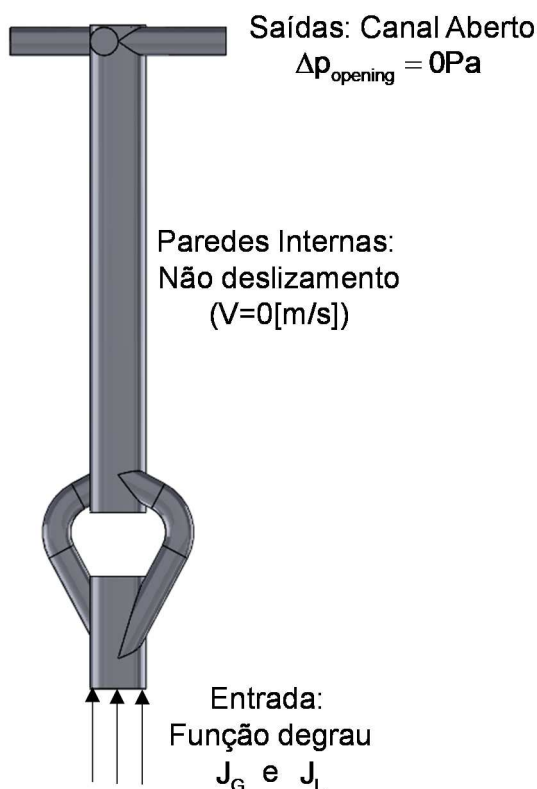
**FONTE: NINAHUANCA, 2014.**

Assim, a utilização do esquema compressivo confere uma maior precisão na identificação da interface, resultando em espessuras de filme mais precisas para o problema proposto.

### 3.1.4 Condições de contorno

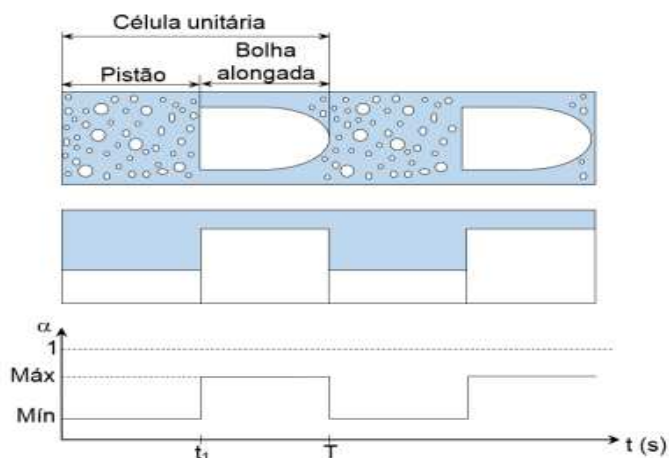
Para o domínio de estudo do distribuidor, ilustrado na Figura 3.2, foram utilizadas as seguintes condições de contorno:

Figura 3.2 Domínio do distribuidor a ser adotado.



Para a entrada do sistema de distribuição, o padrão de escoamento real em golfadas foi modelado como um escoamento previsível utilizando uma função degrau. A função degrau pulsará as fases líquida e gasosa a uma frequência pré-estabelecida através do modelo desenvolvido por Eidt (2017). O modelo utilizado foi desenvolvido com dados experimentais e apresenta boa concordância com as condições experimentais de entrada. A Figura 3.3 registra a caracterização do escoamento em golfadas de acordo com o modelo utilizado. Sendo assim, durante o tempo de passagem do pistão de líquido, a fração de vazio será menor. De modo análogo, durante o tempo de passagem da bolha alongada, a quantidade de gás injetada será maior. Os valores para a fração de vazio da bolha alongada ( $\alpha_{\text{max}}$ ), fração de vazio no pistão de líquido ( $\alpha_{\text{min}}$ ), tempo de passagem do pistão de líquido ( $t_l$ ) e período da célula unitária ( $T$ ) foram obtidos experimentalmente.

Figura 3.3 Esquema representativo de uma célula unitária utilizada.



FONTE: EIDT, 2017.

Para as paredes internas, são adotadas as condições de não deslizamento, ou seja, as componentes de velocidade nas três direções terão valor igual a 0 m/s.

Por fim, são utilizadas nas saídas as condições de canal aberto, uma vez que esta permite que os fluidos escoem por qualquer direção da superfície de saída. Esta condição é importante devido à presença de recirculação nas saídas do domínio.

## 3.2 Metodologia Numérica

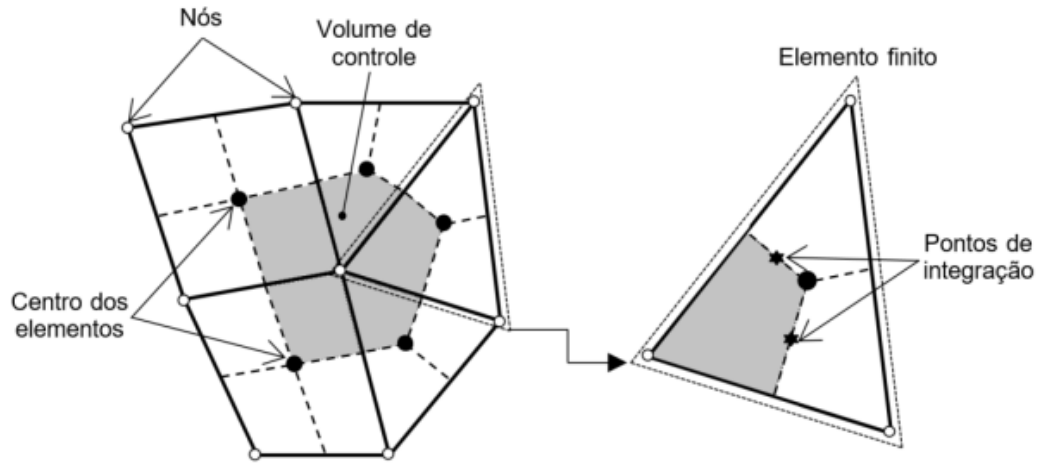
Está apresentada a seguir a modelagem numérica utilizada para o presente trabalho. O método utilizado foi o Método de Volumes Finitos baseado em Elementos Finitos (MVbEF), e serão apresentadas também a geração e teste de malha. Por fim, será apresentada a validação do modelo numérico apresentado.

### 3.2.1 Método de Volumes Finitos baseado em Elementos Finitos

O Método de Volumes Finitos baseado em Elemento Finitos é descrito como um método híbrido, que utiliza o método dos volumes finitos para a discretização das equações de balanço de massa e de quantidade de movimento e elementos finitos para a discretização espacial (RODRIGUES, 2016).

Os volumes de controle para o MVbEF são definidos a partir dos centros dos elementos finitos da malha numérica. Para uma malha bidimensional, a criação de um volume de controle é apresentada na Figura 3.4, sendo a região sombreada da imagem. Embora o domínio do problema seja tridimensional, a apresentação para uma malha bidimensional é realizada pois facilita o entendimento e é realizada da mesma maneira.

Figura 3.4 Representação esquemática para um volume de controle.



FONTE: Eidt, 2017.

As linhas sólidas denotam os cinco elementos finitos da Figura 3.4, enquanto as linhas tracejadas delimitam os volumes de controle. As propriedades dos fluidos são calculadas para os nós, que são os vértices formados pelas linhas sólidas, enquanto a conservação da massa e da quantidade de movimento são avaliados para os pontos de integração (ip), posicionados em locais adjacentes, marcados na figura como estrelas.

Para realizar a integração em cada volume de controle tridimensional, utiliza-se o teorema de divergência de Gauss. Para um volume de controle qualquer, a integração das equações da conservação da massa e da quantidade de movimento são dadas pelas equações (3.20) e (3.21):

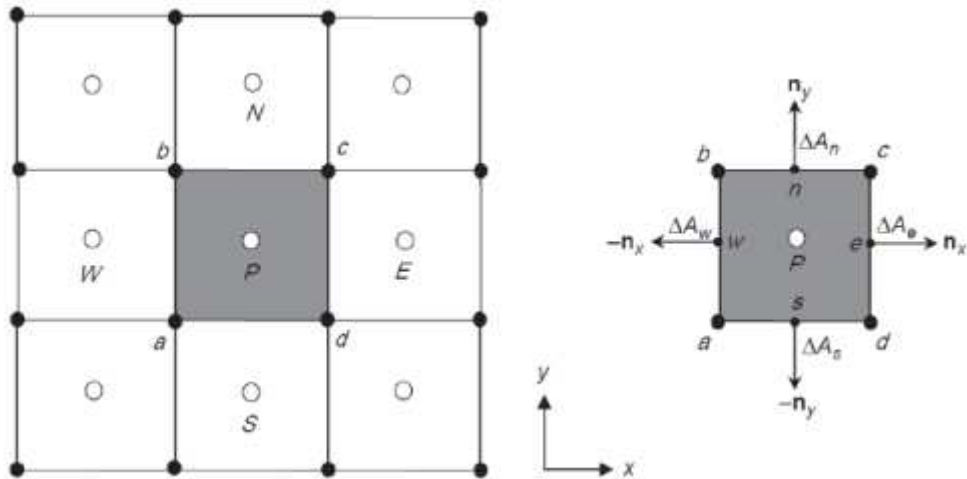
$$\frac{d}{dt} \int_{\forall_c} \rho d\forall + \int_{sc} \rho \hat{u}_k dA = 0 \quad (3.20)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \int_{\forall_c} \alpha_k \rho_k \hat{u}_i d\forall + \int_{sc} \alpha_k \rho_k \frac{\partial}{\partial x_i} (\hat{u}_i \hat{u}_j) dA = - \int_{sc} \frac{\partial}{\partial x_i} (\alpha_k p_k) dA + \int_{sc} \frac{\partial}{\partial x_i} (\alpha_k T_k) dA + \int_{\forall_c} S_k d\forall \quad (3.21)$$

sendo  $u$  o vetor velocidade,  $\rho$  a massa específica e  $S$  é o termo fonte. Os subscritos das integrais  $\forall_c$  e  $S_c$  representam volume de controle e superfície de controle, respectivamente.

Um volume de controle bidimensional, como mostrado na Figura 3.5, pode ser utilizado para a discretização das equações. A aproximação do termo difusivo é utilizada para aproximar as derivadas do terceiro termo da equação (3.21).

Figura 3.5 Volume de controle 2-D para a discretização das equações.



FONTE: RODRIGUES, 2016.

Na aproximação do termo de advecção é utilizado normalmente uma diferença linear centrada de segunda ordem. Deste modo, a notação presente na Figura 3.5, temos:

$$\left. \frac{\partial \phi}{\partial x} \right|_E \approx \frac{\phi_E - \phi_P}{\Delta x_E}; \left. \frac{\partial \phi}{\partial x} \right|_W \approx \frac{\phi_P - \phi_W}{\Delta x_W}; \left. \frac{\partial \phi}{\partial y} \right|_N \approx \frac{\phi_N - \phi_P}{\Delta y_N}; \left. \frac{\partial \phi}{\partial y} \right|_S \approx \frac{\phi_P - \phi_S}{\Delta y_S} \quad (3.22)$$

em que  $\phi$  pode ser qualquer propriedade desejada, e  $\Delta x_{E,W}$  e  $\Delta y_{N,S}$  são:

$$\Delta x_E = x_E - x_P; \Delta x_W = x_P - x_W; \Delta y_N = y_N - y_P; \Delta y_S = y_P - y_S \quad (3.23)$$

Com isso, o termo difusivo da equação (3.21) fica:

$$\sum_{ip} (\alpha_k T_k \Delta n)_{ip} \Delta A_{ip} = D_e^k (\phi_e^k - \phi_p^k) + D_w^k (\phi_p^k - \phi_w^k) + D_n^k (\phi_n^k - \phi_p^k) + D_s^k (\phi_p^k - \phi_s^k) \quad (3.24)$$

com os parâmetros  $D_{e,w,n,s}$  iguais a:

$$D_e^k = \frac{(\alpha_k T_k \Delta A)_e}{\Delta x_e}; D_w^k = \frac{(\alpha_k T_k \Delta A)_w}{\Delta x_w}; D_n^k = \frac{(\alpha_k T_k \Delta A)_n}{\Delta x_n}; D_s^k = \frac{(\alpha_k T_k \Delta A)_s}{\Delta x_s} \quad (3.25)$$

As áreas de cada face podem ser calculadas utilizando apenas fatores geométricos, referentes ao volume de controle. O tensor de tensões  $T_k$  é obtido através de médias ponderadas dos valores nos nós vizinhos ao volume utilizado (VERSTEEG e MALALASEKERA, 2007).

Para a aproximação do termo de advecção, o software ANSYS-CFX possui vários modelos capazes de realizar a interpolação destes termos. Grande maioria destas são aproximadas através da equação (3.26):

$$\phi_{ip} = \phi_{upward} + \beta \nabla \phi \Delta \hat{r} \quad (3.26)$$

Sendo  $\phi_{ip}$  a propriedade calculada para o ponto de integração,  $\phi_{upward}$  a propriedade calculada no nó a montante do ponto de integração,  $\hat{r}$  é um vetor que liga o nó a montante e o ponto de integração,  $\nabla \phi$  representa o gradiente de uma propriedade em um nó e  $\beta$  é uma função que varia entre 0 e 1, de acordo com o esquema de aproximação dos termos convectivos utilizado.

O esquema utilizado para o seguinte trabalho foi o esquema Alta Resolução (High Resolution) utilizado por Eidt (2017) e Rodrigues (2016). Este esquema foi desenvolvido por ANSYS-CFX, utilizando uma formulação não linear para a função  $\beta$ . O método funciona atribuindo valores mínimo e máximo para uma variável  $\phi$ , de cada nó, em um arranjo englobando não só o próprio nó, mas também os da sua vizinhança. Feito isso, a equação (3.26) é resolvida para  $\beta$ , para cada ponto de integração ao redor do nó, não permitindo que a variável genérica  $\phi$  não ultrapasse os limites pré-estabelecidos. Dentre os valores obtidos,  $\beta$  assumirá o menor valor nodal obtido entre os pontos de integração.

Os termos transientes da equação foram aproximados utilizando o esquema de Segunda Ordem Atrasada de Euler (*Second Order Backward Euler*). Este esquema é implícito e funciona para qualquer passo de tempo. Uma variável qualquer  $\phi$  pode ser aproximada como:

$$\frac{\partial}{\partial t} \int_{V_c} \rho \phi dV \approx \frac{V}{\Delta t} \left[ \frac{3}{2} (\rho \phi) - 2 (\rho \phi)^0 + \frac{1}{2} (\rho \phi)^{00} \right] \quad (3.27)$$

onde o sobrescrito 00 indica o penúltimo passo de tempo, 0 representa o passo de tempo anterior e os valores sem sobrescrito representam valores atuais da variável.

### 3.2.2 Acoplamento pressão-velocidade

O programa ANSYS-CFX utiliza uma malha co-localizada para realizar o acoplamento pressão-velocidade, assumindo que todos os volumes de controle na

malha sejam idênticos para todas as equações de transporte. Essa consideração leva a um desacoplamento do campo de pressão. Assim, o programa computacional utiliza uma equação de transporte similar ao da quantidade de movimento em cada ponto de integração, semelhante ao método desenvolvido por Rhie e Chow (1983), dado pela equação (3.28):

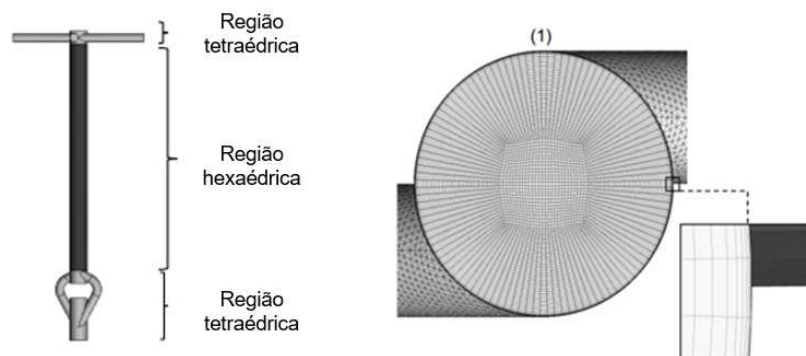
$$U_{i,ip} = \bar{U}_{i,ip} - \frac{\nabla \Delta t}{a \Delta t + \rho \nabla} \left( \frac{\partial p}{\partial x} \Big|_{ip} - \frac{\partial \bar{p}}{\partial x} \Big|_{ip} \right) + \frac{\rho \nabla}{a \Delta t + \rho \nabla} (U_{i,ip}^0 - \bar{U}_{i,ip}^0) \quad (3.28)$$

onde  $\nabla$  é o volume de controle,  $a$  é a aproximação ao coeficiente central da equação da quantidade de movimento, excluindo o termo transiente e  $\Delta t$  é o passo de tempo. As barras localizadas acima dos termos representam a média dos valores dos vértices vizinhos ao ponto de integração e o expoente <sup>0</sup> se refere a valores no intervalo de tempo anterior.

### 3.2.3 Geometria e malha

Para a resolução do problema, é necessária a divisão da geometria mostrada na Figura 3.1 em pequenos volumes de controle. Para isso, foi utilizado o *software* ANSYS-CFX, com o Método de Volumes Finitos baseado em Elementos Finitos. Para gerar a malha numérica utilizou-se o *software* ICFM-CFX, dividindo-a em três regiões principais, duas regiões tetraédricas e uma hexaédrica, de modo a obter um melhor refino da geometria. Uma representação da malha utilizada encontra-se na Figura 3.6:

**Figura 3.6 Representação das regiões da malha utilizada para o domínio. (1) Foco na região hexaédrica, aproximação próxima a parede.**



A ênfase dada na região próxima à parede do tubo foi necessária devido a interface e modelo de turbulência adotado (SST), que exige uma distância

adimensional  $y^+$  menor ou igual a 2, ao longo da câmara ciclônica. A distância adimensional  $y^+$  é dada pela equação (3.29):

$$y^+ = \frac{\Delta n}{\nu} \sqrt{\frac{\tau_\omega}{\rho}} \quad (3.29)$$

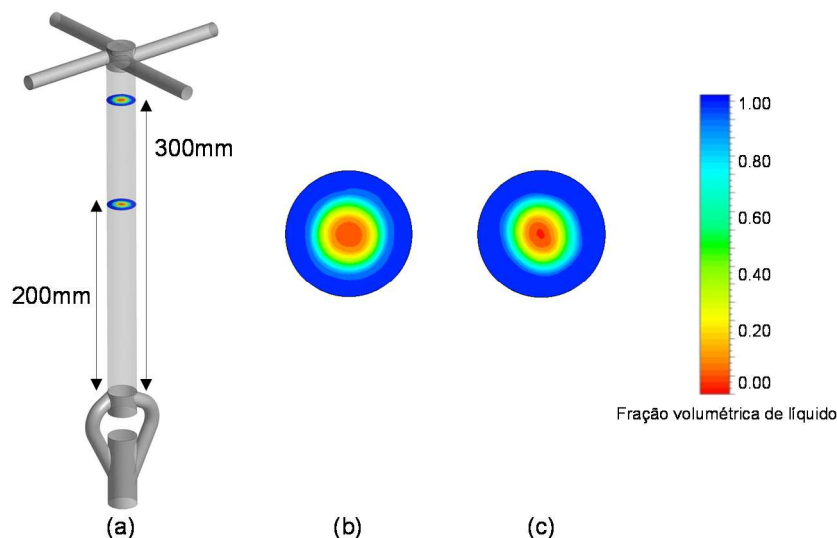
onde  $\Delta n$  é a distância entre o primeiro e segundo ponto de integração partindo da parede,  $\nu$  é a viscosidade cinemática,  $\rho$  a massa específica e  $\tau_\omega$  a tensão de cisalhamento nas paredes do tubo.

### 3.2.4 Teste de malha, tempo total e passo de tempo

Com o objetivo de obter um modelo capaz de representar o escoamento bifásico real dentro de uma incerteza numérica aceitável, garantindo a confiabilidade dos resultados com um menor tempo computacional, foram realizados os testes de malha, tempo total e passo de tempo. O teste de malha foi realizado com a finalidade de conferir resultados com diferença máxima de 3% entre as malhas, utilizando a mistura ar-água e com as velocidades superficiais de ambas as fases iguais a 1 m/s.

Para isso, foram criados dois planos sobre as posições axiais de 200 e 300 mm da câmara ciclônica do sistema de distribuição, que podem ser observados esquematicamente na Figura 3.7. Sobre os planos citados, foi calculada a área ocupada pela fase líquida e posteriormente calculada a espessura de filme de líquido média para os dois planos, dada pela equação (3.30).

**Figura 3.7 (a) Posicionamento dos planos utilizados para as medições. (b) Fração volumétrica de líquido média para H = 200 mm. (c) Fração volumétrica de líquido média para H = 300 mm.**





$$\bar{\delta} = R - \sqrt{R^2 - \frac{A}{\pi}} \quad (3.30)$$

Onde  $\bar{\delta}$  é a espessura de filme de líquido média, R é o raio da câmara ciclônica e A é a área ocupada pelo líquido.

Além disso, para o modelo de turbulência SST utilizado, é recomendado pelo software ANSYS-CFX uma distância adimensional  $y^+$  menor ou igual a 2. Os resultados obtidos para diferentes malhas estão indicados na Tabela 3.1:

**Tabela 3.1 Comparação da espessura de filme de líquido para as malhas testadas.**

<i>Malha</i>	<i>M1</i>	<i>M2</i>	<i>M3</i>
<b>Número de elementos</b>	953510	1152139	1760443
$y^+$	0,53	0,54	0,54
<b>Espessura no plano 200mm (mm)</b>	7,01	7,14	7,35
<b>Diferença (%)</b>	4,63	2,81	-
<b>Espessura no plano 300mm (mm)</b>	6,29	6,39	6,47
<b>Diferença (%)</b>	2,89	1,25	-

A velocidade média e a fração volumétrica média de líquido para as posições de 200 e 300 mm da câmara ciclônica foram mensuradas em função das diferentes malhas utilizadas. Os resultados obtidos estão registrados na Figura 3.8 e Figura 3.9.

**Figura 3.8 Velocidade média do líquido para as posições (a) 200mm (b) 300mm.**

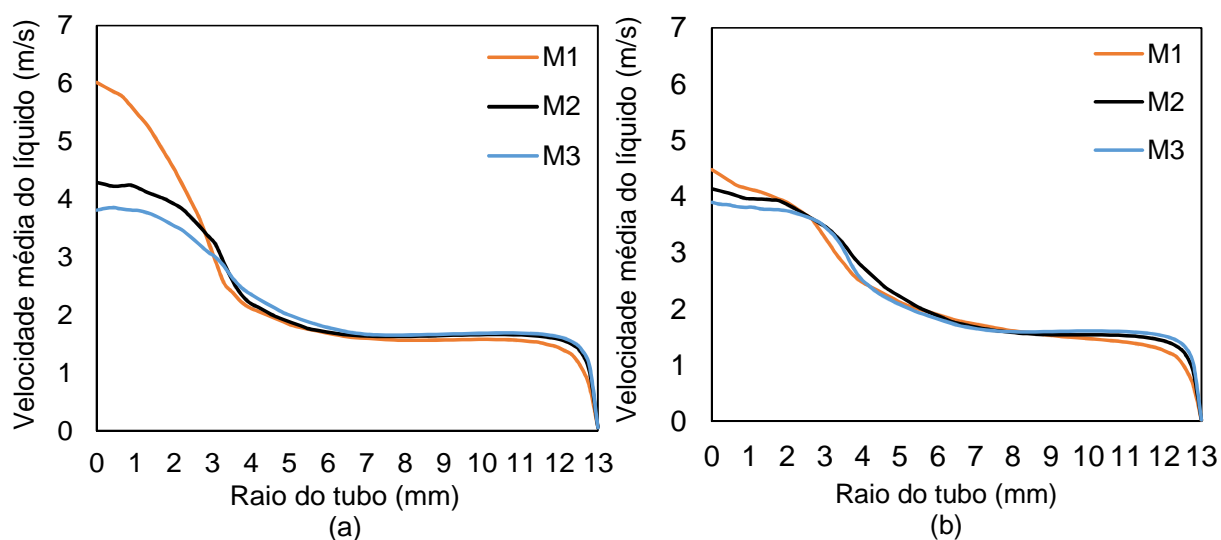
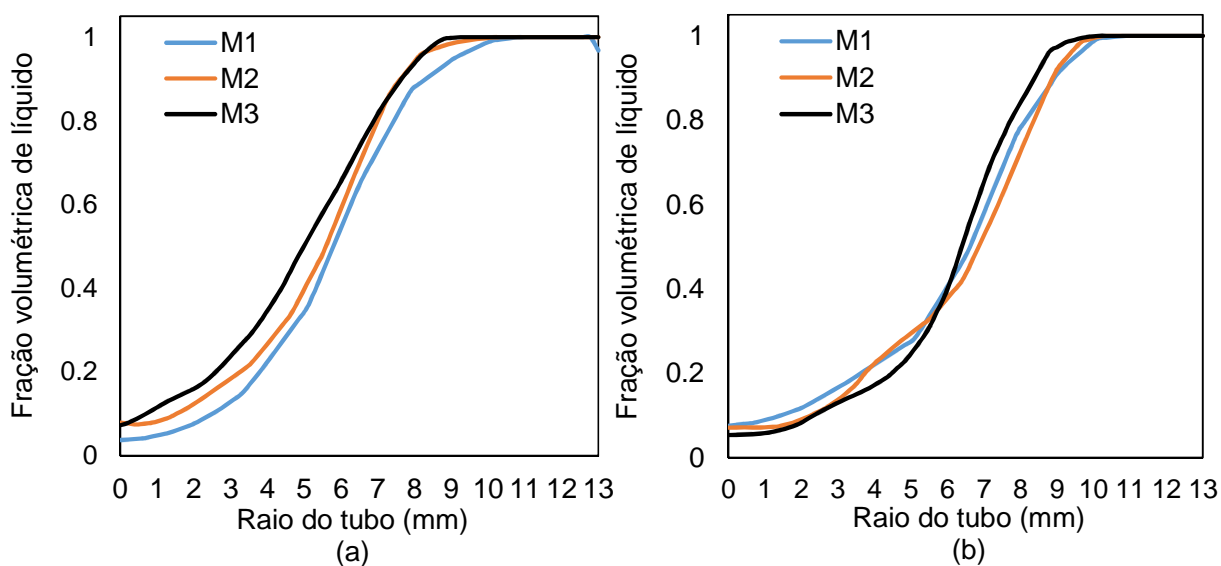


Figura 3.9 Fração volumétrica média de líquido para as posições (a) 200mm (b) 300mm.



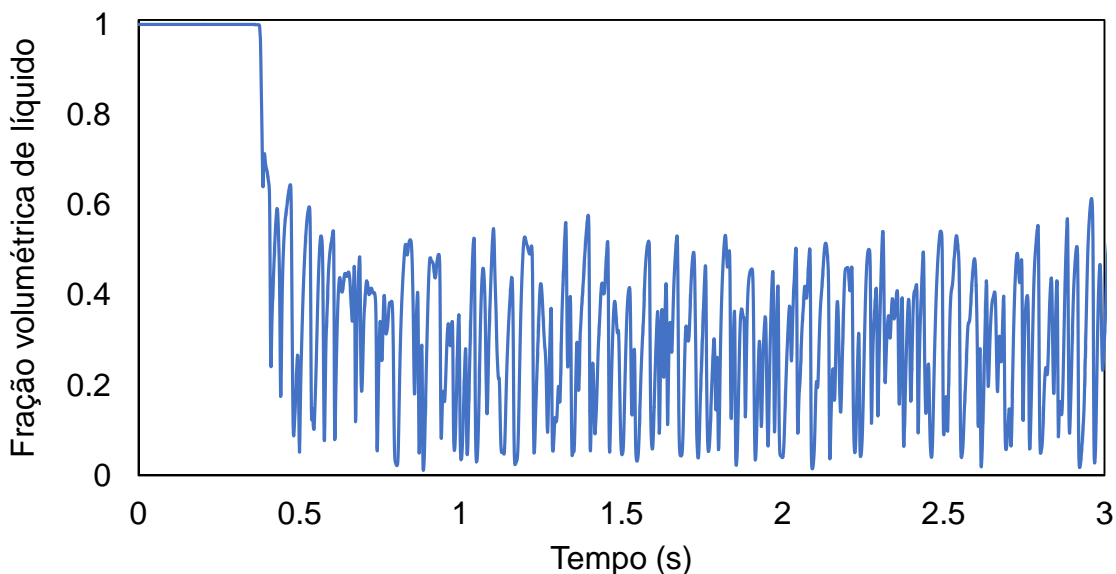
Com a observação dos gráficos da Figura 3.8 e Figura 3.9 em conjunto com os dados da Tabela 3.1, é observado que as malhas M2 e M3 possuem uma diferença pequena em relação aos parâmetros avaliados, porém há uma grande diferença quanto a quantidade de elementos em cada malha. Assim, a malha M2 foi utilizada pois consumirá um tempo computacional menor, acelerando a realização das simulações.

Com a malha M2 selecionada, foi realizada uma simulação com passo de tempo igual a um milésimo de segundo (0,001 s), durante o tempo total de 6 segundos. Para realização desta simulação foi utilizado o óleo mineral Mobil DTE 10 Excel 15, com massa específica igual a 837,5 kg/m<sup>3</sup> e viscosidade igual a 28,5 cP. O parâmetro medido para este teste foi a fração de líquido em um plano localizado sobre os 190 mm axiais da câmara ciclônica.

Esta simulação foi realizada com o objetivo de verificar a existência de um padrão de repetição do escoamento para o óleo, e a partir de quantos segundos o escoamento passaria a se repetir, garantindo que o escoamento inicial fosse representado de maneira mais coerente.

Sobre o plano selecionado, foram coletados os valores da fração volumétrica de líquido para o plano indicado, ao longo dos 6 s. A fim de ilustrar os resultados com maior clareza, apenas valores obtidos para os primeiros 3 segundos estão registrados na Figura 3.10.

**Figura 3.10** Fração volumétrica de líquido para os primeiros 3 segundos de simulação.



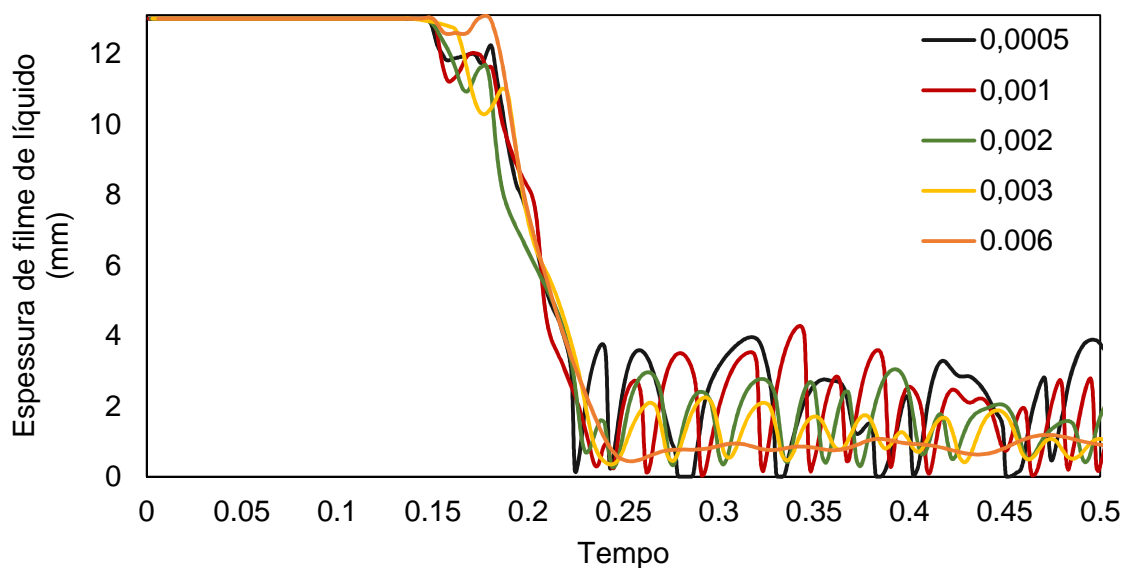
Através da Figura 3.10 não foi observada a repetitividade da oscilação da fração volumétrica de líquido ao longo da simulação. Desta forma, foi definido que o tempo de 2 s era suficiente para a simulação do problema proposto, uma vez que garante a simulação de pelo menos um segundo após as oscilações ocasionadas no início do escoamento.

Após a definição do tempo total de simulação e utilizando o mesmo fluido do teste de tempo total, foram testados diferentes passos de tempo, com o tempo total de um segundo. O objetivo destas simulações é acelerar o processo computacional, utilizando uma menor quantidade de passos para o tempo total de simulação, porém mantendo a confiabilidade dos resultados obtidos.

Para a seleção do passo de tempo de simulação, foi analisada a espessura de filme de líquido média para o mesmo plano utilizado para os testes de tempo total (190 mm axiais) com o passo de tempo de referência igual a 0,0005 s. Em seguida, foi avaliado o mesmo parâmetro para outros quatro passos de tempo, que podem ser encontrados na Figura 3.11 e Tabela 3.2 Para o cálculo da espessura de filme de líquido média foi utilizada a equação (3.30).

Com base na equação (3.30), foram levantadas as curvas para a espessura de filme de líquido, em função dos diferentes passos de tempo testados. Os resultados obtidos estão mostrados na Figura 3.11.

Figura 3.11 Espessura de filme de líquido média para os intervalos de tempo testados.



Para complementar os resultados da Figura 3.11, foram registradas na Tabela 3.2 as espessuras de filme de líquido média para diferentes intervalos de tempo.

Tabela 3.2 Comparação dos valores de espessura de filme de líquido média para os diferentes passos de tempo.

<b>Passo de tempo (s)</b>	<b>0,33s</b>	<b>Desvio (%)</b>	<b>0,66s</b>	<b>Desvio (%)</b>	<b>1,00s</b>	<b>Desvio (%)</b>
<b>0,0005</b>	9,1783	-	5,6130	-	4,1862	-
<b>0,001</b>	9,0400	1,51	5,5564	1,01	4,1082	1,86
<b>0,002</b>	8,8960	3,08	5,2170	7,05	3,7069	11,45
<b>0,003</b>	9,0118	1,82	5,0496	10,04	3,4952	16,51
<b>0,006</b>	9,0185	1,74	4,9518	11,78	3,3195	20,71

A partir da análise da Tabela 3.2 e da Figura 3.11, o passo de tempo selecionado foi o de 0,001s, pois apresenta uma variação inferior a 2% em relação aos valores de referência, garantindo a simulação um ganho de tempo computacional sem prejudicar a qualidade das informações obtidas.

### 3.3 Validação do modelo numérico

Para verificar a capacidade do modelo numérico de representar o fenômeno descrito, foi realizada a comparação dos resultados numéricos com os resultados experimentais (através dos sensores *Wiremesh* e ultrassom) obtida por Eidt (2017) para a espessura de filme de líquido média em um plano localizado na distância de

190 mm no eixo axial em relação ao início da câmara ciclônica, como mostrado na Figura 3.7. Essa simulação foi feita para o escoamento bifásico água-ar.

A fim de garantir que a comparação dos resultados seja feita de maneira correta, foi utilizada a equação (3.31).

$$Dif.\% = \frac{|\delta_1 - \delta_2|}{\max(\delta_1; \delta_2)} \quad (3.31)$$

onde  $\delta_1$  é a espessura de filme de líquido média resultante do primeiro método de análise e  $\delta_2$  é a espessura de filme de líquido média proveniente do segundo modelo de análise. Os resultados obtidos estão registrados na Tabela 3.3.

**Tabela 3.3 Comparação dos resultados numéricos para a água com os dados experimentais do Wiremesh e ultrassom obtidos por Eidt (2017).**

JL [m/s]	JG [m/s]	Numérico $\delta[mm]$	Wiremesh $\delta[mm]$ Dif.[%]		Ultrassom $\delta[mm]$ Dif.[%]	
1,0	1,0	7,37	5,93	19,56	5,94	19,56
1,5	1,0	7,12	5,97	16,16	5,91	17,01

Através dos resultados registrados na Tabela 3.3 pode se dizer que o modelo numérico é capaz de representar o escoamento. Observa-se que a maior diferença percentual se dá para a velocidade superficial de líquido menor, que resulta em um filme de menor espessura.

Apesar da diferença percentual máxima igual a 19,56%, os resultados numéricos obtidos são considerados satisfatórios. Isso acontece devido a simplificações que são adotadas para a validação do modelo numérico. Além disso, também estão associados desvios experimentais devido a desvios que podem ocorrer devido a precisão dos equipamentos.

Além disso, é possível observar que os resultados obtidos por este modelo numérico estão mais próximos dos resultados experimentais do que os obtidos por Eidt (2017). Isso acontece uma vez que o modelo geométrico utilizado neste problema conta com apenas uma entrada axial, enquanto o modelo de Eidt (2017) utilizava duas entradas tangenciais. Deste modo, o modelo atual foi capaz de coletar dados mais próximos à realidade do problema.

## 4 RESULTADOS

Nesta seção estão apresentados os resultados numéricos obtidos para o escoamento bifásico (líquido-gás) vertical ascendente no interior do sistema de distribuição com a variação da viscosidade do líquido. Primeiramente serão apresentados os fluidos e casos simulados. Na sequência, serão discutidos obtidos para o escoamento no interior da câmara ciclônica. Por fim, serão apresentados os resultados referentes a análise da distribuição das fases nas saídas do distribuidor.

### 4.1 Grade de simulações realizada

Com o objetivo principal de analisar como a viscosidade influencia o escoamento no interior do sistema de distribuição, foi necessária a seleção de diferentes fluidos para a fase líquida do escoamento, com viscosidades, massas específicas e tensões superficiais diferentes. As propriedades dos fluidos utilizados estão registradas na Tabela 4.1.

**Tabela 4.1 Apresentação dos fluidos utilizados e propriedades requeridas para a simulação.**

Fluido	Massa específica [kg/m <sup>3</sup> ]	Viscosidade [cP]	Tensão superficial [N/m]
Água	997,0	1	0,07287
Óleo Mobil DTE 10 Excel 15	837,5	28,5	0,00624
Óleo Mobil DTE 10 Excel 22	841,8	42,6	0,00629

A partir das propriedades dos fluidos da Tabela 4.1, foi desenvolvida a grade de simulações, registrada na Tabela 4.2, para avaliar o comportamento e distribuição dos fluidos no interior do sistema de distribuição.

**Tabela 4.2 Grade de simulações executada, em função das velocidades superficiais de líquido e de gás.**

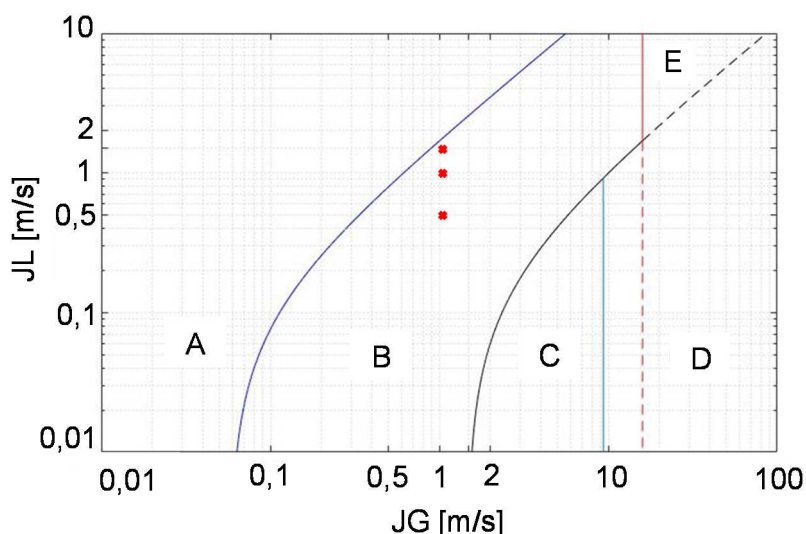
Fluido	JL [m/s]	JG [m/s]	JL [m/s]	JG [m/s]	JL [m/s]	JG [m/s]
Água	0,5	1,0	1,0	1,0	1,5	1,0
Óleo Excel 15	0,5	1,0	1,0	1,0	1,5	1,0
Óleo Excel 22	0,5	1,0	1,0	1,0	1,5	1,0

A grade de simulações foi definida com 9 diferentes casos utilizando as velocidades superficiais de líquido (JL de 0,5; 1,0 e 1,5m/s) para os três fluidos. A velocidade superficial de gás, JG, foi mantida constante com valor de 1,0 m/s para todos os casos testados. Segundo Eidt (2017), a influência da velocidade superficial

de líquido no escoamento em campo centrífugo é muito maior que a influência da velocidade superficial da fase gasosa. Desta maneira, ao promover a variação apenas da velocidade da fase líquida, foi possível avaliar as variáveis do escoamento com um número menor de simulações.

Com base nos dados da Tabela 4.1 foram construídos os mapas de fluxo para o escoamento vertical ascendente em um tubo de 26 mm de diâmetro para os três diferentes fluidos, com base no modelo de Mishima e Ishii (1984). Os mapas de fluxo foram utilizados com o objetivo de confirmar que todos os casos mostrados na Tabela 4.2 estão no interior da região de golfadas, de modo a garantir a veracidade das condições de entrada utilizadas. Os mapas de fluxo para a água, para o óleo Excel 15 e para o óleo Excel 22 estão registrados nas Figura 4.1, Figura 4.2 e Figura 4.3, respectivamente, assim como as combinações de velocidades utilizadas.

**Figura 4.1 Mapa de fluxo para a água baseado no modelo de Mishima e Ishii (1984)**



**Figura 4.2 Mapa de fluxo para o óleo Excel 15 baseado no modelo de Mishima e Ishii (1984)**

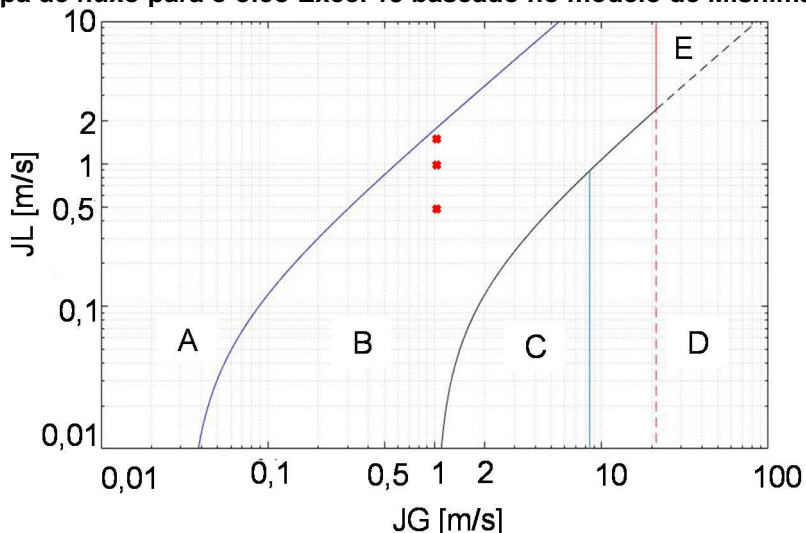
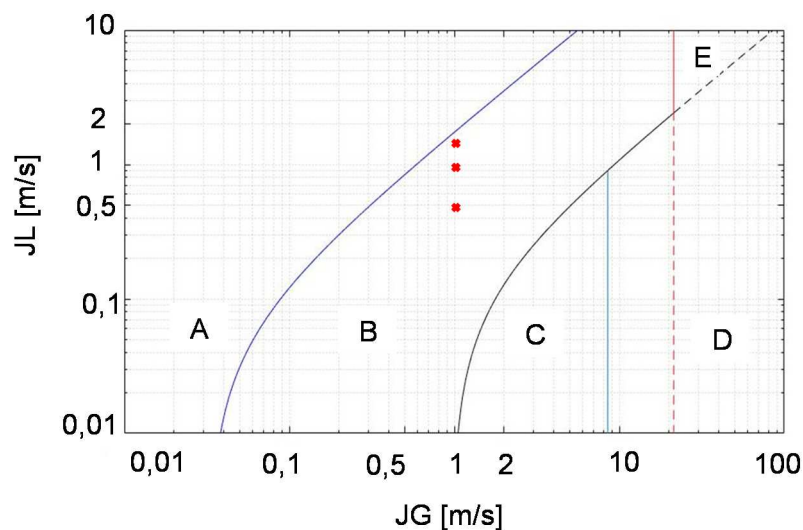


Figura 4.3 Mapa de fluxo para o óleo Excel 22 baseado no modelo de Mishima e Ishii (1984)



A região A representa o padrão de escoamento em bolhas, B indica a região de escoamento em golfadas, C denota a região de escoamento caótico (*churn*) e D representa a região onde o escoamento é anular. A região E indicada é classificada como caótica, uma vez que a agitação elevada do escoamento dificulta a distinção entre a transição do padrão em golfadas para o escoamento anular (MISHIMA E ISHII, 1984).

Através da observação da Figura 4.1, Figura 4.2 e Figura 4.3 é percebido que para todos os casos analisados a combinação de velocidades superficiais de líquido e de gás resultam em um padrão de escoamento em golfadas. Sendo assim, é possível utilizar o modelo desenvolvido por Eidt (2017) para transformar o escoamento em golfadas da entrada em uma onda quadrada.

As variáveis do modelo são calculadas em função das velocidades superficiais das fases líquida e gasosa, além das frações de vazio da região do pistão e da bolha de Taylor, obtidas experimentalmente. Apesar do modelo ser produzido para o escoamento de água em golfadas, a mesma condição de entrada foi utilizada para os óleos minerais. Isso se deve ao fato da dificuldade em gerar a função de onda quadrada para os fluidos de maior viscosidade, uma vez que ainda não foram levantados dados experimentais para fluidos viscosos nesta geometria.

Os valores referentes a fração de vazio na bolha alongada ( $\alpha_{max}$ ), a fração de vazio no pistão ( $\alpha_{min}$ ), o período do pistão (T1) e o período da célula unitária (T) estão ilustrados na Tabela 4.3, para os três casos.



Tabela 4.3 Valores utilizados para a geração da função degrau para a entrada do distribuidor, com base no modelo de Eidt (2017).

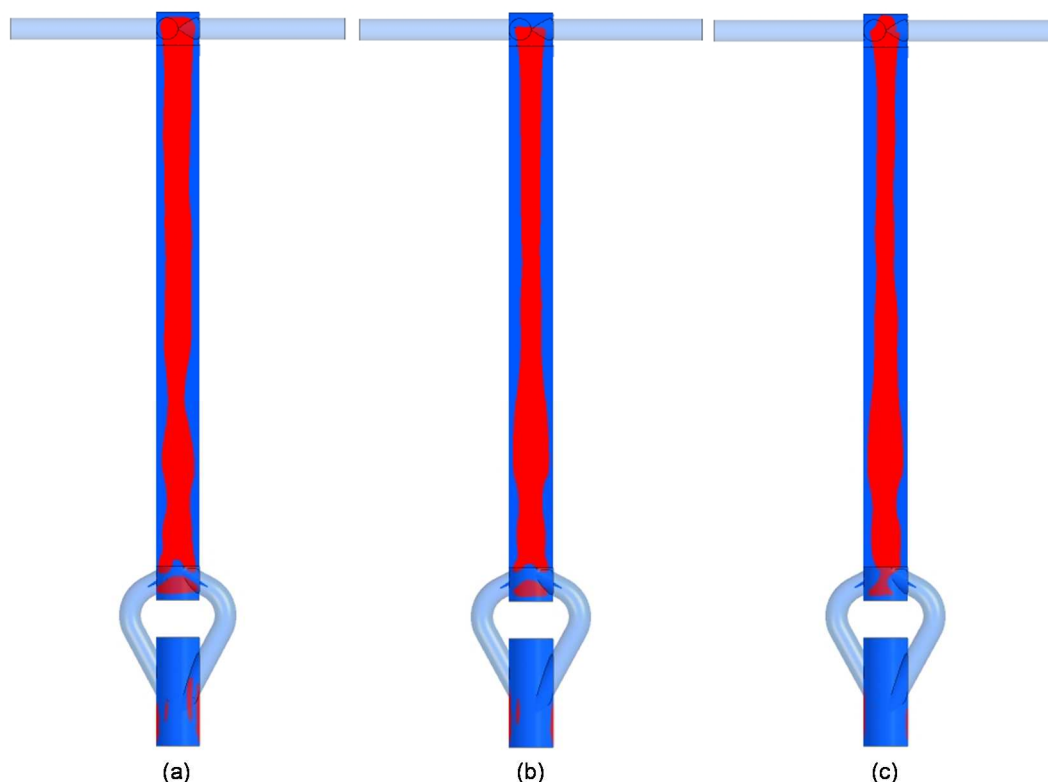
JL [m/s]	JG [m/s]	$\alpha_{\max}$	$\alpha_{\min}$	T1 [s]	T[s]
0,5	1,0	0,53	0,31	0,096	0,321
1,0	1,0	0,67	0,23	0,080	0,182
1,5	1,0	0,60	0,21	0,053	0,097

## 4.2 Câmara ciclônica

Nesta seção serão mostrados os resultados referentes ao escoamento bifásico líquido-gás vertical ascendente no interior da câmara ciclônica do sistema de distribuição.

A Figura 4.4 ilustra o filme de líquido médio formado junto à parede, utilizando a água como fluido de trabalho para as diferentes velocidades superficiais da fase líquida. O perfil de distribuição das fases foi obtido sobre um plano localizado no centro da câmara ciclônica do sistema, considerando como fase líquida a região em azul, cuja fração de vazão média no tempo é igual ou superior a 50%, e modelando a fase gasosa como a região em vermelho, com fração de vazão média inferior a 50% ao longo do tempo.

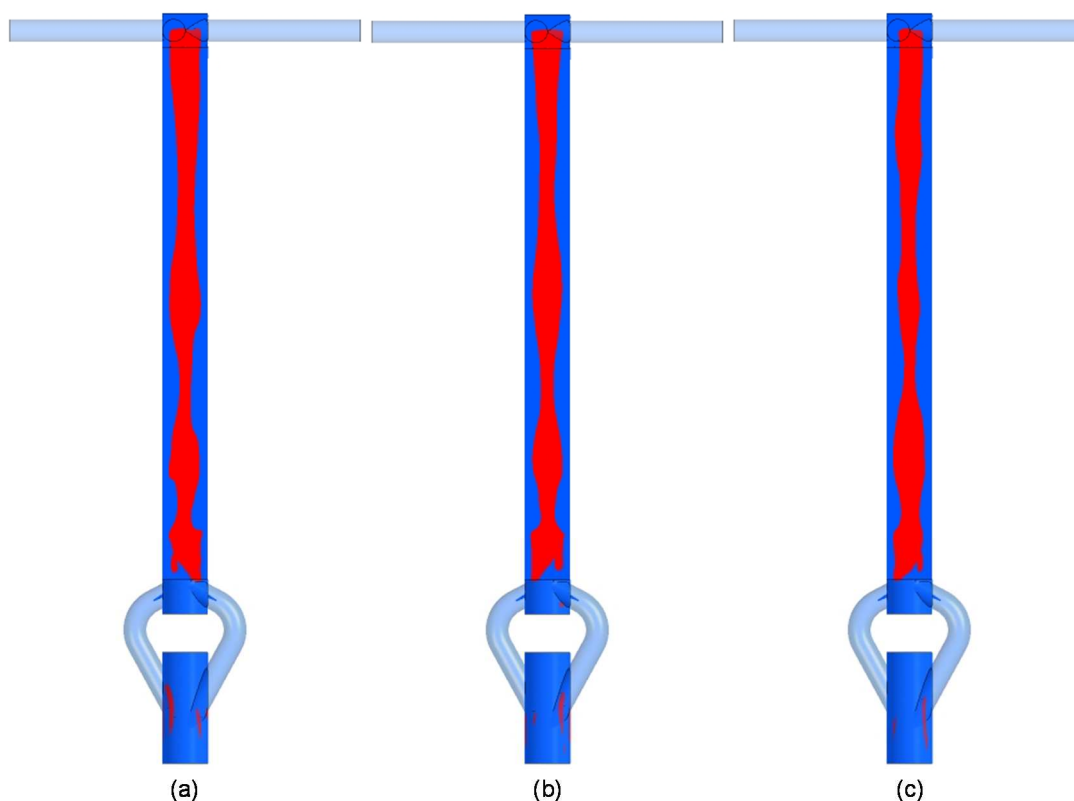
Figura 4.4 Espessura de filme de líquido média para a água, com velocidades superficiais JG = 1m/s e: (a) JL=0,5m/s; (b) JL=1,0m/s e; (c) JL=1.5m/s.



Observa-se que a medida em que se aumenta a velocidade a velocidade superficial de líquido, a espessura do filme de líquido formado aumenta de certa maneira, uma vez que há um aumento na quantidade de líquido no interior da câmara ciclônica.

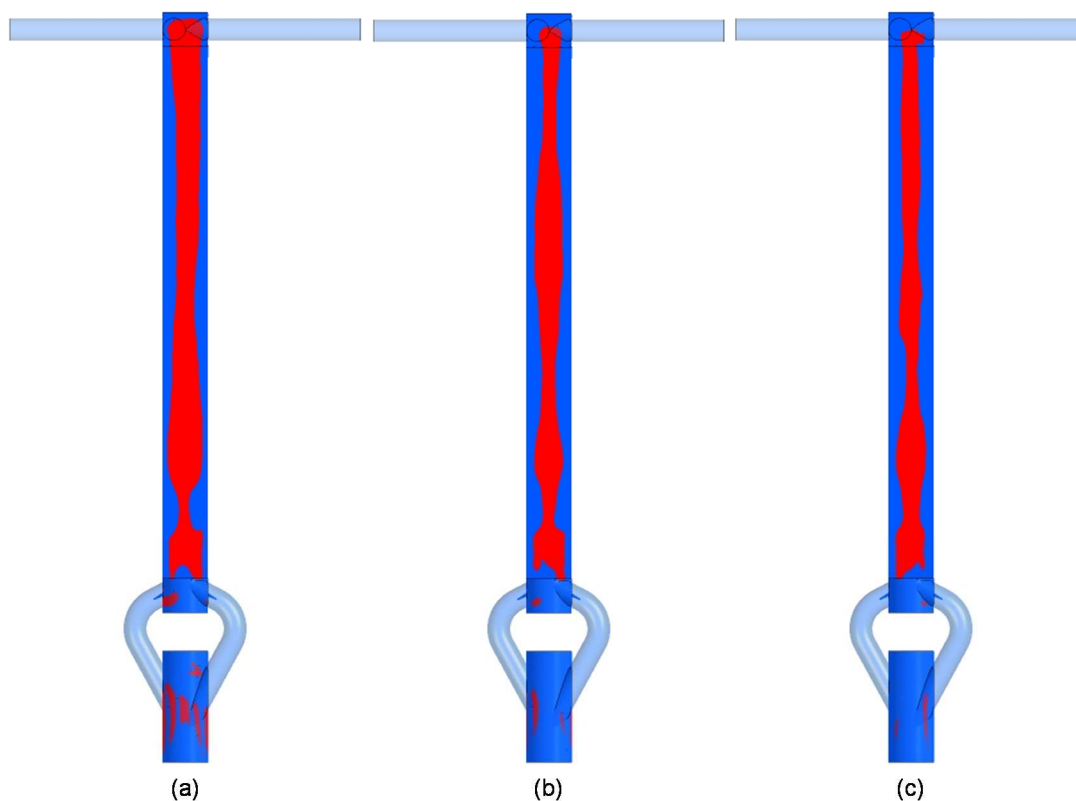
O mesmo procedimento foi realizado para os fluidos com fase líquida de maior viscosidade, com a finalidade de avaliar a capacidade de formação de filme de líquido no interior do sistema de distribuição. A distribuição das fases para as diferentes velocidades superficiais do óleo Excel 15 e Excel 22 estão registradas na Figura 4.5 e Figura 4.6, respectivamente.

**Figura 4.5 Espessura de filme de líquido média para o óleo Excel 15, com velocidades superficiais  $J_G = 1\text{m/s}$  e: (a)  $J_L=0,5\text{m/s}$ ; (b)  $J_L=1,0\text{m/s}$  e; (c)  $J_L=1.5\text{m/s}$ .**



Da Figura 4.5 e Figura 4.6 é possível observar que o sistema de distribuição proposto é capaz de formar um filme de líquido para todos os fluidos e combinações de velocidades superficiais propostos. Com o aumento da velocidade superficial da fase líquida,  $J_L$ , ocorre um leve espessamento do filme de líquido devido a maior quantidade de líquido no interior da câmara ciclônica.

Figura 4.6 Espessura de filme de líquido média para o óleo Excel 22, com velocidades superficiais  $JG = 1\text{m/s}$  e: (a)  $JL=0,5\text{m/s}$ ; (b)  $JL=1,0\text{m/s}$  e; (c)  $JL=1.5\text{m/s}$ .



Visto que o aumento de  $JL$  ocasiona um aumento da intensidade do campo centrífugo, a oscilação do filme de líquido na direção axial será menor. Esta diminuição na oscilação pode ser percebida com maior clareza na Figura 4.6(b) e Figura 4.6(c) a partir da metade da câmara ciclônica.

Com o objetivo de analisar quantitativamente os dados obtidos através da Figura 4.4, Figura 4.5 e Figura 4.6, foram construídas diferentes curvas a fim de determinar o valor da espessura de filme de líquido média ao longo da câmara ciclônica. Para isso, foram criados diferentes planos com espaçamento de 5mm, exceto o plano superior, o qual teve um espaçamento de 2mm, como exemplificado na Figura 4.7. Sobre estes planos, foi determinada a área média ocupada pela fase líquida e posteriormente calculada a espessura média do filme de líquido nas posições axiais da câmara ciclônica.

Após o procedimento descrito na Figura 4.7, foram calculadas as espessuras de filme médias, utilizando a equação **Erro! Fonte de referência não encontrada.** Os resultados coletados estão indicados na Figura 4.8.

Figura 4.7 (a) Apresentação dos planos e espaçamentos criados ao longo da câmara ciclônica. (b) Apresentação da área ocupada pelo líquido no decorrer dos planos criados.

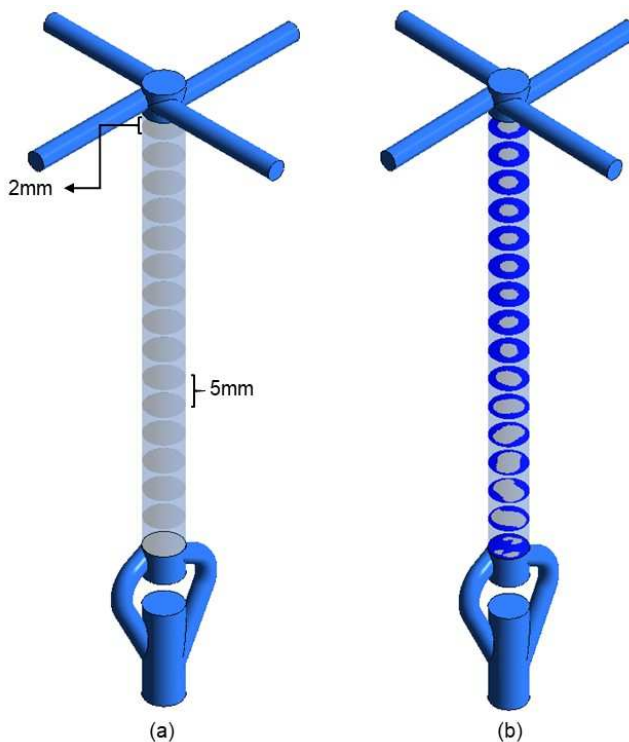
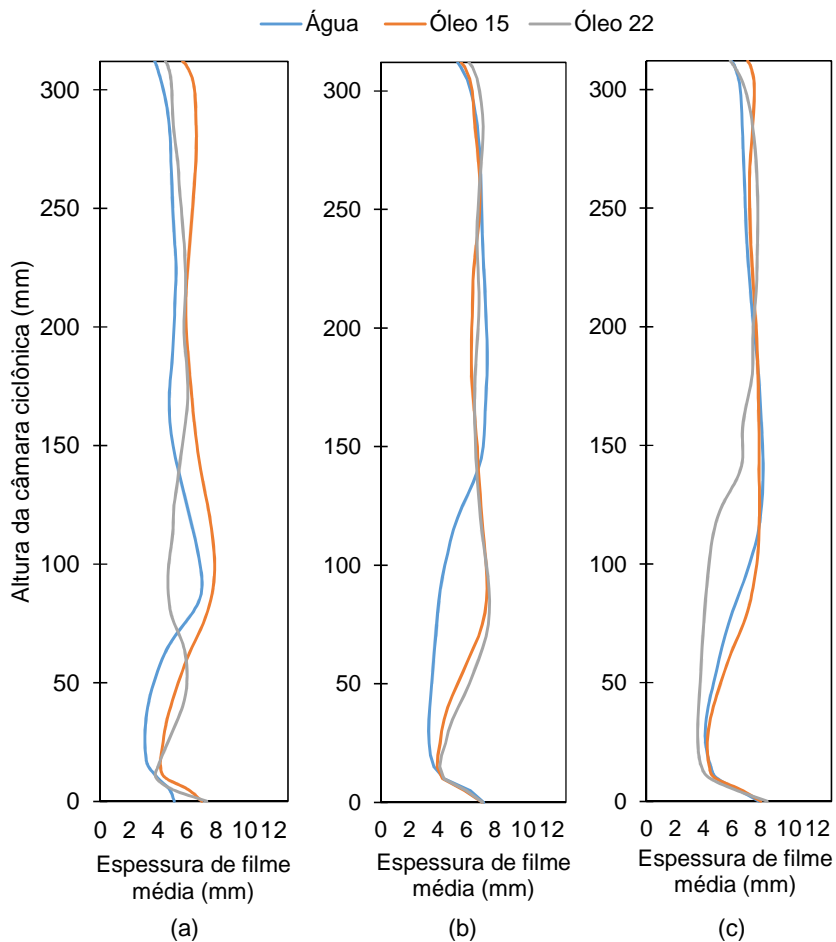


Figura 4.8 Espessura de filme de líquido média para os fluidos de trabalho, com velocidades superficiais  $JG = 1,0\text{m/s}$  e: (a)  $JL=0,5\text{m/s}$ ; (b)  $JL=1,0\text{m/s}$  e; (c)  $JL=1,5\text{m/s}$ .



A partir da Figura 4.8 é possível perceber que ambos os fluidos apresentam comportamento similar quanto a variação da espessura de filme nos últimos 50mm da câmara ciclônica. As maiores diferenças percentuais estão registradas entre os 50 e 150 mm a partir do início da região de medição (máximo de 48%), principalmente para a situação envolvendo menor velocidade superficial de líquido. As maiores diferenças são observadas nas regiões próximas à entrada, uma vez que nesta região os efeitos de entrada são mais percebidos. O escoamento se estabiliza ao longo da câmara, o que acarreta as menores diferenças percentuais na porção final da região de escoamento.

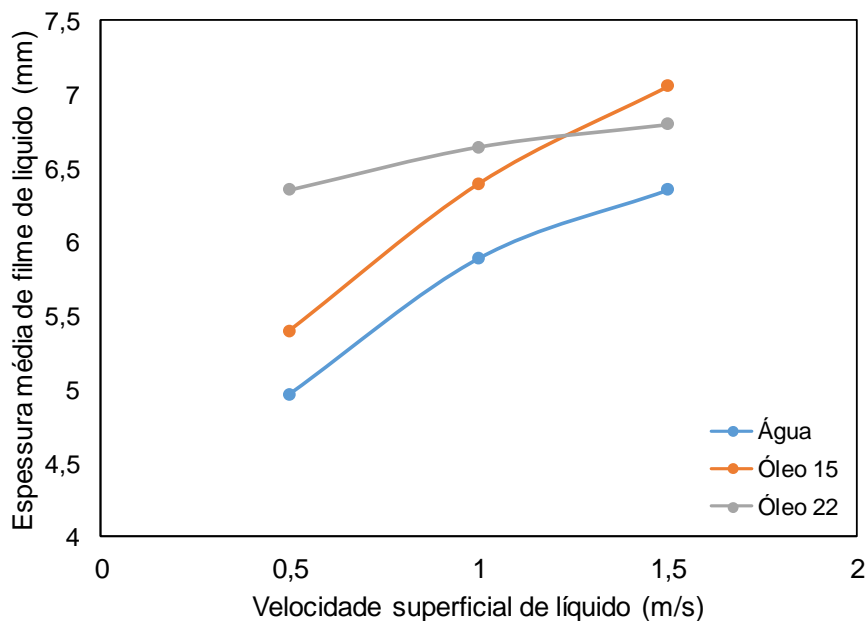
É também observado que para a mesma combinação de velocidades superficiais, os maiores desvios foram percebidos para a comparação entre a água e óleo Excel 22. Isso se deve a maior diferença de viscosidade entre os fluidos, já que as diferenças de viscosidade entre as combinações água/óleo Excel 15 e óleo Excel 15/óleo Excel 22 são menores. Todavia, é necessária uma maior quantidade de simulações para realizar afirmações sobre esta situação.

Não se observa, na Figura 4.8, uma variação característica que possa ser relacionada com a viscosidade do fluido presente no escoamento. Apesar das diferenças de espessuras apresentadas, não foi possível associar esta variação com o aumento da viscosidade do fluido.

Em complemento a Figura 4.8 foi avaliado o comportamento do número de Reynolds,  $Re_{\delta} = \frac{J_L \bar{\delta}}{v_L}$ , em função do aumento da velocidade superficial de líquido do escoamento. Foi calculada uma espessura do filme de líquido média para toda a câmara ciclônica (Figura 4.9) a partir das espessuras obtidas na Figura 4.8, e esta espessura foi utilizada para calcular o número de Reynolds. Os resultados obtidos estão registrados na Figura 4.10.

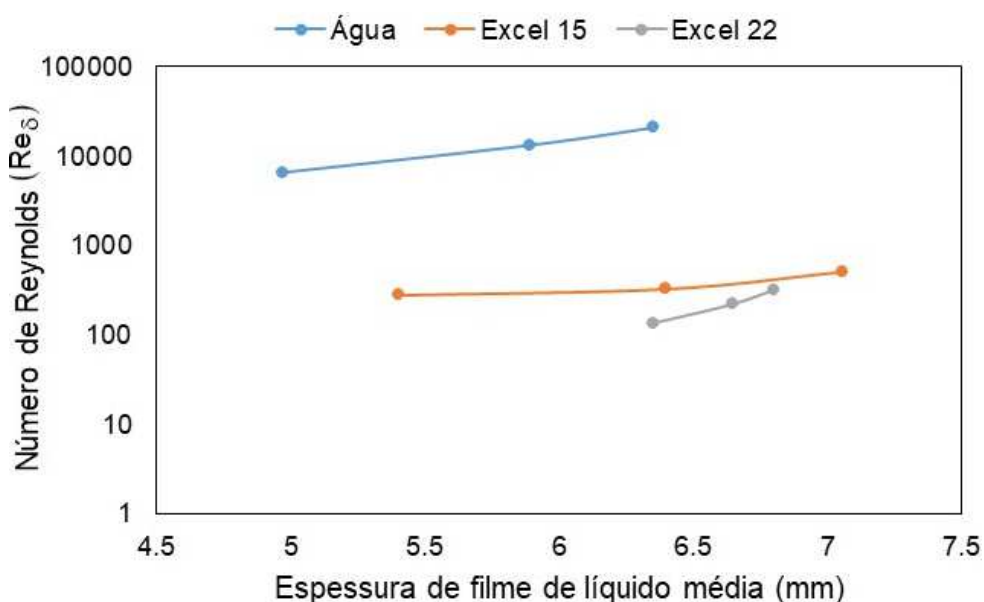
A partir da Figura 4.9 é observado que a espessura de filme de líquido aumenta com o aumento da velocidade superficial da fase líquida, pois a velocidade superficial da fase gasosa está sendo mantida constante. Deste modo, percebe-se um deslocamento das curvas da Figura 4.8 para a direita à medida que há o incremento da velocidade superficial da fase líquida.

**Figura 4.9** Variação da espessura de filme de líquido média em função da velocidade superficial da fase líquida.



Outra característica constatada na Figura 4.9 é que o filme de líquido formado se estabiliza para maiores valores de forças tangenciais (EIDT, 2017). Por sua vez, as forças tangenciais são influenciadas diretamente pela velocidade do líquido.

**Figura 4.10** Variação do número de Reynolds em função da variação da espessura de filme média para os casos avaliados.



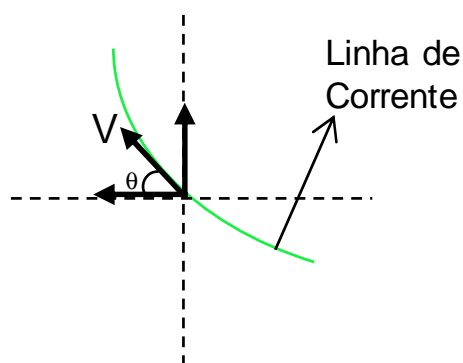
Através da Figura 4.10 é observado um aumento do número de Reynolds à medida que a viscosidade cinemática do fluido é reduzida. Isso acontece porque há uma variação significativa entre a viscosidade cinemática da água e dos óleos

minerais analisados. Ainda pode ser observado um leve aumento do número de Reynolds com o aumento da espessura de filme de líquido média, uma vez que o número de Reynolds é diretamente proporcional a espessura de filme de líquido média. Este comportamento foi observado para ambos os escoamentos, inclusive para o caso utilizando o óleo Excel 15, que apresenta as menores variações em sua espessura média.

De acordo com as classificações apresentadas no trabalho de Ninahuanca (2014), o escoamento para a água é turbulento, para todas as velocidades superficiais de líquido utilizadas. Ao avaliar os escoamentos que utilizam o óleo como fase líquida, o escoamento não é turbulento, estando em uma região não caracterizada entre o escoamento em ondas e o escoamento turbulento.

Uma maneira auxiliar de avaliar as forças tangenciais é através das linhas de corrente da fase líquida. Para a análise das linhas de corrente em um escoamento sujeito ao campo centrífugo, Eidt (2017) observou que quanto mais próxima de  $90^\circ$  estiver a inclinação das linhas de corrente em relação à horizontal, menor será a intensidade da força centrífuga presente no escoamento. Uma representação do ângulo  $\theta$  das linhas de corrente está indicado na Figura 4.11.

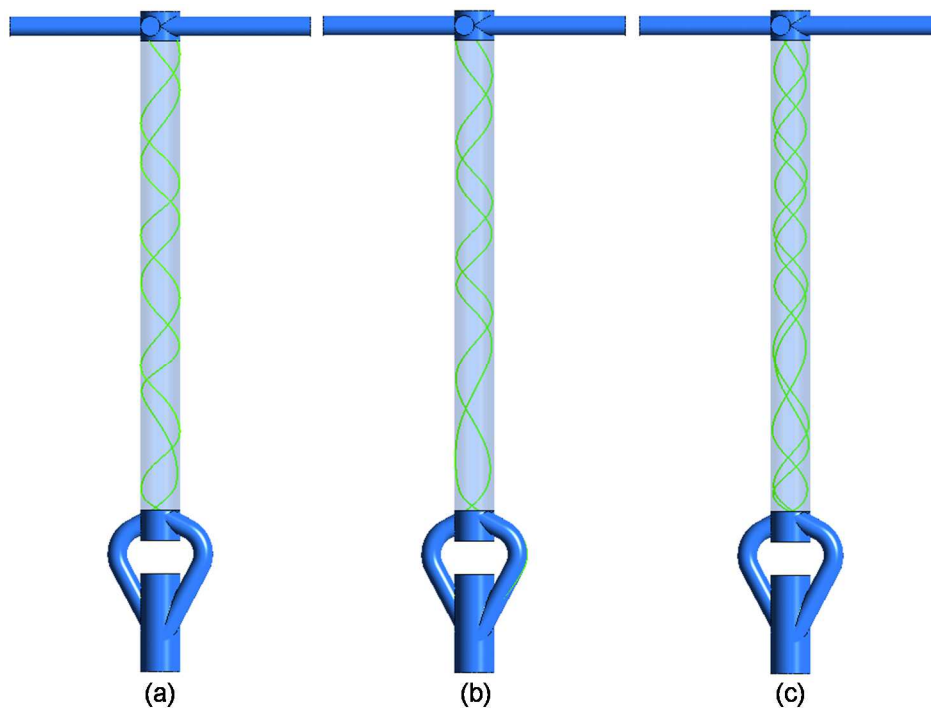
**Figura 4.11 Representação esquemática do ângulo formado por uma linha de corrente.**



**Fonte: Adaptado de Eidt (2017).**

Desta maneira, observa-se que quanto maior o valor do ângulo  $\theta$ , menor será a intensidade das forças centrífugas. Com base nisso, primeiro foram avaliadas as linhas de corrente para o escoamento de água, a fim de confirmar o aumento da força centrífuga com o aumento da velocidade superficial de líquido. Os resultados indicados na Figura 4.12 confirmam o aumento das forças centrífugas no escoamento com o aumento da velocidade superficial da fase líquida, uma vez que houve uma diminuição gradativa da inclinação das linhas de corrente.

Figura 4.12 Linhas de corrente para o escoamento de água, com  $JG=1,0\text{m/s}$  e (a)  $JL=0,5\text{m/s}$  (b)  $JL=1,0\text{m/s}$  e (c)  $JL=1,5\text{m/s}$ .



Para avaliar os efeitos da viscosidade sobre a força centrífuga, também foram analisadas as linhas de corrente dos escoamentos bifásicos com o óleo Excel 15 (Figura 4.13) e o óleo Excel 22 (Figura 4.14).

Figura 4.13 Linhas de corrente para o escoamento de óleo Excel 15, com  $JG=1,0\text{m/s}$  e (a)  $JL=0,5\text{m/s}$  (b)  $JL=1,0\text{m/s}$  e (c)  $JL=1,5\text{m/s}$ .

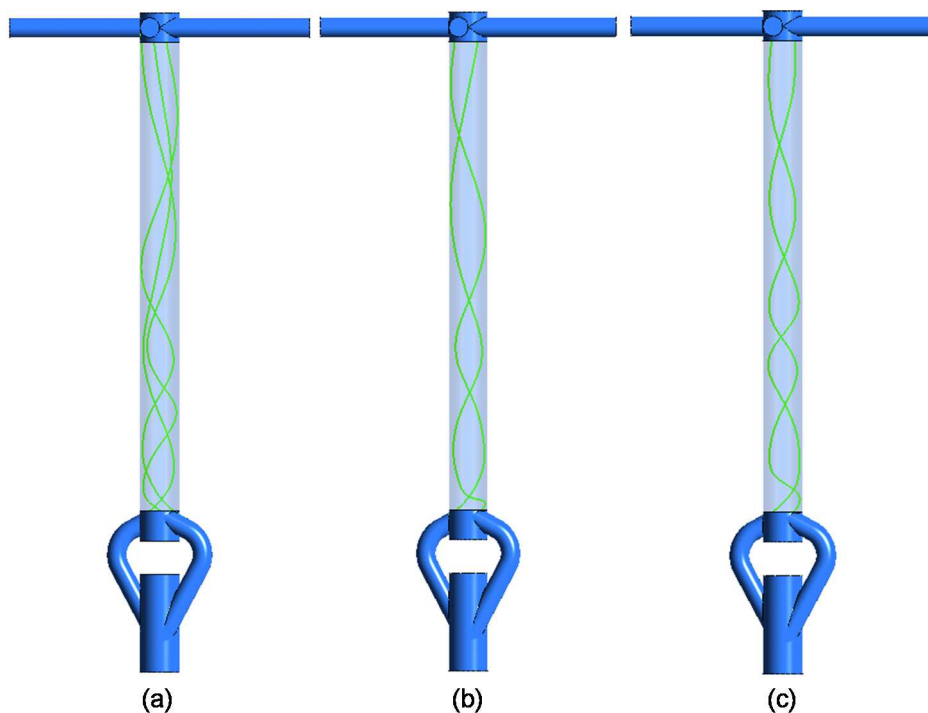
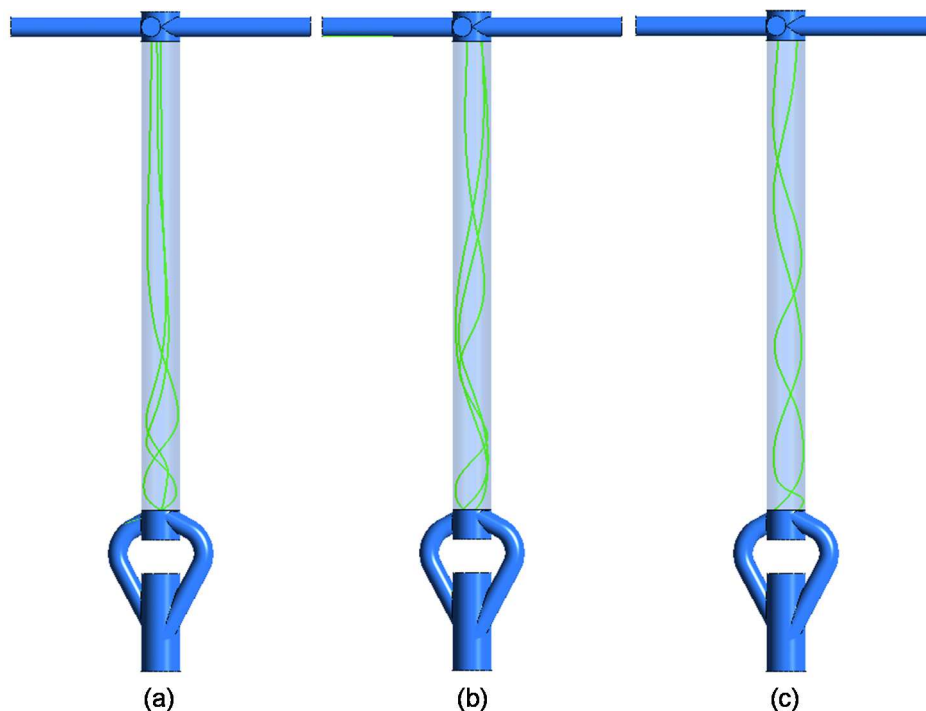




Figura 4.14 Linhas de corrente para o escoamento de óleo Excel 22, com  $JG=1,0\text{m/s}$  e (a)  $JL=0,5\text{m/s}$  (b)  $JL=1,0\text{m/s}$  e (c)  $JL=1,5\text{m/s}$



Para os fluidos viscosos analisados também se observa a diminuição do ângulo das linhas de corrente com o aumento da velocidade superficial do líquido. No entanto, ao avaliar os três fluidos com a mesma combinação de velocidades, é perceptível o aumento da inclinação das linhas de corrente com o aumento da viscosidade do fluido de trabalho. Desta maneira, é notada uma diminuição da força centrífuga do escoamento com o aumento da viscosidade do fluido, para a mesma combinação de velocidade.

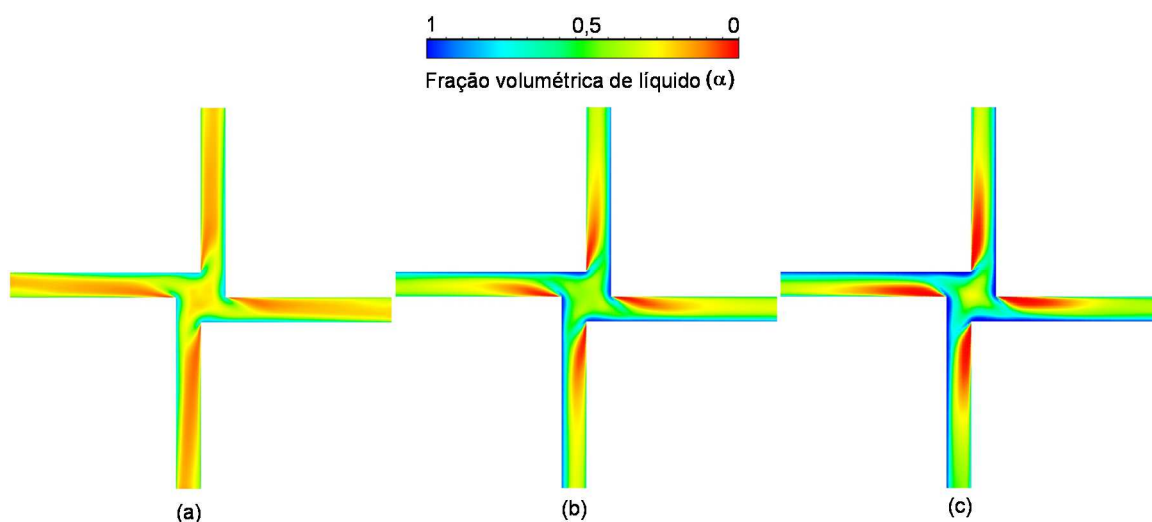
Com a diminuição da força centrífuga associada ao aumento da viscosidade do fluido de trabalho, podem ser requeridas maiores velocidades superficiais da fase líquida para a estabilização do filme de líquido de maiores viscosidades, uma vez que a intensidade da força centrífuga foi reduzida consideravelmente para os casos de menor velocidade.

### 4.3 Distribuição nas saídas

Esta seção será destinada a avaliar a distribuição das fases para os casos previstos na Tabela 4.2, averiguando a capacidade de separação do sistema de distribuição ao operar com fluidos viscosos.

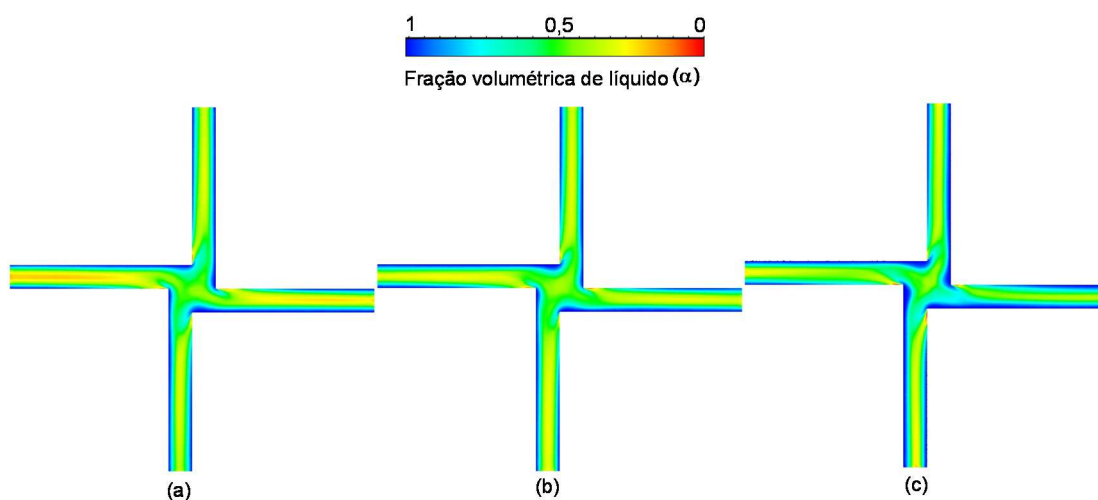
A Figura 4.15 apresenta uma comparação da fração volumétrica de líquido média sobre um plano que abrange as quatro saídas do distribuidor, utilizando a água como fase líquida, para as diferentes velocidades de simulação.

**Figura 4.15 Fração volumétrica de líquido média registrada nas quatro saídas, para o escoamento de água com velocidades superficiais  $JG=1,0$  m/s e (a)  $JL=0,5$ m/s (b)  $JL=1,0$ m/s e (c)  $JL=1,5$ m/s.**



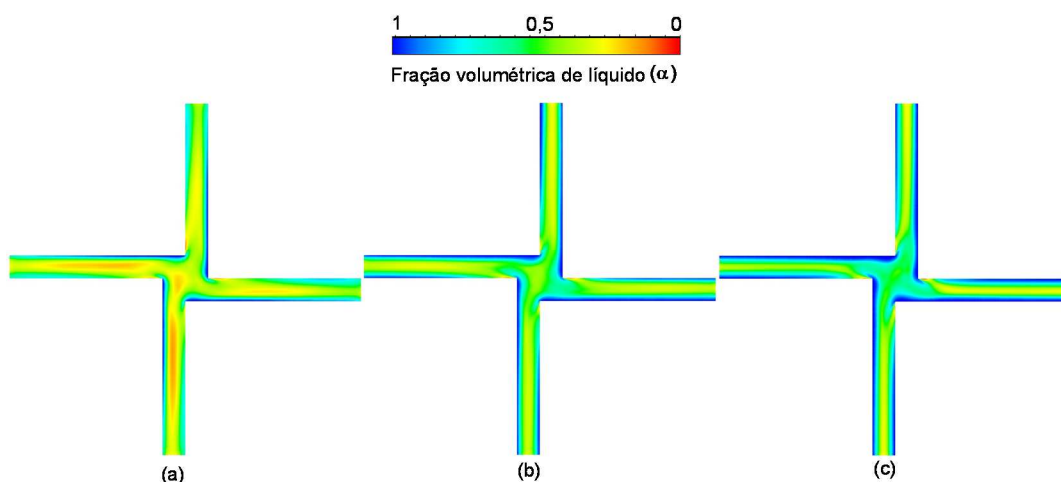
O mesmo procedimento foi realizado para os óleos minerais Excel 15 e Excel 22, cujos resultados estão apresentados na Figura 4.16 e Figura 4.17, respectivamente.

**Figura 4.16 Fração volumétrica de líquido média registrada nas quatro saídas, para o escoamento de óleo Excel 15 com velocidades superficiais  $JG=1,0$  m/s e (a)  $JL=0,5$ m/s (b)  $JL=1,0$ m/s e (c)  $JL=1,5$ m/s.**



De maneira visual, percebe-se uma distribuição equivalente das fases para ambos os casos, mesmo se tratando de um único plano de análise. Nota-se que o escoamento nas quatro saídas apresenta o mesmo comportamento, apresentando praticamente a mesma fração volumétrica de líquido média ao longo dos tubos das saídas.

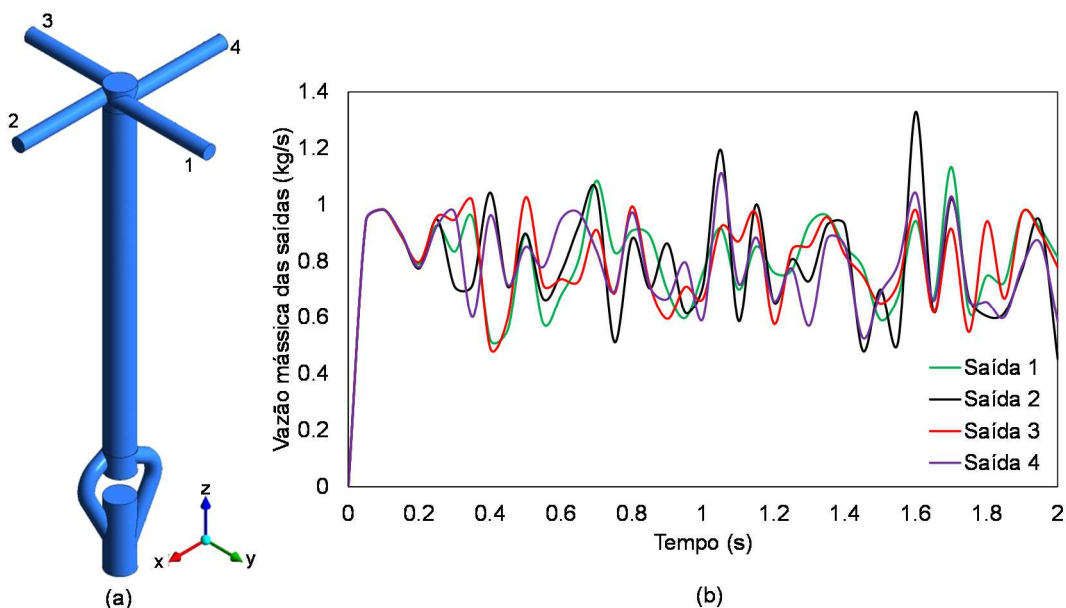
**Figura 4.17** Fração volumétrica de líquido média registrada nas quatro saídas, para o escoamento de óleo Excel 22 com velocidades superficiais  $JG=1,0$  m/s e (a)  $JL=0,5$  m/s (b)  $JL=1,0$  m/s e (c)  $JL=1,5$  m/s.



Tomando como base a viscosidade da fase líquida, é possível perceber que o aumento da viscosidade implica em uma menor separação das fases nas saídas, também ocasionada por uma menor intensidade da força centrífuga. Observa-se ainda, que para a mesma combinação de velocidades superficiais, as fases apresentadas na Figura 4.15 estarão melhor separadas, já que apresentam uma maior difusividade das cores quando comparadas às Figura 4.16 e Figura 4.17.

A Figura 4.18 apresenta o posicionamento das quatro diferentes saídas do sistema de distribuição, ilustrando também a vazão mássica do óleo mineral Excel 22 para as velocidades superficiais de líquido e gás iguais a 1,0 m/s.

**Figura 4.18** (a) Representação das saídas da geometria do distribuidor. (b) Vazão mássica de óleo Excel 15 para as diferentes saídas ao longo do tempo, para  $JL=1,0$  m/s e  $JG=1,0$  m/s.



Observa-se da Figura 4.18 que as vazões mássicas ao longo das quatro saídas podem oscilar de maneira semelhante. Por se tratarem de vazões mássicas em um intervalo de tempo muito específico, as flutuações ocorrem tanto para os fluidos de maior viscosidade como para a água. Todavia, o objetivo principal do sistema é realizar a distribuição de maneira equilibrada em um determinado intervalo de tempo.

Visando agora avaliar a capacidade de distribuição do sistema ao longo do tempo, foi analisada a distribuição de vazão entre as saídas para um intervalo de tempo entre 1,0 e 2,0 segundos. A Tabela 4.4 ilustra a distribuição da vazão mássica média em função das velocidades de entrada dos fluidos, através do percentual da vazão total que passa através das saídas.

**Tabela 4.4 Percentual de distribuição de líquido entre as quatro saídas para os casos analisados.**

<b>Fluido</b>	<b>JL</b> [m/s]	<b>JG</b> [m/s]	<b>Saída 1</b> [%]	<b>Saída 2</b> [%]	<b>Saída 3</b> [%]	<b>Saída 4</b> [%]
<b>Água</b>	0,5	1,0	24,99	24,34	25,30	25,37
	1,0	1,0	25,66	24,43	24,53	25,38
	1,5	1,0	26,37	24,22	24,17	25,24
<b>Óleo Excel 15</b>	0,5	1,0	24,08	26,58	23,93	25,41
	1,0	1,0	24,57	25,15	25,20	25,07
	1,5	1,0	25,33	25,93	24,89	23,85
<b>Óleo Excel 22</b>	0,5	1,0	24,01	25,20	26,80	23,99
	1,0	1,0	25,45	24,83	25,50	24,22
	1,5	1,0	25,78	24,17	25,43	24,61

Através da Tabela 4.4 pode-se concluir que o sistema é capaz de realizar a distribuição da fase líquida de maneira eficiente, apesar da aleatoriedade demonstrada quanto a distribuição. Assim, considera-se que a capacidade do sistema em distribuir as vazões entre as saídas é muito satisfatória.

Analisando a capacidade de distribuição do sistema sob o efeito da variação da viscosidade da fase líquida, é percebido que esta não foi alterada. Para as combinações de velocidades e viscosidades utilizadas, o desempenho de distribuição

do sistema permaneceu o mesmo, apresentando apenas os desvios inerentes a um evento desta aleatoriedade.

Ademais, buscou-se avaliar a capacidade do distribuidor em direcionar a fase gasosa de maneira equivalente para as quatro saídas. Os resultados obtidos em função da combinação de velocidades superficiais e fluidos estão ilustradas na Tabela 4.5.

**Tabela 4.5 Percentual de distribuição de gás entre as quatro saídas para os casos analisados.**

<b>Fluido</b>	<b>JL</b> [m/s]	<b>JG</b> [m/s]	<b>Saída 1</b> [%]	<b>Saída 2</b> %	<b>Saída 3</b> %	<b>Saída 4</b> %
<b>Água</b>	0,5	1,0	24,89	24,37	25,76	24,98
	1,0	1,0	25,42	24,75	24,62	25,21
	1,5	1,0	26,63	24,50	23,60	25,27
<b>Óleo Excel 15</b>	0,5	1,0	23,79	27,24	23,47	25,20
	1,0	1,0	24,58	25,08	25,20	25,13
	1,5	1,0	25,48	26,14	24,79	23,59
<b>Óleo Excel 22</b>	0,5	1,0	23,55	25,67	27,06	23,73
	1,0	1,0	25,78	24,63	26,03	23,56
	1,5	1,0	26,28	23,77	25,67	24,27

Da Tabela 4.5, percebe-se que a capacidade de distribuição da fase gasosa também apresenta resultados satisfatórios. Sendo assim, é possível observar que a capacidade de distribuição da fase gasosa não sofreu alterações em função do aumento da viscosidade do fluido.

Deste modo, pode-se dizer que a viscosidade do fluido a ser distribuído não altera a capacidade de distribuição do sistema, pois não são observadas reduções do desempenho de distribuição com o aumento da viscosidade de ambas as fases.

Embora o escoamento bifásico distribuído apresente uma menor separação das fases para os fluidos de maior viscosidade, o foco principal do sistema de distribuição é atendido, uma vez que as vazões mássicas de cada fase são distribuídas de maneira equitativa para cada uma das saídas do distribuidor.

## 5 CONCLUSÃO E SUGESTÕES

A indústria petrolífera tem demonstrado interesse no desenvolvimento de separadores bifásicos líquido-gás cada vez mais compactos, uma vez que barateia os custos de operação e principalmente transporte e instalação. Com essa motivação, este trabalho propôs a utilização de um distribuidor, que antecede os separadores e realiza uma distribuição do escoamento, reduzindo assim as dimensões dos separadores.

O presente trabalho focou na análise da influência da viscosidade durante o escoamento. Entender como esse parâmetro afeta a distribuição nas saídas e o desenvolvimento do filme de líquido no interior da câmara ciclônica é fundamental para uma melhor compreensão do fenômeno do escoamento que ocorre no sistema de distribuição.

Através da comparação dos resultados numéricos do escoamento de água com os dados obtidos experimentalmente, através de sensores Wiremesh e ultrassom, foi realizada a validação do modelo numérico utilizado, que apresentou desvios inerentes às aproximações utilizadas e verificando a capacidade do modelo numérico em representar o problema descrito.

Os resultados obtidos para a câmara ciclônica do sistema de distribuição indicaram a capacidade do sistema em formar um filme de líquido, para ambas os casos analisados. Além disso, não foi observada a existência de uma variação característica do filme de líquido em função da viscosidade, sendo observado apenas a repetitividade quanto ao aumento da velocidade da fase líquida.

Ao analisar os casos para a mesma velocidade das fases, é observado que o aumento da viscosidade diminui as forças centrífugas no interior da câmara ciclônica, aumentando a angulação das linhas de corrente do escoamento no interior do sistema de distribuição e diminuindo a pré-separação das fases.

Avaliando as saídas do distribuidor foi percebido que a capacidade de distribuição do sistema não foi alterada em função das velocidades da fase líquida, assim como em função da viscosidade. Para os casos analisados, a distribuição de ambas as fases ao longo das saídas se realizou de maneira satisfatória.

A infraestrutura necessária para o projeto foi fornecida através da parceria conjunta entre PETROBRAS e NUEM/UTFPR, fornecendo os equipamentos necessários, além dos pesquisadores envolvidos, que contribuem para um melhor desenvolvimento dos projetos.

## **5.1 Sugestões**

Devido à complexidade dos fenômenos envolvidos no sistema de distribuição tratado, existem diversos trabalhos que podem contribuir com o entendimento destes assuntos. O modelo utilizado no presente trabalho necessita de comparação com resultados experimentais utilizando os óleos propostos, permitindo assim uma comparação entre todos os casos analisados numericamente.

Também há a necessidade do desenvolvimento de estudos com outros fluidos, com maior variação de viscosidade e também maior faixa de velocidades. Além disso, uma maior quantidade de dados experimentais é necessária para a validação de modelos, que precisam ser desenvolvidos para o sistema de distribuição proposto.

No interior da câmara ciclônica, é necessária uma melhor compreensão sobre o escoamento em campo centrífugo, entendendo como este tipo de escoamento é afetado pela viscosidade das fases envolvidas e também a influência das condições de entrada sobre o desenvolvimento do filme de líquido.

Para a verificação da capacidade de distribuição do sistema devem ser testados novos padrões de escoamento, como anular e bolhas dispersas, para os fluidos com maior viscosidade, assim como para as misturas com glicerina, através de simulações numéricas.

Também é necessário avaliar a capacidade do sistema de distribuição sob condições de vazão e propriedades do escoamento extremas, utilizando simulações computacionais para situações que estão acima das limitações da bancada experimental.

A fim de representar as condições de entrada em golfadas para o modelo numérico é necessário o desenvolvimento de um modelo matemático capaz de reproduzir as frações de vazio da bolha e do pistão, assim como o tempo do pistão de líquido e da célula unitária.

## REFERÊNCIAS

- ABDUL-MAJEED, G. H., AL-SOOF, N., B., A.: Estimation of Gas-Oil Surface Tension. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 27, n. 5, p. 197-200, 2000.
- ANSYS, Inc. **ANSYS-CFX® – SOLVER THEORY GUIDE**, 2015.
- AZEVEDO, H. S., Ofuchi, E., Franco, A., Genaro, J. and Morales, R.: **Numerical Study of the Free Surface Flow in a Centrifugal Gas-Liquid Separator**. International Mechanical Engineering Congress & Exposition IMECE2012, ASME, Houston, Texas, USA, 2012.
- BARNEA, D., LUNINSKI, Y., TAITEL, Y: **Flow Pattern in Horizontal and Vertical Two Phase Flow in Small Diameter Pipes**. Tel-Aviv University, Ramat-Aviv, Israel, 1983.
- BARNEA, D.: **Transition From Annular Flow and From Dispersed Bubbles Flow – Unified Models For The Whole Range of Pipe Inclinations**. Tel-Aviv University, Ramat-Aviv, Israel, 1986.
- BRITO, A., TRUJILLO, J., **Viscosity Effect in Cyclone Separators**, Latin American and Caribbean Petroleum Engineering Conference, Cartagena, Colombia (2009).
- EIDT, H. K., RODRIGUES, C. C., DUNAISKI, R., OFUCHI, C. Y., NEVES JR. F., SANTOS, P. H. D., MORALES, R. E. M.: **Numerical and Experimental Analysis of Vertical Ascendant Liquid-Gas Flow Under Action of Centrifugal and Gravitational Fields**, ASME 2017 Fluids Engineering Division Summer Meeting, Waikoloa, EUA (2017).
- EIDT, Henrique Krainer. **Análise do Desenvolvimento de Filme de Líquido em Escoamento Ascendente Sob Efeito dos Campos Centrífugo e Gravitacional**. 2017. Dissertação, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba.
- HANNISDAL, A., WESTRA, R., AKDIM, M. R., BYMASTER, A., GRAVE, E., TENG, D.: **Compact Separation Technologies and Their Applicability for Subsea Field Development in Deep Water**. Paper, Offshore Technology Conference, Houston, EUA (2012).
- ISHII, M. e HIBIKI, T.: **Thermo-Fluid Dynamics of Two Phase Flow**, França, 2005.
- ISHII, M., MISHIMA, K.: **Two-Fluid Model and Hydrodynamic Constitutive Relations**. Nuclear Engineering and Design 82, p. 107-126, North-Holland, Amsterdam. 1982.
- ISHII, MAMORU: **One Dimensional Drift-Flux Model and Constitutive Equations for Relative Motion Between Phases in Various Two-Phase Flow Regimes**. 1977.
- KOUBA, G. E., SHOHAM, O., SHIRAZI, S., **Design and Performance of Gas Liquid Cylindrical Cyclone Separators**. Seventh International Conference on “Multiphase 95”, Cannes, France (1995).



LAUNDER, B. E., SPALDING, D. B.: **The Numerical Computation of Turbulent Flows**. Computer Methods in Applied Mechanics and Engineering 3, p. 269-289. 1974.

MALISKA, C. R.: **Transferência De Calor E Mecânica Dos Fluidos Computacional**, 2ª edição, editora LTC, Rio de Janeiro (2004).

MENTER, F.R.: **Two-Equation Eddy-Viscosity Turbulence Models For Engineering Applications**, AIAA-Journal., 32(8), pp. 1598 – 1605, 1994.

MISHIMA, K., ISHII, M.: Flow Regime Transition Criteria For Upward Two-phase Flow in Vertical Tubes. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 27, n. 5, p. 723-737, 1984.

Mobil DTE Excel Série. **Mobil**. Catálogo do fabricante. Disponível em: <[http://mobil.moovelub.com/sites/default/files/produtos/mobil\\_dte\\_10\\_excel\\_serie\\_pds\\_2013.pdf](http://mobil.moovelub.com/sites/default/files/produtos/mobil_dte_10_excel_serie_pds_2013.pdf)>. Acesso em 22 de novembro de 2018.

MORAIS, J. M. **Petróleo em Águas Profundas: Uma história Tecnológica da PETROBRAS na exploração e produção offshore**. Brasília: Ipea, 2013.

NEBRENSKY, N.T., MORGAN, G.E., OSWALD, B. J.: **Cyclone for Gas/Oil Separation**. International Conference on Hydrocyclones, paper, Churchill College, Cambridge, England. 1980.

NINAHUANCA, Hans M. **Caracterização do Escoamento na Câmara de Expansão de um Separador Ciclônico**. 2014. 198 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Departamento de Pesquisa e Pós-Graduação, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, Brasil, 2014.

OLIM, J. S. S., MENSAH, J. H. R., YAMACHITA, R. A., HADDAD, J.: **Análise das Alterações no Ambiente Regulatório e Seus Impactos no Desenvolvimento do Pré-Sal**. Paper, Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, 2018.

Produção no pré-sal bate novo recorde. **Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis**, São Paulo, 02 de abril de 2018. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/noticias/anp-e-p/4391-producao-no-pre-sal-bate-novo-recorde>>. Acesso em: 18 de setembro de 2018.

RHIE C.M.; CHOW W.L. **Numerical study of the turbulent flow past an airfoil with trailing edge separation**. AIAA journal, vol. 21 no 11, pp. 1525–1532, 1983.

RODRIGUES, Carolina Cimorelli. **Estudo Numérico do Escoamento Bifásico Líquido-Gás em Distribuidor Aplicado a Indústria de Petróleo**. 2016. Trabalho de conclusão de curso, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba.

RODRIGUES, C. C., EIDT, H. K., DUNAISKI, R., OFUCHI, C. Y., NEVES JR. F., SANTOS, P. H. D., MORALES, R. E. M.: **Numerical Study of Transient Flow and the Influence of Height and Viscosity in a Cyclonic Chamber in a Distribution System**, ASME 2017 Fluids Engineering Division Summer Meeting, Waikoloa, EUA (2017).

ROSA, E., França, F. and Ribeiro, G.: **The Cyclone Gas-Liquid Separator: Operation and Mechanistic Modeling**, Journal of Petroleum Science and Engineering, Brasil, 2001.

SHOHAM, Ovadia. **Mechanistic Modeling of Gas-Liquid Two-Phase Flow in Pipes**. Society of Petroleum Engineers, 2005.

TAITEL, Y., BARNEA, D., DUKLER, A. E.: **Modelling Flow Pattern Transitions for Steady Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes**. AIChE Journal, v. 26, n. 3, p. 345-354, 1980.

TAITEL, Y., DUKLER, A. E.: **A Model for Predicting Flow Regime Transition in Horizontal and Near Horizontal Gas-Liquid Flow**. AIChE Journal, v. 22, p. 47-55, 1976.

VALE, O. R., RIBEIRO, G. S., BENETTI, M., VILLA, M.: **VASPS Pre-subsea Phase Development: High Viscosity Field Tests and Outlook for Subsea Prototype**, Offshore Technology Conference, Houston, EUA (1998).

VASQUEZ, M., BEGGS, H. D.: **Correlations for Fluid Physical Property Prediction**. Journal of Petroleum Technology, p. 968-970. 1980.

VERSTEEG, H. K.; MALALASEKERA, W. **An Introduction to Computational Fluid Dynamics: The Finite Volume Method**. 2. ed. Harlow: Pearson Education Limited, 2007.

WILCOX, D, C.: **Turbulence Modeling for CFD**. 2. ed. Anaheim: DCW Industries, 2000.

ZWART, P.J., Godin, P.G., Penrose, J. and Rhee, S.H.: **“Simulation Of Unsteady Free-Surface Flow Around A Ship Hull Using A Fully Coupled Multi-Phase Flow Method”**, Journal of Marine Science and Technology, 13, pp. 346-355, 2008.