UNIVERSIDADE FEDERAL DE SERGIPE CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLOGIA PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA (PEQ – UFS)

SÁVIO SAYANNE ANDRADE SILVA

SIMULAÇÃO DE ESCOAMENTOS BIFÁSICOS APLICANDO A TÉCNICA DE FLUIDODINÂMICA COMPUTACIONAL

São Cristóvão - SE 2017

SÁVIO SAYANNE ANDRADE SILVA

SIMULAÇÃO DE ESCOAMENTOS BIFÁSICOS APLICANDO A TÉCNICA DE FLUIDODINÂMICA COMPUTACIONAL

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, como requisito à obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Rogério Luz Pagano

Coorientador: Prof. Dr. Pedro Leite de Santana

São Cristóvão - SE 2017

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECA CENTRAL UNIVERSIDADE FEDERAL DE SERGIPE

S586s	Silva, Sávio Sayanne Andrade Simulação de escoamentos bifásicos aplicando a técnica de fluidodinâmica computacional / Sávio Sayanne Andrade Silva ; orientador Rogério Luz Pagano. – São Cristóvão, 2017. 124 f. : il.
	Dissertação (mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Sergipe, 2017.
	 Engenharia química. 2. Escoamento bifásico. 3. Fluidodinâmica computacional. I. Pagano, Rogério Luz, orient. II. Título
	CDU: 66.0: 556.16

SAVIO SAYANNE ANDRADE SILVA

SIMULAÇÃO DE ESCOAMENTOS BIFÁSICOS APLICANDO A TÉCNICA DA FLUIDODINÂMICA COMPUTACIONAL

Dissertação de Mestrado aprovada no Programa de Pós-Graduação em Ciência e Engenharia de Processos Químicos da Universidade Federal de Sergipe

BANCA EXAMINADORA

Prof. Dr. Rogério Luz Pagano – Orientador PEQ / UFS

Prof. Dr. Pedro Leite de Santana - Coorientador PEQ / UFS

Prof. Dr. Antônio Santos Silva – Membro interno PEQ / UFS

Prof. Dr. Acto de Lima Cunha – Membro externo NUPETRO / UFS

Prof. Dr. Ricardo de Andrade Medronho – Membro externo EQ / URFJ

AGRADECIMENTOS

Tantas palavras poderiam ser ditas nessa única página, porém qualquer coisa escrita jamais descreveria o que desejo para todos que se fizeram presente nesse momento mais que especial. Pra tentar expressar tal sentimento irei tentar descrever alguns parágrafos.

Uma certo dia sentado sozinho como costumo fazer em momentos de dificuldade, me questionei sobre o real sentido de tudo que acontecia naquele momento em minha vida, depois de muito pensar sobre tal questionamento descobri que o ato de perder é algo fundamental na vida. Nos primeiros momentos após tal perda é normal sentirmos tristeza, raiva ou algo parecido, porém, assim como as lágrimas, esses sentimentos cessam ao passar do tempo e é exatamente nessa hora que chega aquele momento de plena consciência em que você começa a assimilar tal fato, e descobre que tudo tem um fundamento.

"Yesterday.... Oh, I believe in yesterday" já diziam os Beatles, hoje mais que nunca posso dizer o quanto fui e serei eterno aprendiz do ontem, a evolução deve ser sempre continua. Sei que tenho muito a aprender e que talvez não sou o melhor, porém ando com a cabeça erguida sabendo que lutei para que o melhor fosse feito.

Obrigado a todos colegas do LAMSIM e UFS que não me deixaram desistir mesmo nos momentos mais difíceis. A todos que fazem e fizeram parte da Republica Etanóis em São Carlos-SP que me receberam de braços abertos nos meses que estive por lá, aprendi grandes lições que levarei pra toda minha vida.

A toda minha família em especial a minha esposa (Camila Felix), sogros (Francisco e Elza), minhas avós (Severina e Creuza), pais (Sergio e Sônia) e irmãos (Savylle e Safira) que foram fundamentais nessa caminhada.

Agradecer também a todos professores do Departamento de Engenharia Química –UFS que contribuíram de forma direta ou indireta para o desenvolvimento desta pessoa que vós fala, em especial aos professores José da Paixão, Giselia Cardoso, Antônio Santos Silva, como também aos professor do Departamento de Engenharia de Petróleo da UFS Acto de Lima Cunha e do Departamento de Engenharia Química da UFRJ Ricardo Andrade Medronho pelas valiosas correções e sugestões. Aos meus orientadores, Professores Rogerio Luz Pagano e Pedro Leite de Santana pela confiança, orientação e principalmente paciência com meus erros.

Ao Dr. Thomas Hohne do Helmoholtz-Zentrum Dresden-Rossendorf (HZDR) do Institute of Fluid Dynamics, a Capes, PETROBRAS, PRH-ANP 45 e ao PEQ/UFS pelo suporte financeiro e colaboração. Alguns agradecimentos adicionais devem ser feitos aos criadores do team viewer como também aos colegas participantes dos fóruns de discursões sobre CFD. De modo geral, quero agradecer a todos que de forma direta ou indiretamente participaram deste trabalho, saibam que têm minha eterna gratidão.

E por último me auto agradeço pela teimosia em concluir esse mestrado, embora algumas vezes a dúvida tomasse conta.

"Grandes sonhos se materializam através de pequenos detalhes e diversas atitudes" Sávio Sayanne

RESUMO

Escoamentos bifásicos podem ser encontrados nas mais diferentes áreas da indústria química, alimentícia, de conversão energética, processamento de materiais, bem como nas de petróleo e gás. Nesta última em particular, em setores como produção e transporte, esses escoamentos percorrem grandes distâncias em trechos ascendente ou descendente, resultando em modificações nas propriedades da mistura. O correto entendimento do comportamento dessa mistura em cada trecho do escoamento é de fundamental importância para que problemas relacionados com a garantia do escoamento possam ser previstos e antecipados, assegurando também a viabilidade técnica e econômica do campo petrolífero. Devido aos recentes avanços tecnológicos em áreas como modelagem e simulação, aplicações de técnicas alternativas como a fluidodinâmica computacional (CFD) vêm sendo de grande valia nessas investigações, devido principalmente ao seu baixo custo quando comparada com a construção de aparatos experimentais. Diante deste contexto, este trabalho teve como finalidade a aplicação da técnica de fluidodinâmica computacional para a reprodução do escoamento bifásico presente em tubulações industriais, tendo como base a implementação de um modelo algébrico interfacial (AIAD). A partir dos resultados reportados referente ao comportamento ondulatório da interface líquido/gás foi possível validar qualitativamente tal modelo. Então, um estudo paramétrico foi realizado visando determinar o comportamento da interface óleo/gás ao longo do tempo, como também os efeitos da viscosidade do óleo e da altura do duto. Os resultados mostraram que a transferência de quantidade de movimento exerce grande influência no comportamento da interface líquido/gás, além disso, o aumento da viscosidade da fase líquida juntamente com equilíbrio entre a velocidade de injeção das fases são fundamentais para uma estratificação do escoamento de forma mais rápida.

Palavras-chave: CFD; AIAD; convergência de malha; coeficiente de arraste.

ABSTRACT

Two-phase flows can be found in the most different fields of the chemical, food, energy conversion, materials processing, as well as in the oil and gas industry. In this last one, in particular, in sectors such as manufacturing and transport, these flows travel great distances in lines upward or downward, resulting in changes in the mixture properties. The correct understanding of this mixture behavior in each section of the flow has fundamental importance in order that problems related to the assurance of the flow could be foreseen and anticipated, also providing technical and economic viability of the oil field. Due to recent technological advances in areas such as modeling and simulation, application of alternative techniques such as computational fluid dynamics (CFD) has been of great value in these investigations, mainly due to its low cost when compared with the construction of experimental apparatus. In this context, the purpose of this work was to apply computational fluid dynamics to reproduction of the biphasic flow present in industrial pipes, based on the implementation of an interfacial algebraic model (AIAD). From the results reported on the wave behavior it was possible to qualitatively validate such model. Then, a parametric study was carried out to determine the behavior of the oil/gas interface over time, as well as the effects of oil viscosity and duct height. The results demonstrate that the transfer of the amount of movement has a great influence on the behavior of the liquid/gas interface, in addition, the increase of the viscosity of the liquid phase together with the equilibrium between the injection velocity of the phases are fundamental for a stratification of the flow of form faster.

Keywords: CFD; AIAD; mesh convergence; drag coefficient.

SÍMBOLOS

Letras Latinas

Símbolo	Descrição	
А	área da seção transversal	m^2
A _{dens}	densidade da área interfacial	m^{-1}
С	constante do fator de atrito	
C_p	capacidade calorífica	$J kg^{-1} K^{-1}$
C_D	coeficiente adimensional de arrasto	
D	diâmetro	m
f	função mistura	
F_D	força de arraste	Ν
Fr	número de Froude	
f_f	fator de Fanning	
G	fluxo mássico	$kg \ m^{-2} \ s^{-1}$
GCI	índice de convergência de malha	
g	aceleração da gravidade	$m s^{-2}$
H_L	holdup	
L	comprimento	m
m, n	constantes de correlação do fator de fricão	
Р	pressão	Ра
р	ordem de precisão para o teste de malha	
Pr	número de Prandlt	
Q	vazão volumétrica	$m^3 s^{-1}$
r	razão entre malhas	
Re	número adimensional de Reynolds	
T, F,K	grupo de adimensionais	
t	tempo	S
ν	velocidade	$m s^{-1}$
X ² , Y	parâmetros de Lockhart e Martinelli	
W	vazão mássica	$kg \ s^{-1}$
We	número de Weber	

Letras Gregas

Descrição	
fração volumétrica da fase	
fração volumétrica da fase menos densa	
energia cinética turbulenta	$J kg^{-1}$
relação de deslizamento	
fração volumétrica da fase mais densa	
fatores de Baker	
propriedade	
condutividade térmica	$W \ m^{-1} \ K^{-1}$
fator de interpolação	
viscosidade dinâmica	$kg \ m^{-1} \ s^{-1}$
massa específica	$kg m^{-3}$
tensão superficial	$N m^{-1}$
ângulo de inclinação	rad
tensão de cisalhamento	$N m^{-2}$
velocidade real	$m s^{-1}$
	Descrição fração volumétrica da fase fração volumétrica da fase menos densa energia cinética turbulenta relação de deslizamento fração volumétrica da fase mais densa fatores de Baker propriedade condutividade térmica fator de interpolação viscosidade dinâmica massa específica tensão superficial ângulo de inclinação tensão de cisalhamento

Subscritos

Símbolo	Descrição	
А	componente de aceleração	
В	bolhas	
D	gotas	
FS	superfície livre	
F	componente de atrito	
G	fase gasosa	
L	fase líquida	
М	mistura	
no-slip	sem deslizamento	
S	superficial	

slip	deslizamento	
Grav	componente gravitacional	
Λ	fase contínua	
β	fase dispersa	

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 - Padrão de escoamento em tubulações verticais
Figura 2 - Padrão de escoamento em tubulações horizontais11
Figura 3 - Padrão de escoamento em tubulações inclinadas
Figura 4 - Mapa de Baker15
Figura 5 - Mapa para escoamento horizontal de Beggs e Brill (1973) 16
Figura 6 - Mapa para escoamento horizontal proposto por Mandhane et al. (1974)17
Figura 7 - Equilíbrio do escoamento estratificado18
Figura 8 - Equilíbrio do nível de líquido em escoamentos estratificados
Figura 9 - Esquema simplificado da análise de estabilidade Kelvin-Helmholtz22
Figura 10 - Mapa para padrão de escoamento horizontal e ligeiramente inclinado (Taitel e Dukler, 1976)
Figura 11 - Mapa para padrão para escoamento horizontal (Taitel e Dukler, 1976)26
Figura 12 - Comparação do modelo Taitel e Dukler (1976) com o mapa de Mandhane (1974)
Figura 13 - Modelo de fases separadas (Lockhart e Martinelli, 1949)
Figura 14 - Comportamento da velocidade em um ponto no escoamento turbulento
Figura 15 - Comparação entre os perfis de velocidade no interior de uma canalização para uma mesma vazão
Figura 16 - Representação esquemática das escalas de turbulência e sua relação com os seus respectivos modelos
Figura 17 - Três volumes de controle com três pontos nodais (W, P e E) e duas interfaces (w e e)
Figura 18 - Esquema de uma malha 2D para método de volume finitos

Figura 19 - Elementos de malha : (a) hexaédrica, (b) tetraédrica, (c) prismática e (d) piramidal.
Figura 20 - Exemplos de malha estruturada (a) e não-estruturada (b)54
Figura 21 - Geometria do canal considerada58
Figura 22 - Tela principal do sub-pacote <i>Geometry</i>
Figura 23 - Geometria utilizada nas simulações60
Figura 24 - Estrutura de malha do canal próximo à lâmina61
Figura 25 - Tela principal do CFX-pré62
Figura 26 - Interface do setup70
Figura 27 - Tela principal do sub-pacote solver
Figura 28 - Análise do padrão pelo mapa de Baker76
Figura 29 - Análise do padrão pelo mapa proposto por Mandhane et al. (1974)77
Figura 30 - Visão do refinamento da malha M1 próximo à lâmina78
Figura 31 - Visão do refinamento da malha M2 próximo à lâmina78
Figura 32 - Visão do refinamento da malha M3 próximo à lâmina79
Figura 33 - Visão do refinamento da malha M4 próximo à lâmina79
Figura 34 - Visão do refinamento da malha M5 próximo à lâmina
Figura 35 - Posição da linha traçada para o estudo de malha ao longo do duto
Figura 36 - Perfil de pressão extrapolado ao longo do duto entre as malhas M1 e M281
Figura 37 - Perfil de pressão extrapolado ao longo do duto entre as malhas M2 e M3 81
Figura 38 - Perfil de pressão extrapolado ao longo do duto entre as malhas M3 e M4 82
Figura 39 - Perfil de pressão extrapolado ao longo do duto entre as malhas M4 e M5 82
Figura 40 - Perfil extrapolado da velocidade real da água ao longo do duto entre as malhas M1 e M2

Figura 41 - Perfil extrapolado da velocidade real da água ao longo do duto entre as malhas M2 e M3
Figura 42 - Perfil extrapolado da velocidade real da água ao longo do duto entre as malhas M3 e M4
Figura 43 - Perfil extrapolado da velocidade real da água ao longo do duto entre as malhas M4 e M5
Figura 44 - Campo de fração volumétrica com $v_{ar} = 5 m/s$ e $v_{água} = 1 m/s$
Figura 45 - Estrutura da fração de água juntamente com o arraste de gotas no instante $t = 0,1$ s
Figura 46 - Campo de velocidade do gás próximo à lâmina
Figura 47 - Estrutura da fração de líquido calculada e da <i>isosurface</i> a 50%
Figura 48 - Sequência de imagens calculadas pelo CFX
Figura 49 - Sequência de imagens registradas por Bartosiewcz et al. (2010)
Figura 50 - Posição dos pontos a 1 e 2 metros após a lâmina
Figura 51 - Velocidade real da água no centro do duto, 1 metro após a lâmina
Figura 52 - Velocidade real da água no centro do duto, 2 metro após a lâmina
Figura 53 - Fração volumétrica de líquido no duto com diâmetros de 0,05 m (a), 0,1 m (b) e 0,2 m (c)
Figura 54 - Fração volumétrica de óleo no instante de tempo igual a 0,3 segundos
Figura 55 - Posição das linhas traçadas ao longo da altura do duto e após 1 e 2 metros da lâmina
Figura 56 - Fração volumétrica de óleo em função da altura após 1 metro da lâmina em t = 4 s
Figura 57 - Fração volumétrica de óleo em função da altura após 1 metro da lâmina em t = 4 s

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1 - Constantes para cálculo dos fatores de atrito 19
Tabela 2 - Parâmetros para o modelo de fases separadas. 33
Tabela 3 - Coeficiente de correlação de Chisholm (1967) para perda de carga
Tabela 4 - Modelos de turbulência com as respectivas quantidades de equações extras 40
Tabela 5 - Dimensões utilizadas para construção do canal. 59
Tabela 6 - Configurações utilizadas no CFX-pré. 62
Tabela 7 - Valores das constantes para o modelo de turbulência k-ω
Tabela 8 - Configurações adicionais implementadas no SETUP. 71
Tabela 9 - Propriedades físico-químicas dos fluidos 75
Tabela 10 - Parâmetros para as fases em escoamento
Tabela 11 - Valores para os fatores de Baker
Tabela 12 - Característica da malha
Tabela 13 - Valores absolutos de GCI para a pressão extrapolada entre as malhas
Tabela 14 - Valores de GCI para a velocidade real da fase líquida extrapolada entre as malhas
Tabela 15 - Tempo de solução para cada malha
Tabela 16 - Dados referentes ao estudo do efeito da velocidade
Tabela 17 - Parâmetros referentes ao estudo da variação geométrica do duto
Tabela 18 - Propriedades físicas dos fluidos para o estudo do efeito da viscosidade
Tabela 19 - Dados utilizados nas simulações

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	1
2. REVISÃO DA LITERATURA	4
2.1 ESCOAMENTO MULTIFÁSICO	4
2.2 PARÂMETROS GERAIS DO ESCOAMENTO	5
2.3 PADRÕES DE ESCOAMENTO	
2.4 MAPAS DE ESCOAMENTOS	
2.4.1 Modelo teórico de Taitel e Dukler	
2.4.2 Transição do escoamento estratificado	
2.5 GRADIENTE DE PRESSÃO	
2.5.1 Correlação de Lockhart e Martinelli	
2.6 MODELO DE TURBULÊNCIA	
2.7 MODELO DE DOIS FLUIDOS	
2.7.1 Modelo interfacial	
2.8 FLUIDODINÂMICA COMPUTACIONAL (CFD)	
2.8.1 Estrutura do código CFD	
2.9 MÉTODOS NUMÉRICOS	
2.10 FUNÇÕES DE INTERPOLAÇÃO	
2.11 ACOPLAMENTO PRESSÃO-VELOCIDADE	
2.12 MALHA NUMÉRICA	
2.13 ANÁLISE PARA O TESTE DA MALHA	
2.13.1 Extrapolação de Richardson generalizada	
3. METODOLOGIA	
3.1 MODELO PROPOSTO	
3.2 DOMÍNIO COMPUTACIONAL	
3.3 MALHA NUMÉRICA	

3.4 CONFIGURAÇÕES DA SIMULAÇÃO	60
3.5 EQUAÇÕES MATEMÁTICAS	
3.5.1 Equações de conservação de massa	63
3.5.2 Equações de conservação da quantidade de movimento	63
3.6 EQUAÇÕES DE FECHAMENTO	64
3.6.1 Turbulência	64
3.6.2 Amortecimento da turbulência	66
3.6.3 Implementação do modelo algebraic interfacial área density (AIAD)	67
3.7 CONDIÇÕES DE CONTORNO	70
3.8 TESTE DE MALHA	72
4. RESULTADOS	75
4.1 VERIFICAÇÃO DO PADRÃO DE ESCOAMENTO	75
4.1.1 Mapa de Baker	75
4.1.2 Mapa de Mandhane	76
4.2 TESTE DE MALHA	77
4.3 ANÁLISES QUALITATIVAS DOS RESULTADOS	
4.4 DESCRIÇÃO DA INTERFACE PARA SIMULAÇÕES EM CFD	
4.5 VALIDAÇÃO DO MODELO	
4.6 ESTUDO PARÂMETRICO	
4.6.1 Variação da velocidade superficial do gás	
4.6.2 Variação da altura do canal	
4.6.3 Variação da viscosidade	94
5. CONCLUSÕES	
6. SUGESTÕES	100
REFERÊNCIAS	
APÊNDICE – Parâmetros usados no software computacional CFX	108

1. INTRODUÇÃO

Estudos envolvendo a temática sobre escoamentos do tipo multifásico são fundamentais devido à sua grande aplicação em diversos ramos da indústria, seja ela química, alimentícia, de conversão de energias e, principalmente, petrolíferas. Quando nos referimos a esta última em particular, o escoamento multifásico é comumente encontrado durante toda a linha de produção e transporte do petróleo. Sua ocorrência se mostra predominante desde a extração do petróleo das rochas sedimentares, percorrendo colunas de produção, *risers* e linhas de transferência, até a chegada nas unidades de refino. Identificar o comportamento das frações como também mensurar parâmetros como queda de pressão são determinantes para que se possa garantir a segurança e eficiência desses escoamentos (SHOHAM, 2005).

Devido à crescente demanda por fontes de energia e às recentes descobertas de petróleo em camadas do pré-sal, setores de exploração e produção de empresas petrolíferas têm realizado grandes investimentos em estudos, afim de garantir uma produção de maneira economicamente viável. Segundo o anuário divulgado pela Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP), a produção mundial de petróleo em 2016 obteve um aumento de 446 mil barris/dia (2,4%) em relação a 2015, passando de 91,7 milhões de barris/dia para 92,2 milhões de barris/dia. Entre os países que não fazem parte da Opep (Organização dos Países Exportadores de Petróleo), o Brasil foi o maior responsável pelo crescimento da produção contribuindo com cerca de 3,2%, o que equivale a 80 mil barris/dia (ANP, 2017).

Grandes quantidades de energia ainda são consumidas anualmente pela indústria petrolífera, basicamente em setores de produção e transporte de petróleo, para coletar fluidos produzidos. O conhecimento dos fenômenos físicos que atuam durante o escoamento multifásico é fundamental na predição da viabilidade técnica e econômica de um determinado campo, principalmente na produção *offshore*, onde longas distâncias estão envolvidas (DANTAS, 2011).

Segundo Rosa (2012), é possível definir um escoamento multifásico como sendo aquele no qual duas ou mais fases escoam de forma simultânea, tendo sua classificação de acordo com o estado físico das diferentes fases presentes como: sólido-gás, sólido-líquido, líquido-gás ou líquido-líquido-gás. Durante o escoamento multifásico, o comportamento apresentado pelas fases presentes é muito mais complexo que no escoamento monofásico. A diferença de densidade pode resultar em diferentes velocidades para cada fase, gerando uma velocidade relativa na superfície entre ambas, ocasionando modificações geométricas na interface. Os diferentes arranjos produzidos pela interface nesses tipos de escoamentos são denominados padrões de escoamento. A depender das condições operacionais (pressão e vazão), propriedades físicas dos fluidos e configuração geométrica do duto, é possível caracterizar determinados padrões (BRENNER, 2005).

A determinação desses padrões consiste no problema principal dos escoamentos multifásicos, pois sua identificação é fundamental para o desenvolvimento de modelos matemáticos. Além disso, parâmetros importantes como queda de pressão e fração de líquido são fortemente dependentes desses padrões (SHOHAM, 2005).

Os padrões para escoamento horizontal (tampão, estratificado, ondulado, pistonado, bolhas, anular) são tidos como mais complexos que aqueles para escoamento vertical (bolhas, pistonado, agitado, anular, disperso) devido ao efeito da gravidade. As classificações desses padrões têm como base observações de vários parâmetros e propriedades do escoamento, mas essas classificações são altamente subjetivas e podem diferir dependendo do autor (DANTAS, 2011).

Na indústria petrolífera, a presença do padrão estratificado é comumente encontrada em poços de petróleo e gasodutos (PEREIRA *et al.*, 2014). Esse padrão de escoamento considera uma fase líquida e uma fase gasosa separada por uma interface, sendo que a partir de turbulências geradas nas proximidades dessa interface tem-se a formação de pequenas ondulações. Segundo Feroni (2015), a deformação da interface depende da velocidade de escoamento da fase gasosa sobre a superfície líquida, podendo ser plana com pequenas perturbações (ondas capilares ou *ripples*) ou com grandes perturbações (ondas). Na literatura, é possível encontrar diversos trabalhos relatando estudos direcionados a esses escoamentos, mas pouca atenção tem sido dada ao estudo da interface observada nos escoamentos estratificados (THIBAULT *et al.*, 2016; PARK *et al.*, 2016).

De acordo com Ishii e Hibiki (2011), a descrição do escoamento multifásico pode ser realizada por dois tipos de abordagem. Na primeira, denominada *One-fluid*, a interface entre as fases é fielmente rastreada, e as propriedades materiais globais são resultados da soma daquelas

propriedades referentes às fases puras, ponderadas pela fração volumétrica de cada uma. A segunda abordagem refere-se ao *Two-fluid* na qual as fases escoam de maneira interprenetrante. Nesta abordagem, cada fase é modelada usando um conjunto de equações de conservação de massa, momento e energia. Na área de petróleo, a abordagem *Two-fluid* é considerada a mais acurada para lidar com escoamentos bifásicos.

A necessidade de um correto entendimento acerca dos fenômenos que ocorrem no escoamento gera a necessidade de um conhecimento mais aprofundado em campos teóricos e experimentais. Porém, construir aparatos experimentais para testes com base em métodos de cálculo e projeto apresenta limitações e demanda aperfeiçoamento. A solução para problemas dessa natureza é o emprego de técnicas alternativas de baixo custo, como a fluidodinâmica computacional, uma técnica bastante utilizada em meios acadêmicos e industriais. Trata-se de uma simulação numérica capaz de prever fenômenos físico-químicos que venham a se apresentar durante o escoamento.

Diante deste contexto, com o propósito de contribuir para a pesquisa e desenvolvimento de sistemas em que seja possível garantir o escoamento e transporte do fluido produzido, este trabalho tem como objetivo geral fornecer informações sobre o comportamento interfacial do escoamento bifásico bidimensional através da aplicação da técnica da fluidodinâmica computacional (CFD). Para isso será implementado um modelo denominado *Algebraic Interfacial Area Density* visando descrever não só a interface mas também todas as morfologias presentes nesses escoamentos multifásicos. Para tal, propõe-se como objetivos específicos:

- Realizar a modelagem do duto e implementar o modelo interfacial algébrico no software CFX;
- Predizer a partir de mapas empíricos os possíveis padrões de escoamento desenvolvidos;
- Definir um modelo matemático capaz de prever o escoamento multifásico em dutos horizontais no regime transiente;
- Realizar simulações de estudo de caso, analisando os campos de velocidades, pressões e frações volumétrica das fases.

2. REVISÃO DA LITERATURA

2.1 ESCOAMENTO MULTIFÁSICO

A presença de escoamentos multifásicos em tubulações tem sido cada vez mais frequente no meio industrial, principalmente na indústria petroquímica com a ocorrência de múltiplas fases, tais como óleo-água-gás. A existência e interação que ocorre entre ambas as fases, juntamente com o número de equações matemáticas adicionais são alguns dos principais fatores que faz com que estudos deste tipo de escoamento possuam uma maior complexidade quando comparado com escoamento do tipo monofásico.

Diversas definições relacionadas com esses escoamentos podem ser encontradas na literatura. Nesse contexto Vij e Dunn (1996) definiram um escoamento bifásico como um fluxo simultâneo de duas fases separadas uma da outra por uma interface distinta, podendo essas fases serem um sólido, um líquido ou um gás.

Ishii e Hibiki (2011) descrevem um sistema multifásico como uma região onde coexistem dois ou mais fluidos imiscíveis separados por uma interface. A complexidade que acompanha esses escoamentos tem origem devido à existência dessas múltiplas, deformáveis e móveis regiões. Como consequência, tem-se uma significativa descontinuidade das propriedades do fluido e dos campos próximos à interface.

Segundo Nascimento (2013), quando se analisa um escoamento multifásico trata-se de um escoamento simultâneo composto por duas ou mais fases com propriedades diferentes e imiscíveis em uma tubulação. Nesse tipo de escoamento não se faz distinção rigorosa do conceito de fase e componente, mas sim do número de interfaces presentes no escoamento.

O escoamento multifásico, mais especificadamente o bifásico, líquido-gás, tem sido tema de diversas publicações na literatura, tendo sua aplicação mais clássica voltada para a indústria petrolífera. Comumente, escoamentos trifásicos líquido-líquido-gás (óleo-água-gás) são tratados como sendo um escoamento bifásico do tipo líquido-gás, no qual a fase líquida é considerada única, mesmo apresentando diferentes fluidos no estado líquido. Quando se trata de escoamentos com mais de uma fase, faz-se necessário, para que se tenha uma correta descrição, um completo entendimento do comportamento de propriedades como vazões, velocidades e configurações de cada fase no interior do tubo. Na literatura, é possível encontrar diversas notações para possíveis características e propriedades, sejam quais forem os sistemas sólido-líquido, sólido-gás ou líquido-gás.

O estudo do escoamento bifásico traz consigo inicialmente a necessidade de definir alguns termos básicos referentes ao escoamento. A seguir, tem-se uma descrição das principais características desses escoamentos, evidenciando-se as propriedades juntamente com suas respectivas equações.

2.2 PARÂMETROS GERAIS DO ESCOAMENTO

Durante a modelagem, devido à recorrente determinação de algumas propriedades, faz-se necessário a definição de determinadas terminologias como os subscritos L e G para as fases líquida e gasosa, respectivamente. Por definição φ será utilizado para representar a fração volumétrica da fase mais densa e ε representará a fração volumétrica da fase menos densa.

• Vazão mássica (kg/s) e fluxo mássico (kg/m^2s)

$$W = W_L + W_G \tag{1}$$

$$G = \frac{W_L + W_G}{A} = G_L + G_G \tag{2}$$

• Vazão Volumétrica (m³/s)

$$Q = Q_L + Q_G \tag{3}$$

• Velocidade Superficial (Superficial velocity)

Assumindo um escoamento bifásico líquido-gás escoando em uma tubulação de seção transversal A, trata-se das velocidades com que as fases estariam escoando isoladamente. São calculadas pela razão da vazão volumétrica Q da fase e a área da secção transversal da tubulação.

$$v_{SL} = \frac{Q_L}{A} \tag{4}$$

$$v_{SG} = \frac{Q_G}{A} \tag{5}$$

Na modelagem fenomenológica, a velocidade superficial é uma variável que aparece de forma recorrente, principalmente nas coordenadas dos mapas de escoamento. Para uma determinada tubulação com diâmetro definido e constante, a velocidade superficial representa diretamente a vazão da fase (FILHO, 2010).

A velocidade de mistura (v_M) é a soma das velocidades superficiais das fases envolvidas:

$$v_M = \frac{Q_L + Q_G}{A} = v_{SL} + v_{SG} \tag{6}$$

• Velocidade de deslizamento (Slip *velocity*) e relação de deslizamento

Uma característica importante em escoamentos bifásicos é o deslizamento de uma fase sobre a outra, devido à presença de diferentes densidades e/ou viscosidades dos fluidos. O fluido menos denso e/ou viscoso tende a escoar com maior velocidade. Logo, a velocidade de deslizamento (v_{slip}) pode ser definida como a velocidade relativa entre ambas as fases e pode ser calculada a partir da seguinte expressão:

$$v_{slip} = v_G - v_L \tag{7}$$

Enquanto a relação de deslizamento será dada por:

$$\xi = \frac{v_G}{v_L} = 1 + \frac{v_{slip}}{v_L} \tag{8}$$

• Fração volumétrica de líquido (*Líquid holdup*)

Devido a fatores como as forças gravitacionais, as fases presentes em um escoamento multifásico tendem a se mover em diferentes velocidades, o que faz com que a fase gasosa, por ser menos densa araste uma determinada parte de líquido, sendo este líquido que foi deixado naquela região denominada *liquid holdup* (H_L), ou seja, trata-se da fração da seção de escoamento que se encontra ocupada por líquido num determinado instante de tempo. Seu valor pode variar entre 0 quando se tem a presença apenas de gás escoando e 1 quando se tem apenas líquido.

$$H_L = \frac{\text{Área ocupada pelo líquido}}{\text{Área total do duto}}$$
(9)

Já o liquid holdup sem o deslizamento pode ser calculado pela seguinte expressão:

$$\lambda_L = \frac{Q_L}{Q_L + Q_G} = \frac{v_{SL}}{v_{SL} + v_{SG}}$$
(10)

• Fração de vazios (*void fraction*)

Outro termo bastante utilizado é o *void fraction* (α_G) que se refere a fração volumétrica da fase gasosa na seção transversal do tubo.

$$\alpha_G = 1 - H_L \tag{11}$$

• Velocidade real (*Actual velocity*)

A velocidade real (v) define a velocidade com que os fluidos apresentam-se escoando juntos na mesma tubulação. As Equações (12) e (13) abaixo descrevem a velocidade real da fase líquida e gasosa:

$$v_L = \frac{v_{SL}}{H_L} \tag{12}$$

$$v_G = \frac{v_{SG}}{1 - H_L} \tag{13}$$

• Fração mássica

A fração mássica x da fase gasosa, comumente chamada de *qualidade* é dada por:

$$x = \frac{W_G}{W_G + W_L} = \frac{W_G}{W_{total}}$$
(14)

Então, a relação entre a qualidade e o holdup pode ser escrita como:

$$\frac{W_G}{W_G + W_L} = \frac{\rho_G v_G A \alpha}{\rho_G v_G A (1 - H_L) + \rho_L v_L A}$$
(15)

• Propriedades médias dos fluidos

Propriedades da mistura como densidade, viscosidade e tensão superficial são definidas a partir da fração volumétrica das fases presentes na mistura. Assumindo a condição de deslizamento (*slip*) e não deslizamento (*no-slip*), temos os seguintes conjuntos de expressões:

$$\rho_{M(slip)} = \rho_L H_L + \rho_G (1 - H_L) \tag{16}$$

$$\mu_{M(slip)} = \mu_L H_L + \mu_G (1 - H_L) \tag{17}$$

Adotando que a fase líquida contém óleo e água, o cálculo das propriedades como viscosidade, densidade e tensão superficial referentes às condições de não-deslizamento tem como base uma média da taxa volumétrica de água.

$$\rho_{L(noslip)} = \rho_{água} f_{AC} + \rho_{6leo} (1 - f_{AC})$$
(18)

$$\mu_{L(noslip)} = \mu_{água} f_{AC} + \mu_{\delta leo} (1 - f_{AC})$$
⁽¹⁹⁾

$$\tau_{LG(no-slip)} = \sigma_{\acute{a}gua} f_{AC} + \sigma_{\acute{o}leo} (1 - f_{AC})$$
⁽²⁰⁾

sendo que f_{AC} refere-se a uma relação entre ao fluxo volumétrico de água juntamente com fluxo volumétrico total da fase líquida, podendo ser descrito pela seguinte expressão:

$$f_{AC} = \frac{Q_{\acute{a}gua}}{Q_{\acute{a}gua} + Q_{ol\acute{e}o}}$$
(21)

• Número de Froude

O número de Froude é um número adimensional que relaciona o efeito das forças de inércia e gravitacional que atuam no fluido.

$$Fr^2 = \frac{v^2}{gD} \tag{22}$$

Para escoamentos bifásicos, pode ser descrito da seguinte forma:

$$Fr^{2} = \frac{v_{M}^{2}}{gD} = \frac{(v_{SG} + v_{SL})^{2}}{gD}$$
(23)

2.3 PADRÕES DE ESCOAMENTO

A principal diferença entre os escoamentos monofásicos e multifásicos deve-se à existência de padrões de escoamento, ou seja, às diferentes distribuições geométricas que a interface entre as fases pode assumir ao longo do duto. Em escoamentos bifásicos, em particular

do tipo líquido-gás, a distribuição espacial da interface entre as fases presentes pode assumir uma variedade de configurações, a depender de parâmetros como geometria do duto (diâmetro, inclinação), condições operacionais (temperatura, vazão, pressão) e propriedades físicas dos fluidos.

Para que se tenha uma descrição realística desses padrões, é importante o desenvolvimento de modelos matemáticos que consigam reproduzir de forma precisa, e completa o comportamento da interface. Variáveis como queda de pressão, *holdup*, coeficientes de transferência de calor e massa, tempo de residência são fortemente dependentes desses padrões (SHOHAM, 2005).

Ainda não se tem uma concordância entre pesquisadores quanto a uma definição e classificação universal para esses padrões. Essa não concordância deve-se, principalmente, ao fato de que a descrição desses padrões tem sido determinada, na maioria das situações, por observações visuais. Além disso, esses padrões são fortemente dependentes do ângulo de inclinação, e o que se tem relatado é para uma única inclinação ou uma faixa limitada de ângulos. Em Shoham (2005), é possível obter uma apresentação dessas diferentes distribuições que esses padrões de escoamento podem assumir em tubos horizontais, verticais e inclinados. A Figura 1 apresenta os possíveis padrões para o escoamento em tubulações verticais.



Figura 1 - Padrão de escoamento em tubulações verticais Fonte: Shoham (2005).

Escoamento de bolhas (Bubbly flow): Neste padrão, a fase gasosa encontra-se em forma de bolhas dispersas na fase líquida contínua, bolhas estas que podem assumir as mais diferentes formas geométricas, desde esféricas, a alongadas em pequenos ou grandes diâmetros. As forças atuantes nessas bolhas dependem fortemente do formato das mesmas. O escoamento tem como característica o deslizamento entre ambas as fases, e isto ocorre devido às baixas velocidades da fase líquida.

- Escoamento pistonado (*Slug flow*): Grande parte da fase gasosa encontra-se em forma de bolsões denominados "Bolhas de Taylor" e tendem a ocupar toda a seção transversal do tubo devido ao aumento da velocidade na fase gasosa. Entre a bolha de Taylor e a parede é possível observar ainda uma pequena película de líquido que flui no sentido concorrente ao escoamento.
- Escoamento agitado (*Churn flow*): Esse escoamento é caracterizado pelo movimento desordenado da fase líquida. Ocorre devido as altas vazões na fase gasosa e os bolsões produzidos durante o escoamento pistonado tornam-se instáveis ao entrar em contato com a parede do tubo, quando então esses bolsões são destruídos dando lugar a um escoamento desordenado no centro do tubo.
- Escoamento anular (Annular flow): Este padrão é caracterizado por altas vazões da fase gasosa no centro do duto, onde também se tem o arraste de gotas. Em torno da parede interna do duto tem-se uma película de líquido uniforme que flui lentamente. A estrutura ondulada da interface associada ao fluxo resulta numa elevada tensão de cisalhamento interfacial.
- Escoamento bolhas dispersas (Bubble-disperse flow): Padrão de escoamento que ocorre em elevadas vazões da fase gasosa. A película de líquido contida durante o escoamento anular é afinada e destruída devido à tensão imposta pelo gás residente no centro. O líquido como fase dominante arrasta bolhas de gás sem que ocorra nenhum deslizamento entre as fases.

Para escoamento em dutos horizontais ou inclinados, os padrões de escoamento adotam formas mais complexas que os verticais. A Figura 2 apresenta os padrões de escoamentos horizontais mais facilmente encontrados e, em seguida, suas classificações são descritas (SHOHAM, 2005; BRENNEN, 2005).



Figura 2 - Padrão de escoamento em tubulações horizontais. Fonte: Shoham (2005).

- Estratificado (*Stratified*): Este padrão é desenvolvido devido às baixas taxas de escoamento das fases de líquido e gás. Sua principal característica deve-se a uma pequena interface formada entre ambas as fases devido à gravidade. O padrão estratificado é divido em Estratificado-suave (*Stratified-smooth*) onde a interface é completamente lisa, e Estratificado-ondulado (*Stratified-wavy*), no qual, devido às elevadas vazões de gás, ocorre a formação na interface de pequenas oscilações denominadas de ondas. Neste último tipo em particular, quando essas ondas adquirem amplitudes elevadas, o líquido aumenta junto fazendo com que em alguns casos alcance a parte superior do duto realizando a transição para o que se chama de escoamento do tipo intermitente.
- Intermitente (*Intermittent*): É caracterizado por bolsões de gás que ocupam grande parte da seção transversal do duto, juntamente com uma camada estratificada de líquido que escoa na parte inferior. O padrão de escoamento intermitente é dividido em pistonado

(*Slug*) e de bolhas-alongadas (*Elongated-bubble*). Ambos possuem o mesmo mecanismo de escoamento. O escoamento de bolhas-alongadas (*Elongated-bubble*) ocorre devido a baixas vazões da fase gasosa. Já no escoamento pistonado (*Slug*), a principal característica é a formação de redemoinhos próximos à película de líquido, que ocorrem devido a vazões relativamente altas da fase gasosa.

- Anular (Annular): O escoamento ocorre em elevadas vazões da fase gasosa que escoa na região central, enquanto o líquido forma uma película fina na parede da superfície interna do tubo. Este escoamento ocorre na fronteira de transição entre estratificadoondulado, pistonado e anular. Comumente é classificado em anular (Annular) e anularondulado (Wavy-Annular). A diferença entre ambos é mais distinguível em escoamentos ascendentes inclinados, pois nos escoamentos anular-ondulado (Wavy-Annular) o líquido se move para frente na forma de ondas que sobrepõem o filme líquido.
- Bolhas-dispersas (*Dispersed-Bubble*): Ocorre devido as taxas elevadas de escoamento da fase líquida, a presença da fase gasosa dá-se na forma de bolhas dispersas uniformemente em toda área da seção transversal. Similar ao descrito nas tubulações verticais, ocorre quando se tem um efeito gravitacional significante, e por isso as bolhas presentes tendem a se manter na parte superior do duto.

Aplicações do estudo desses padrões são facilmente encontrados na literatura. Yusuf *et al.* (2012) realizaram um estudo visando descrever o efeito da viscosidade na estrutura do escoamento horizontal óleo-água. O estudo experimental foi realizado numa seção de teste com um tubo de acrílico de 25,4 mm de diâmetro, sendo unido por uma tubulação do tipo U-bend com duas seções de 8 m de comprimento. Os fluidos utilizados para teste foram óleo e água com uma densidade de 0,875 g/cm³ e 0,998 g/cm³ e viscosidade 12 cP e 1 cP, respectivamente. A tensão interfacial entre ambas foi de 20,1 mN/m. De modo geral, seis padrões de escoamento foram identificados, o escoamento estratificado sofreu transição para o escoamento de bolhas quando a velocidade superficial da água era menor que 0,1 m/s, e em velocidades maiores tinhase a transição para o escoamento anular. Em baixas velocidades de óleo, a velocidade superficial da água necessária para iniciar a transição do fluxo não-estratificado aumentou à medida que o valor da viscosidade de óleo foi elevado.

Segundo Shoham (2005), o padrão dominante para um escoamento descendente em tubulações inclinadas é o ondulado-estratificado, pois o mesmo ocorre, desde o escoamento horizontal até inclinações de 80°, conforme apresentado na Figura 3. No escoamento horizontal,

inclinado e vertical ascendente o escoamento de bolhas-dispersas e anular ocorre devido a altas vazões de líquido e gás, respectivamente. Já no escoamento vertical descendente, o padrão estratificado desaparece e o regime anular surge com a formação de um filme de líquido próximo à parede do duto. Já o padrão *slug* formado nesses escoamentos é semelhante ao que ocorre no fluxo ascendente, exceto devido à maior instabilidade das bolhas de Taylor.



Figura 3 - Padrão de escoamento em tubulações inclinadas. Fonte: Shoham, (2005).

O principal efeito das pequenas inclinações em relação aos padrões de escoamento horizontal é observado na transição entre o fluxo estratificado e o não-estratificado. A transição do estratificado para o intermitente é muito sensível, mesmo para inclinações ascendentes menores que 1°. Para inclinações ascendentes superiores a 20°, o fluxo estratificado não é observado, tendo como predominância a presença de fluxo intermitente ocorrendo ao longo de uma gama mais ampla de condições.

A predição desses padrões ainda é bastante incerta, devido às diversas transições que podem ocorrer durante o escoamento. Porém, na literatura é possível encontrar diversos tipos de mapas que podem ajuda a prever a formação desses padrões a depender de variáveis como vazão e velocidade superficial, por exemplo.

Qualquer tentativa de ter uma solução geral e exclusiva para todos os padrões de escoamento é extremamente complicada. No entanto, o estudo do comportamento desses escoamentos torna um pouco mais fácil a análise de cada padrão separadamente, pois só assim é possível o desenvolvimento de modelos específicos para cada padrão. Estes modelos auxiliam na predição de importantes variáveis como queda de pressão, *holdup*, e coeficientes de transferência de calor e massa.

2.4 MAPAS DE ESCOAMENTOS

As primeiras abordagens para predição de padrões de escoamento foram empíricas. A identificação desses padrões foram realizadas, principalmente, por testes visuais em laboratório. Normalmente suas representações foram feitas em mapas bidimensionais, utilizando variáveis como velocidade superficial, fluxo de massa ou momento como coordenadas para mapear as mudanças de cada padrão durante o escoamento. Esses mapas possuem linhas de transição que delimitam regiões nas quais ocorre a formação de um determinado padrão específico (TAITEL *et al.* 1976). Na maioria desses mapas, as coordenadas foram escolhidas arbitrariamente, sem uma base física. Logo, é esperado que esses mapas possuam uma certa confiança apenas na faixa de condições semelhantes àquelas para as quais os dados foram adquiridos, sendo que uma extensão a outras condições de fluxo é incerta.

Um dos pioneiros a propor mapas que correlacionam regimes de escoamento foi Baker (1954). As Equações (24) e (25) fornecem os valores para os fatores $\lambda e \psi$ tendo como base o fluxo mássico das fases (G_G e G_L). De posse das propriedades e velocidades superficiais de ambas as fases, juntamente com a área da seção reta do tubo, é possível determinar o padrão de escoamento no mapa de Baker, apresentado na Figura 4.

$$\lambda = \left[\left(\frac{\rho_G}{0,075} \right) \left(\frac{\rho_L}{62,5} \right) \right]^{0.5}$$

$$\psi = \frac{73}{\sigma} \left[\mu_L \left(\frac{62,3}{\rho_L} \right)^2 \right]^{\frac{1}{3}}$$
(25)



Figura 4 - Mapa de Baker. Fonte: Perry (1997).

O mapa de Baker foi de grande valia na época. Porém, o trabalho foi realizado à temperatura e pressão constantes de 20°C e 1 atm, o que faz com que se tenha uma aplicação limitada, podendo esses resultados serem usados apenas para sistemas com condições operacionais similares.

Com a constatação de que o mapa de Baker era deficiente para predizer padrões de escoamento em diferentes condições operacionais, Beggs e Brill (1973) desenvolveram um novo método para prever regimes de escoamento em sistemas bifásicos. Suas correlações possibilitaram aplicações para quase todos os intervalos dos ângulos de inclinação, porém só não é recomendado para o escoamento vertical ascendente porque não prevê a queda de pressão (SHOHAM, 2005).

O estudo experimental realizado por Beggs e Brill foi feito em dutos de acrílico com 90 ft de comprimento e diâmetros de 1 e 1,5 in, com ângulos de inclinação que podiam variar entre 0° e 90°. Para cada diâmetro da tubulação, as vazões de gás e líquido eram variadas para que se pudesse observar o tipo de escoamento (MARTINS, 2011). Quatro tipos foram considerados como forma de simplificação dos limites: segregado, intermitente, transição e distribuído. O mapa foi desenvolvido tendo como coordenadas o número de Froude e o *holdup* de líquido conforme apresentado na Figura 5.



Figura 5 - Mapa para escoamento horizontal de Beggs e Brill (1973). Fonte: Shoham (2005).

Os autores também ajustaram equações às linhas de transição da Figura 5, para que o tipo de regime pudesse ser determinado sem a necessidade da referência no gráfico. Os padrões de escoamentos descritos neste trabalho, podem ser determinado a partir das seguintes expressões:

$$L_1 = 316H_L^{-0,302}, L_2 = 0,0009252H_L^{-2,4684}, L_3 = 0,10H_L^{-1,4516}, L_4 = 0,5H_L^{-6,738}$$
(26)

- Segregado: $H_L < 0.01 \ e \ Fr_M^2 < L_1$, ou $H_L \ge 0.01 \ e \ Fr_M^2 < L_2$.
- Transição: $H_L \ge 0,01 \ e \ L_2 \le Fr_M^2 \le L_3$.
- Intermitente: $0,01 \le H_L \le 0,4 \ e \ L_3 \le Fr_M^2 \le L_1$, ou $H_L \ge 0,4 \ e \ L_3 \le Fr_M^2 \le L_4$.
- Distribuído: $H_L < 0.4 \ e \ Fr_M^2 \ge L_1$, ou $H_L \ge 0.4 \ e \ Fr_M^2 \le L_4$.

Outro mapa que possui bastante aceitação foi elaborado por Mandhane *et al.* (1974), tendo como base 1.178 observações de diversos pesquisadores, todas referentes a um escoamento ar-água em tubos de pequeno diâmetro (SHOHAM, 2005). A coordenada horizontal faz referência à velocidade superficial do ar. Já a coordenada vertical faz referência à velocidade superficial do ar.

Este é o mapa mais simples de ser utilizado, além de ser o que possui melhor concordância com os demais mapas e dados experimentais disponíveis para escoamento bifásico ar-água (FILHO, 2010).

A Figura 6, adaptado de Oliveira *et al.* (2010), apresenta o mapa de escoamento produzido por Mandhane *et al.* (1974), juntamente com as linhas que delimitam as regiões de regime estratificado (*stratified flow*), ondulado (*stratified-wavy flow*), bolhas alongadas (*elongated bubble*), pistonado (slug *flow*), de bolhas (*dispersed flow*) e anular (*annular*).



Figura 6 - Mapa para escoamento horizontal proposto por Mandhane *et al.* (1974). Fonte: Adaptado de Oliveira *et al.* (2010).

Não é fácil representar todas as transições possíveis para um escoamento em termos de um único conjunto de parâmetros; sempre há a necessidade de prever padrões em pressões superiores ou em tubos de diâmetro maiores do que os utilizados na grande maioria dos mapas existentes.

2.4.1 Modelo Teórico de Taitel e Dukler

Na tentativa de representar todos os padrões, Taitel e Dukler (1976) propuseram em seu trabalho um modelo teórico para predizer as transições entre esses padrões, levando em consideração os mecanismos físicos e o efeito das variáveis. Para isso, foi imposto inicialmente que o padrão a escoar é do tipo estratificado, em seguida a partir de uma análise da estabilidade para o escoamento é possível determinar se o padrão após desenvolvido mantem-se estável. Se for estável, o escoamento estratificado ocorre. Caso o escoamento não seja estável, há um escoamento não-estratificado ocorrendo, assim o padrão de escoamento resultante deverá ser determinado.

Inicialmente o modelo visa determinar relações matemáticas tendo como referência o *holdup* (H_L) no tubo para um dado conjunto de condições (diâmetro e inclinação do tubo, propriedades físicas dos fluidos etc.) dentro de um volume de controle que possui um comprimento axial ΔL , conforme visto na Figura 7.



Figura 7 - Equilíbrio do escoamento estratificado. Fonte: Shoham (2005).

A equação do balanço de momento para as fases líquida e gasosa é definida pelas seguintes expressões (SHOHAM, 2005):

$$-A_L \frac{dp}{dL}\Big|_L - \tau_{WL} S_L + \tau_I S_I - \rho_L A_L g \sin \theta = 0$$
⁽²⁷⁾

$$-A_G \frac{dp}{dL}\Big|_G - \tau_{WG} S_G - \tau_I S_I - \rho_G A_G g \sin \theta = 0$$
⁽²⁸⁾

Eliminando os termos de queda de pressão e combinando as equações de momento de ambas as fases, tem-se a equação implícita para a altura de nível de líquido na tubulação:

$$\tau_{WG}\frac{S_G}{A_G} - \tau_{WL}\frac{S_L}{A_L} + \tau_I S_I \left(\frac{1}{A_L} + \frac{1}{A_G}\right) - (\rho_L - \rho_G)g\sin\theta = 0$$
⁽²⁹⁾

Afim de resolver a equação acima faz-se necessária a determinação das variáveis geométricas (diâmetro, perímetro e área de ambas as fases), velocidades físicas e a tensão de cisalhamento presentes no escoamento. A tensão de cisalhamento é dada por:

$$\tau_{WL} = f_L \frac{\rho_L v_L^2}{2} \tag{30}$$
$$\tau_{WG} = f_G \frac{\rho_G v_G^2}{2} \tag{31}$$

$$\tau_I = f_I \frac{\rho_G (v_G - v_I)^2}{2}$$
(32)

Os fatores de atrito do gás e do líquido são definidos com base em seus respectivos números de Reynolds, dados pelas seguintes expressões:

$$f_{L} = C_{L} (Re_{L})^{-n} = C_{L} \left(\frac{d_{L} v_{L} \rho_{L}}{\mu_{L}}\right)^{-n}$$
(33)

$$f_G = C_G (Re_G)^{-m} = C_G \left(\frac{d_G v_G \rho_G}{\mu_G}\right)^{-m}$$
(34)

Para que ocorram transições no padrão estratificado, a velocidade do gás tem de ser maior que a do líquido. Neste modelo, como é assumido que existe uma interface suave ($f_I \approx f_G$), negligencia-se a velocidade da interface, pois $v_G \gg v_I$. Com estas aproximações, a tensão de cisalhamento interfacial é igual à tensão de cisalhamento da fase gasosa (SHOHAM, 2005).

A Tabela 1 mostra os valores adotados por Taitel e Dukler (1976) para constantes utilizadas no cálculo dos fatores de atrito.

Constantes	Escoamento Turbulento	Escoamento Laminar
CL	0,046	16
C_{G}	0,046	16
m	0,2	1,0
n	0,2	1,0

Tabela 1 - Constantes para cálculo dos fatores de atrito.

Fonte: Shoham (2005).

É necessário transformar as equações para sua forma adimensional, visto que a solução final para o nível de líquido é apresentada como adimensional. Então, a partir de agora essas variáveis adimensionais serão designadas por um til (~). Variáveis como comprimento, área, e velocidades superficiais assumem a seguinte forma:

$$X^{2}\left[\left(\widetilde{v_{L}}\widetilde{d_{L}}\right)^{-n}\widetilde{v_{L}}^{2}\frac{\widetilde{S_{L}}}{\widetilde{A_{L}}}\right] - \left[\left(\widetilde{v_{G}}\widetilde{d_{G}}\right)^{-m}\widetilde{v_{G}}^{2}\left(\frac{\widetilde{S_{G}}}{\widetilde{A_{G}}} + \frac{\widetilde{S_{I}}}{\widetilde{A_{L}}} + \frac{\widetilde{S_{I}}}{\widetilde{A_{G}}}\right)\right] + 4Y = 0$$

$$(35)$$

sendo:

$$X^{2} = \frac{\frac{4C_{L}}{d} \left(\frac{v_{SL}\rho_{L}d}{\mu_{L}}\right)^{-n} \frac{\rho_{L}v_{SL}^{2}}{2}}{\frac{4C_{G}}{d} \left(\frac{v_{SG}\rho_{G}d}{\mu_{G}}\right)^{-m} \frac{\rho_{G}v_{SG}^{2}}{2}} = \frac{-\frac{dp}{dL}\Big|_{SL}}{-\frac{dp}{dL}\Big|_{SG}}$$
(36)

$$Y = \frac{(\rho_L - \rho_G)g\sin\theta}{\frac{4C_G}{d}\left(\frac{v_{SG}\rho_G d}{\mu_G}\right)^{-m}\frac{\rho_G v_{SG}^2}{2}} = \frac{(\rho_L - \rho_G)g\sin\theta}{-\frac{dp}{dL}\Big|_{SG}}$$
(37)

O parâmetro X faz referência ao adimensional de Lockhart e Martinelli, seu cálculo é feito tendo como base as propriedades do fluido e diâmetro do duto. Já o Y representa as forças relativas que atuam sobre o líquido na direção do escoamento devido à gravidade e o termo de queda de pressão.

A relação do nível de líquido adimensional ($\tilde{h_L} = \frac{h_L}{D}$) com as variáveis geométricas da tubulação tem-se a partir das seguintes expressões:

$$\widetilde{A_L} = 0.25 \left| \pi - \cos^{-1} \left(2\widetilde{h_L} - 1 \right) + \left(2\widetilde{h_L} - 1 \right) \sqrt{1 - \left(2\widetilde{h_L} - 1 \right)^2} \right|$$
(38)

$$\widetilde{A_G} = 0.25 \left| \cos^{-1} \left(2\widetilde{h_L} - 1 \right) - \left(2\widetilde{h_L} - 1 \right) \sqrt{1 - \left(2\widetilde{h_L} - 1 \right)^2} \right|$$
(39)

$$\widetilde{s_L} = \pi - \cos^{-1} \left(2\widetilde{h_L} - 1 \right) \tag{40}$$

$$\widetilde{s_G} = \cos^{-1} \left(2\widetilde{h_L} - 1 \right) \tag{41}$$

$$\widetilde{s}_{I} = \sqrt{1 - \left(2\widetilde{h}_{L} - 1\right)^{2}} \tag{42}$$

$$\widetilde{d_L} = \frac{4\widetilde{A_L}}{\widetilde{S_L}} \tag{43}$$

$$\widetilde{d}_{\widetilde{G}} = \frac{4\widetilde{A}_{\widetilde{G}}}{\widetilde{S}_{\widetilde{G}} + \widetilde{S}_{I}}$$
(44)

Para as velocidades físicas tem-se:

$$\widetilde{v_L} = \frac{\widetilde{A_P}}{\widetilde{A_L}} \ e \ \widetilde{v_G} = \frac{\widetilde{A_P}}{\widetilde{A_G}}$$
(45)

Cada par X-Y corresponde a um único valor de $\widetilde{h_L}$ para todas as condições (tamanho e inclinação do duto, taxas de escoamento e propriedades do fluido) em que o escoamento

estratificado existe. Para altas velocidades de ambas as fases, pode haver mais de uma solução numérica, e neste caso o menor valor de $\widetilde{h_L}$ deve ser utilizado (NASCIMENTO, 2013).

Na Figura 8, as linhas cheias representam o caso em que ambas as fases estão em escoamento turbulento, enquanto que as linhas tracejadas correspondem o caso em que se tem a fase líquida turbulenta e a fase gasosa laminar. A determinação das condições de escoamento de ambas as fases, seja em regime turbulento ou laminar, deve se basear no número de Reynolds, velocidade e diâmetro hidráulico real de cada fase, e não sobre o número de Reynolds superficial que tem como base a velocidade superficial e o diâmetro do duto (SHOHAM, 2005).



Figura 8 - Equilíbrio do nível de líquido em escoamentos estratificados. Fonte: Shoham (2005).

2.4.2 Transição do Escoamento Estratificado

Em diversos experimentos e estudos analíticos tem-se descrito uma gama de condições em que o padrão intermitente é observado, no qual nota-se como característica que o fluxo na entrada do tubo é inicialmente estratificado. À medida que se aumenta a vazão de líquido, dentro do tubo tem-se a formação de uma onda que cresce continuamente, tendendo a bloquear o escoamento. Em baixas vazões de gás, o bloqueio forma uma ponte, e acontece a formação do escoamento em golfadas (*Slug flow*). Em vazões elevadas de gás não se tem líquido escoando para manter ou formar essas pontes, e todo líquido é arrastado de modo que se forma um anel ao redor da parte interna do tubo. Esta transição pode ser definida como a transição do escoamento estratificado para o escoamento intermitente ou anular (NASCIMENTO, 2013).

A transição do regime estratificado é frequentemente modelada utilizando como base a análise de instabilidade de Kelvin-Helmholtz. Essa teoria relata que a transição ocorre inicialmente devido ao desprendimento de uma parcela da fase líquida próximo a interface, à medida que a velocidade do gás aumenta, a pressão na interface sobre essa onda tende a diminuir, e como consequência disso sua amplitude aumenta. A Figura 9 mostra uma representação esquemática dessa teoria, onde as alturas de equilíbrio de líquido e gás são h_L e h_G , respectivamente, enquanto que as alturas respectivas associadas com o pico da onda são h'_L e h'_G .



Figura 9 - Esquema simplificado da análise de estabilidade Kelvin-Helmholtz. Fonte: Shoham (2005).

De acordo com essa teoria para escoamento entre placas paralelas infinitas, as ondas irão crescer quando as forças de sucção que provocam o crescimento das ondas for maior que as forças gravitacionais que estabilizam o escoamento.

$$\nu_G > C_1 \left[\frac{g(\rho_L - \rho_G) h_G}{\rho_G} \right]^{-0.5} \tag{46}$$

sendo que h_G a distância entre a placa superior e o nível de líquido em equilíbrio. Já o valor para C_1 depende do tamanho da onda.

$$C_1 = \left[\frac{2}{(h_G/h'_G)(h_G/h'_G+1)}\right]^{-0.5}$$
(47)

Para uma onda infinitesimal $h_G/h'_G \rightarrow 1$ e $C_1 \rightarrow 1$, e a Equação (47) é reduzida à equação original de Kelvin-Helmholtz desenvolvida para o crescimento de onda em fluxos invíscidos. Para escoamentos em tubos circulares com pequenas ondas finitas, o resultado pode ser obtido a partir de uma expansão da série de Taylor para A_G , que produz (SHOHAM, 2005):

$$\nu_G > C_2 \left[\frac{(\rho_L - \rho_G)g\cos\theta A_G}{\rho_G S} \right]^{-0.5}$$
(48)

sendo

$$C_2^2 = 2 \frac{(A'_G/A_G)^2}{(1 + A'_G/A_G)}$$
(49)

Quando o nível de líquido em equilíbrio aproxima-se do topo do tubo, A_G é pequeno e a aparência de uma onda mesmo de pequena amplitude tende a aproximar A'_G/A_G e C_2 de zero. De forma recíproca, para baixos níveis de líquido, a aparência de uma onda de amplitude finita pequena irá causar pouco efeito no tamanho da lacuna de gás, e C_2 irá se aproximar de 1,0 (NASCIMENTO, 2013). Por esta razão especula-se que C_2 pode ser estimado como:

$$C_2 = 1 - \frac{h_L}{D} \tag{50}$$

Recentemente, Tzotzi *et al.* (2013) estudaram o efeito das propriedades sobre os padrões de escoamento, usando observações visuais e sonda de condutividade. Foram utilizados dois tipos de gases no estudo, CO_2 e He em condições atmosféricas em um longo tubo de 12,75 m com um diâmetro de 0,024 m em tubos com inclinações descendentes de 0°, 0,25° e 1°. Os estudos se concentraram em sub-regiões estratificadas e concluíram que a densidade do gás afeta fortemente a transição para ondas de Kelvin-Helmholtz, enquanto que a transição de estratificado para golfadas permanece inalterada.

Park *et al.* (2016) estudaram a formação de ondas em uma interface óleo-água. O estudo foi realizado em uma secção de ensaio acrílico com 8 metros de comprimento com 37 milímetros de diâmetro. Os dois fluidos foram armazenados separados em tanques e conduzidos por bombas até a seção de teste. Uma haste com diâmetro externo de 5 mm foi introduzida a 460 mm da entrada. Os padrões de escoamento e as características interfaciais das ondas foram obtidos a partir de gravações com uma câmera de alta velocidade. A distância para captação das imagens foram iguais a 40,0; 55,9; 71,8; 87,7 e 103,6 mm, tendo como referência a haste. As experiências foram conduzidas para velocidades de mistura que variam entre 0,62 e 2,17 m / s e taxas de escoamento de óleo-água entre 0,29 e 3,50. Nos sistemas com e sem haste, foram observados três padrões de escoamento diferentes. Os padrões de escoamento quando não se tinha nenhuma haste mostrou boa concordância com padrões identificados em estudos anteriores no mesmo sistema. A transição do escoamento estratificado para não estratificado ocorre com o aumento da velocidade de mistura em ambos os casos. O momento inicial de transição foi considerado quando ocorreu o primeiro aparecimento de uma gota de óleo ou

água. Esta transição é retardada para velocidades mais elevadas de mistura, onde as velocidades relativas entre as duas fases são baixas. Enquanto o comprimento médio da onda e frequência se mantiveram constantes, a posição média da interface aumentou gradualmente com a distância da haste. Quanto mais distante a haste se encontrava, maior a velocidade de mistura, e consequentemente maior a altura para a interface. Com o estudo foi possível concluir, que a presença da haste num tubo proporciona melhoria no controle dos padrões de escoamento, além de realizar melhorias na mistura das fases presentes, o que aumenta as taxas de transferência de calor e massa.

Em casos onde há uma condição de escoamento instável, tem-se a ocorrência da transição do padrão estratificado para outros padrões de escoamento. Logo, como resultado da teoria de Taitel e Dukler, tendo como base os fenômenos físicos do escoamento, juntamente com condições operacionais como taxa de escoamento de líquido, diâmetro e inclinação do duto, é possível prever essas transições para diferentes padrões de escoamento a partir de um grupo de três adimensionais:

$$T = \left[\frac{-\frac{dp}{dL}\Big|_{SL}}{(\rho_L - \rho_G)g \cos\theta}\right]^{0.5}$$
(51)

$$F = \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \frac{\nu_{SG}}{\sqrt{g \, d \cos \theta}} \tag{52}$$

$$K = F \left[\frac{\nu_{SL}\rho_L d}{\mu_L}\right]^{1/2} = F^2 R e_{SL}$$
(53)

Sendo os critérios para transição entre os padrões de escoamentos:

$$T^{2} \ge \left[\frac{8\widetilde{A}_{G}}{\widetilde{S}_{I}\widetilde{v}_{L}^{2}(\widetilde{v}_{L} - \widetilde{d}_{L})^{-n}}\right]$$
(54)

$$F^{2}\left[\frac{1}{\left(1-\tilde{h}_{L}\right)^{2}}\frac{\tilde{v}_{G}^{2}\tilde{S}_{I}}{\tilde{A}_{G}}\right] \geq 1$$
(55)

$$K \ge \left[\frac{2}{\sqrt{\widetilde{v_L}\widetilde{v_G}}\sqrt{S}}\right] \tag{56}$$

Segundo Taitel e Dukler (1976), as diferentes transições eram controladas pelo agrupamento abaixo:

- i. Transição de estratificado para anular X, F.
- ii. Transição de estratificado para intermitente X, F.
- iii. Transição entre os padrões intermitente para bolhas X, T.
- iv. Transição de estratificado suave para estratificado ondulado X, K.

Para a predição da transição para o padrão anular é necessário checar o $\tilde{h_L}$, se $\tilde{h_L} < 0.35$, e o critério da Equação (55) for satisfeito, a transição ocorre para o padrão anular.

Todos os critérios de transição são função de um parâmetro adimensional (F, K ou T) e do $\tilde{h_L}$, que por sua vez depende dos parâmetros X e Y. Para um duto horizontal Y = 0, ou seja $\tilde{h_L} = f(X)$. Essas transições podem também ser representadas a partir de um mapa bidimensional, como pode ser visto nas Figuras 10 e 11.



Figura 10 - Mapa para padrão de escoamento horizontal e ligeiramente inclinado (Taitel e Dukler, 1976). Fonte: Shoham (2005).



Figura 11 - Mapa para padrão para escoamento horizontal (Taitel e Dukler, 1976). Fonte: Shoham (2005).

O modelo teórico produzido por Taitel e Dukler (1976) foi comparado com dados experimentais para escoamento água-ar em condições atmosféricas em tubos horizontais com 2,5 cm de diâmetro e ligeiramente inclinados, mostrando uma concordância bastante satisfatória com os dados relativos ao regime estratificado e as fronteiras de transição para o não-estratificado do mapa de Mandhane *et al.*, (1974). Porém, para tubos com diâmetros maiores, o estudo mostrou uma alta sensibilidade nas regiões de transição previstas pelo modelo, isto ocorreu devido à inclinação do tubo (SHOHAM, 2005).



Figura 12 - Comparação do modelo Taitel e Dukler (1976) com o mapa de Mandhane (1974). Fonte: Shoham (2005).

Alguns estudos envolvendo o cálculo do holdup podem ser encontrados na literatura, como o descrito por Thibault et al. (2016), onde se relata o problema da ocorrência de múltiplas soluções para holdup em um escoamento estratificado. Para seu estudo, um modelo de escoamento monodimensional estacionário foi adotado para acompanhar a evolução do holdup longitudinalmente através do canal. A possibilidade de ocorrer choques hidráulicos durante a evolução do sistema também foi investigada, e um modelo de segunda ordem foi proposto, incluindo-se então os efeitos de difusão da tensão viscosa ao longo do tubo devido gradientes na interface. O modelo foi aplicado a um escoamento laminar-laminar, num canal 2D inclinado, onde o óleo e a água fluí am simultaneamente. Seus resultados mostraram que quando é esperada uma única solução, então o modelo numérico converge para a mesma. Para outras condições de operação, onde existem três soluções, a solução mais elevada e a inferior são obtidas como equilíbrios estáveis, enquanto a solução intermediária é instável. Para saber se o choque hidráulico poderia ocorrer, dois mapas foram elaborados. O primeiro comparou as curvas de estado crítico ao longo das velocidades superficiais de ambas as fases. Desse modo, foi possível ver que o estado de funcionamento do sistema pode sofrer choques hidráulicos em condições de ocorrência do holdup. O segundo mapa plotado, demonstrou a evolução longitudinal da trajetória do holdup com o número de Froude. Em condições de escoamento crítico, os gradientes na interface finita foram previstos por modelos de primeira ordem, o que levou a uma divergência numérica nos resultados. Por outro lado, a inclusão do termo de difusão da tensão viscosa no modelo de segunda ordem manteve o nível do gradiente da interface finita próximo, e na condição de escoamento crítico.

Schleicher *et al.* (2015) descreveram o estudo com diversos escoamentos estratificados bifásicos sob condições de baixa carga de líquido. A partir de um novo algoritmo para descrição da estrutura da interface, sua distribuição espacial foi melhorada a partir da implementação de sensores *wire-mesh* (WMS) na tubulação. Para o experimento, foram utilizados tubulações de 56,4 m de comprimento com 3 e 6 polegadas de diâmetro, onde ocorre o escoamento estratificado bifásico de óleo-ar e água-ar, respectivamente. O emprego dos sensores WMS consiste de dois planos de fios paralelos, posicionados perpendicularmente uns aos outros dentro da tubulação. Para o escoamento, os dados foram coletados com uma camada dupla de 32x32 e 16x16 eletrodos, para tubulação de 6 e 3 polegadas, respectivamente. Para o experimento ar-óleo a velocidade superficial variou entre $9,2 m/s \le v_{SG} \le 15 m/s$ e $0,01 m/s \le v_{SL} \le 0,02 m/s$, respectivamente. Já nos experimentos envolvendo água-ar as velocidades superficiais variaram entre $9,21 m/s \le v_{SG} \le 33,5 m/s$ e $0,03 m/s \le v_{SL} \le$

0,2 m/s. Após 17 m da entrada da seção de teste, estava localizado o WMS para assegurar que o escoamento das duas fases esteja totalmente desenvolvido por toda a tubulação. A saída da seção de teste estava ligada a um separador, onde o ar e o líquido eram bombeados de volta para o tanque de recirculação, mantendo o fluxo estratificado dentro da seção de teste. Com base na curva interpolada pelo algoritmo foi verificado o centro de massa de cada pixel obtido, tendo valores de 0 e 1 selecionados para representar a fase gasosa e líquida, respectivamente. Visualizada a interface ondulada, notou-se que nos primeiros 0,5 s, para as condições $v_{SG} =$ $9,2m/s e v_{SL} = 0,2 m/s$ as características ondulatórias do escoamento obtido no conjunto de dados é bem mais rápida que as originais sem sensores WMS. Valores obtidos para o *holdup* a partir do conjunto de dados, e dos WMS foram comparados com estudos com o método *Quick Closing Valve* (QCV). O desvio máximo entre o WMS e QCV foi de 1,74%, já o desvio absoluto foi de 0,56%. As medições para o escoamento água-ar foram tratadas de forma semelhante, porém não foi possível a comparação ao método QCV devido à ausência de estudos.

2.5 GRADIENTE DE PRESSÃO

Segundo Shoham (2005), dentre os modelos determinísticos disponíveis na literatura para a quantificação do termo de queda de pressão total de um escoamento bifásico líquido-gás, tem-se dois como os principais, o *Modelo Homogêneo* e o *Modelo de Fases Separadas*. No modelo homogêneo, o escoamento é tratado como monofásico. A premissa básica do Modelo Homogêneo é que as fases estão tão intimamente misturadas que é possível admitir que a mistura é homogênea. Já no modelo de fases separadas, as fases de líquido e gás são tratadas separadamente, onde há a possibilidade da existência de uma velocidade relativa e uma relação de deslizamento entre as fases. A utilização da possibilidade de velocidades diferentes é importante quando as massas específicas são consideravelmente diferentes, pois essas sofrem uma influência significativa do campo gravitacional ou de grandes variações de pressão.

Os padrões *bubble flow*, *slug flow* e *churn flow*, principalmente sob altas pressões, apresentam a formação de uma grande área interfacial, e condições como esta fazem com que a aplicação do modelo homogêneo ao problema torne-se válida. Já para situações de rápida aceleração do escoamento ou altas variações de pressão, como em descargas *flash* líquidovapor, o modelo não é aconselhável. Outro exemplo da não validade desse modelo homogêneo é a produção de petróleo, ´pois as condições de pressão no reservatório e na descarga durante a produção são muito elevadas (DANTAS, 2011).

Em seu estudo, Correia *et al.* (2011) compararam dois simuladores de fluxo multifásico comerciais utilizando modelo homogêneo juntamente com uma base de dados experimentais obtidas em campos de petróleo para escoamentos do tipo gás-líquido. Os desvios entre os dados experimentais da fração de volume e as previsões eram de cerca de 200% para o fluxo estratificado. As comparações com dados de campo mostraram uma elevada estimativa na queda de pressão, que chegou a cerca de 100% na região dominada pela gravidade, onde o fluxo estratificado era esperado.

Para ambos os modelos, o cálculo do gradiente de pressão total em escoamentos compreende três componentes: aceleração, atrito e gravitacional.

$$-\frac{dp}{dL} = -\left(\frac{dp}{dL}\right)_{F} - \left(\frac{dp}{dL}\right)_{Grav} - \left(\frac{dp}{dL}\right)_{A}$$
(57)

O tratamento dessas componentes em escoamentos bifásicos é similar às correlações descritas para os escoamentos monofásicos, tendo apenas modificações com relação à massa específica e ao fator de atrito, que são definidos em função das propriedades da mistura. A componente gravitacional da expressão equivale à força hidrostática exercida dentro do duto, podendo ser expressa da seguinte forma:

$$-\frac{dp}{dL}\Big|_{Grav} = \rho_M g \sin\theta = [(1 - H_L)\rho_G + H_L\rho_L]g \sin\theta$$
(58)

Normalmente, o termo de queda de pressão por aceleração para o escoamento bifásico possui uma complexidade maior na descrição quando comparado a escoamentos do tipo monofásico, o que ocorre devido a possível diferença entre as velocidades das fases de líquido e gás. Além disso, esse termo em escoamentos monofásicos é considerado desprezível em condições em que se têm pressões relativamente baixas e fluidos compressíveis.

$$-\frac{dp}{dL}\Big|_{A} = G^{2}\left[\left(v_{G} - v_{L}\right)\frac{dx}{dL} + \frac{dp}{dL}\left(x\frac{dv_{G}}{dp} + (1 - x)\frac{dv_{L}}{dp}\right)\right] - \frac{G^{2}}{\rho_{M}}\frac{1}{A}\frac{dA}{dL}$$
(59)

O gradiente de pressão devido ao atrito é descrito pela Equação (62). Trata-se de uma expressão que tem como base a tensão de cisalhamento em termos de um fator de atrito. Logo, a tensão média de cisalhamento na parede do duto pode ser calculada a partir do coeficiente de atrito de Fanning.

$$\tau_w = \frac{1}{2} f_F \rho_M v_M^2 \tag{60}$$

Assim o termo referente ao gradiente de pressão devido ao atrito é:

$$\frac{dp}{dL} = \pi D\tau_w = \frac{\pi D^2}{4} \left(\frac{dp}{dL}\right)_F \tag{61}$$

$$-\frac{dp}{dL}\Big|_{F} = \frac{4\tau_{w}}{D} = \frac{2}{D}f_{F}\rho_{M}v_{M}^{2} = \frac{2}{D}f_{F}\frac{G^{2}}{\rho_{M}}$$
(62)

Tem-se, então, o gradiente de pressão total:

$$-\frac{dp}{dL} = \frac{2}{D}f_F \rho_M v_M^2 + \rho_M g \sin\theta + G^2 \left[(v_G - v_L)\frac{dx}{dL} + \frac{dp}{dL} \left(x\frac{dv_G}{dp} + (1 - x)\frac{dv_L}{dp} \right) \right] - \frac{G^2}{\rho_M} \frac{1}{A}\frac{dA}{dL}$$
(63)

Rearranjando a expressão:

$$-\frac{dp}{dL} = \frac{\frac{2}{D}f_{F}\rho_{M}v_{M}^{2} + \rho_{M}g\sin\theta + G^{2}(v_{G} - v_{L})\frac{dx}{dL} - \frac{G^{2}}{\rho_{M}}\frac{1}{A}\frac{dA}{dL}}{1 + G^{2}\left(x\frac{dv_{G}}{dp} + (1 - x)\frac{dv_{L}}{dp}\right)}$$
(64)

A expressão da queda de pressão para o modelo de fases separadas é razoavelmente mais complicada que a do modelo homogêneo. Como descrito acima, para a determinação do termo de atrito faz se necessário o cálculo de uma tensão de cisalhamento ponderada por suas respectivas fases. Esse cálculo é realizado comumente através da correlação de Lockhart e Martinelli.

2.5.1 Correlação de Lockhart e Martinelli

Tendo sua origem com base no trabalho de Lockhart e Martinelli publicado em 1949, a correlação de Lockhart e Martinelli foi a primeira abordagem empírica que permitiu calcular, com grau aceitável de precisão, o gradiente de pressão no escoamento bifásico. Trata-se de um modelo simples, que pode ser empregado nos mais diversos padrões de escoamento, e se baseia em duas premissas fundamentais. A primeira é que a pressão é uniforme na seção transversal do escoamento, e o gradiente de pressão das fases de líquido e gás são iguais. A segunda impõe que o volume total da tubulação é igual à soma dos volumes ocupados pelas fases de líquido e gás. A principal desvantagem dessa abordagem, deve-se ao cálculo da perda de carga por atrito no qual torna-se limitado apenas a escoamentos em tubos horizontais.

O gradiente de pressão por atrito da fase líquida pode ser descrito utilizando o conceito de diâmetro hidráulico a partir do fator de atrito de Fanning. A fase gasosa também é tratada de forma similar. A seguir são apresentadas as equações que descrevem a perda de carga da mistura bifásica líquido-gás.

$$-\frac{dp}{dL}\Big|_{TP} = -\frac{dp}{dL}\Big|_{L} = \frac{2}{D_L}f_L\rho_L v_{SL}^2$$
(65)

$$-\frac{dp}{dL}\Big|_{TP} = -\frac{dp}{dL}\Big|_{G} = \frac{2}{D_{G}}f_{G}\rho_{G}\nu_{SG}^{2}$$
(66)

Nas equações acima, f_L e f_G são coeficientes de atrito relativos ao escoamento líquido e gás, respectivamente, os quais são calculados a partir das seguintes expressões:

$$f_L = C_L (Re_L)^{-n} = C_L \left[\left(\frac{Q_L}{A_L} \right) \frac{\rho_L D_L}{\mu_L} \right]^{-n}$$
(67)

$$f_G = C_G (Re_G)^{-m} = C_G \left[\left(\frac{Q_G}{A_G} \right) \frac{\rho_G D_G}{\mu_G} \right]^{-m}$$
(68)

A área efetiva de cada fase é definida a partir do diâmetro hidráulico, assim como no modelo homogêneo. Os parâmetros *a* e *b* correlacionam a área da secção transversal efetiva do escoamento da fase líquida e gasosa e as áreas das circunferências de diâmetro $D_L e D_G$.

$$A_L = a\left(\frac{\pi}{4}D_L^2\right) \tag{69}$$

$$A_G = b\left(\frac{\pi}{4}D_G^2\right) \tag{70}$$

É possível definir a velocidade de escoamento para cada fase como:

$$v_{SL} = \frac{Q_L}{a\left(\frac{\pi}{4}D_L^2\right)} \tag{71}$$

$$v_{SG} = \frac{Q_G}{b\left(\frac{\pi}{4}D_G^2\right)} \tag{72}$$

Aplicando as expressões descritas acima nas Equações (65) e (66), têm-se:

$$-\frac{dp}{dL}\Big|_{L} = \left\{\frac{2}{D}C_{L}\left[\left(\frac{Q_{L}}{\frac{\pi}{4}D}\right)\frac{\rho_{L}D}{\mu_{L}}\right]^{-n}\rho_{L}\left(\frac{Q_{L}}{\frac{\pi}{4}D^{2}}\right)^{2}\right\}a^{n-2}\left(\frac{D}{D_{L}}\right)^{2}$$
(73)

$$-\frac{dp}{dL}\Big|_{G} = \left\{\frac{2}{D}C_{G}\left[\left(\frac{Q_{G}}{\frac{\pi}{4}D^{2}}\right)\frac{\rho_{G}D}{\mu_{G}}\right]^{-m}\rho_{G}\left(\frac{Q_{G}}{\frac{\pi}{4}D^{2}}\right)^{2}\right\}b^{n-2}\left(\frac{D}{D_{G}}\right)^{2}$$
(74)

As Equações (73) e (74) descrevem o que poderia ocorrer com os gradientes de pressão caso cada fase escoasse sozinha na tubulação, ou seja, o gradiente de pressão superficial da fase líquida e gasosa, respectivamente. Definindo-se as expressões de forma adimensional, têm-se:

$$\phi_{L} = \sqrt{\frac{-\frac{dP}{dL}\Big|_{L}}{-\frac{dP}{dL}\Big|_{SL}}} = a^{(n-2)/2} \left(\frac{D}{D_{L}}\right)^{(5-n)/2}$$
(75)
$$\phi_{G} = \sqrt{\frac{-\frac{dP}{dL}\Big|_{G}}{-\frac{dP}{dL}\Big|_{SG}}} = b^{(5-m)/2} \left(\frac{D}{D_{G}}\right)^{(5-m)/2}$$
(76)

Supondo que os gradientes de pressão das fases são iguais durante o escoamento estacionário, têm-se a igualdade das equações:

$$-\frac{dP}{dL}\Big|_{G} = -\frac{dP}{dL}\Big|_{L}$$
⁽⁷⁷⁾

$$\frac{\phi_G}{\phi_L} = \sqrt{\frac{-\frac{dP}{dL}\Big|_{SL}}{-\frac{dP}{dL}\Big|_{SG}}}$$
(78)

$$X^{2} = \frac{-\frac{dP}{dL}\Big|_{SL}}{-\frac{dP}{dL}\Big|_{SG}}$$
(79)

O parâmetro de Lockhart e Martinelli é definido pela a expressão descrita na Equação (79), correspondendo à raiz entre os gradientes de pressão superficial das fases líquida e gasosa, tendo como dependência apenas suas respectivas taxas de escoamento e propriedades. A sua forma mais comumente encontrada na literatura é:

$$X^{2} = \frac{\frac{2}{D}C_{L}\left[\frac{v_{SL}\rho_{L}D}{\mu_{L}}\right]^{-n}\rho_{L}v_{SL}^{2}}{\frac{2}{D}C_{G}\left[\frac{v_{SG}\rho_{G}D}{\mu_{G}}\right]^{-m}\rho_{G}v_{SG}^{2}}$$
(80)

A Figura 13 é resultado de estudos empíricos realizados por Lockhart e Martinelli tendo como base o escoamento de uma mistura gás-líquido em tubos horizontais com diâmetros variando entre 0,15 a 2,54 cm, para condições atmosféricas. No experimento, foi utilizado ar para a fase gasosa, enquanto na fase líquida vários tipos de óleos como querosene, óleo para motores e água. Foram propostas quatro relações a depender do comportamento de cada fase, conforme apresentado na Tabela 2 (SHOHAM, 2005).

Tabela 2 - Parâmetros para o modelo de fases separadas.

Líquido	Gás	Parâmetro
Turbulento	Turbulento	$\phi_{L, Tur-Tur}; \phi_{G, Tur-Tur}; H_{L, Tur-Tur}$
Laminar	Turbulento	$\phi_{L, Lam-Tur}; \phi_{G, Lam-Tur}; H_{L, Lam-Tur}$
Turbulento	Laminar	$\phi_{L, Tur-Lam}; \phi_{G, Tur-Lam}; H_{L, Tur-lam}$
Laminar	Laminar	$\phi_{L, Lam-Lam}; \phi_{G, Lam-Lam}; H_{L, Lam-Lam}$
Fonto: Shoham (2005)		

Fonte: Shoham (2005).

O critério de classificação assumido por Lockhart e Martinelli para o cálculo do número adimensional de Reynolds de cada fase foi definido por Taitel e Dukler (1976):

$Re_L > 2000$	Escoamento Turbulento
$Re_{G} > 2000$	Escoamento Turbulento
$Re_L < 1000$	Escoamento Laminar
$Re_{G} < 1000$	Escoamento Laminar
$1000 < Re_{L,G} < 2000$	Escoamento Transição



Figura 13 - Modelo de fases separadas (Lockhart e Martinelli, 1949) Fonte: Shoham (2005).

Chisholm (1967) transformou essas relações em fórmulas sugerindo a implementação de um parâmetro adimensional C, cujo valor é definido a depender da ocorrência de quatro combinações de regimes de escoamento.

Tabela 3 - Coeficiente de correlação de Chisholm (1967) para perda de carga.

Líquido	Gás	С
Turbulento	Turbulento	20
Laminar	Turbulento	12
Turbulento	Laminar	10
Laminar	Laminar	5
Γ_{1} (2005)		

Fonte: Shoham (2005).

As curvas descritas na Figura 13 podem ser representadas pelas das Equações (81) e (82). Os termos ϕ e X fazem referência aos gradientes de pressão descritos na Equação (75).

$$\phi_L^2 = 1 + \frac{C}{X} + \frac{1}{X^2} \tag{81}$$

$$\phi_G^2 = 1 + CX + X^2 \tag{82}$$

Aplicações deste procedimento para o cálculo da queda de pressão em escoamentos multifásicos são comumente encontrado na literatura como relatado por Yusuf *et al.* (2012) que realizaram um estudo visando descrever o gradiente de pressão nos diferentes padrões de

escoamento horizontal óleo-água. Foi relatado que a medida que se aumentava a velocidade de escoamento do óleo, a diferença entre os valores do gradiente de pressão reportado eram maiores. O efeito da viscosidade do óleo no gradiente de pressão também foi investigado usando o modelo de dois fluidos, tendo apresentado a melhor previsão quando se têm baixos valores.

Rodriguez e Baldani (2012) usaram um código comercial para realizar a simulação de um fluxo estratificado ondulado líquido-líquido, onde foi possível captar as principais características qualitativas do fluxo estudado. No entanto, a previsão do gradiente de pressão foi imprecisa. Os resultados sugerem que softwares comerciais, comumente utilizados pelas empresas de petróleo e gás para fins de projeto, possuem limitações para prever gradiente de pressão e a fração de volume no fluxo estratificado com boa precisão. Pode-se especular que parte das razões para os maus resultados tem a ver com os modelos disponíveis para o fluxo estratificado, que precisam ser melhorados.

2.6 MODELO DE TURBULÊNCIA

Muitas teorias e conceitos têm sido estudados extensivamente na tentativa de obter uma descrição universal adequada para problemas práticos sobre o fenômeno da turbulência. Porém, a turbulência permanece sendo um fator complicador nas análises para fenômenos de transporte por não permitir uma abordagem analítica. Na prática, a maioria dos escoamentos que são encontrados estão em regimes turbulentos, sendo de fundamental importância o entendimento dos mecanismos físicos que governam este tipo de escoamento.

A turbulência é um fenômeno caracterizado pelo aparente estado randômico, caótico e rotacional do movimento do fluido. Quando presente, a turbulência usualmente intensifica todos os outros fenômenos, resultando no aumento das taxas de transferência de calor, massa e quantidade de movimento (GETREUER *et al.* 2007; MURIEL, 2009).

Os primeiros estudos sobre instabilidade e turbulência de escoamentos foram desenvolvidos por Osborne Reynolds e Lorde Rayleigh no século XIX. Reynolds (1883), na sua famosa investigação de escoamentos no interior de tubos, estabeleceu claramente, que é possível classificar um escoamento segundo o tipo de movimento e velocidade da partícula deste fluido, podendo ser laminar quando as partículas pertencentes ao fluxo se movem de forma ordenada em camadas, ou turbulento quando as partículas no escoamento se misturam

rapidamente devido às flutuações aleatórias do campo tridimensional de velocidade (FOX *et al.*, 2006). A equação que define o número adimensional de Reynolds é a seguinte:

$$R_e = \frac{\nu \, L \, \rho}{\mu} \tag{83}$$

sendo v uma velocidade característica, ρ a massa especifica do fluido, L um comprimento característico e μ a viscosidade do fluido. Assim, com o aumento da viscosidade ou a diminuição do comprimento característico, quando se tem velocidades iguais, o valor de Reynolds tende a diminuir indicando um escoamento laminar. Em alguns casos, devido a grandes oscilações ocasionadas por variáveis como pressão e velocidade esses valores de Reynolds são superiores a 2300, o que indica a ocorrência de um escoamento turbulento.

Em paralelo aos trabalhos experimentais de Reynolds, Lord Rayleigh desenvolvia suas investigações teóricas sobre instabilidades de escoamentos paralelos de fluidos não viscosos. Foram seus estudos que deram origem a vários outros trabalhos, que permitiram determinar quando pequenas perturbações em uma sequência de ondas infinitas e de amplitude uniforme são amplificadas ou amortece com o tempo. Entre seus importantes resultados, destaca-se a demonstração de que a condição necessária para que um escoamento paralelo seja instável é a presença de uma região inflexional no campo de velocidade (BORTOLOTI, 2013).

Outro procedimento mais comumente utilizado para a determinação dos efeitos de turbulência tem sido a modificação das equações de Navier-Stokes obtendo-se, a partir da introdução de quantidades médias e flutuantes, um conjunto de equações denominadas RANS (Reynolds Averaged Navier Stokes) (ROSA, 2012). Isso é muito mais eficaz, tendo em vista que uma simulação baseada na descrição completa do movimento de todas as partículas do fluido é provavelmente impossível, devido ao movimento aleatório das mesmas durante o escoamento turbulento. Logo, o modelo do tipo RANS, assim como a grande maioria dos modelos, tem como base geral solucionar um conjunto de equações de transporte introduzindo quantidades médias e flutuantes. Isto é, todas as variáveis podem ser escritas como a soma de sua média e sua flutuação:

$$\phi = \phi_m + \phi' \tag{84}$$

sendo ϕ a variável em um determinado instante de tempo t, ϕ_m a média temporal da variável e ϕ' a flutuação turbulenta em determinado instante de tempo. Assim, por exemplo, decompondo

a variável da velocidade têm-se a soma de um valor médio (u_m, v_m, w_m) mais uma flutuação (u', v', w'):

$$u = u_m + u' \tag{85}$$

$$\nu = \nu_m + \nu' \tag{86}$$

$$w = w_m + w' \tag{87}$$

Em seguida, a equação da velocidade instantânea é integrada em um espaço de tempo grande o suficiente para captar mudanças na função, mas pequeno o bastante para assimilar as flutuações da variável média nesses mesmos períodos.

$$\bar{u} = u_m = \frac{1}{\Delta t} \int_0^{\Delta t} u(t) dt$$
(88)

Na Figura 14 têm-se a curva que demonstra o comportamento da flutuação da velocidade em um escoamento turbulento.



Figura 14 - Comportamento da velocidade em um ponto no escoamento turbulento Fonte: Versteeg e Malalasekera (2007).

Para avaliar a tensão de cisalhamento total em um escoamento turbulento é apropriado ponderar sua contribuição em duas partes, uma devido à componente laminar (expressa como $\tau_{lam} = -\mu \frac{d\overline{u}}{dr}$, onde μ é o coeficiente de viscosidade dinâmica molecular do fluido e $u(\mathbf{r})$ é a função que define o perfil de velocidade do escoamento) e outra ao componente turbulento, descrito por τ_{turb} .

$$\tau_{total} = \tau_{lam} + \tau_{turb} \tag{89}$$

O comportamento turbulento típico da velocidade média é mais achatado que o comportamento aproximadamente parabólico do escoamento laminar, isto pode ser visualizado na Figura 15. A transição do regime laminar para o turbulento, especificamente em tubos cilíndricos, por exemplo, ocorre em um número de Reynolds crítico, maior que 2100.



Figura 15 - Comparação entre os perfis de velocidade no interior de uma canalização para uma mesma vazão: i) escoamento laminar; ii) escoamento turbulento. Fonte: adaptado de Tritton (1988).

Existem várias abordagens utilizadas para modelagem dos fenômenos turbulentos, eles se diferenciam principalmente pela forma como é considerado o fenômeno da turbulência, sua complexidade para modelagem, precisão e custos computacionais envolvidos na solução. Dentre os mais conhecidos está a simulação numérica direta normalmente conhecida na literatura inglesa como *Direct Numerical Simulation* (DNS), consiste basicamente em resolver as equações de Navier-Stokes por completo, ou seja, para todas as escalas temporais e espaciais do movimento. A principal vantagem dessa abordagem deve-se a sua vasta aplicação nos mais diversos tipos de escoamentos, muitas vezes substituindo experimentos físicos por serem capazes de representar o fenômeno da turbulência por completo. Porém a necessidade de um alto custo computacional restringe sua utilização para aplicações em domínios pequenos ou em casos onde têrm-se valores para o número de Reynolds baixo. Um outra abordagem conhecida é a simulação de grandes escalas ou *Large Eddy Simulation* (LES). Nesta técnica, um filtro espacial separa os grandes vórtices que realizam o transporte de energia e movimento, dos pequenos vórtices onde predomina a isotropia. Uma representação esquemática de todas as abordagens acima relatadas pode ser visualizada a partir da Figura 16.



Figura 16 - Representação esquemática das escalas de turbulência e sua relação com os seus respectivos modelos. Fonte: Ranade (2002).

Problemas que envolvem escoamentos turbulentos em sua maioria podem ser resolvidos pela aplicação do conjunto de equações RANS (Reynolds-Averaged Navier-Stokes) um modelo simples e de custo computacional relativamente baixo quando comparado com outros. Esse modelo tem como base a introdução de novas incógnitas no sistema da equação da quantidade $(-\rho \overline{u'^2},$ de Reynolds movimento. Estas incógnitas são tensores de os 6 $\rho \overline{v'^2}$, $-\rho \overline{w'^2}$, $-\rho \overline{u'v'}$, $-\rho \overline{u'w'}$, $\rho \overline{v'w'}$). Da mesma forma, as equações transporte escalar do tempo médio mostram termos extras contendo $\overline{u'\varphi'}$, $\overline{v'\varphi'}$ e $\overline{w'\varphi'}$ (VERSTEEG e MALALASEKERA, 2007).

Segundo Lopes (2000), a aplicação da abordagem LES tem substituído a RANS em escoamentos complexos, quando a transferência de calor ou a estratificação influência na geração de turbulência. Porém, quando as tensões normais a direção do escoamento determina o perfil do comportamento deste escoamento, a abordagem RANS ainda pode ser utilizada pois reproduz resultados satisfatórios.

A maioria dos cálculos de escoamento turbulento voltados à engenharia tem sido realizadas com procedimentos baseados no modelo RANS (*Reynolds-Averaged Navier-Stokes*), principalmente pelo fato dessas aplicações em sua grande maioria não requerer a resolução de flutuações turbulentas. A classificação do modelo RANS é dada em função da quantidade de equações adicionais que precisam serem resolvidas, juntamente com as equações de fluxo. Na Tabela 4 é possível verificar alguns desses modelos utilizados nos códigos comerciais CFD atualmente.

Número de Equações de Transporte Extra	Modelo de Turbulência	
Nenhuma	Comprimento de Mistura	
Uma	Spalart-Allmaras	
Duas	k- <i>e</i>	
	k-ω	
	Tensores Algébricos	
Sete	Tensores de Reynolds	

Tabela 4 - Modelos de turbulência com as suas respectivas quantidades de equações extras.

Fonte: Versteeg e Malalasekera (2007).

Nos últimos anos, alguns estudos vêm sendo realizados para investigar as características fundamentais dos escoamentos turbulento em canais, que vão desde a decomposição da turbulência (FLORES e RILEY, 2011; DONDA *et al.*, 2015), a teorias de similaridades (SHAH *et al.*, 2014; MELLADO e AMSORGE, 2014; BASU e HE, 2015).

2.7 MODELO DE DOIS FLUIDOS

O modelo de dois fluidos (*two fluid model*) é de um dos modelos mais utilizados para descrever escoamentos multifásico, e em sua abordagem definem-se as variáveis de cada fase com seu próprio conjunto de equações governantes. De forma geral, na maioria das aplicações, dois tipos de padrões de escoamentos podem ser encontrados, os escoamentos dispersos onde uma fase é contínua e a outra dispersa, e o escoamento de fases separadas onde ambas as fases são contínuas.

O primeiro caso engloba escoamentos em padrão de bolhas, gotas ou partículas sólidas, enquanto no segundo caso podem ser considerados aqueles padrões onde nenhuma das fases adota a forma dispersa, como estratificado anular, ou pistonado. Entretanto, a aplicação mais comum encontrada está relacionada aos escoamentos com superfície livre. Escoamentos no padrão anular, ou estratificado podem também ser modelados desta maneira (PALADINO, 2005).

O modelo de dois fluidos tem um bom desempenho para escoamentos bifásicos, nos quais as fases estão relativamente desacopladas, isto é, quando o padrão é estratificado, liso, ondulado ou anular. Escoamentos no qual as fases estão fortemente acopladas, tal como disperso em bolhas, disperso em gotas e agitado podem ainda ser previstos pelo modelo, porém têm-se equações constitutivas mais complexas, que nem sempre representam todos os fenômenos físicos relativos às interações entre bolhas e fluido, podendo induzir a um mau condicionamento do sistema e, eventualmente, levando à instabilidades numéricas (ROSA, 2012).

Rodriguez e Castro (2014) apresentaram em seu trabalho uma modelagem para o escoamento estratificado ondulado líquido-líquido a partir de um modelo de dois fluidos unidimensional. Além disso, analisaram a estabilidade do escoamento após a inclusão de um termo de tensão interfacial. A seção de teste era composta por um tubo de vidro de boro silicato, com as dimensões de 2,62 cm de diâmetro e 12 m de comprimento. As velocidades superficiais de óleo e água variaram de 0,02 m/s a 0,18 m/s e 0,05 m/s a 0,16 m/s, respectivamente A seção de teste foi instalada na horizontal e em inclinações ascendentes e descendentes de 10° e 20°. Os resultados mostraram que um novo termo de tensão interfacial pode ser usado para incluir os efeitos tridimensionais de arraste de uma determinada fase sobre a outra. Esse novo termo de tensão interfacial desempenha um papel importante, podendo ser tão relevante quanto o termo inercial. As ondas interfaciais observadas foram de natureza cinemática, tendo uma média de onda de 230 m⁻¹ e com uma velocidade 0,22 m/s. O critério de estabilidade proposto foi previsto com boa precisão para os limites de transição no escoamento de óleo-água. No entanto, a região estratificada de escoamento pôde ser razoavelmente prevista.

2.7.1 Modelo Interfacial

Dependendo das considerações do modelo a ser estudado, um modelo de transferência interfacial pode ser adicionado ao modelo original. Neste modelo, cada fluido possui seu próprio campo de velocidade, temperatura e turbulência, mas compartilham o mesmo campo de pressão. Dessa forma, este modelo considera um sistema de equações de conservação para cada fase, podendo calcular diferentes campos de velocidades para as diferentes fases.

A transferência interfacial das equações de quantidade de movimento, calor e massa é diretamente dependente da área superficial de contato das duas fases. Além disso, está fortemente relacionada com a concentração da densidade de área interfacial (*Interfacial Area Density-IAC*), bem como os mecanismos de transferência locais (ISHII e HIBIKI, 2011).

As relações constitutivas para a densidade de área interfacial (*Interfacial Area Density-IAC*) podem ser determinadas a partir da descrição de correlações dependentes do regime de escoamento e de modelos baseados em mecanismos físicos do escoamento bifásico (YU *et al.*,

2002 ; OZAR *et al.*, 2012). A densidade de área interfacial, dada pela Equação (90), expressa a razão entre as áreas interfaciais contidas em um volume (ROSA, 2012).

$$A_{i,k} = \frac{1}{\Delta \forall} \sum_{j=1}^{m} \left[\int ds_j \right]$$
(90)

sendo que j o número de interfaces contidas no volume \forall , em que $1 \le j \le m$ e ds_j o elemento de área da interface j pertencente à fase.

A modelagem da transferência de movimento interfacial pode ser realizada usando três modelos (ANSYS CFX-THEORY REFERENCE FOR ANSYS WORKBENCH, 2009):

Modelo de partículas: assume que uma das fases é contínua (fase Λ) e a outra dispersa (fase β). A densidade de área interfacial é determinada assumindo que a fase β dispersa está presente na forma de partículas esféricas com um diâmetro médio d_{β} .

$$A_{A\beta} = \frac{6\alpha_{\beta}}{d_{\beta}} \tag{91}$$

Os coeficientes de transferência podem ser obtidos a partir também de correlações entre o número de Reynolds das partículas e o número de Prandtl do fluido.

$$Re_{A\beta} = \frac{\rho_A |v_\beta - v_A| d_\beta}{\mu_A}$$
(92)

$$Pr_{\Lambda\beta} = \frac{\mu_{\Lambda} C_{P\Lambda}}{\kappa_{\Lambda}}$$
(93)

Modelo de mistura: é considerado um modelo mais simples, pois trata ambas as fases Λ
 e β de forma simétrica e contínuas. A densidade de área interfacial é calculada a partir da expressão:

$$A_{\Lambda\beta} = \frac{6\alpha_{\Lambda}\alpha_{\beta}}{d_{\Lambda\beta}} \tag{94}$$

Assim como o modelo de partícula, os coeficientes de transferência entre as fases são obtidos a partir do número de Reynolds e Prandlt, porém agora sendo da mistura.

$$Re_{A\beta} = \frac{\rho_{A\beta} \left| v_{\beta} - v_{A} \right| d_{A\beta}}{\mu_{A\beta}}$$
(95)

$$Pr_{\Lambda\beta} = \frac{\mu_{\Lambda\beta} C_{P\Lambda\beta}}{\kappa_{\Lambda\beta}}$$
(96)

As propriedades de mistura $C_{P\Lambda\beta}, \mu_{\Lambda\beta}, \rho_{\Lambda\beta}, \kappa_{\Lambda\beta}$, são definidas pelas seguintes expressões:

$$C_{PA\beta} = C_{PA}\alpha_A + C_{P\beta}\alpha_\beta \tag{97}$$

$$\mu_{\Lambda\beta} = \mu_{\Lambda}\alpha_{\Lambda} + \mu_{\beta}\alpha_{\beta} \tag{98}$$

$$\rho_{\Lambda\beta} = \rho_{\Lambda}\alpha_{\Lambda} + \rho_{\beta}\alpha_{\beta} \tag{99}$$

$$\kappa_{\Lambda\beta} = \kappa_{\Lambda}\alpha_{\Lambda} + \kappa_{\beta}\alpha_{\beta} \tag{100}$$

Modelo de superfície livre: o modelo busca definir a interface entre os fluidos. Se existir apenas duas fases na simulação, a seguinte equação é usada para o cálculo da densidade da área interfacial:

$$A_{A\beta} = |\nabla \alpha_A| \tag{101}$$

Quando existe a presença de mais de duas fases, tem-se a seguinte expressão:

$$A_{\Lambda\beta} = \frac{2|\nabla\alpha_{\Lambda}| |\nabla\alpha_{\beta}|}{|\nabla\alpha_{\Lambda}| + |\nabla\alpha_{\beta}|}$$
(102)

O modelo de arraste para superfícies livres em um sistema multifásico com base na tensão de cisalhamento foi aplicado nos trabalhos de Porombka e Hohne (2015), com todas as fases do fluxo tratadas como contínuas. No trabalho, o método de simulação direta (DNS) foi utilizado para resolver todas as escalas espaciais e temporais envolvidas no escoamento. A análise do amortecimento de turbulências foi observada adotando o modelo de turbulência k- ω , devido à menor sensibilidade ao refinamento da malha. Os resultados do estudo mostraram que o novo modelo de arraste descreveu os dados experimentais com boa precisão, entretanto medidas mais precisas da tensão de cisalhamento no fluxo estratificado ainda são necessárias para realmente validar o modelo em um posterior estudo.

De um modo geral, as forças interfaciais são comumente divididas em dois tipos: força de arraste e outras forças (*Drag Force* e *Non-drag Forces*). Na grande maioria das aplicações a força de arraste tem uma maior parcela na contribuição da transferência da quantidade de

movimento interfacial, enquanto as outras forças são pouco consideradas. Na literatura, este tipo de força tem sido bastante explorada por diversos pesquisadores da área, como Yusuf *et al.* (2012) que relataram em seu trabalho o efeito exercido por um polímeros (DRP) para redução do arraste em padrões de escoamento e queda de pressão, utilizando um óleo mineral escoando em um tubo de acrílico com 8 metros de comprimento. Observou-se que a adição de DRP influenciou nos padrões de escoamento e nas suas transições. Em particular, o padrão de escoamento estratificado sofreu uma redução no atrito como também um aumento na velocidade superficial do óleo após elevação da concentração do polímero de 2 para 10 ppm. Fixando-se a velocidade do óleo, observou-se que essa redução no atrito é aumentada até a velocidade superficial da água atingir 1,3 m/s.

A força de arraste pode ser calculada pela seguinte expressão:

$$|F_D| = \frac{1}{2} A C_D \rho_{LG} |v_L - v_G|^2$$
(103)

Devido a sua aplicação em vários tipos de simulação, o coeficiente de arraste possui inúmeras correlações disponíveis na literatura que são utilizadas a depender do regime de escoamento. Esse regime é definido a partir do número de Reynolds para a partícula:

Segundo Paladino (2005), a força de arraste sobre um corpo pode ser separada em duas parcelas, a força devida ao cisalhamento superficial e aquela exercida pela distribuição de tensões normais assimétricas sobre a superfície do corpo, chamada de arraste de forma. Assim, para baixos valores do Re_p o arraste é devido principalmente ao atrito superficial. Quando o valor do Re_p aumenta, a força de arrasto vai tendo maior influência no comportamento do escoamento, até que para altos valores deste número o arraste é dominado por este fenômeno. Abaixo são descritos algumas das correlações para os regimes mais conhecidos na literatura.

Regime de Stokes: neste regime o valor do Re_p torna-se aproximadamente igual a
 1, a expressão que descreve o coeficiente de arraste é

$$C_D = \frac{24}{Re_p} \tag{104}$$

Região viscosa: neste regime $1 < Re_p < 1000$, e tanto a força devido ao cisalhamento quanto ao arraste são relevantes. Dentre as correlações mais utilizadas encontram-se:

 Schiller-Naumann (1933): aplicável em casos de esferas sólidas ou partículas fluidas pequenas e esféricas.

$$C_D = \frac{24}{Re_p} (1 + 0.15 \times Re^{0.687})$$
(105)

 Ishii-Zuber (1979): adequada para escoamento com altas concentrações de partículas. Sua aplicação é mais comum quando envolve gotas e bolhas ou para qualquer conjunto líquido-líquido; sólido-líquido.

$$C_D = \frac{24}{Re_p} \left(1 + 0.1 \times Re^{0.75} \right) \tag{106}$$

➢ Região turbulenta: para 1000 < Re_p < 2 ⋅ 10⁵, o coeficiente passa aqui a ser independente dos valores de Reynolds, assumindo o valor aproximado de:

$$C_D = 0,44$$
 (107)

Li *et al.* (2015) descreveram o estudo da dinâmica do escoamento em uma coluna com uma mistura trifásica. As forças de arraste interfacial entre as três fases foram determinadas a partir de diferentes modelos. O modelo de Zhang-Vanderheyden foi utilizado como o modelo de arraste para a interação gás-líquido, já o modelo de Schiller-Naumann foi utilizado para o líquido-sólido, enquanto a interação entre o gás–sólido foi negligenciada. O estudo da sensibilidade desses diferentes modelos de arraste quando comparados com testes experimentais mostrou com melhor predição em condições de não-deslizamento próximo da parede, a um *time step* de 0,001 s, e um assumindo modelo de segunda ordem *Upwind* para discretização da equação de momento.

2.8 FLUIDODINÂMICA COMPUTACIONAL (CFD)

Nas últimas décadas, a utilização da Fluidodinâmica Computacional (CFD) tem se mostrado como uma ferramenta extremamente vantajosa para a modelagem de sistemas de escoamentos, sendo utilizada com o objetivo de se chegar a um melhor entendimento de eventos físicos que ocorrem durante o escoamento de fluidos, sendo possível com ela a obtenção detalhada de um determinado campo de fluxo. Suas aplicações atingem as mais variadas áreas de estudo, tais como projetos industriais de engenharia em áreas como automotiva, aeroespacial, ambiental, naval, biomédica, processos químicos, etc. O pacote ANSYS WORKBENCH reúne diversas dessas ferramentas para análise dos mais variados tipos de sistemas, permitindo desde projetar e otimizar equipamentos até solucionar problemas já existentes. O software ANSYS CFX é um deles, bastante empregado em meios acadêmicos, principalmente, em áreas como a engenharia.

Com base nos trabalhos disponíveis na literatura, nota-se uma alta aplicabilidade em várias linhas de pesquisas, principalmente, quando se trata de simulações direcionadas a escoamento de fluidos na engenharia química, como relatado em Lí *et al.* (2015). Eckhard *et al.* (2009) que relatam a utilização da fluidodinâmica computacional com o auxílio do software ANSYS CFX para determinação de parâmetros de propagação de ondas de pressão em reatores, bem como a simulação de modelos de distribuição de escoamentos borbulhantes em tubulações. Deendarlianto *et al.* (2011) realizaram alguns estudos em CFD utilizando o ANSYS CFX para o estudo dos fenômenos que limitam o fluxo contracorrente em um escoamento multifásico. Na simulação desenvolvida, o fluxo foi considerado em regime transiente e, desse modo, no trabalho foram utilizados códigos multifásicos para resolver as equações dos fenômenos de transporte que constituem o modelo, através de uma abordagem Euler-Euler. A malha adequada para cada campo de fluxo foi desenvolvida, considerando o refinamento do local e outros parâmetros.

Höhne *et al.* (2011) realizaram simulações numéricas em contracorrente para escoamento bifásico. Cada simulação foi obtida com o ANSYS CFX 12.1, adotando o modelo de turbulência k- ω . Os resultados apresentados no trabalho permitiram concluir que as características do fluxo contracorrente ar e água tiveram um bom resultado e a simulação conseguiu reproduzir a ocorrência de ondas.

2.8.1 Estrutura do código CFD

A forma de expressão para explicação de fenômenos físicos e químicos na ciência é feita através de modelos matemáticos, ou seja, um conjunto de equações e relações matemáticas que descrevem o comportamento de um determinado sistema. Muitas vezes quando não se tem uma solução analítica ou ainda não se tem um método matemático é possível solucionar essas equações matemáticas recorrendo a uma solução numérica.

Segundo Versteeg e Malalasekera (2007), para solucionar os problemas de fluidodinâmica os códigos que fazem parte do pacote comercial do CFD são estruturados em torno de algoritmos numéricos, incluídos em uma interface sofisticada e simples que facilita ao

usuário a implementação de parâmetros e a análise dos resultados relativos ao seu problema. A estrutura de códigos do tipo CFD é baseada em métodos numéricos para solução das equações diferenciais de conservação de massa, quantidade de movimento e calor, além das equações de estado. A metodologia para soluções com CFD é composta de 3 etapas: pré-processamento, solução, pós-processamento.

i) Pré-Processador

Essa primeira etapa consiste na entrada de dados que serão utilizados no solver para determinar a solução do problema. Tem-se como primeiro estágio nesta etapa, a identificação da região de interesse do problema para que possa ser realizada a criação de um modelo geométrico. Essa geometria criada deve seguir alto grau de detalhamento, respeitando as dimensões reais do sistema. Em seguida, deve ser gerada a malha numérica para a geometria criada.

É necessária a seleção dos fenômenos físicos e químicos que ocorrem no sistema, como também a definição das propriedades do fluido juntamente com suas respectivas condições de contorno. Parâmetros de simulação como tempo de execução, quantidade de iterações, precisão desejada, entre outros, também serão solicitados. A solução mostrada pelo CFX é totalmente dependente das condições escolhidas pelo usuário durante a etapa do pré-processamento.

As soluções no cálculo de variáveis em problemas que envolvem o CFX são definidas pelos nós de cada vértice dos elementos de controle. A quantidade de nós gerados para a malha está diretamente ligada à precisão da solução, pois quanto maior o número de nós, mais refinada a malha, sendo assim maior o esforço computacional e o tempo para processamento. É necessário que se encontre um equilíbrio entre o tempo de processamento e malha, sendo o refinamento da malha apenas em regiões de grande importância uma solução para o alto tempo de processamento.

ii) Solucionador (Solver)

No softwares do tipo CFX, o componente que processa a solução numérica para o problema é o *solver*. Existem diversos métodos numéricos para solução de um sistema de equações diferenciais. Versteeg e Malalasekera (2007) descrevem três desses modelos: Método de diferenças finitas, Método de elementos finitos e Método dos volumes finitos, sendo este último método o mais utilizado. De forma geral, o algoritmo consiste em:

- Integração: tem-se a integração das equações diferenciais parciais (EDP's) que regem o fluxo do fluido por todo o volume de controle.
- ✤ Discretização: essas EDP's são convertidas em equações algébricas.
- Solução de equações algébricas: as equações são resolvidas por um método iterativo.

iii) Pós-processador

Os resultados produzidos no *solver* são transferidos para o pós-processador, no qual serão apresentados e visualizados de forma interativa. Atualmente, são fornecidos no mercado pacotes de CFD com ferramentas para visualização de informações como:

- ✤ Gráficos 3D e 2D;
- Manipulação visual de resultados;
- Escala de cores para contornos;
- Trajetória da partícula;
- Exibição de malha e vetores;
- Visualização da variação de temperatura, pressão e velocidades.
- Animações de variáveis escalares.

Os resultados e dados produzidos no CFX podem ainda ser exportados para manipulação externa.

Pesquisas envolvendo simulações com códigos tipo CFD juntamente com testes experimentais para escoamento multifásico contracorrente estratificado foram realizadas por Valleé *et al.* (2008) utilizando o ANSYS CFX a partir de uma abordagem Euler-Euler. A turbulência de cada fase foi modelada baseando-se no transporte da tensão de cisalhamento (SST) e utilizando o modelo k- ω . Seus resultados mostraram que o comportamento da geração de ondas e a sua propagação na estrutura experimental foi reproduzida de forma satisfatória. Entretanto, foram observados alguns desvios que indicaram uma pequena instabilidade causada pela pressão ou devido ao aumento da quantidade de movimento entre as fases do escoamento.

2.9 MÉTODOS NUMÉRICOS

Os métodos numéricos têm como base a transformação das equações de conservação em equações algébricas, de modo que para cada ponto da malha construída é determinado um

valor para as variáveis desconhecidas. Dentre os métodos numéricos existentes, serão descritos os três mais utilizados e conhecidos que são: Método das Diferenças Finitas, Método dos Elementos Finitos e Método dos Volumes Finitos.

No método das diferenças finitas, as derivadas das EDP's são aproximadas por diferenças, as quais, geralmente, são obtidas utilizando-se das expansões da série de Taylor em torno dos pontos distribuídos no domínio. Trata-se de um método geralmente baseado em sistemas de coordenadas ortogonais, como o cartesiano, cilíndrico e esférico. No método dos elementos finitos são empregadas funções de interpolação e as equações discretizadas são solucionadas através da minimização de um resíduo ponderado (ROCHA, 2008).

Abushaikha *et al.* (2015) apresentaram um novo método de elementos finitos que melhora a modelagem de escoamento multifásico em reservatórios, chamado de método de controle de interface para volume de Elementos Finitos (ICVFE). O método calcula a pressão na interface de cada elemento, ao invés dos nós, e constrói o volume de controle em torno deles. No entanto, isso é numericamente dispendioso visto que aumenta em 9 vezes mais os números de nós em uma malha com elementos tetraédricos, embora se obtenha uma melhor convergência quando comparado com outros métodos.

Recentemente, um novo método algébrico de captura da interface com base no método dos volumes finitos sobre malhas adaptativas não estruturadas foi desenvolvido por Pavlidis *et al.* (2016). Alguns exemplos da sua aplicação para os fluxos multifásicos em duas dimensões podem ser encontradas em Xie *et al.* (2014) e Pavlidis *et al.* (2014).

Para problemas de fluidodinâmica computacional, o método mais comumente utilizado é o Método dos Volumes Finitos (MVF) devido à sua generalidade e facilidade de aplicação aos mais diversos tipos de malhas numéricas. Trata-se de uma técnica numérica capaz de resolver equações diferenciais parciais, desde que seja oriunda do balanço infinitesimal de uma propriedade genérica ϕ (BINELI, 2009; VERSTEEG e MALALASEKERA, 2007; MALISKA, 2004).

Segundo Versteeg e Malalasekera (2007), para obtenção dessas soluções, inicialmente, é necessário a integração das equações de conservação presente em todo o volume de controle, em seguida, é realizada a discretização dessas equações resultando em um conjunto de equações algébricas que serão solucionadas após ser aplicado um método iterativo. Durante a aplicação de um método numérico, a resolução das integrais de superfície só é possível se o valor do integrando for conhecido. Como este não é o caso, já que se conhece apenas o valor no centro do volume de controle, esquemas de interpolação serão utilizados para definir as propriedades das faces. Assim, como ilustrado na Figura 17, as faces recebem nomes de pontos cardeais, (n - Norte, s - Sul, w - Oeste, e - Leste) e o ponto nodal é representado pela letra P.



Figura 17 - Três volumes de controle com três pontos nodais (W, P e E) e duas interfaces (w e e). Fonte: Elias (2010).

Recentemente, um novo método algébrico de captura de interface com base no método dos volumes finitos sobre malhas adaptativas não estruturada foi desenvolvido por Pavlidis *et al.* (2016), alguns exemplos da sua aplicação para os fluxos multifásico em duas dimensões podem ser encontradas em Xie *et al.* (2014) e Pavlidis *et al.* (2014).

2.10 FUNÇÕES DE INTERPOLAÇÃO

As estimativas dos fluxos advectivos e difusivos das propriedades devem ser avaliadas nas fronteiras do volume de controle, e estes cálculos serão realizados em função dos valores da função ϕ nos pontos nodais. A tentativa é sempre propor uma função de interpolação com menor erro possível e que não envolva muitos pontos nodais para que a matriz não possua uma estrutura muito complexa.

$$\rho\phi\vec{v}|_{e} - \rho\phi\vec{v}|_{w} = \Gamma^{\phi}\frac{\partial\phi}{\partial x}\Big|_{e} - \Gamma^{\phi}\frac{\partial\phi}{\partial x}\Big|_{w}$$
(108)

• Diferenças centrais (*Central Difference Scheme – CDS*)

O esquema de diferença central é uma aproximação que vem sendo usada para representar os termos de difusão. Este esquema também pode ser usado para calcular, através de interpolação linear, o valor de ϕ nas faces das células para os termos advectivos. No ponto da malha cartesiana, o valor é expresso pela Equação (109).

$$\phi_e = \phi_E \lambda_e + \phi_P (1 - \lambda_e) \tag{109}$$

Sendo λ_e o fator de interpolação, definido como:

$$\lambda_e = \frac{x_e - x_p}{x_E - x_P} \tag{110}$$

Logo, é possível, a partir da simplificação, uma aproximação mais simples do gradiente:

$$\left. \frac{\partial \phi}{\partial x} \right|_e \cong \frac{\phi_E - \phi_P}{x_E - x_P} \tag{111}$$

O esquema das diferenças centrais é a formulação que se chega naturalmente ao se aplicar o método dos volumes finitos às equações de conservação.

• Upwind (Upwind Difference Scheme – UDS)

Um dos problemas do esquema das diferenças centrais é sua instabilidade em identificar a direção do escoamento. O esquema *upwind* é um método bastante utilizado para corrigir este tipo de problema. Este esquema leva em conta a direção do escoamento para estimar o valor da propriedade ϕ na face. Para fazer isto é assumido que o valor da propriedade da face é igual ao valor da mesma no ponto anterior, ou seja, aproxima-se o valor de ϕ_e por seu valor à montante da face .

$$\phi_e = \begin{cases} \phi_P, & se \ (\vec{v} \ \vec{n}) > 0\\ \phi_E, & se \ (\vec{v} \ \vec{n}) < 0 \end{cases}$$
(112)

Este esquema é de primeira ordem, sendo, portanto, necessárias malhas refinadas para a obtenção de soluções precisas. É uma única aproximação que não gera resultados oscilatórios, ou seja, a solução numérica pode apresentar erros de dissipação numérica (ROSA, 2008).

• Higher Upwind

Com a finalidade de aumentar ainda mais a precisão da solução, o esquema *Higher upwind* introduz mais um termo a oeste da célula numérica ϕ_{WW} . É possível ter sua representação matemática a partir da seguinte expressão:

$$\phi_{w} = \phi_{P} + \frac{1}{2}(\phi_{W} - \phi_{WW}) \tag{113}$$

$$\phi_e = \frac{3}{2}\phi_P - \frac{1}{2}\phi_W \tag{114}$$

sendo W referente ao centro do volume de controle posicionado á direita do volume de controle que está sendo calculado, WW posicionado dois volume de controle à direita.

Também denominado de esquema *upwind* de segunda ordem, fornece valores mais precisos do que o esquema *upwind* de primeira ordem, porém é necessário para tal precisão um maior esforço computacional.

• *Quick (Quadratic Upwind Difference)*

Este esquema também é baseado no *upwind*, no entanto utiliza uma expressão de terceira ordem considerando os dois pontos anteriores e um posterior à face em questão.

$$\phi_p = \frac{3}{8}\phi_E + \frac{3}{4}\phi_P - \frac{1}{8}\phi_W \tag{115}$$

2.11 ACOPLAMENTO PRESSÃO-VELOCIDADE

Quando o escoamento é compressível, a equação de estado que relaciona a massa específica com a pressão e a temperatura é empregada para o fechamento do problema na determinação dos campos de velocidade. Para escoamentos incompressíveis, a massa específica não varia com a temperatura e a pressão. Neste caso, não se tem uma equação explícita para o cálculo de pressão, e a solução para esse problema pode ser obtida por duas abordagens. Uma delas é a solução acoplada da pressão-velocidade, que consiste em resolver as equações da continuidade e de movimento simultaneamente numa única matriz. A outra alternativa é utilizar uma abordagem segregada, sendo necessário determinar um campo de velocidade que satisfaça à equação de conservação da massa, quando inserido nas equações de quantidade de movimento. Na literatura existem diversos métodos que podem ser empregados neste tipo de solução: SIMPLE (*Semi Implict Linked Equations*), SIMPLEC (*Simple-Consistent*), PRIME

(*Presure Implicit Momentum Explicit*) e PISO (*Pressure-Implicit with Splitting of Operators*) (MALISKA, 2004).

2.12 MALHA NUMÉRICA

Como é impossível obter soluções numéricas sobre uma região contínua devido ao número infinito de pontos da mesma, inicialmente é necessário discretizar o domínio dividindo-o em pontos (nós), e esse conjunto de pontos discretos é denominado malha computacional. A Figura 18 apresenta a distribuição desses nós quando o método de volumes finitos é aplicado a uma malha computacional 2D.



Figura 18 - Esquema de uma Malha 2D para método de volume finitos

Segundo Versteeg e Malalasekera (2007), a geração de uma malha, embora pareça trivial devido à simplicidade dos algoritmos de produção, é na verdade uma tarefa extremamente difícil e importante na simulação numérica, requerendo bastante cuidado na sua elaboração, visto que uma boa malha gerada é fundamental na produção de uma descrição física realística, de modo que se tenha um custo computacional baixo. Na construção de uma malha computacional têm-se quatro tipos básicos de elementos tridimensionais: os hexaédricos e os tetraédricos, que são os principais, e os elementos prismáticos e piramidais, que são usados com menor frequência, conforme apresentado na Figura 19.



Fonte: Elias (2010)

Os elementos tetraédricos são bem mais versáteis que os hexaédricos na representação de geometrias complexas, porém a sua principal desvantagem ocorre com problemas próximo à região da camada limite, onde o refinamento é importante principalmente devido as altas turbulências.

O tipo de malha adequada para um determinado escoamento depende da complexidade e geometria do domínio. De acordo com a topologia, é possível classificar uma malha como estruturada, não-estruturada e híbrida, conforme pode ser observado na Figura 20. As malhas estruturadas apresentam regularidade na distribuição espacial de seus pontos. Já as malhas nãoestruturadas são caracterizadas pela ausência de regularidade na distribuição espacial de seus pontos (malha tetraédrica, por exemplo), e devido a isto, tem-se como sua principal vantagem o fato da fácil adaptação a qualquer tipo de geometria desde as mais simples até as mais complexas. As malhas híbridas são uma combinação entre as malhas estruturadas e nãoestruturadas.



Figura 20 - Exemplos de malha estruturada (a) e não-estruturada (b). Fonte: Elias (2010)
2.13 ESTUDO PARA O TESTE DE MALHA

Com a crescente aplicação da fluidodinâmica computacional (CFD) em todos os campos da engenharia e da indústria, a necessidade de precisão e confiança nos resultados produzidos por esses códigos se torna cada vez maior, e a verificação e validação são palavras-chave na construção desses resultados confiáveis. De modo geral, a verificação tem como objetivo identificar possíveis inconsistências e erros na codificação do algoritmo, enquanto a validação preocupa-se em quantificar os diferentes tipos de erros numéricos da solução computacional.

A redução desses erros eleva a acurácia dos cálculos quando a distância entre dois nós da malha tende ao contínuo, e isso ocorre devido à solução numérica ser sensível a este espaçamento. No entanto, este procedimento é inversamente proporcional ao custo computacional, isto é, quanto menor essa distância entre os nós, maior é a acurácia e maior será o custo computacional (NOVAK, 2012).

É possível ter grandes reduções em tempo de execução nas simulações de escoamento multifásico ao se utilizar um refinamento de malha adaptativo (GOURMA *et al.*, 2013; BROWN *et al.*, 2015). Frequentemente, malhas ótimas são malhas híbridas, isto é, malhas que possuem malhas do tipo estruturada como também não-estruturada (ROCHA, 2008).

Diversos trabalhos descritos na literatura relatam a influência do refinamento de malha nos resultados computacionais. Padoin *et al.* (2014) relataram em seus estudos a influência de dois tipos de malhas na transferência de calor e massa de um fluxo multifásico. Eça e Hoeskstra, (2014) descreveram que a estimativa de incertezas numéricas em cálculos de CFD para refinamento de malha é possível a partir do método de mínimos quadrados.

2.13.1 Extrapolação de Richardson Generalizada

Na literatura, diversos métodos têm sido propostos para a redução de possíveis erros nas soluções produzidas, tais como método da extrapolação dos mínimos quadrados, estimadores de erro com base em elementos finitos. Porém, o mais amplamente utilizado e aceito na literatura é o modelo de extrapolação de Richardson, isso devido a sua facilidade de aplicação e verificação de soluções numéricas dos mais variados tipos de discretização (WAHBA, 2013).

O método de extrapolação de Richardson visa fornecer uma estimativa melhorada para a solução exata a partir das soluções numéricas obtidas em malhas refinadas. Com a extrapolação Richardson generalizada o erro de discretização, δ_i , de qualquer parâmetro local ou integral da malha i pode ser aproximado como:

$$\delta_i = f_i - f_{ex} \approx \alpha h_i^p \tag{116}$$

sendo, f_i a solução numérica da malha i e h_i o espaçamento da malha característica.

Há três incógnitas na Equação (116), a solução exata, f_{ex} , a ordem observada ou aparente de precisão, p, e a constante α , que podem ser calculados com o auxílio das soluções de mais duas malhas. Com base na relação entre as mudanças de solução, $R = (f_2 - f_1)/(f_3 - f_2)$, em que o índice 1 refere-se a malha refinada, e o índice 3 para a menos refinada.

As malhas computacionais são classificadas da seguinte forma por Roache (1994): para valores 0 < R < 1, convergência monotônica; -1 < R < 0, convergência oscilatória; |R| > 1, divergência.

Para malhas com convergência monotônica p é calculado de forma iterativa pela seguinte relação:

$$p = \frac{\left\{ ln\left(\frac{1}{R}\right) - \left[ln(r_{32}^p - 1) - ln(r_{21}^p - 1) \right] \right\}}{ln r_{21}}$$
(117)

tendo como razões de refinamento $r_{21} = h_2/h_1$ e $r_{32} = h_3/h_2$.

Para quando $r_{21} = r_{32}$ a ordem de precisão será igual a $\frac{ln(\frac{1}{R})}{ln r_{21}}$. Para casos em que a ordem de precisão, p, é maior do que a ordem teórica, a relação para a estimativa do erro, δ'_i , é resolvida com três malhas e a série é truncada no segundo termo.

$$\delta'_i = f_i - f_{ex} \approx \alpha_1 h_i + \alpha_2 h_i^2 \tag{118}$$

Por conseguinte, a incerteza numérica, U_i , na melhor malha é estimada a partir do índice de convergência de malha (GCI) proposto por Roache (1994) e estendido por Eça e Hoekstra (2004).

Para
$$0, 5 : $U_i = 1,25 |\delta_i|$ (119)$$

$$U_i = 1,25 \max(|\delta_i|, |\delta'_i|)$$
 (120)
Para $p \le 0,5$ ou $p > 3$:

Para 2 :

$$U_i = 3 \max(|f_3 - f_2|, |f_2 - f_1|)$$
(121)

Nenhuma estimativa de incerteza numérica é feita para os casos com divergência monotônica ou oscilatória (EÇA e HOEKSTRA, 2004).

3. METODOLOGIA

O presente trabalho tem o intuito de realizar o estudo de escoamentos bifásicos do tipo líquido-gás, comumente encontrados em tubulações, aplicando a técnica de fluidodinâmica computacional. Neste capítulo, serão descritas as etapas necessárias para o desenvolvimento desse estudo, expondo detalhadamente todo processo de modelagem usando o pacote comercial ANSYS/CFX[®] 14 juntamente com as condições iniciais e de contorno implementadas.

3.1 MODELO PROPOSTO

O modelo desenvolvido neste estudo descreve um duto horizontal com escoamento bifásico líquido-gás. A configuração do duto contém duas entradas bem definidas, onde ambos os fluidos são injetados de modo concorrente, sendo separados por uma pequena lâmina que proporciona condições de contorno bem definidas para o modelo, oferecendo boas possibilidades para validação, conforme pode ser observado na Figura 21.



Figura 21 - Geometria do canal considerada.

3.2 DOMÍNIO COMPUTACIONAL

Inicialmente, para a criação do volume de controle foi utilizado o sub-pacote Geometria (*Geometry*) versão 14.0, presente no pacote comercial da ANSYS Inc. Uma interface bastante interativa, na qual é possível descrever sólidos de diversos formatos em 2D ou 3D, conforme pode ser observado na Figura 22.



Figura 22 - Tela principal do sub-pacote Geometry.

A geometria utilizada neste estudo foi de um canal retangular de seção transversal constante. As dimensões adotadas para a construção deste canal estão definidas na Tabela 5.

Dimensões	Dados
Espessura do canal	0,03 m
Comprimento do canal	2,5 m
Comprimento da Lâmina	0,1 m
Espessura da lâmina	0,001 m
Altura do canal	0,1 m

Tabela 5 - Dimensões utilizadas para construção do canal.

Fonte: Hohne (2009).

A geometria de entrada foi definida de forma que se tenha uma injeção separada dos fluidos para dentro do canal, o ar flui através da parte superior e a água através da parte inferior, proporcionando perfis de velocidade homogêneos. Os fluidos entram em contato após uma lâmina de 0,1 metro que separa ambas as fases. A Figura 23 mostra a geometria gerada no software.



Figura 23 - Geometria utilizada nas simulações.

3.3 MALHA NUMÉRICA

Utilizando o sub-pacote Mesh (*Meshing*) foi gerada a malha a partir da geometria elaborada no Geometry. A geração de malha é um dos aspectos mais difíceis para implementação durante um processo de simulação, visto que interfere diretamente nos resultados obtidos como também no tempo computacional para a solução.

A malha criada no *Meshing* para o domínio foi do tipo não estruturada, ou seja, não se tem uma distribuição regular dos elementos. A malha construída apresenta $1,2 \ge 10^6$ elementos hexaédricos e pode ser visualizada na Figura 24.



Figura 24 - Estrutura de malha do canal próximo à lâmina.

Uma maneira simples e rápida de analisar a malha gerada é através dos *element quality*, *aspect ratio*, e *skewness*. O *element quality* é um fator de qualidade para cada elemento, e seu valor pode variar de 0 a 1. O aspect *ration* relaciona as dimensões características de cada elemento, sendo aconselhado que o intervalo entre os elementos esteja entre os valores de 20 a 50. O *skewness* determina o quão perto do ideal uma face ou célula está, e seu valor varia de 0 a 1, sendo seu valor máximo descrito para células com alta assimetria, o que indica células de baixa qualidade (ANSYS, 2009).

3.4 CONFIGURAÇÕES DA SIMULAÇÃO

Nesta etapa o sub-pacote *CFX-Pré* foi utilizado para a definição dos modelos matemáticos, hipóteses simplificadoras, condições de contorno e propriedades dos fluidos, esse sub-pacote pode ser visualizado na Figura 25.



Figura 25 - Tela principal do CFX-Pré.

Antes de iniciar toda simulação computacional é necessário especificar informações acerca do processo e de como este será tratado, resolvido e analisado. Deste modo, o primeiro passo é informar ao programa em qual regime ocorrerá o escoamento, se transiente com as propriedades variando ao longo do tempo ou estacionário com as propriedades constantes ao longo do tempo. Algumas destas informações estão disponíveis na Tabela 6.

Tabela 6 - Configurações utilizadas no CFX-Pre.

Modelagem	Duto
Tipo de escoamento	Bifásico líquido-gás
Regime	Transiente
Geometria	Tridimensional (3-D)
Modelo de turbulência	$k - \omega$
Fonte: Hohne (2009).	

3.5 EQUAÇÕES MATEMÁTICAS

A fluidodinâmica computacional é fundamentalmente baseada nas leis físicas de conservação. Esta seção irá descrever as equações de conservação que governam o processo juntamente com suas respectivas equações auxiliares. Para resolução dessas equações para o sistema considerado, foram adotadas algumas hipóteses:

- Os fluidos são considerados newtonianos e incompressíveis.
- Sistema isotérmico.
- Sem geração e consumo de espécies.
- O líquido se encontra inicialmente completamente estratificado apresentando uma superfície plana.

As hipóteses adotadas têm como finalidade reduzir o esforço computacional viabilizando a análise do problema. Vale ressaltar também que o modelo assim estabelecido possibilita a análise do escoamento sem a utilização do balanço de energia.

Todas as equações utilizadas pelo software da ANSYS Inc. são apresentadas a seguir:

3.5.1 Equação de Conservação da Massa

A equação de conservação da massa ou equação da continuidade estabelece que a massa presente no escoamento não pode ser criada nem destruída, somente conservada. Neste trabalho, um modelo de dois fluidos foi adotado, ou seja, para cada fase presente um conjunto de equação de conservação é utilizado.

A equação de conservação da massa para o problema descrito pode ser definida matematicamente da seguinte forma para cada fase:

$$\frac{\partial(\alpha_L \rho_L)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_L \rho_L \vec{v}_L) = 0$$
(122)

$$\frac{\partial(\alpha_G \rho_G)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_G \rho_G \vec{v}_G) = 0$$
(123)

O primeiro termo das Equações (122) e (123) fazem referência à taxa de variação de massa por unidade de volume ao longo do tempo. O segundo indica um termo advectivo, que representa a taxa líquida do fluxo de massa através das fronteiras do volume de controle.

3.5.2 Equação de Conservação da Quantidade de Movimento

A lei de conservação da quantidade de movimento é baseada na 2^a lei de Newton na qual a taxa de variação de movimento em uma partícula equivale à soma das forças internas e externas que atuam nessa partícula. Sabendo disto, é possível descrever as equações da quantidade movimento para cada fase, como:

$$\frac{\partial(\alpha_L \rho_L)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_L \rho_L \vec{v}_L \vec{v}_L) = -\alpha_L \nabla P_L + \alpha_L \rho_L \vec{g} + \nabla(\bar{\bar{\tau}}_L)$$
(124)

$$\frac{\partial(\alpha_G\rho_G)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_G\rho_G\vec{v}_G\vec{v}_G) = -\alpha_G\nabla P_G + \alpha_G\rho_G\vec{g} + \nabla(\bar{\bar{\tau}}_G)$$
(125)

Nas equações acima os termos têm o seguinte significado:

 $\frac{\partial(\alpha_{L,G}\rho_{L,G})}{\partial t}$ indica a transferência da quantidade de movimento devido transporte advectivo;

 $\nabla \cdot (\alpha_{L,G} \rho_{L,G} \vec{v}_{L,G} \vec{v}_{L,G})$ indica a transferência da quantidade de movimento devido transporte convectivo;

 $\alpha_{L,G}\rho_{L,G}\vec{g}$ é o termo de força gravitacional, e $\alpha_{L,G}\nabla P_{L,G}$ é o divergente de contribuição da pressão $\nabla \bar{\tau}_{L,G}$ é o tensor referente a cada fase.

3.6 EQUAÇÕES DE FECHAMENTO

Para a solução numérica das equações de conservação acima descritas é necessário definir algumas equações constitutivas, que serão apresentadas a seguir.

3.6.1 Turbulência

Escoamentos turbulentos ocorrem quando as forças de inércia presentes no fluido são mais significativas que as forças viscosas. O estudo desses escoamentos é caracterizado pelo elevado número de Reynolds, porém até o momento ainda não há um modelo único capaz de descrever com exatidão esse comportamento desordenado. Os modelos existentes possuem informações empíricas, o que os tornam específicos para determinados problemas (ANSYS, 2009).

Logo, diante dos atuais modelos, o k- ω foi apresenta a robustez necessária para uma análise do problema proposto, tendo sido aplicado com êxito em diferentes trabalhos. O modelo de turbulência k- ω foi introduzido pela primeira vez por Kolmogorov (1942), porém a sugestão mais popular para melhorias para o modelo veio de Wilcox (1994) que formulou o k- ω para ser um modelo alternativo ao modelo de turbulência k- ε para baixos valores de Reynolds. O modelo k- ω é um modelo preciso e robusto, pois não envolve as funções complexas não lineares de amortecimento, as quais são necessárias no modelo k- ε . Basicamente, o modelo assume que a viscosidade turbulenta está relacionada à energia cinética de turbulência e à frequência turbulenta pela expressão:

$$\mu_t = \rho \frac{k}{\omega} \tag{126}$$

sendo:

- k é a energia cinética turbulenta;
- ω é a frequência específica.

Já modelo padrão dos Tensores de Reynolds no ANSYS CFX baseia-se na equação de dissipação. Essa equação tem sido tradicionalmente formulada com base em estudos físicos dos processos de convecção, difusão, produção e dissipação. Sua principal vantagem deve-se ao tratamento mais preciso em regiões próximas a parede do solido.

$$\rho \frac{\partial \omega}{\partial t} + \rho \overline{U_j} \frac{\partial \omega}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left((\mu + \sigma \mu_t) \frac{\partial \omega}{\partial x_j} \right) + P_\omega - D_\omega$$
(127)

A produção e dissipação da equação ω no modelo é obtida de forma análoga as equações do modelo k- ε , usando como base os mesmo termos de produção e dissipação da equação épsilon do modelo.

$$P_{\omega} = \alpha \frac{\omega}{k} \tau_{ij} \frac{\partial \overrightarrow{U_i}}{\partial x_j} = \alpha \frac{\omega}{k} P_K$$
(128)

$$D_{\omega} = \beta \rho \omega^2 \tag{129}$$

O modelo de Wilcox tenta prever a turbulência a partir de duas equações diferenciais parciais, uma para k e outra para ω , tendo a primeira variável como sendo a energia cinética turbulenta, enquanto a segunda, como sendo a taxa de dissipação especifica (da energia cinética turbulenta em energia térmica interna), respectivamente.

Equação para k:

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\rho \overrightarrow{U_i} k \right) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right) + \tau_{ij} \frac{\partial \overrightarrow{U_i}}{\partial x_j} - \beta' \rho k \omega$$
(130)

Equação para ω:

$$\frac{\partial(\rho\omega)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\rho \overrightarrow{U_j} \omega \right) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\omega} \right) \frac{\partial \omega}{\partial x_j} \right) + \alpha \frac{\omega}{k} \tau_{ij} \frac{\partial \overrightarrow{U_i}}{\partial x_j} - \beta \rho \omega^2$$
(131)

As variáveis independentes ρ (densidade) e o U (vetor velocidade) são tratadas como quantidades conhecidas pelas equações de Navier-Stokes. Os coeficientes β e α da equação- ω , como também os números de Prandtl de turbulência, σ_k e σ_{ω} correspondem às constantes do modelo ω , indicadas na Tabela 7.

Tabela 7 - Valores das constantes para o modelo de turbulência k-ω.

Constante	$\sigma_{ m k}$	σ_{ω}	β	β΄	α
Valor	2,0	2,0	0,075	0,09	0,553
Easter Assure (2000)					

Fonte: Ansys (2009).

3.6.2 Amortecimento da turbulência

Devido aos elevados gradientes de velocidade na superfície livre, especialmente na fase gasosa, tem-se uma elevada turbulência ao longo do escoamento bifásico mesmo quando se utilizam modelos de turbulência como o k-ε ou k-ω (ANSYS, 2009). Logo, o amortecimento da turbulência é necessário nessas regiões próximas à interface.

Alguns modelos empíricos que abordam a anisotropia da turbulência na superfície livre são sugeridos na literatura. No entanto, nenhum modelo é aplicável a uma ampla gama de condições de escoamento e todos eles são não-locais, solicitando, por exemplo, especificação explícita da espessura da camada de líquido, da amplitude e do período de ondas de superfície, etc.

Egorov (2004) propôs um procedimento de amortecimento da turbulência dependente apenas da malha. Este procedimento fornece um amortecimento para a turbulência na parede em ambas as fases. Ele se baseia na modificação da equação ω , formulada por Wilcox. A fim de imitar o amortecimento da turbulência perto da superfície livre, Egorov introduziu o seguinte termo no lado direito das equações de ambas as fases:

$$s_{D,(L,G)} = A_{dens} \Delta y \beta \rho_{L,G} \left(B \frac{6\mu_{L,G}}{\beta \rho_{L,G} \Delta n^2} \right)^2$$
(132)

O fator A_{dens} que descreve a densidade de área interfacial, ativa o uso do termo fonte somente na superfície livre, cancelando o termo padrão ω de dissipação e substituindo-o pelo novo termo $-\alpha_{L,G}\beta\rho_{L,G}\omega_{L,G}^2$, termo este que impõe um alto valor para ω exigindo assim o amortecimento da turbulência (HOHNE e VALLÉE, 2010).

3.6.3 Implementação do Modelo Algebraic Interfacial Area Density (AIAD)

As equações descritas a seguir foram implementadas no pacote computacional *ANSYS/CFX®* versão 14 através de comandos de linguagem CCL (*CEL command Language*).

A modelagem dos fenômenos interfaciais que ocorrem durante o escoamento foi realizada pelo modelo *Algebraic Interfacial Area Density (AIAD)*, um modelo que permite detectar a mudança morfológica de cada fase presente no escoamento. Esse modelo tem como base um conjunto de funções e correlações capazes de definir um coeficiente de arraste. As descrições relatadas a seguir podem ser encontradas em estudos realizados por Hohne e Vallée, (2010) e Hohne *et al.* (2011).

A abordagem do modelo AIAD vem definir inicialmente as funções de mistura a partir das frações volumétricas, de modo que haja uma diferença entre as morfologias da superfície livre, de gotas e bolhas dispersas. As funções de mistura que definem essas morfologias são descritas pelas Equações (133), (134) e (135):

$$f_D = [1 + e^{a_D(\alpha_L - \alpha_{D,limit})}]^{-1}$$
(133)

$$f_B = [1 + e^{a_B(\alpha_G - \alpha_{B,limit})}]^{-1}$$
(134)

$$f_{FS} = 1 - f_B - f_D \tag{135}$$

sendo f_D e f_B os coeficientes de mistura para gotículas e bolhas, respectivamente e $\alpha_{D,limit}$ e $\alpha_{B,limit}$ os limitadores da fração de volume.

Para as simulações foram assumidas os valores de $\alpha_{D,limit} = \alpha_{B,limit} = 0,3$ e $f_D = f_B = 70$, respectivamente, como descrito por Hohne e Vallée (2010) e Hohne (2014).

Para o presente trabalho adotou-se que as morfologias das gotas e bolhas assumiam formas esféricas com diâmetros constantes. As Equações (136) e (137) descrevem a densidade de área interfacial (IAD) para bolhas e gotas:

$$A_B = \frac{6\alpha_G}{d_B} \tag{136}$$

$$A_D = \frac{6\alpha_L}{d_D} \tag{137}$$

sendo d_B e d_D o diâmetro da bolha e gota, respectivamente.

Na abordagem do modelo interfacial AIAD, a superfície livre é definida como o valor absoluto do gradiente da fração de líquido nas direções x, y e z.

$$A_{FS} = |\nabla \alpha_L| = \sqrt{\left(\frac{\partial \alpha_L}{\partial x}\right)^2 + \left(\frac{\partial \alpha_L}{\partial y}\right)^2 + \left(\frac{\partial \alpha_L}{\partial z}\right)^2}$$
(138)

A densidade da área interfacial local é calculada pelo somatório da área A_j de cada morfologia, ponderada por suas respectivas funções de mistura f_i :

$$A_{dens} = \sum_{j} f_{j} A_{j}, \qquad j = FS, B, D$$
(139)

É possível descrever a força de arraste através de uma correlação que envolve a velocidade relativa entre as fases, a média da densidade dos fluidos ρ_{LG} , a área A e o coeficiente de arraste adimensional C_D :

$$|F_D| = \frac{1}{2} A C_D \rho_{LG} |v_L - v_G|^2 \tag{140}$$

Para fluxos dispersos, a densidade da fase contínua ρ_{LG} é a densidade média, e seu cálculo pode ser realizado pela seguinte equação:

$$\rho_{LG} = \alpha_L \rho_L + \alpha_G \rho_G \tag{141}$$

Em simulações que visam descrever escoamentos com superfície livre, normalmente a Equação (140) relatada anteriormente não demonstra um comportamento físico realista, o que se deve à grande similaridade entre as velocidades de ambos os fluidos próximos à interface. A

fim de corrigir isso, Hohne e Valle (2010) assumiram em seu trabalho que a tensão de cisalhamento perto da superfície comporta-se de forma similar à tensão de cisalhamento próxima as paredes em ambas regiões líquido e gás.

Sabendo que a tensão de cisalhamento na parede é o produto da tensão de cisalhamento viscosa e o vetor normal a superfície, tem-se para o cálculo da tensão na interface, a tensão de cisalhamento ponderada pelos gradientes de velocidade, referente ao vetor normal a superfície:

$$\tau_{w} = \begin{bmatrix} \tau_{xx} & \tau_{xy} & \tau_{xz} \\ \tau_{yx} & \tau_{yy} & \tau_{yz} \\ \tau_{zx} & \tau_{zy} & \tau_{zz} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} n_{x} \\ n_{y} \\ n_{z} \end{bmatrix}$$
(142)

$$\tau_{w,x} = \tau_{xx}n_x + \tau_{xy}n_y + \tau_{xz}n_z \tag{143}$$

$$\tau_{w,y} = \tau_{yx}n_x + \tau_{yy}n_y + \tau_{yz}n_z \tag{144}$$

$$\tau_{w,z} = \tau_{zx} n_x + \tau_{zy} n_y + \tau_{zz} n_z \tag{145}$$

$$\tau_w = \sqrt{\tau_{w,x}^2 + \tau_{w,y}^2 + \tau_{w,z}^2}$$
(146)

Assumindo que a força de arraste, F_D , é igual à força da tensão de cisalhamento que atua na superfície livre, como resultado tem-se um novo coeficiente de arraste dependente da tensão de cisalhamento na parede, da densidade da mistura, da viscosidade e da velocidade relativa de ambas as fases:

$$F_w = \tau_i A_{dens} = F_D \tag{147}$$

$$C_{D,FS} = \frac{2(\alpha_L \tau_{W,L} + \alpha_G \tau_{W,G})}{\rho |v_L - v_G|^2}$$
(148)

O modelo AIAD faz uso de três diferentes coeficientes de arraste: $C_{D,B} = 0,44$ para bolhas, $C_{D,D} = 0,44$ para gotículas e $C_{D,FS}$ calculado pela Equação (148) (HOHNE e VALLÉE, 2010). O coeficiente de arraste total é calculado similarmente ao da densidade de área interfacial, com a soma ponderada pelos coeficientes de arraste para todas as morfologias:

$$C_D = \sum_j f_j C_{D_j}, \qquad j = FS, B, D$$
(149)

3.7 CONDIÇÕES DE CONTORNO

Para resolução das equações numéricas envolvidas na simulação é necessária a definição de condições de contorno, e para isto, em cada face externa da geometria criada, foi definida uma condição de contorno (*Boundary*). As regiões 2-D foram definidas com o *inlet, outlet, opening, symmetry plane* ou *wall* (entrada, saída, abertura, plano de simetria ou parede), como apresentado na Figura 26 abaixo.



Figura 26 - Interface do Setup.

- Entrada de Líquido: na região de "entrada de líquido" foi adotada uma condição de velocidade superficial de líquido igual a 1 m/s. A fração de líquido na região de "entrada de líquido" foi considerada igual a 1, visto que o arraste de gás é bastante pequeno.
- Entrada de Gás: a velocidade superficial de gás também foi definida na entrada, como sendo igual a 5 m/s. A fração volumétrica na região de "entrada de gás" foi considerada 1.
- Saída: a condição para a "saída" do duto foi definida como sendo controlada pela pressão.
- <u>Parede</u>: foi assumida a condição de não deslizamento na parede, ou seja, a velocidade em todo domínio para ambas as fases na parede é igual a zero.

 <u>Simetria</u>: esta condição foi implementada nas paredes laterais do duto, visando reduzir o tempo computacional.

Outras condições adicionais também foram inseridas no sub-pacote CFX-Pré, e essas informações estão indicadas na Tabela 8.

Configurações	Duto
Morfologia dos fluidos	Fluido contínuo
Regime de escoamento	Subsônico
Pressão	1 bar
Temperatura	25°C
Intensidade da turbulência de entrada para ambas as fases	Medium (Intensity=5%)
Método de discretização	High Resolution
Critério de convergência	RMS (Raiz do desvio Quadrático Médio)
Resíduo para convergência	1×10^{-4}
Time step	0,001 s
Tempo total	10 s

Tabela 8 - Configurações adicionais implementadas no SETUP.

Fonte: Hohne, (2009).

Toda a simulação foi executada em uma estação de trabalho IBM com processador Intel Xeon[®] E5-2620 2 GHz e 8 GB de memória RAM. A Figura 27 apresenta o Solver em execução descrevendo o valor do erro residual para equações de conservação.



Figura 27 - Tela principal do sub-pacote Solver.

Ao término da simulação como *CFX-Post* é possível qualificar e quantificar todos os resultados de forma interativa através de técnicas como renderização do volume (*volume redering*), linhas de corrente (*streamlines*), perfis e vetores de velocidade.

3.8 TESTE DE MALHA

O estudo de convergência de malha tem como principal objetivo chegar a uma malha próxima ao "ideal", ou seja, uma malha que consiga descrever de forma realística um determinado problema utilizando o mínimo de esforço computacional. Para que isso ocorra é necessário determinar até que ponto o refinamento da malha exerce influência nos resultados finais das soluções produzidas, a partir da discretização das equações de conservação da massa e da quantidade de movimento envolvidas.

O método GCM (*Grid Convergence Method*) é um método proposto pela *American Society of Mechanical Engineers*, que consiste em analisar o valor de uma determinada variável ϕ em uma faixa de pontos do modelo geométrico (ROACHE, 1994). A descrição dessa metodologia pode ser vista a seguir, e sua aplicação foi feita para diferentes refinos de malha.

1º Passo: Define-se uma célula representativa para cálculos tridimensionais:

$$h = \left[\frac{1}{N} \sum_{i=1}^{N} (V_i)\right]^{\frac{1}{3}}$$
(150)

sendo V_i o volume de cada elemento da célula e N o número total de células usadas para os cálculos.

2° Passo: Selecionar diferentes refinos de malha, sendo que é aconselhável que a razão entre o refino da malha mais grosseiro e a malha mais refinada seja maior que 1,3. Este valor foi baseado em estudos empíricos.

$$r = \frac{h_{grosseiro}}{h_{refinado}} > 1,3 \tag{151}$$

3° Passo: A sequência de refino deve ser ordenada da seguinte forma: $h_1 \le h_2 \le h_3 \le h_4 \le h_5$. Os cálculos são realizados comparando as malhas aos pares, ou seja, são comparadas as malhas 1 e 2 como $r_{21} = h_2/h_1$, em seguida 2 e 3, e assim por diante. Desta forma, os passos 3, 4 e 5 devem ser repetidos para cada par de malhas. Para as duas primeiras malhas, por exemplo, calcula-se o parâmetro de ordem aparente "p" utilizando as equações apresentadas a seguir:

$$p = \frac{1}{\ln(r_{21})} |\ln|e_{32}/e_{21}| + q(p)|$$
(152)

$$q(p) = ln\left(\frac{r_{21}^p - s}{r_{32}^p - s}\right)$$
(153)

$$s = 1. sgn\left(\frac{e_{32}}{e_{21}}\right) \tag{154}$$

sendo $e_{32} = \phi_3 - \phi_2$, $e_{21} = \phi_2 - \phi_1$, e ϕ faz referência ao valor da variável a ser definida em um determinado ponto no volume de controle considerado na análise.

4º Passo: Calcular o valor extrapolado da variável.

$$\phi_{ext}^{21} = \frac{(r_{21}^p \phi_1 - \phi_2)}{(r_{21}^p - 1)} \tag{155}$$

O cálculo de ϕ_{ext}^{32} e feito de forma equivalente.

5° Passo: Calcular a estimativa de erro para cada mudança de refino da malha a partir dos seguintes parâmetros.

Erro aproximado:

$$e_a^{21} = \left| \frac{\phi_1 - \phi_2}{\phi_1} \right| \tag{156}$$

Erro extrapolado:

$$e_{ext}^{21} = \left| \frac{\phi_{ext}^{21} - \phi_1}{\phi_{ext}^{21}} \right|$$
(157)

Índice de convergência da malha:

$$GCI_{21} = \frac{1,25.\,e_a^{21}}{r_{21}^p - 1} \tag{158}$$

Os índices GCI_{21} correspondem à incerteza numérica da solução refinada para a variável ϕ . É importante destacar que este índice não inclui os erros relativos à modelagem.

4 RESULTADOS

Nesta seção serão apresentados e discutidos resultados obtidos durante as simulações com o modelo proposto. A geometria construída como também as condições experimentais impostas ao trabalho foram baseadas em Hohne (2010).

4.1 VERIFICAÇÃO DO PADRÃO DE ESCOAMENTO

Segundo Shoham (2005), o desenvolvimento do padrão estratificado é comum em baixos fluxos de gás e líquido. Além disso, a interface formada entre as fases é bem definida, tendo-se a fase gasosa na região superior do duto e a fase líquida abaixo devido ao efeito da gravidade.

Com a finalidade de caracterizar o escoamento e identificar o padrão desenvolvido foram utilizados como base os mapas abordados na Seção 1.4. Os fluidos utilizados e suas respectivas propriedades físico-químicas estão apresentadas na Tabela 9.

Tabela 9 - Propriedades físico-químicas dos fluidos.

Propriedades	Água	Ar
Massa Específica (lbm/ft ³)	62,24	$7,30 \ x 10^{-2}$
Viscosidade Dinâmica (cP)	8,89 x10 ⁻¹	1,83 x10 ⁻²
Tensão Superficial (dina/cm)	2	71,97

4.1.1 Mapa de Baker

Para verificar a condição no mapa de Baker, inicialmente, é realizado o cálculo dos fluxos mássicos de ambas as fases a partir de suas respectivas velocidades superficiais. O cálculo dos parâmetros adimensionais $\lambda e \psi$ são realizados através das Equações (24) e (25), respectivamente, levando em consideração as informações das propriedades dos fluidos apresentadas na Tabela 10.

FASE LÍQUIDA					FASE	GASOSA	
G_L	W_L	Q_L	v_{SL}	G_{G}	W_{G}	Q_G	v_{SG}
(lbm/ft ² s)	(lbm/s)	(ft ³ /s)	(ft/s)	(lbm/ft ² s)	(lbm/s)	(ft ³ /s)	(ft/s)
204,14	3,24	$5,22 x 10^{-2}$	3,28	1,17	1,86 <i>x</i> 10 ⁻²	$2,50 \ x 10^{-2}$	16,40

Tabela 10 - Parâmetros para as fases em escoamento.

De acordo com os valores calculados para os pontos no mapa de Baker correspondentes a escoamentos bifásicos líquido-gás, encontra-se que nas condições dadas para o sistema, o escoamento tende a assumir um padrão intermitente do tipo pistonado (*slug*), o que pode ser confirmado pelo mapa na Figura 28.

Padrão de escoamento	λ	ψ	$\frac{G_L \lambda \psi}{G_G}$	$\frac{G_G}{\lambda}$
Pistonado	0,98	0,97	167,69	1,18

Tabela 11 - Valores para os fatores de Baker.



Figura 28 - Análise do padrão pelo mapa de Baker. Fonte: Perry (1997).

4.1.2 Mapa de Mandhane

A identificação do padrão de escoamento no mapa de Mandhane foi realizada através da combinação entre as velocidades superficiais de ambas as fases, seus valores podem ser consultados na seção 3.7.



Figura 29 - Análise do padrão pelo mapa proposto por Mandhane *et al.* (1974). Fonte: Retirado de Oliveira *et al.* (2010).

De acordo com a análise do mapa da Figura 29, o possível padrão de escoamento formado será do tipo pistonado (*slug*).

É importante ressaltar que ambos os mapas foram produzidos em condições operacionais e dimensões geométricas diferentes das descritas neste trabalho, logo é possível que haja uma discrepância entre o possível comportamento descrito entre os mapas.

4.2 TESTE DE MALHA

Na literatura, a grande maioria dos estudos envolvendo a geração da malha computacional não possui metodologia definida, as diferentes malhas reproduzidas são realizadas de forma aleatória. Diante disto, a fim de garantir uma boa qualidade à malha e uma grande acurácia aos resultados, para este trabalho foi aplicada a metodologia para análise de convergência de malha, conforme descrito na seção 3.8.

Para aplicação dessa metodologia foram geradas 5 malhas com diferentes refinamentos, conforme mostrado na Tabela 12, tendo como malha 1 a mais grosseira e a malha 5 a mais

refinada. Por convenção, está descrita também na Tabela 12 a simbologia para cada malha a fim de facilitar a leitura dos gráficos.

	Simbologia	Número de nós	Número de elementos
Malha 1	M1	10.757	42.788
Malha 2	M2	23.171	98.865
Malha 3	M3	52.356	217.206
Malha 4	M 4	100.234	477.202
Malha 5	M5	258.814	1297.703

Tabela 12 - Características da malha.

Por meio desse estudo é possível determinar até que ponto o refinamento exerce influência no comportamento do escoamento. No caso da realização de um refinamento maior, os resultados tratados no *CFX-Post* não terão grandes alterações, ou seja, haverá apenas um acréscimo de tempo e esforço computacional ao problema. Nas figuras a seguir são apresentadas visualizações das malhas criadas no sub-pacote Mesh (*Meshing*).



Figura 30 - Visão do refinamento da M1 próximo à lâmina.



Figura 31 - Visão do refinamento da M2 próximo à lamina.



Figura 32 - Visão do refinamento da M3 próximo à lâmina.

Figura 33 - Visão do refinamento da M4 próximo à lâmina.



Figura 34 - Visão do refinamento da M5 próximo à lâmina.

No *CFX-Post* foi produzida uma linha ao longo do comprimento do duto na altura de 0,5 cm bem próximo a interface de contato entre as fases, conforme apresentado na Figura 35. Em seguida, nessa linha foi gerados 11 pontos, deste modo, é possível extrair para cada ponto um valor referente a uma determinada variável.



Figura 35 - Posição da linha traçada para o estudo de malha ao longo do duto.

As Figuras 36 e 37 mostram que a influência do refinamento de malha no escoamento ainda é considerável, a influência é visível devido às altas diferenças de valores da pressão extrapolada nos primeiros metros do duto. As grandes diferenças entre os valores da variável extrapolada, como também as altas variações do GCI entre as malhas, devem-se ao fato do baixo número de elementos no qual o volume de controle foi dividido. Para um estudo deste tipo, envolvendo a descrição interfacial de dois fluidos, é necessário um grande número de elementos para o volume de controle, ou seja, um refinamento extremamente alto.

As Figuras 36 e 37 apresentam o perfil de pressão extrapolado entre as malhas M1 e M2, M2 e M3 próximo à interface líquido-gás ao longo do duto retangular. Os valores para ordem de precisão, p, calculados para cada ponto, variaram entre 0,685 e 6,713 apresentando um valor $p_{médio} = 1,901$. Os valores para o GCI foram estimados com $p_{médio}$ e plotados como barras de erros juntamente com o valor extrapolado entre as malhas.



Figura 36 - Perfil de pressão extrapolado ao longo do duto entre as malhas M1 e M2.



Figura 37 - Perfil de pressão extrapolado ao longo do duto entre as malhas M2 e M3.

As Figuras 38 e 39 apresentam o perfil de pressão extrapolado entre as malhas M3 e M4, além de M4 e M5 ambos próximos a interface líquido-gás ao longo do duto retangular. Os valores para ordem de precisão, p, calculados para cada ponto variaram entre 0,161 e 7,334 apresentando um valor para $p_{médio} = 3,864$. Os valores para o GCI foram estimados com $p_{médio}$ e plotados como barras de erros juntamente com o valor extrapolado entre as malhas.



Figura 38 - Perfil de pressão extrapolado ao longo do duto entre as malhas M3 e M4.



Figura 39 - Perfil de pressão extrapolado ao longo do duto entre as malhas M4 e M5.

A Tabela 13 descreve os valores mínimos, máximos e médios do índice de convergência de malha, GCI, obtidos durante o estudo de malha. É possível perceber que como esperado para este tipo de estudo, os valores de GCI tendem a diminuir com o aumento do refinamento da

malha. Observando os valores, tem-se que o menor erro médio ocorreu entre as malhas M4 e M5 com um valor aproximadamente igual a 5,8%.

Tuotha 15	t dioi es desolutos de O Oi pu	ra a pressuo entrapolada entre	do mamao.
	Mínimo	Máximo	Médio
GCI ₂₁	$4,82 \times 10^{-2}$	$6,51 \ x \ 10^{-1}$	4,60 x 10 ⁻¹
GCI ₃₂	$2,95 \ x \ 10^{-1}$	$6,85 \ x \ 10^{-1}$	$5,50 \ x \ 10^{-1}$
GCI43	$4,10 \ x \ 10^{-2}$	$1,54 \ x \ 10^{-1}$	9,81 x 10^{-2}
GCI54	$1,65 \ x \ 10^{-2}$	$1,20 \ x \ 10^{-1}$	5,87 x 10 ⁻²

Tabela 13 - Valores absolutos de GCI para a pressão extrapolada entre as malhas

De forma análoga, foram realizados cálculos para a velocidade real de escoamento da fase líquida ao longo do duto. As Figuras 40 e 41 mostram a comparação entre as malhas M1-M2, M2-M3, M3-M4 e M4-M5, respectivamente.

As Figuras 40 e 41 apresentam o perfil de velocidade real extrapolado entre as malhas M1 e M2, M2 e M3 próximo à interface líquido-gás ao longo do duto retangular. Os valores para ordem de precisão, p, calculados para cada ponto variaram entre 0,263 e 8,057 apresentando um valor $p_{médio} = 2,203$. Os valores para o GCI foram estimados com $p_{médio}$ e plotados como barras de erros juntamente com o valor extrapolado entre as malhas.



Figura 40 - Perfil extrapolado da velocidade real da água ao longo do duto entre as malhas M1 e M2.



Figura 41 – Perfil extrapolado da velocidade real da água ao longo do duto entre as malhas M2 e M3.

Nas Figuras 42 e 43 tem-se o perfil do valor extrapolado da velocidade real da fase líquida ao longo do duto retangular entre as malhas M3-M4 e M4-M5, próximo à interface. Os valores para ordem de precisão, p, calculados para cada ponto variaram entre 1,429 e 5,706 apresentando um valor $p_{médio} = 3,971$. Os valores para o GCI foram estimados com $p_{médio}$ e plotados como barras de erros juntamente com o valor extrapolado entre as malhas.



Figura 42 - Perfil extrapolado da velocidade real da água ao longo do duto entre as malhas M3 e M4.



Figura 43 - Perfil extrapolado da velocidade real da água ao longo do duto entre as malhas M4 e M5.

Da mesma forma que explanado na Tabela 13, a Tabela 14 indica os valores para o índice de convergência de malha, ou seja, GCI. Observando o erro entre os conjuntos de malha analisados, percebe-se que entre todos os valores mínimos, máximos e médios de GCI das malhas M3 e M4, M4 e M5 são os menores descritos.

	Mínimo	Máximo	Médio
GCI ₂₁	8,63 x 10 ⁻²	3,64 <i>x</i> 10 ⁻¹	$1,58 \ x \ 10^{-1}$
GCI ₃₂	$5,25 \ x \ 10^{-2}$	$2,86 \ x \ 10^{-1}$	$1,43 \ x \ 10^{-1}$
GCI43	$1,67 \ x \ 10^{-2}$	$6,69 \ x \ 10^{-2}$	$7,25 \ x \ 10^{-2}$
GCI54	$6,74 \ x \ 10^{-3}$	2,08 x 10 ⁻¹	4,11 x 10 ⁻²

Tabela 14 - Valores de GCI para a velocidade real da fase liquida extrapolada entre as malhas.

Outro parâmetro inerente ao software ANSYS/CFX[®] que deve ser levado em conta na busca do melhor refinamento é o tempo computacional necessário para que o software solucione as equações de conservação da massa, de movimento e de turbulência até um critério de convergência RMS (*Root Mean Square*) que para essa simulação foi definido 1 x 10⁻⁴. A Tabela 15 descreve os valores referentes ao tempo necessário para a resolução em cada malha.

Tabela 15 - Tempo de solução para cada mama	Tabela 1	5 - Tem	po de so	olução	para	cada	malha
---------------------------------------------	----------	---------	----------	--------	------	------	-------

	M1	M2	M3	M4	M5
Tempo (hh:mm:ss)	08:47:44	15:05:38	32:55:11	62:23:07	215:30:22

Com base nos valores de GCI descritos nas Tabelas 13 e 14, tem-se que o menor erro médio, máximo e mínimo está entre as malhas M4 e M5 com o valor igual a 5,8%, 12% e 8%, e 4%, 20% e 6 %, respectivamente. Porém é importante ressaltar que devido à quantidade elevada de elementos necessários para tal simulação, seu tempo computacional foi extremamente alto. Logo, levando em consideração os valores de GCI e o tempo computacional tem-se que a malha que se mostrou mais adequada para a simulação foi a M4, pois seus valores de GCI médio, máximo e mínimo estão próximos de 7,2%, 6,7% e 1,6% respectivamente, se comparados com a malha 3. Além disso seu tempo computacional foi cerca de 3 vezes menor se comparado com a malha 5.

4.3 ANÁLISE QUALITATIVA DOS RESULTADOS

Na Figura 44 é possível observar a variação temporal da fração volumétrica e da superfície livre durante os primeiros 5 s. A primeira onda visualizada desenvolve-se nos primeiros instantes da simulação, induzida principalmente por instabilidades ocasionadas pelo contato inicial entre as fases, sendo que os principais fatores de tal instabilidade estão o efeito de borda da lâmina e as diferentes velocidades com que as fases se encontram. Após deixarem a lâmina, devido a esse choque inicial, a transferência de movimento ao longo da interface aumenta, como consequência, a estrutura da interface a jusante da primeira onda começa a assumir uma forma côncava, devido ao não equilíbrio entre as fases naquela região. Além disso, devido a elevada amplitude dessa onda tem-se o contato com a parede superior do duto, o que ocasiona o fechamento da seção transversal. A incidência da fase líquida na superfície livre após o fechamento do canal, faz com que ocorra a formação de ondas com amplitudes menores. Com a aglomeração dessas pequenas ondas tem-se o surgimento de ondas com amplitudes maiores e mais rápidas.



Figura 44 - Campo de fração volumétrica com $v_{ar} = 5 m/s$ e $v_{agua} = 1 m/s$.

A Figura 45 apresenta detalhadamente a estrutura interfacial da primeira onda, como também permite visualizar regiões onde ocorre a presença e arraste de gotas. Como esperado, a presença dessas gotas é observada na parte superior à frente da crista da onda, e após serem produzidas elas incidem sobre a superfície livre e coalescem.



Figura 45 - Estrutura da fração de água juntamente com o arraste de gotas no instante t = 0,1 s.

Se analisarmos detalhadamente o final da lâmina, Figura 46, percebemos regiões onde se tem a presença de vetores com velocidades menores próximo à parede, e vetores com uma velocidade superior mais ao centro da região do gás. Segundo Hohne (2014), essa distribuição da velocidade pode ser equilibrada com a utilização de uma lâmina móvel juntamente com a implementação de filtros de inox introduzidos anteriormente a entrada, o que ajudará a reduzir a transferência de movimento ocasionada nessa região.



Figura 46 - Campo de velocidade do gás próximo a lâmina.

4.4 DESCRIÇÃO DA INTERFACE PARA SIMULAÇÕES EM CFD

Comumente, a descrição da interface produzida pelo modelo de dois fluidos não é visivelmente nítida. No entanto, o *CFX-Post* possui uma função que permite descrever a interface a partir de uma determinada região, e que é chamada de *isosurface*.

Para as imagens apresentadas na Figura 47, a seguir foram definidas uma *isosurface* com 50% da fração de líquido, onde é possível visualizar o comportamento ondulatório da interface do escoamento ao longo do duto de forma mais detalhada. Observa-se que a interface das ondas produzidas apresenta uma geometria convexa em seu perímetro interfacial, e além disso, tem-se também um aumento da fração volumétrica de gás na parte de trás da onda, o que ocorre

devido ao transporte de movimento ocasionado, principalmente, devido às instabilidades produzidas nos segundos iniciais.



Figura 47 - Estrutura da fração de líquido calculada e da isosurface a 50%.

4.5 VALIDAÇÃO DO MODELO

Com a finalidade de garantir a validação do modelo algébrico, foi realizada uma comparações qualitativas com o trabalho proposto por Bartosiewcz *et al.* (2010), no qual o escoamento é do tipo bifásico e as fases escoam de forma concorrente em um duto. As aplicações do seu trabalho envolvem geralmente questões relacionadas com a segurança dos reatores nucleares.

Analisando as Figuras 48 e 49, é possível perceber que a formação da primeira onda ocorre de forma mais tardia na simulação quando comparado com a primeira onda experimental. O fechamento da seção transversal ocorre em ambos os casos, e, como esperado, a interface à jusante tende a assumir uma forma côncava. Porém, no estudo experimental essa aglomeração local da fração de líquido ocorre de forma mais suave que na simulação. Além disso, o fenômeno de propagação das ondas ocorre em ambos os casos, tendo apenas como diferença a amplitude, que para o estudo experimental é bem menor que na simulação. De modo geral, tendo como base o que foi descrito anteriormente e sabendo da dificuldade de reprodução por modelos determinísticos dessas ondas, é possível dizer que o modelo conseguiu descrever o comportamento ondulatório similar ao obtido experimentalmente por Bartosiewcz *et al.* (2010).



Figura 48 – Sequência de imagens calculadas pelo CFX.



Figura 49 - Sequência de imagens registradas por Bartosiewcz et al. (2010).

4.6 ESTUDO PARAMÉTRICO

É comum encontrar na literatura diversos trabalhos descrevendo a influência de certas variáveis. Conforme descrito anteriormente na revisão bibliográfica deste trabalho, as principais variáveis que afetam o comportamento físico de um escoamento são: a geometria do duto (diâmetro, inclinação), as condições operacionais (temperatura, vazão, pressão) e as propriedades físicas dos fluidos que estão a escoar.

Para realizar um estudo foram escolhidas algumas dessas variáveis, sendo que os mesmos foram analisados de forma independente. Assim, as influências das variáveis escolhidas sobre o comportamento do escoamento foram discutidas.

4.6.1 Variação da velocidade superficial do gás

Nesta seção serão apresentados os resultados obtidos no estudo do comportamento da interface líquido-gás ao longo do tempo de simulação, considerando-se a variação apenas da velocidade de gás que é introduzido. A solução numérica foi obtida admitindo-se que inicialmente o duto se encontrava ocupado com frações iguais de água-ar (50%) e que, no instante de tempo inicial foram impostas as velocidades para injeção de ambos os fluidos, conforme a Tabela 16.
Casos estudados	Velocidade da água (m/s)	Velocidade do ar (m/s)
Caso 1	5,0	5,0
Caso 2	1,0	5,0
Caso 3	1,0	2,0

Tabela 16 - Dados referentes ao estudo do efeito da velocidade.

Para ilustrar o efeito da velocidade da fase líquida, foi plotado um conjunto de gráficos, e os valores foram retirados como ilustrado nos pontos da Figura 50 ao longo de todo tempo de simulação.



Figura 50 - Posição dos pontos a 1 e 2 metros após a lâmina.

A partir das Figuras 51 e 52, é possível constatar que para os casos 1 e 3 a variação da velocidade no centro ocorre apenas nos instantes iniciais. De modo geral, para ambos os casos as condições de contorno impostas sobre a seção de entrada mantêm o perfil estratificado do escoamento praticamente por todo o tempo de simulação. Para o caso 2, é visível que a variação da velocidade da água é maior devido a uma maior diferença de velocidade entre as fases, e à medida que se afasta mais da lâmina essa variação aumenta devido à propagação da onda desenvolvida nos segundos iniciais, porém, após 4 segundos, essa velocidade tende a estabilizar fazendo com que as perturbações próximas à interface cessem e o comportamento estratificado seja também desenvolvido. Além disso, em ambos os gráficos, para todos os casos é notável que a velocidade que controla o escoamento na proximidade da interface é a da fase mais densa, no caso a fase líquida.



Figura 51 - Velocidade real da água no centro do duto, 1 metro após lâmina.



Figura 52 - Velocidade real da água no centro do duto, 2 metros após lâmina.

4.6.2 Variação da altura do canal

Esta seção tem a finalidade de avaliar o comportamento de ambas as fases durante o escoamento em diferentes alturas. Foram estudados 3 casos, considerando como padrão base o caso 2 descrito neste trabalho. Os parâmetros referentes a esse estudo são dados na Tabela 17.

Casos	Dimensões geométricas do duto		Velocidade da água	Velocidade do ar
estudados	Comprimento (m)	Altura (m)	(m/s)	(m/s)
Caso 2	2,5	0,10	1,0	5,0
Caso 4	2,5	0,05	1,0	5,0
Caso 5	2,5	0,20	1,0	5,0

Tabela 17 - Parâmetros referentes ao estudo da variação geométrica do duto.

Devido a condição de simetria adicionada no setup do software para reduzir o tempo computacional da simulação, as variações das propriedades nas paredes laterais do duto é nula, ou seja, qualquer alteração na largura do canal não influenciará no comportamento do escoamento. Para o caso 4, a altura foi reduzida em 50% e no caso 5 aumentada, comparativamente com o caso 2. Nota-se que a onda formada inicialmente entra em contato com a parede superior mais rápido em casos com diâmetro hidráulico menor. Esse "choque" faz com que haja um aumento da transferência da quantidade de movimento, e isto ocorre devido à presença da fase gasosa que está retida na parte anterior dessa região.

A Figura 53 ilustra o comportamento das frações volumétrica dos fluidos no duto. Observa-se que em todos os casos, o fechamento da seção transversal do duto faz com que a fase líquida seja removida parcialmente do duto. Essa remoção para diâmetros menores é controlada por padrões do tipo intermitente, onde a interface lisa entre as fases é deformada e começa a surgir com isso algumas bolhas aprisionadas na fase líquida. Para diâmetros maiores essa remoção de líquido, embora ainda deforme a interface, é descrita de forma mais suave e menor, o que se deve à ausência de zonas com grande turbulência como as geradas no instante t = 0,3s da Figura 53 (a).



Figura 53 - Fração volumétrica de líquido ao longo do duto com diâmetros de 0,05 m (a), 0,1 m (b) e 0,2 m (c).

4.6.3 Variação da viscosidade

Diversos autores, como Yusuf *et al.* (2012), Rodriguez e Castro (2014) e Scheleicher *et al.* (2015) reportaram em seus trabalhos a influência da viscosidade na formação de diversos padrões de escoamento. Os resultados que serão apresentados a seguir descrevem o estudo do comportamento interfacial do escoamento líquido-gás ao longo do duto. Foram avaliados 5 casos, e todas as dimensões geométricas do duto, como também condições iniciais foram similares ao estudo de caso 2 mostrado anteriormente. A única mudança refere-se aos fluidos e

suas propriedades físicas que foram definidas com base em Copergás (2017), com os valores indicado na Tabela 18.

Propriedades	Gás natural	Óleo
Massa específica (kg/m^3)	0,783	925
Viscosidade dinâmica (<i>Pa. s</i>)	1,08 x 10 ⁻⁵	0,001 0,1 1,0 5 10

Tabela 18 - Propriedades físicas dos fluidos para o estudo do efeito da viscosidade.

Na Tabela 19, estão apresentados os dados e condições utilizadas em cada caso, como também os valores referentes à variação da viscosidade da fase líquida.

Casos estudados	Velocidade do Gás Natural (m/s)	Velocidade do óleo (m/s)	Viscosidade dinâmica do óleo (Pa. s)
Caso 6	5	1	0,001
Caso 7	5	1	0,1
Caso 8	5	1	1,0
Caso 9	5	1	5
Caso 10	5	1	10

Tabela 19 - Dados utilizados nas simulações.

Com o estudo da viscosidade é possível perceber que a estabilidade do escoamento tende a ser maior quando se tem maiores valores de viscosidade. Na Figura 54, tem-se uma comparação entre os casos estudados, nota-se que a instabilidade ocasionada no escoamento devido ao seu primeiro contato após a lamina é reduzida. É possível também perceber a diferença entre a amplitude da onda. Para os casos 9 e 10 tem-se uma amplitude menor devido a estrutura convexa da interface, ocasionada principalmente devido um maior equilíbrio local entre as fases a jusante da onda. Em casos com baixos valores de viscosidade, como nos casos 6, 7, e 8, a transferência da quantidade de movimento é maior, logo, a propagação da onda após o fechamento do canal é mais intensa. A velocidade com a qual a fase líquida escoa também tende a se reduzir, e isto ocorre devido à dificuldade da transferência de movimento ao longo da interface à medida que se aumenta a viscosidade. De modo geral, para casos com níveis elevados de viscosidade, como os casos 9 e 10, o comportamento estratificado da interface líquido/gás tende a ocorrer mais rápido, podendo até não ocorrer o fechamento do canal, porém a velocidade na qual as fases escoam próximo à interface líquido/gás é relativamente menor que nos casos 6, 7 e 8.



Figura 54 - Fração volumétrica de óleo ao longo do duto no instante de tempo igual a 0,3 segundos.

A Figura 55 é uma representação esquemática do domínio de estudo mostrando as duas linhas verticais traçadas para a coleta dos dados da fração volumétrica.



Figura 55 - Posição das linhas traçadas ao longo da altura do duto e após 1 e 2 metros da lâmina.

As Figuras 56 e 57 descrevem as frações volumétricas do óleo no instante de tempo de 5 segundos. É observado que nos casos 8, 9 e 10, os quais possuem os maiores valores para a viscosidade do óleo, as frações volumétricas do óleo tendem a diminuir de forma mais estável ao longo da altura do duto. Já para os casos 6 e 7, onde se tem baixos valores de viscosidade do fluido, essa fração tende a diminuir de forma mais acentuada no gráfico, e isto ocorre principalmente porque a interface líquido/gás para esses valores de baixa viscosidade do óleo é mais suscetível às transferências da quantidade de movimento, ou seja, com o aumento dessa transferência ao longo da interface tem-se a formação de regiões de baixo nível de líquido. Além disso, essa diminuição da fração volumétrica de óleo à medida que se aproxima da face superior do duto é comum, o que ocorre porque a região superior possui a predominância do fluido menos denso, neste caso o gás natural.



Figura 56 - Fração volumétrica de óleo em função da altura após 1 metro da lâmina em t = 4 s.



Figura 57 - Fração volumétrica de óleo em função da altura após 2 metros da lâmina em t = 4 s.

5 CONCLUSÕES

Este trabalho apresentou um estudo fluidodinâmico para a descrição da interface presente em escoamentos bifásicos. Para isso, foi realizada a modificação do coeficiente de arraste com a implementação de um modelo algébrico para a descrição da interface, utilizando-se um software de CFD. De modo geral, a fluidodinâmica computacional mostrou-se uma técnica útil na análise do escoamento bifásico. É importante também mencionar que o modelo algébrico implementado alcançou bons resultados, pois conseguiu reproduzir o comportamento ondulatório da interface comum em diversos de padrões de escoamento, porém, ainda é necessário reprodução em tempos maiores para que seja possível obter uma conclusão mais ampla. Além disto, dentre os principais resultados deste trabalho podem ser destacados os seguintes pontos:

- Embora a aplicação do modelo de dois fluidos em regime transiente mostre-se extremamente trabalhosa, o procedimento numérico utilizado pelo software para a solução do sistema de equações algébricas referente ao modelo apesar de apresentar um resíduo oscilatório manteve-se dentro do valor numérico.
- O estudo de convergência de malha proposto mostrou que o refinamento correto pode levar a resultados coerentes sem a necessidade de um alto esforço e tempo computacional.
- A estratificação do escoamento em dutos horizontais ocorreu em tempos relativamente maiores quando a diferença de velocidade entre as fases foi elevada, e, além disso, a velocidade real em que ocorre essa estratificação tende a ser a velocidade superficial da fase mais densa.
- À medida que se aumentou a altura do canal, a transferência de quantidade de movimento à jusante da onda foi reduzida, o que ocorreu devido a um equilíbrio maior entre as fases. Em estudos envolvendo uma altura menor, essa transferência de quantidade de movimento mostrou-se maior, chegando a ocasionar regiões com elevada turbulência que deformaram a interface.
- Para casos com elevada viscosidade, a estratificação ocorreu de forma mais rápida, porém o transporte desses fluidos ao longo da tubulação ocorreu de forma mais lenta, e isto se deve à dificuldade de transferir movimento entre fluidos com elevada viscosidade.

6 SUGESTÕES

Para a indústria de petróleo, a modelagem desses fenômenos interfaciais é de grande importância, pois permite prever o comportamento de cada fluido presente em um escoamento. Diante disto, como sugestões para trabalhos futuros, tendo em vista a continuidade do estudo, propõem-se:

- Realizar estudo experimental para que seja possível uma comparação qualitativa e quantitativa mais detalhada;
- Realizar as mesmas investigações do presente estudo com tempos maiores para diferentes geometrias, fluidos e ângulos de inclinação, tanto do duto como da lâmina, objetivando determinar a influência no comportamento da interface.
- Realizar a otimização do escoamento visando garantir melhores condições para o transporte dos fluidos.
- Aplicar diferentes modelos de turbulência e compará-los.
- Estudar sistemas não-isotérmicos, uma vez que variações simultâneas de temperatura e pressão podem ocasionar a evaporação e condensação, sendo, importante levar em consideração o fenômeno da transferência de calor.

REFERÊNCIAS

ABUSHAIKHA, A. S.; BLUNT, M. J.; GOSSELIN, O. R.; PAIN, C. C.; JACKSON, D. Interface control volume finite element method for modelling multi-phase fluid flow in highly heterogeneous and fractured reservoirs. **Journal of computational Physics**, v.298, p. 41-61, 2015.

ANP. Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis, Anuário Estatístico Brasileiro do Petróleo e do Gás Natural 2014. Disponível em: http://www.anp.gov.br, consultado em 05/05/2016.

ANSYS CFX – THEORY REFERENCE FOR ANSYS AND ANSYS WORKBENCH, Ansys CFX Release 11.0. Ansys, Inc., 1110f. (Manual). USA. 2009.

BARTOSIEWCZ, Y.; HÖHNE, T.; VALLÉE, C.; LAVIEÉVILLE J. M.; SEYNHAEVE J. M. Modeling Free Surface Relevant to PTS Scenario comparison Between Experimental data and three rans based CFD-Codes. Comments on the CFD-Experiment integration and best practice guideline. **Nuclear Engineering and Design**, v. 240, p. 2375–2381, 2010.

BASU, S.; HE P. Development of similarity relationships for energy dissipation rate and temperature structure parameter in stably stratified flows: a direct numerical simulation approach. **Environmental Fluid Mechanics**, v. 16, p. 373-399, 2015.

BINELI, A. R. R. Simulação numérica CFD no processo de têmpera. Dissertação de Mestrado, UNICAMP-SP, Campinas, 2009.

BORTOLOTI, A. F. O. Modelagem e simulação da hidrodinâmica em aeração forçada considerando aspectos globais de escoamento turbulento, Tese de doutorado, USP, São Carlos-SP, 2013.

BRENNEN, C. E. Fundamentals of multiphase flows Harlow, Cambridge. University Press, 2005,410 p.

COPERGÁS. Disponível em: < https://www.copergas.com.br/produtos/ > consultado em 02/05/2017.

DANTAS, A. S. Estudo da perda de carga em escoamento multifásico utilizando técnicas de inteligência artificial com ênfase no escoamento de petróleo, Dissertação de Mestrado, UFS, São Cristóvão-SE, 2011.

DEENDARLIANTO ; HÖHNE, T.; LUCAS, D.; VALLÉE, C.; ZABALA, G. A. M. CFD Studies on the phenomena around counter-current flow limitations of Gas/liquid two-phase flow in a model of a PWR Hot Leg. **Nuclear Engineering and Design**. v. 241, n. 12, p. 5138-5148, 2011.

DONDA, J. M. M.; VAN HOOIJDONK, I.G.S.; MOENE, A. F.; JONKER, H.J.J.; VAN HEIJST, G. J. F.; CLERCX, H.J.H.; VAN DER WIEL, B. J. H. Collapse of turbulence in stably stratified channel flow: A transient phenomenon. **Quarterly Journal of the Royal Meteorological Society**. v.141, p. 2137-2147, 2015.

ECKHARD, K.; MATTHIAS, B.; THOMAS, F.; DIRK, L.; HORST, M. P. CFD modelling poly dispersed bubbly two-phase flow around an obstacle, **Nuclear Engineer and Design**, v.239, p.2372-2381, 2009.

EÇA, L.; HOEKSTRA, M. A verification exercise for two 2-D steady incompressible turbulent flows, *European congress on computational methods in applied sciences and engineering* (*CCOMAS*), Jyväskylä, Finland, July, 2004.

EÇA, L.; HOEKSTRA M. A procedure for the estimation of the numerical uncertainty of CFD calculations based on grid refinement studies. **Journal of Computational Physics**. v. 262, p. 104–130, 2014.

EGOROV, Y. Contact condensation in stratified steam-water flow, EVOL-ECORA –D 07 (http://domino.grs.de/ecora/ecora.nsf/), 2004.

ELIAS, R. C. A. Modelamento físico e matemático da formação de placas de mistura no lingotamento continuo efeitos de modificadores de fluxo no molde. Dissertação de Mestrado, UFMG, Belo Horizonte-MG, 2010.

FERONI, R. C. Simulação numérica da transferência de massa de compostos odorantes através da interface de um sistema multifásico líquido-gás, Tese de Doutorado, UFES, Vitoria-ES, 2015.

FILHO, J. D. S. C. Estudo experimental de escoamento bifásico em tubo circular inclinado usando técnicas ultrassónicas e de visualização, Tese de doutorado, UFRJ/COPPE, Rio de Janeiro-RJ, 2010.

FLORES, O.; RILEY, J. J. Analysis of turbulence collapse in the stably stratified surface layer using direct numerical simulation. **Boundary-Layer Meteorology**. v. 139, p. 241-259, 2011.

GETREUTER, P.; ALBANO, A. M.; MURIEL, A. Possibility of turbulence from a post-Navier–Stokes equation. **Physics letters A**. v.366, p. 101-104, 2007.

GOURMA, M.; JIA, N.; THOMPSON, C. Adaptive mesh refinement for two-phase slug flows with an a priori indicator. **International Journal of Multiphase Flow**. v. 49, p. 83-98, 2013.

HÖHNE, T.; MEHLHOO, P J. P. Validation of Closure Models for Interfacial Drag and Turbulence in Numerical Simulations of Horizontal Stratified Gas–Liquid Flows. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 62, p. 1-16, 2014.

HÖHNE, T.; DEENDARLIANTO; LUCAS, D. Numerical simulations of counter-current twophase flow experiments in a PWR Hot leg Model Using an Interfacial area density model. **International Journal of Heat and Fluid Flow.** v. 32, n. 5, p. 1047-1056, 2011.

HÖHNE, T.; VALLÉE, C.; Experiments and Numerical Simulations of Horizontal Two Phase Flow Regimes using an Interfacial Area Density Model. **Journal Computational. Multiphase Flows,** v. 2, p. 131–143, 2010.

ISHII, M.; HIBIKI, T., Thermo-Fluid Dynamics of Two-Phase.2 Ed. New York: Springer-Verlag, 2011.

LOPES, J. A. C. S. Simulador das Grandes Escalas as Turbulência em Geometrias Complexas, Tese de Doutorado, FEUP, Porto- POR, 2000.

MALISKA, C. R. **Transferência de Calor e Mecânica dos Fluidos Computacional**. 2 ed. Rio de Janeiro: LTC – Livros Técnicos e Científicos, 2004.

MARTINS, N. S. Modelagem de uma intermitência severa para um escoamento bifásico em um sistema flowline-riser, Trabalho de conclusão de curso, UFRJ, Rio de Janeiro-RJ, 2011. MELLADO, P. J.; AMSORGE. Global intermittency and collapsing turbulence in the stratified planetary boundary layer. **Bound-Layer Meteorology**, v. 153 p. 89–116, 2014.

MURIEL, A. Three related proposals for a theoretical definition of turbulence. **Physica A: Statistical Mechanics and its Applications**. v. 388, p. 311-317, 2009.

NASCIMENTO, J. C. S. Simulador de escoamento multifásico em poços de petróleo (SEMPP), Dissertação de Mestrado, UFRN, Natal-RN, 2013.

OLIVEIRA, L. A. D; FILHO, J. S. C.; Su, J. Visualization of two-phase gas-liquid flow regimes in horizontal and slightly-inclined circular tubes. 13°th Brazilian Congress of thermal sciences and engineering, 2010.

OZAR, B; DIXIT, A.; CHEN, S. W; HIBIKI, M. ISHII. Interfacial area concentration in gasliquid bubbly flow to churn-turbulent flow regime. **International Journal Heater Fluid Flow**, v.38, p. 168-179, 2012.

PADOIN, N.; ADRIELI, T. O.; DAL'TOÉ; RANGEL, P. L.; ROPELATO, K.; SOARES, C. Heat and mass transfer modeling of multicomponent multiphase flow with CFD. **International Journal of Heat and mass Transfer**. v.737, p. 239-249, 2014.

PALADINO, E. E. Estudo do escoamento Multifásico em medidores de Vazão do Tipo Pressão Diferencial, Tese de Doutorado, UFSC, Florianópolis-SC, 2005.

PARK K. H.; CHINAUD P.; ANGELI P. Transition from stratified to non-stratified oil-water flows using a bluff body. **Experimental Thermal and Fluid Science.** v. 76, p. 175-184, 2016.

PAVLIDIS, D.; GOMES J. L. M. A.;XIE Z.; PERCIVAL, J. R.; PAIN C. C.; MATAR O. K. Compressive advection and multi-component methods for interface-capturing. **International Journal Numerical Methods in Fluids.** v. 80, p. 256-282, 2016.

PAVLIDIS, D.; XIE, Z.; GOMES, J. L. M. A.; PERCIVAL, J. R.; PAIN, C. C.; MATAR, O.K. Two and three-phase horizontal slug flow modeling using an interface-capturing compositional approach. **International Journal Multiphase Flow.** v. 67, p. 85-91, 2014.

PEREIRA, R. A.; RODRIGUEZ, O. M. H. *Numerical predictions in wavy-stratified viscous oil-water flow in horizontal pipe*. Proceedings of 15th International Conference on Heat Transfer and Fluid Flow. p. 11–12, Praga, Republica Checa, August 2014.

POROMBKA, P.; HÖHNE, T. Drag and turbulence modelling for free surface flows within the two-fluid Euler-Euler framework. **Chemical Engineering Science.** v. 134, p. 348-359, 2015.

RANADE, Y. V. Computational Flow Modeling for Chemical Reactor Engineering, 1 ed., India: Academic Press, 2002.

ROCHA, R. S. Estudo de métodos numéricos para solução de problemas de fenômenos de transporte em malhas não estruturadas. Dissertação de Mestrado, Instituto Nacional de Pesquisas Espaciais – INPE, São José dos Campos-SP, 2008.

ROACHE, P. J. Perspective: A Method for Uniform Reporting of Grid Refinement Studies. **Journal of Fluids Engineering**. v. 116, p. 405-413, 1994.

RODRIGUEZ, O. M. H., BALDANI, L. S. Prediction of pressure gradient and holdup in wavy stratified liquid–liquid inclined pipe flow. **Journal petroleum science and engineering**. v.96–97, p. 140–151, 2012.

RODRIGUEZ, M. H. O.; CASTRO, S. M. Interfacial-tension-force model for the wavystratified liquid-liquid pattern transition. **International Journal of Multiphase Flow.** v. 58, p. 114-126, 2014.

ROSA, E. S. Escoamento **Multifásico Isotérmico: Modelos de Multifluidos e de Mistura**. Editora Bookman, 2012, 255 p.

ROSA, L. M.; BASTOS, J. C. S. C.; MORI, M.; MARTIGNONI, W. P. Simulation of a High-Flux Riser-Reactor using CFD Techniques. In: AIChE Annual Meeting, Philadelphia - PA. Annals, 2008.

SHAH, S.K.; ZEID-BOU, E. Direct numerical simulations of turbulent Ekman layers with increasing static stability: modifications to the bulk structure and second-order statistics. **Journal of Fluid Mechanics**. v. 760, p. 494–539, 2014.

SHOHAM, O. Mechanists modeling of gas-liquid two-phase flow in pipes. The society of petroleum engineers, 2005,408 p.

SCHELEICHER, E.; AYDIM, B. T.; VIERA, E. R.; TORRES, F. C.; PEREYRA, E.; SARICA, C.; HAMPEL U. Refined reconstruction of liquid-gas interface structures for stratified two-

phase flow using wire-mesh sensor. Flow Meansurement and Instrumentation. v. 46, p. 230-239, 2015.

TATIEL, Y.; BARNEA, D.; DUKLER, D. Modeling flow pattern transitions for steady upward gas-liquid low in vertical tubes. **AIChE Journal**, v.22, p. 47-55, 1976.

THIBAULT, D.; BELT, R.; LINÉ, A. Developing flow in inclined laminar-laminar stratified systems: Investigation of the multiple holdup problem. **International Journal of Multiphase Flow.** v. 85, p. 132-141, 2016.

TRITTON, D. J. Physical Fluid Dynamics, 2 ed, Oxford Science Pubs, 1988, 519 p.

VALLÉ, C.; HOHNE, T.; PRASSER, H. M.; SUHNEL, T. Experimental investigation and CFD simulation of horizontal stratified two-phase phenomena. **Nuclear Engineering and Design.** v. 238, n. 3, p. 637-646, 2008.

VIJ, A. K.; DUNN, W. E. **Modeling of two-phase flows in horizontal tubes**. ACRC Technical Report 98, 1996, 127 p.

VERSTEEG, H. K.; MALALASEKERA, L. An Introduction to Computational Fluid Dynamics. 2 ed. Essex: Pearson Education Limited, 2007, 503 p.

YU, P.; ZHU, R.; SHEN, X. Nuclear Reactor Thermal Hydraulics. Shanghai Jiaotong University Press, Shanghai, China, 2002.

YUSUF, N.; AL-WANABI, T.; AL-WANABI, Y.; AL-AJMI, A.; AL-HASMI, A. R.; OLAWALE, A. S.; MOHAMMED, I. A. Effect of oil viscosity on the flow structure and pressure gradient in horizontal oil–water flow. **Chemical Engineering Research and Design.** v. 90, p. 1019-1030, 2012.

WAHBA, E. M. Non-systematic grid refinement procedures for computational fluid dynamics. **Applied Mathematics and Computation**. v. 225, p. 829–842, 2013.

WILCOX, D. C. **Turbulence modelling for CFD**. La Cañada, California: DCW Industries Inc, 1994, 522p.

XIE, Z.; PAVLIDIS, D.; GOMES, J. L. M. A.; PERCIVAL, J. R.; PAIN, C. C.; MATAR, O. K. Adaptive unstructured mesh modeling of multiphase flows. International Journal Multiphase Flow. v. 67, p. 104-110, 2014.

APÊNDICE – Parâmetros usados no aplicativo computacional CFX

LIBRARY: CEL: EXPRESSIONS: AreaDensBubb = $6.0^* \max(FLUIDAIR.vf,MinVFBubb) / BubbDiam$ AreaDensDrop = 6.0* max(FLUIDWATER.vf,MinVFDrop) / DropDiam AreaDensSurf = $mx(10e-4 [m^-1], sqrt((FLUIDAIR.VolumeFraction.Gradient$ X)²+(FLUIDAIR.Volume Fraction.Gradient Y)²+(FLUIDAIR.Volume Fraction.Gradient Z)^2)) AreaDensity = WeightDrop*AreaDensDrop+WeightBubb*AreaDensBubb+ WeightSurf*AreaDensSurf BubbDiam = 0.002 [m]CoefBubb = 50.0CoefDrop = 50.0 $DenGas = 1.185 [kg m^{-3}]$ $DenLiq = 997.0 [kg m^{-3}]$ DragCoeff = WeightDrop*DragCoeffDrop +WeightBubb*DragCoeffBubb+WeightSurf*DragCoeffSurf DragCoeffBubb = 0.44DragCoeffDrop = 0.44 $DragCoeffSurf = min(10e4, max(10e-3, 2*(WSSAIR + WSSW)/max(10e-4 [kg m^-1 s^-)/max(10e-4))/max(10e-4) [kg m^-1 s^-)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max(10e-4)/max$ 2],(FLUIDAIR.vf*DenGas+ FLUIDWATER.vf*DenLiq)*SlipVel^2))) DropDiam = 0.001 [m]GridCellSize = 1[mm]HighCoefTurb = 100.0HydroP = waterDen*g * (waterHt - y)* waterVF InterLenBubb = BubbDiam InterLenDrop = DropDiam InterLenScale=WeightDrop*InterLenDrop+WeightBubb*InterLenBubb+WeightSurf*InterLe nSurf InterLenSurf = FLUIDAIR.Volume Fraction*(1- FLUIDAIR.VolumeFraction)/AreaDensSurf LimitVFBubb = 0.3LimitVFDrop = 0.3MinVFBubb = 1.E-7MinVFDrop = 1.E-7MinVFforFS = 1.0E-4MinVolFrac = 1.E-15 $OmegaDampGas = HighCoefTurb * 6.0*(ViscGas/DenGas)/(0.075*(InterLenScale^2))$ $OmegaDampLiq = HighCoefTurb * 6.0*(ViscLiq/DenLiq)/(0.075 *(InterLenScale^2))$ SlipVel = sqrt((FLUIDWATER.u- FLUIDAIR.u)^2+(FLUIDWATER.v-FLUIDAIR.v)²+(FLUIDWATER.w-FLUIDAIR.w)²) $SmWaTurb = abs(WeightSurf*2/3*waterDen*VELBET*(0.5*(ubound^2-lbound^2)))$ VELBET = (FLUIDWATER.Velocity u.Gradient X)+(FLUIDWATER.Velocity v.Gradient Y)+(FLUIDWATER.Velocity w.Gradient Z) $ViscGas = 1.831E-05 [kg m^{-1} s^{-1}]$ ViscLiq = 8.899E-4 [kg m⁻¹ s⁻¹] WSSAIR = FLUIDAIR.Volume Fraction*WSSGas

WSSGas = sqrt(WSSxGas^2+ WSSyGas^2+ WSSzGas^2)

WSSLiq = sqrt(WSSxLiq^2+ WSSyLiq^2+ WSSzLiq^2)

WSSW = FLUIDWATER.Volume Fraction*WSSLiq

WSSxGas = (FLUIDAIR.VolumeFraction.Gradient

X/AreaDensSurf*ViscGas*(2*FLUIDAIR.Velocity u.Gradient X))+(FLUIDAIR.Volume Fraction.Gradient Y/AreaDensSurf*ViscGas*(FLUIDAIR.Velocity u.Gradient

Y+FLUIDAIR.Velocity v.Gradient X))+(FLUIDAIR.Volume Fraction.Gradient

Z/AreaDensSurf*ViscGas*(FLUIDAIR.Velocity u.Gradient Z+FLUIDAIR.Velocity w.Gradient X))

WSSxLiq = (FLUIDWATER.Volume Fraction.Gradient X/AreaDensSurf*ViscLiq*(2* FLUIDWATER .Velocity u.Gradient X))+(FLUIDWATER.Volume Fraction.Gradient Y/AreaDensSurf*ViscLiq*(FLUIDWATER.Velocity u.Gradient

Y+FLUIDWATER.Velocity v.Gradient X))+(FLUIDWATER.Volume Fraction.Gradient Z/AreaDensSurf*ViscLiq*(FLUIDWATER.Velocity u.Gradient Z +FLUIDWATER.Velocity w.Gradient X))

WSSyGas = (FLUIDAIR.Volume Fraction.Gradient X/AreaDensSurf*ViscGas *(FLUIDAIR Velocity v Gradient X + FLUIDAIR Velocity v Gradient

 $FLUIDAIR. Velocity \ v. Gradient \ X + FLUIDAIR. Velocity \ u. Gradient$

Y))+(FLUIDAIR.Volume Fraction.Gradient

Y/AreaDensSurf*ViscGas*(2*FLUIDAIR.Velocity v.Gradient X))+(FLUIDAIR.Volume Fraction.Gradient Z/AreaDensSurf*ViscGas*(FLUIDAIR.Velocity v.Gradient Z +FLUIDAIR.Velocity w.Gradient Y))

WSSyLiq = (FLUIDWATER.Volume

WSSyLiq = (FLUIDWATER. Volume)

Fraction.GradientX/AreaDensSurf*ViscLiq*(FLUIDWATER.Velocity v.Gradient X + FLUIDWATER.Velocity u.Gradient Y))+(FLUIDWATER.Volume Fraction.Gradient

Y/AreaDensSurf*ViscLiq *(2* FLUIDWATER.Velocity v.Gradient X))+(

FLUIDWATER.VolumeFraction.Gradient Z/AreaDensSurf*ViscLiq*(

FLUIDWATER.Velocity v.Gradient Z + FLUIDWATER.Velocity w.Gradient Y))

WSSzGas = (FLUIDAIR.Volume Fraction.Gradient X/AreaDensSurf*ViscGas*(

```
FLUIDAIR.Velocity w.Gradient X + FLUIDAIR.Velocity u.Gradient Z))+(FLUIDAIR.
```

Volume Fraction.Gradient Y/AreaDensSurf*ViscGas*(FLUIDAIR.Velocity w.Gradient Y +

FLUIDAIR.Velocity v.Gradient Z))+(FLUIDAIR.Volume Fraction.Gradient

```
Z/AreaDensSurf*ViscGas*(2*LUIDAIR.Velocity w.Gradient Z))
```

```
WSSzLiq = (FLUIDWATER.VolumeFraction.Gradient
```

X/AreaDensSurf*ViscLiq*(FLUIDWATER.Velocity w.GradientX+FLUIDWATER.Velocity u.Gradient Z))+(FLUIDWATER.VolumeFraction.Gradient

Y/AreaDensSurf*ViscLiq*(FLUIDWATER.Velocity w.Gradient

```
Y+FLUIDWATER.Velocity .Gradient Z))+(FLUIDWATER.VolumeFraction.Gradient
```

```
Z/AreaDensSurf*ViscLiq*(2* FLUIDWATER.Velocity w.Gradient Z))
```

```
WeightBubb = 1.0/(1.0+exp(CoefBubb*(FLUIDAIR.vf-LimitVFBubb))))
```

```
WeightDrop = 1.0/(1.0+exp(CoefDrop*(FLUIDWATER.vf-LimitVFDrop))))
```

```
WeightSurf = 1.0-WeightDrop-WeightBubb
```

```
flowProfileA= 5 [m s^{-1}]
```

```
flowProfile W= 1 [m s^-1]
```

```
gn = max(0[m s^-2], gx*inorm x+gy*inorm y+gz*inorm z)
```

```
gravy = 9.81 [m s^-2]
```

```
gx = 0 [m s^{-2}]
```

```
gy = -gravy
```

```
gz = 0 [m s^{-2}]
```

inorm x = FLUIDWATER.Volume Fraction.Gradient X/max(sqrt(FLUIDWATER.Volume X²+FLUIDWATER.VolumeFraction.Gradient Y^2+ Fraction.Gradient FLUIDWATER.Volume Fraction.Gradient Z^2),0.00005[m^-1]) inorm y = FLUIDWATER.Volume Fraction.Gradient Y/max(sqrt(FLUIDWATER.Volume Fraction.Gradient X^2+ FLUIDWATER.VolumeFraction.Gradient Y^2+ FLUIDWATER.Volume Fraction.Gradient Z^2),0.00005[m^-1]) inorm z = FLUIDWATER.Volume Fraction.Gradient Z/max(sqrt(FLUIDWATER.Volume Fraction.Gradient Z/max(sqrt)))X²+FLUIDWATER.VolumeFraction.Gradient Y^2+ Fraction.Gradient FLUIDWATER.Volume Fraction.Gradient Z^2),0.00005[m^-1]) surfacetension = 0.072 [N m⁻¹] waterDen = 998 [kg m $^{-3}$] waterHt = 5 [cm] waterVF = step((waterHt - y) / 1[m]) * step((0.01[m] + y) / 1[m])*step((0.028[m] + x) / 1[m]) waterVol = volumeInt(FLUIDWATER.Volume Fraction)@Default Domain END END ADDITIONAL VARIABLE: AreaDensB **Option** = **Definition** Tensor Type = SCALARUnits = $[m^{-1}]$ Variable Type = Specific END ADDITIONAL VARIABLE: AreaDensD **Option** = **Definition** Tensor Type = SCALAR Units = $[m^{-1}]$ Variable Type = Specific **END** ADDITIONAL VARIABLE: AreaDensS **Option** = **Definition** Tensor Type = SCALARUnits = $[m^{-1}]$ Variable Type = Specific **END** ADDITIONAL VARIABLE: AreaDensVar Option = Definition Tensor Type = SCALARUnits = $[m^{-1}]$ Variable Type = Unspecified **END ADDITIONAL VARIABLE: Drag Option** = **Definition** Tensor Type = SCALARUnits = []Variable Type = Specific END ADDITIONAL VARIABLE: InterLengths **Option** = **Definition** Tensor Type = SCALARUnits = [m]

Variable Type = Unspecified END ADDITIONAL VARIABLE: SlipVelocity Option = Definition Tensor Type = SCALARUnits = $[m s^{-1}]$ Variable Type = Unspecified **END** ADDITIONAL VARIABLE: SmallWaveTurbulence Option = Definition Tensor Type = SCALARUnits = $[kg m^{-1} s^{-3}]$ Variable Type = Unspecified END ADDITIONAL VARIABLE: WSSAIRV Option = Definition Tensor Type = SCALARUnits = $[kg m^{-1}s^{-2}]$ Variable Type = Unspecified **END** ADDITIONAL VARIABLE: WSSWV Option = Definition Tensor Type = SCALARUnits = $[kg m^{-1}s^{-2}]$ Variable Type = Unspecified **END** ADDITIONAL VARIABLE: WeightBubble Option = Definition Tensor Type = SCALAR Units = []Variable Type = Unspecified END ADDITIONAL VARIABLE: WeightDroplet Option = Definition Tensor Type = SCALARUnits = []Variable Type = Unspecified END ADDITIONAL VARIABLE: WeightSurface Option = Definition Tensor Type = SCALARUnits = []Variable Type = Unspecified END

MATERIAL: Air at 25 C

Material Description = Air at 25 C and 1 atm (dry) Material Group = Air Data, Constant Property Gases Option = Pure Substance Thermodynamic State = Gas

PROPERTIES: Option = **General Material EQUATION OF STATE:** Density = 1.185 [kg m⁻³] Molar Mass = 28.96 [kg kmol⁻¹] Option = Value **END** SPECIFIC HEAT CAPACITY: Option = Value Specific Heat Capacity = 1.0044E+03 [J kg^-1 K^-1] Specific Heat Type = Constant Pressure END **REFERENCE STATE: Option = Specified Point** Reference Pressure = 1 [atm] Reference Specific Enthalpy = 0. [J/kg] Reference Specific Entropy = 0. [J/kg/K]Reference Temperature = 25 [C]**END DYNAMIC VISCOSITY:** Dynamic Viscosity = 1.831E-05 [kg m⁻¹ s⁻¹] Option = Value END THERMAL CONDUCTIVITY: Option = ValueThermal Conductivity = 2.61E-02 [W m⁻¹ K⁻¹] END **ABSORPTION COEFFICIENT:** Absorption Coefficient = 0.01 [m^-1] Option = Value**END** SCATTERING COEFFICIENT: Option = ValueScattering Coefficient = $0.0 [m^{-1}]$ END **REFRACTIVE INDEX:** Option = Value Refractive Index = $1.0 [m m^{-1}]$ END THERMAL EXPANSIVITY: Option = ValueThermal Expansivity = 0.003356 [K⁻¹] **END END END**

MATERIAL: Water

Material Description = Water (liquid) Material Group = Water Data, Constant Property Liquids Option = Pure Substance

Thermodynamic State = Liquid **PROPERTIES:** Option = General Material EQUATION OF STATE: Density = 997.0 [kg m^-3] Molar Mass = 18.02 [kg kmol⁻¹] Option = Value**END** SPECIFIC HEAT CAPACITY: Option = ValueSpecific Heat Capacity = 4181.7 [J kg^-1 K^-1] Specific Heat Type = Constant Pressure END **REFERENCE STATE: Option = Specified Point** Reference Pressure = 1 [atm] Reference Specific Enthalpy = 0.0 [J/kg]Reference Specific Entropy = 0.0 [J/kg/K]Reference Temperature = 25 [C] **END DYNAMIC VISCOSITY:** Dynamic Viscosity = 8.899E-4 [kg m^-1 s^-1] Option = Value END THERMAL CONDUCTIVITY: Option = ValueThermal Conductivity = 0.6069 [W m⁻¹ K⁻¹] END **ABSORPTION COEFFICIENT:** Absorption Coefficient = $1.0 [m^{-1}]$ Option = Value END SCATTERING COEFFICIENT: Option = Value Scattering Coefficient = $0.0 [m^{-1}]$ END **REFRACTIVE INDEX:** Option = ValueRefractive Index = $1.0 [m m^{-1}]$ **END** THERMAL EXPANSIVITY: Option = ValueThermal Expansivity = 2.57E-04 [K^-1] END **END** END

FLOW: Flow Analysis 1

SOLUTION UNITS: Angle Units = [rad] Length Units = [m]Mass Units = [kg] Solid Angle Units = [sr]Temperature Units = [K] Time Units = [s]**END** ANALYSIS TYPE: Option = Transient EXTERNAL SOLVER COUPLING: Option = None END **INITIAL TIME:** Option = Automatic with Value Time = 0 [s] END TIME DURATION: Option = Total Time Total Time = 10 [s] **END** TIME STEPS: **Option** = **Timesteps** Timesteps = 0.001 [s] **END** END

DOMAIN: Default Domain

Coord Frame = Coord 0 Domain Type = Fluid Location = B28

BOUNDARY: INLETA

Boundary Type = INLET Location = F38.28**BOUNDARY CONDITIONS:** FLOW REGIME: Option = Normal to Boundary Condition **END** MASS AND MOMENTUM: Normal Speed = flowProfileA Option = Normal Speed END **TURBULENCE:** Option = Medium Intensity and Eddy Viscosity Ratio END **END** FLUID: FLUIDAIR **BOUNDARY CONDITIONS: VOLUME FRACTION:** Option = Value Volume Fraction = 1

END END END FLUID: FLUIDWATER BOUNDARY CONDITIONS: VOLUME FRACTION: Option = Value Volume Fraction = 0 END END END END

BOUNDARY: INLETW

Boundary Type = INLET Location = F29.28**BOUNDARY CONDITIONS:** FLOW REGIME: Option = Normal to Boundary Condition **END** MASS AND MOMENTUM: Normal Speed = flowProfileW Option = Normal Speed END **TURBULENCE:** Option = Medium Intensity and Eddy Viscosity Ratio END END FLUID: FLUIDAIR **BOUNDARY CONDITIONS:** VOLUME FRACTION: Option = Value Volume Fraction = 0END END END FLUID: FLUIDWATER **BOUNDARY CONDITIONS:** VOLUME FRACTION: Option = Value Volume Fraction = 1**END END END END**

BOUNDARY: Laminawall

Boundary Type = WALL Location = F77.28,F78.28,F79.28 BOUNDARY CONDITIONS: MASS AND MOMENTUM: Option = No Slip Wall END WALL CONTACT MODEL: Option = Use Volume Fraction END WALL ROUGHNESS: Option = Smooth Wall END END END

BOUNDARY: OUTLET

Boundary Type = OUTLET Location = F30.28**BOUNDARY CONDITIONS:** FLOW DIRECTION: Option = Normal to Boundary Condition **END** FLOW REGIME: Option = Subsonic END MASS AND MOMENTUM: **Option = Opening Pressure and Direction** Relative Pressure = 1 [Pa] END **TURBULENCE**: Option = Medium Intensity and Eddy Viscosity Ratio END END FLUID: FLUIDAIR **BOUNDARY CONDITIONS: VOLUME FRACTION:** Option = Value Volume Fraction = 1END END END FLUID: FLUIDWATER **BOUNDARY CONDITIONS: VOLUME FRACTION:** Option = ValueVolume Fraction = 0END **END** END END **BOUNDARY: SYM** Boundary Type = SYMMETRY Location = F34.28

END BOUNDARY: SYM2 Boundary Type = SYMMETRY Location = F32.28 END

BOUNDARY: WALL

Boundary Type = WALL Location = F31.28,F33.28 BOUNDARY CONDITIONS: MASS AND MOMENTUM: Option = No Slip Wall END WALL CONTACT MODEL: Option = Use Volume Fraction END WALL ROUGHNESS: Option = Smooth Wall END END END

DOMAIN MODELS:

BUOYANCY MODEL: Buoyancy Reference Density = 1.185 [kg m⁻³] Gravity X Component = $0 [m s^{-2}]$ Gravity Y Component = -gGravity Z Component = $0 [m s^{-2}]$ Option = Buoyant **BUOYANCY REFERENCE LOCATION:** Option = Automatic **END END DOMAIN MOTION:** Option = Stationary END **MESH DEFORMATION:** Option = None END **REFERENCE PRESSURE:** Reference Pressure = 1 [bar] END **END** FLUID DEFINITION: FLUIDAIR Material = Air at 25 COption = Material Library MORPHOLOGY: **Option = Continuous Fluid** END END

FLUID DEFINITION: FLUIDWATER Material = Water Option = Material Library MORPHOLOGY: **Option = Continuous Fluid** END **END** FLUID MODELS: ADDITIONAL VARIABLE: AreaDensB Option = Fluid Dependent **END** ADDITIONAL VARIABLE: AreaDensD Option = Fluid Dependent END ADDITIONAL VARIABLE: AreaDensS Option = Fluid Dependent END ADDITIONAL VARIABLE: AreaDensVar Option = Fluid Dependent **END ADDITIONAL VARIABLE: Drag** Option = Fluid Dependent END ADDITIONAL VARIABLE: InterLengths Option = Fluid Dependent END ADDITIONAL VARIABLE: SlipVelocity Option = Fluid Dependent END ADDITIONAL VARIABLE: SmallWaveTurbulence Option = Fluid Dependent END ADDITIONAL VARIABLE: WSSAIRV Option = Fluid Dependent END ADDITIONAL VARIABLE: WSSWV Option = Fluid Dependent **END** ADDITIONAL VARIABLE: WeightBubble Option = Fluid Dependent **END** ADDITIONAL VARIABLE: WeightDroplet Option = Fluid Dependent END ADDITIONAL VARIABLE: WeightSurface Option = Fluid Dependent END COMBUSTION MODEL: Option = None END

FLUID: FLUIDAIR ADDITIONAL VARIABLE: AreaDensB Additional Variable Value = AreaDensBubb Option = Algebraic Equation END ADDITIONAL VARIABLE: AreaDensD Additional Variable Value = AreaDensDrop Option = Algebraic Equation **END** ADDITIONAL VARIABLE: AreaDensS Additional Variable Value = AreaDensSurf Option = Algebraic Equation END ADDITIONAL VARIABLE: AreaDensVar Additional Variable Value = AreaDensity Option = Algebraic Equation END **ADDITIONAL VARIABLE: Drag** Additional Variable Value = DragCoeff Option = Algebraic Equation END ADDITIONAL VARIABLE: SlipVelocity Additional Variable Value = SlipVel Option = Algebraic Equation END ADDITIONAL VARIABLE: SmallWaveTurbulence Additional Variable Value = SmWaTurb Option = Algebraic Equation END ADDITIONAL VARIABLE: WSSAIRV Additional Variable Value = WSSAIR Option = Algebraic Equation **END** ADDITIONAL VARIABLE: WSSWV Additional Variable Value = WSSW Option = Algebraic Equation **END** ADDITIONAL VARIABLE: WeightBubble Additional Variable Value = WeightBubb Option = Algebraic Equation **END** ADDITIONAL VARIABLE: WeightDroplet Additional Variable Value = WeightDrop Option = Algebraic Equation **END** ADDITIONAL VARIABLE: WeightSurface Additional Variable Value = WeightSurf Option = Algebraic Equation END FLUID BUOYANCY MODEL:

Option = Density Difference END **TURBULENCE MODEL:** Option = k omega**BUOYANCY TURBULENCE:** Option = None **END END** TURBULENT WALL FUNCTIONS: Option = Automatic **END** END FLUID: FLUIDWATER FLUID BUOYANCY MODEL: Option = Density Difference END **TURBULENCE MODEL:** Option = k omega**BUOYANCY TURBULENCE:** Option = None END END **TURBULENT WALL FUNCTIONS:** Option = Automatic END END HEAT TRANSFER MODEL: Homogeneous Model = On Option = None END THERMAL RADIATION MODEL: Option = None **END TURBULENCE MODEL:** Homogeneous Model = False Option = Fluid Dependent END **END** FLUID PAIR: FLUIDAIR | FLUIDWATER Surface Tension Coefficient = surfacetension **INTERPHASE TRANSFER MODEL:** Interface Length Scale = GridCellSize Minimum Volume Fraction for Area Density = 1E-9 Option = Mixture Model END MASS TRANSFER: Option = None END MOMENTUM TRANSFER: DRAG FORCE:

Drag Coefficient = DragCoeff Option = Drag Coefficient END END MULTIPHASE MODELS: Homogeneous Model = Off FREE SURFACE MODEL: Option = None END END

SUBDOMAIN: Subdomain 1

Coord Frame = Coord 0Location = B28FLUID: FLUIDAIR SOURCES: EQUATION SOURCE: tef Option = Source Source = (FLUIDAIR.Volume Fraction*FLUIDWATER.Volume \ Fraction)*0.075*DenGas*OmegaDampGas^2 END **END** END FLUID: FLUIDWATER SOURCES: EQUATION SOURCE: ke Option = Source Source = SmWaTurb **END EQUATION SOURCE: tef** Option = Source Source = (FLUIDAIR.Volume Fraction*FLUIDWATER.Volume \ Fraction)*0.075*DenLiq*OmegaDampLiq^2 END END END END END

INITIALISATION:

Option = Automatic FLUID: FLUIDAIR INITIAL CONDITIONS: Velocity Type = Cartesian CARTESIAN VELOCITY COMPONENTS: Option = Automatic with Value $U = 0 \text{ [m s^-1]}$ $V = 0 \text{ [m s^-1]}$ $W = 5 \text{ [m s^-1]}$ **END TURBULENCE INITIAL CONDITIONS:** Option = Medium Intensity and Eddy Viscosity Ratio **END VOLUME FRACTION:** Option = Automatic with Value Volume Fraction = 1-waterVF **END END** END FLUID: FLUIDWATER **INITIAL CONDITIONS:** Velocity Type = Cartesian CARTESIAN VELOCITY COMPONENTS: Option = Automatic with Value $U = 0 [m s^{-1}]$ $V = 0 [m s^{-1}]$ $W = 1 [m s^{-1}]$ END **TURBULENCE INITIAL CONDITIONS:** Option = Medium Intensity and Eddy Viscosity Ratio END **VOLUME FRACTION:** Option = Automatic with Value Volume Fraction = waterVF END END END **INITIAL CONDITIONS:** STATIC PRESSURE: Option = Automatic with Value Relative Pressure = HydroP **END** END **END**

OUTPUT CONTROL:

BACKUP RESULTS: Backup Results 1 File Compression Level = Default Option = Standard OUTPUT FREQUENCY: Option = Timestep Interval Timestep Interval = 10 END END MONITOR OBJECTS: MONITOR BALANCES: Option = Full END MONITOR FORCES: Option = Full END MONITOR PARTICLES: Option = Full END **MONITOR POINT: Water Volume** Coord Frame = Coord 0Expression Value = waterVol Option = Expression END MONITOR RESIDUALS: Option = Full END MONITOR TOTALS: Option = Full END END **RESULTS:** File Compression Level = Default Option = Standard END **TRANSIENT RESULTS: Transient Results 1** File Compression Level = Default Include Mesh = No Option = Selected Variables Output Variables List = FLUIDAIR.AreaDensB,FLUIDAIR.AreaDensD,FLUIDAIR.AreaDensS,FLUIDAIR.AreaDe nsVar,FLUIDAIR.Drag,FLUIDAIR.SlipVelocity,FLUIDAIR.Velocity,FLUIDAIRVolumeFr action,FLUIDAIR.WSSAIRV,FLUIDAIR.WSSWV,FLUIDWATER.Velocity,FLUIDWATE R.Volume Fraction, FLUIDAIR.SmallWaveTurbulence **OUTPUT FREQUENCY:** Option = Time Interval Time Interval = 0.02 [s] END

END END

SOLVER CONTROL:

Turbulence Numerics = First Order ADVECTION SCHEME: Option = High Resolution END CONVERGENCE CONTROL: Maximum Number of Coefficient Loops = 15 Minimum Number of Coefficient Loops = 2 Timescale Control = Coefficient Loops END CONVERGENCE CRITERIA: Residual Target = 1.E-4 Residual Type = RMS END TRANSIENT SCHEME: Option = Second Order Backward Euler TIMESTEP INITIALISATION: Option = Automatic END END END END Version = 14.0 END