

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

LUIZ HENRIQUE MENEGHEL LINO

**ANÁLISE EXPERIMENTAL DE UM DISTRIBUIDOR PARA
ESCOAMENTO BIFÁSICO LÍQUIDO-GÁS**

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

CURITIBA

2018

LUIZ HENRIQUE MENEGHEL LINO

**ANÁLISE EXPERIMENTAL DE UM DISTRIBUIDOR PARA
ESCOAMENTO BIFÁSICO LÍQUIDO-GÁS**

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

Orientador: Prof. Dr. Paulo Henrique Dias dos Santos

Co-Orientador: MSc. Henrique Krainer Eidt

CURITIBA

2018

AGRADECIMENTOS

Aos meus familiares e amigos, pelo apoio incondicional, pela paciência nos momentos em que estive ausente e pela disposição em ajudar.

À toda equipe do NUEM que ajudou no projeto, em especial a Ana Beltrão, o Hedilberto Barros, o Rafael Alves e a Carolina Cimarelli. Ao Reinaldo Justiniano e ao Gabriel Toreli, pela enorme ajuda, pelo tempo dedicado e pelos esforços desmedidos na construção da bancada. Principalmente, ao Cesar Ofuchi, pelo suporte imensurável na instalação do sistema de aquisição de dados e no processamento dos dados, sem o qual não seria possível realizar os experimentos.

Ao meu co-orientador, Henrique Eidt, pela enorme paciência em ajudar, pelos dias que ficamos construindo a bancada até tarde, pelas horas dedicadas e pelas discussões do fenômeno.

Finalmente, ao meu orientador, Professor Paulo, pela oportunidade de realizar este trabalho, pela confiança depositada e pelo apoio fornecido.

TERMO DE APROVAÇÃO

Por meio deste termo, aprovamos a monografia do Projeto de Pesquisa “ANÁLISE EXPERIMENTAL DE UM DISTRIBUIDOR PARA ESCOAMENTO BIFÁSICO LÍQUIDO-GÁS”, realizado pelo aluno Luiz Henrique Meneghel Lino, como requisito parcial para aprovação na disciplina de Trabalho de Conclusão de Curso 2, do curso de Engenharia Mecânica da Universidade Tecnológica Federal do Paraná.

Prof. Paulo Henrique Dias dos Santos, Dr.

UTFPR – Damec

Orientador

Henrique Krainer Eidt, Mestre Eng.

UTFPR

Co-Orientador

Prof. Rigoberto Eleazar M. Morales, Dr.

UTFPR – Damec

Avaliador

Prof. Moises Alves M. Neto, Dr.

UTFPR – Damec

Avaliador

Curitiba, 07 de Dezembro de 2018.

RESUMO

LINO, Luiz Henrique Meneghel. Análise Experimental de um Distribuidor para escoamento Bifásico Líquido-Gás. 81 f. Trabalho de Conclusão de Curso – Tcc2, Bacharelado em Engenharia Mecânica, Departamento Acadêmico de Mecânica, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Curitiba, 2018.

Escoamentos bifásicos líquido-gás são amplamente encontrados na natureza e em processos industriais, especialmente na indústria química, petrolífera e nuclear. Em muitas plantas industriais, seja por interesses econômicos, para atender legislações ambientais, ou para se adequar aos processos subsequentes, é necessário separar as fases. No caso da indústria petrolífera, devido à magnitude da vazão, esses separadores podem atingir dimensões elevadas. Entretanto, na separação submarina, a dimensão é um fator limitante. Portanto, faz-se necessário o desenvolvimento de separadores compactos que suportem a demanda sem prejudicar a eficiência de separação. O presente trabalho pretende avaliar experimentalmente um sistema de distribuição desenvolvido pelo Núcleo de Escoamentos Multifásicos (NUEM) da Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR). O sistema em questão deverá ser capaz de distribuir a vazão de forma equitativa. O objetivo é avaliar o desempenho do sistema de distribuição, isto é, comparar as vazões volumétricas das fases nas saídas, para diferentes condições operacionais que podem ocorrer em uma planta de extração de petróleo. Será também monitorado o comportamento do escoamento no interior do sistema de distribuição, através da utilização de sensores eletrônicos de malha resistiva (sensor *Wire Mesh*), para avaliar a influência das velocidades superficiais na formação de filme de líquido, e a influência deste na distribuição equitativa.

Palavras Chave: Sistema de Distribuição; Filme de Líquido; Campos Centrífugo e Gravitacional; Estudo experimental.

ABSTRACT

LINO, Luiz Henrique Meneghel. Experimental Analysis of Liquid-Gas Two-Phase Flow Distributor. 81 f. Undergraduate Thesis, Mechanical Engineering, Academic Mechanical Engineering Department, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Curitiba, 2018.

Liquid-gas two-phase flows are widely found in nature and in industrial processes, especially in the chemical, oil and nuclear industry. In many industrial facilities, whether for economic interests, to meet environmental legislation, or to suit subsequent processes, it is necessary to separate the phases. In order to handle the magnitude of the flow rate of oil and gas extraction facilities, these separators might reach dimensions relatively large in some cases. However, in the subsea separation, dimensions are a critical factor. Therefore, it is necessary to develop compact separators that can handle the demand without harming the separation efficiency. The present work intends to evaluate experimentally a distribution system developed by the Multiphase Flow Nucleus (NUEM) at the Federal Technology University of Paraná (UTFPR). The system in question should be able to distribute the flow equitably. The objective is to evaluate the performance of the distribution system, that is, to compare the volumetric flow rates of the phases at the outlets, for different operating conditions that can occur in an oil extraction plant. It will also be monitored the behavior of the flow inside the distribution system, using wire-mesh sensors, to evaluate the influence of surface velocities in the formation of liquid film, and its influence on equitable distribution.

Keywords: Distribution System; Liquid Film; Centrifugal and Gravitational Fields; Experimental Study.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 - Representação esquemática do separador VASPS.	13
Figura 1.2 - Representação esquemática fora de escala de separador VASPS instalado no leito marinho.	14
Figura 1.3 - Distribuidor e suas partes constituintes.	15
Figura 2.1 - Padrões de escoamento ascendentes em tubulações verticais: (a) Bolhas dispersas; (b) golfadas; (c) churn; (d) anular.	17
Figura 2.2 - Mapa de fluxo para escoamento vertical ascendente. Ar-água, 0,1 Mpa, 25°C, 51mm de diâmetro.	19
Figura 2.3 - Separação de fases no filme de líquido.	20
Figura 2.4 - Influência da força de espalhamento na velocidade (a) tangencial e (b) axial.	21
Figura 2.5 - Visualização em ângulo das linhas de corrente do escoamento entrando na câmara de expansão do separador VASPS.	22
Figura 2.6 - Sistema de distribuição desenvolvido pelo NUEM/ UTFPR.	23
Figura 2.7 - Linhas de corrente no interior da câmara ciclônica para velocidades superficiais J _G e J _L 1,0m/s (a) da fase gasosa e (b) da fase líquida.	24
Figura 2.8 - Número de Froude para cada combinação de J _G e J _L	25
Figura 2.9 - Espessura média de filme de líquido em cada instante de tempo para J _G = 1,5 m/s.	25
Figura 2.10 - Espessura média no tempo do filme de líquido para todos os casos de velocidades de entrada.	26
Figura 2.11 - Variação da espessura média do filme de líquido com o tempo para cada caso de J _G e os casos J _L = 0,5 m/s e J _L = 2,0 m/s.	26
Figura 2.12 - Linhas de corrente na câmara ciclônica para diferentes viscosidades.	27
Figura 2.13 - Espessura de filme de líquido em cada instante de tempo para as câmaras ciclônicas 6 D e 12 D.	28
Figura 2.14 – Vazões mássicas nas saídas do sistema de distribuição para uma velocidade de entrada de 1 m/s.	29
Figura 2.15 - Visualização do escoamento. (a) Escoamento intermitente na entrada. (b) Escoamento ciclônico na câmara ciclônica.	30
Figura 2.16 - Exemplo de sistema de distribuição do tipo 1.	31
Figura 2.17 - Sistema de distribuição Multipipe.	32
Figura 2.18– Exemplo de distribuidor do tipo 2.	33
Figura 2.19 – Exemplo de distribuidor bifásico do tipo 4: (a) vista em corte; (b) vista superior; e (c) divisor geométrico.	34

Figura 2.20 Distribuição com pré-separação de fases.....	35
Figura 2.21 - Distribuidor SAIPEM com pré-separação. (a) Representação esquemática; (b) Vista superior.....	36
Figura 3.1 - Representação esquemática simplificada do circuito experimental.	38
Figura 3.2 – Circuito hidráulico com detalhe na seção de testes.....	40
Figura 3.3 -Comprimento da câmara ciclônica avaliada no presente trabalho.....	40
Figura 3.4 - Dois sensores wire mesh em um duto.	41
Figura 3.5 – Sensor wire mesh e seus componentes.	42
Figura 3.6 – Fotos da bancada na região onde foram realizadas as filmagens do escoamento.	42
Figura 3.7 - Volume coletados nas saídas do sistema de distribuição.....	43
Figura 3.8 - Local onde a vazão foi coletada pelos recipientes.....	44
Figura 3.9 – Representação simplificada da eletrônica de um wire mesh 4x4.....	45
Figura 4.1 - Grade de testes em um mapa de fluxo.	48
Figura 4.2 - Escoamento a montante do condicionador para os casos: (a) $J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s; (b) $J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 3,0$ m/s; (c) $J_L = 1,5$ m/s e $J_G = 1,5$ m/s; (d) $J_L = 2,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s; (e) $J_L = 2,5$ m/s e $J_G = 3,0$ m/s.....	48
Figura 4.3 - Variação da espessura do filme de líquido na câmara ciclônica para $J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s.	50
Figura 4.4 - Variação da espessura do filme de líquido na câmara ciclônica para $J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 3,0$ m/s.	51
Figura 4.5 - Variação da espessura do filme de líquido na câmara ciclônica para $J_L = 1,5$ m/s e $J_G = 1,5$ m/s.	51
Figura 4.6 - Variação da espessura do filme de líquido na câmara ciclônica para $J_L = 2,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s.	52
Figura 4.7 - Variação da espessura do filme de líquido na câmara ciclônica para $J_L = 2,5$ m/s e $J_G = 3,0$ m/s.	52
Figura 4.8 - Espessura média no tempo do filme de líquido para todos os casos de velocidades de entrada. Fonte: Eidt, 2017.	53
Figura 4.9 - Distribuição espacial da fração de vazio média ao longo de tempo para o caso $J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s.....	55
Figura 4.10 - Fração de vazio ao longo do tempo para o caso $J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s.	56
Figura 4.11 - Fração de vazio nas saídas para $J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 3,0$ m/s.....	56
Figura 4.12 - Imagens do escoamento $J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 3,0$ m/s.....	57
Figura 4.13 - Fração de vazio ao longo do tempo para o caso $J_L = 2,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s.....	58
Figura 4.14 - Distribuição espacial da fração de vazio média ao longo de tempo para o caso $J_L = 2,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s.....	58
Figura 4.15 - Escoamento $J_L = 2,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s.	59

Figura 4.16 - Fração de vazio em cada uma das saídas para todos os casos avaliados.....	60
Figura 4.17 - Diferença máxima da fração de vazio entra as saídas em função de J_G	61
Figura 4.18 - Diferença máxima da fração de vazio entra as saídas em função de J_L	61
Figura B.1 - Imagens do escoamento na câmara ciclônica para a caso $J_L= 0,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s.....	71
Figura B.2 - Imagens do escoamento a montante do condicionador para a caso $J_L= 0,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s.....	71
Figura B.3 - Imagens do escoamento na câmara ciclônica para a caso $J_L= 0,5$ m/s e $J_G = 3,0$ m/s.....	72
Figura B.4 - Imagens do escoamento a montante do condicionador para a caso $J_L= 0,5$ m/s e $J_G = 3,0$ m/s.....	72
Figura B.5 - Imagens do escoamento na câmara ciclônica para a caso $J_L= 1,5$ m/s e $J_G = 1,5$ m/s.....	73
Figura B.6 - Imagens do escoamento a montante do condicionador para a caso $J_L= 1,5$ m/s e $J_G = 1,5$ m/s.....	73
Figura B.7 - Imagens do escoamento na câmara ciclônica para a caso $J_L= 2,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s.....	74
Figura B.8 - Imagens do escoamento a montante do condicionador para a caso $J_L= 2,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s.....	74
Figura B.9 - Imagens do escoamento na câmara ciclônica para a caso $J_L= 2,5$ m/s e $J_G = 3,0$ m/s.....	75
Figura B.10 - Imagens do escoamento a montante do condicionador para a caso $J_L= 2,5$ m/s e $J_G = 3,0$ m/s.....	75

LISTA DE TABELAS E QUADROS

Tabela 2.1 – Fluidos utilizados no estudo.....	27
Tabela 4.1 – Grade de testes com velocidades superficiais em m/s.....	47
Tabela 4.2 – Figuras da câmara ciclônica.....	50
Tabela 4.3 - Desvio médio da vazão nas saídas do distribuidor.....	54
Tabela A.1 - Estabilidade de zero.....	69
Tabela A.2 - Incertezas relativas das variáveis medidas.....	69
Tabela A.3 - Incertezas relativas das variáveis calculadas	70
Tabela C.1 - Medições no béquer para as vazões JL=0,5m/s e JG=0,5m/s.....	76
Tabela C.2 -Medições no béquer para as vazões JL=0,5m/s e JG=3,0m/s.....	76
Tabela C.3 - Medições no béquer para as vazões JL=1,5m/s e JG=1,5m/s.....	77
Tabela C.4 -Medições no béquer para as vazões JL=2,5m/s e JG=0,5m/s.....	77
Tabela C.5 -Medições no béquer para as vazões JL=2,5m/s e JG=3,0m/s.....	77
Tabela D.1 - Frações de vazão obtidas via wire mesh.....	78

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	12
1.1	Objetivos	16
1.2	Justificativa	16
2	REVISÃO DA LITERATURA	17
2.1	Padrões de escoamento ascendente em tubulações verticais	17
2.2	Hidrodinâmica do escoamento de um filme de líquido	19
2.3	Estudos Numéricos e Experimentais Realizados no NUEM	23
2.4	Distribuição de escoamento	30
2.5	Fechamento do Capítulo	37
3	METOLOGIA EXPERIMENTAL	38
3.1	Circuito experimental	38
3.1.2	Sensor <i>wire mesh</i>	41
3.2	Filmagem	42
3.2	Medição da vazão volumétrica de líquido nas saídas	43
3.3	Sistema de aquisição e supervisão de dados	44
4	RESULTADOS	47
4.1	Grade de Testes	47
4.2	Imagens do escoamento	48
4.3	Análise de Distribuição	54
4.4	Fechamento do capítulo	62
5	CONCLUSÕES	63
	REFERÊNCIAS	64
	APENDICE A – PROPAGAÇÃO DE INCERTEZAS DE MEDIDAS EXPERIMENTAIS	67
	APENDICE B – IMAGENS DO ESCOAMENTO	71
	APENDICE C – RESULTADOS EXPERIMENTAIS: BÉQUER	76
	APENDICE D - RESULTADOS EXPERIMENTAIS: WIRE MESH	78

1 INTRODUÇÃO

Escoamentos multifásicos são amplamente encontrados na natureza e em processos industriais, sendo que, um dos mais comuns é o escoamento bifásico, podendo ser gás-sólido, líquido-líquido, sólido-líquido e líquido-gás.

Na natureza, escoamentos bifásicos são encontrados no corpo humano (sistema cardiovascular e respiratório), em ondas marítimas, formação de dunas de areia, entre outros. Na indústria, são encontrados em reatores nucleares, plantas de geração de energia geotérmica, na maioria dos processos da indústria química, como, por exemplo, em reatores, condensadores, evaporadores e plantas de destilação, bem como na indústria do petróleo, durante a extração, produção e no transporte do óleo e do gás (SHOHAM, 2005).

Em muitos processos, seja por interesses econômicos, legislações ambientais ou simplesmente para uma medição mais precisa das vazões, torna-se necessário separar as fases. No caso da indústria petrolífera, a separação é necessária para adequar o fluxo aos processos subsequentes, e, no caso da água produzida, para atender as legislações ambientais. Em plantas de extração de petróleo, existem vantagens em se separar logo na cabeça do poço, no leito marinho. Segundo Baker e Entress (1991) o bombeamento e a separação submarina são importantes para: melhorar as condições do escoamento nas tubulações (anula ou evita a formação de hidratos e escoamentos intermitentes); melhorar o rendimento da bomba; e aumentar a produtividade em reservatórios de baixa profundidade. A dificuldade, o alto custo de instalação e a necessidade de duas linhas, uma de gás e outra de óleo, são algumas das desvantagens de separar e bombear as fases na cabeça do poço.

No processo de extração de petróleo, conforme o conteúdo no reservatório (rocha) diminui, a pressão tende a diminuir, reduzindo também a vazão. Este fenômeno é conhecido por depleção. Torna-se necessário, então, o uso de um método de elevação artificial. O método mais utilizado é o Gas Lift (elevação por injeção de gás) e o segundo método mais utilizado é o de bombeio centrífuga (DABAJ, LAZIM e AL-SALLAMI, 2018). Entretanto, bombas têm seu desempenho degradado em escoamentos com mais de uma fase. Desta forma, a separação das fases na cabeça do poço torna-se necessária.

Segundo Rosa et al. (2001), a indústria petrolífera vem utilizando, nas últimas décadas, sistemas de separação que utilizam a gravidade. Entretanto, separadores gravitacionais possuem grandes dimensões (fator limitante no leito marinho) e elevado peso, tornando-os caros de serem utilizados em operações offshore. A necessidade de explorar reservatórios

marinhos e a necessidade de reduzir o custo dos equipamentos tem motivado a busca por novas e compactas soluções em separação líquido-gás.

Dentre as soluções existentes, os separadores centrífugos são tecnicamente atraentes por possuírem alta eficiência, facilidade na instalação e menores dimensões em relação aos tradicionais separadores gravitacionais (NINHUANCA, 2014). Destacam-se dois sistemas de separação centrífuga submarina: o Separador Ciclônico Líquido-Gás (GLCC – “Gas-Liquid Cylindrical Cyclone”) e o Sistema de Bombeamento e Separação Anular Vertical (VASPS – “Vertical Annular Separation and Pumping System”).

O separador VASPS está representado na Figura 1.1. A separação de fases consiste em três etapas: câmara de expansão ou separador primário, canal helicoidal ou separador secundário e piscina ou separador terciário. A separação deve-se à resultante dos campos centrífugo e gravitacional.

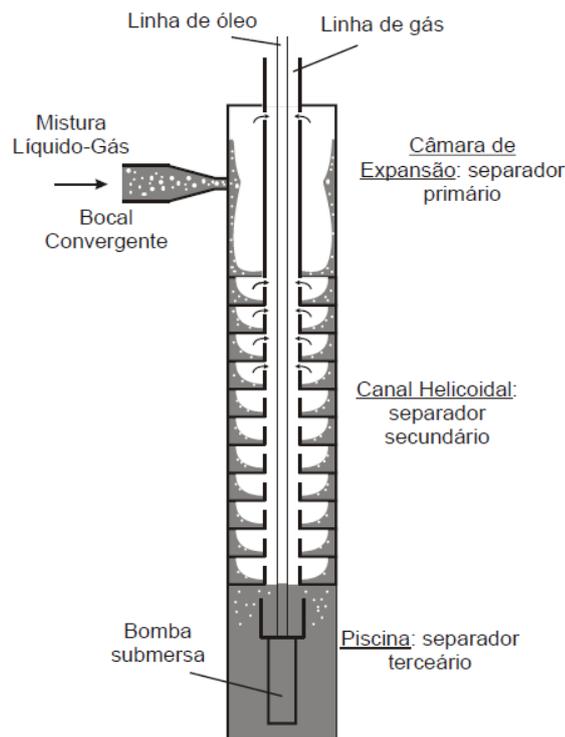


Figura 1.1 - Representação esquemática do separador VASPS.
Fonte: Ninahuanca, 2015

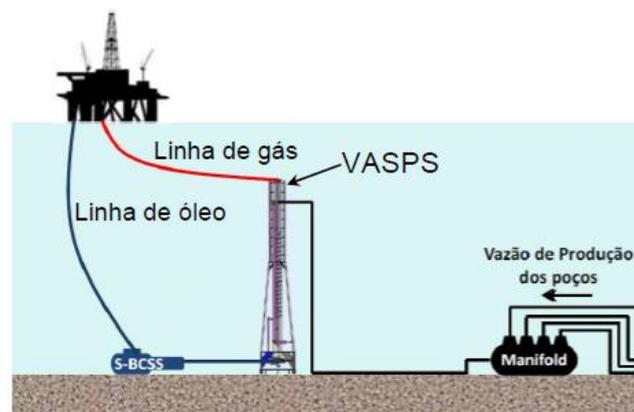
A separação começa quando o jato bifásico é acelerado pelo bocal convergente e entra na câmara de expansão (separador primário), transformando-se em um filme de líquido com bolhas dispersas. Devido a curvatura da parede, é imposto um movimento circular sob o escoamento, gerando um campo de pressão radial. Por diferença de densidade, as bolhas dispersas no filme de líquido tendem a mover-se radialmente para o centro até passarem pela

interface líquido-gás, quando se separam da fase líquida e escoam pela região central da câmara para a linha de gás. Este estágio é responsável por até 70% da separação (ROSA *et al.*, 2001).

Conforme a mistura escoam no interior da câmara de expansão, o escoamento é desacelerado na direção tangencial, devido ao atrito com a parede, e acelerado na direção axial, devido às forças gravitacionais. Através do canal helicoidal (separador secundário), o escoamento é induzido a manter o movimento circular, onde, embora o campo centrífugo seja menos intenso, a separação se dá pelo mesmo mecanismo do separador primário. As bolhas se desprendem e tendem a escoar no padrão estratificado até chegarem nas saídas para a linha de gás.

No término do canal helicoidal, o escoamento é descarregado na piscina (separador terciário), onde bolhas que eventualmente ainda estão dispersas no líquido, são separadas pela ação de forças gravitacionais e sobem pela linha de gás. A fase líquida é dirigida para a bomba centrífuga submersa (BCS).

A Figura 1.2 mostra esquematicamente o processo de separação submarina por um separador do tipo VASPS. Onde a mistura bifásica, proveniente do manifold, entra no separador VASPS, onde as fases são separadas e seguem pelas suas respectivas linhas até a plataforma.



**Figura 1.2 - Representação esquemática fora de escala de separador VASPS instalado no leito marinho.
Fonte: Adaptado de Storti, 2013**

O separador VASPS, por estar instalado no leito marinho e possuir dimensões elevadas, em alguns casos alcança 70 metros de comprimento (FIELDING e FOWLER, 2012), tem alto custo de instalação, manutenção e construção dificultada. Uma solução para reduzir o tamanho do separador VASPS, ou de outro sistema de separação empregado, é distribuir a vazão em mais separadores com dimensões menores trabalhando em paralelo. Desta forma, torna-se necessário um equipamento capaz de distribuir as vazões das fases equitativamente para os separadores.

A Figura 1.3 mostra um sistema de distribuição, desenvolvido pelo Núcleo de Escoamentos Multifásicos (NUEM) da Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR) para o diâmetro interno de 52 mm. Este sistema é capaz de dividir as fases de forma equitativa nas saídas, além de reduzir ou interromper a intermitência do escoamento em golfadas (OFUCHI et al, 2017).

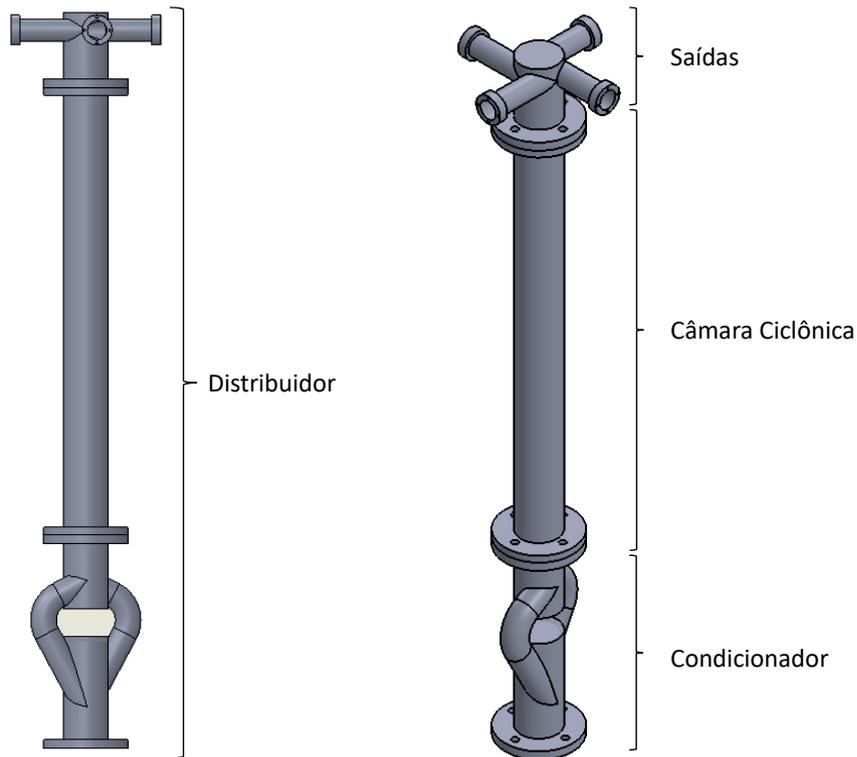


Figura 1.3 - Distribuidor e suas partes constituintes.

O escoamento proveniente do *manifold* entra no sistema de distribuição pelo condicionador, onde o escoamento divide-se em dois e entra tangencialmente na câmara ciclônica, misturando-se novamente. Devido as entradas tangenciais e à curvatura da parede, o escoamento é submetido a um movimento circular, onde as fases líquida e gasosa tendem a se separar pela ação combinada do campo centrífugo e gravitacional. A fase mais densa movimenta-se próxima da parede, enquanto a fase menos densa movimenta-se pela região central da câmara ciclônica.

As fases seguem separadas até as saídas, onde, são equitativamente entregues para os separadores no padrão estratificado (RODRIGUES *et al.*, 2017). Desta forma, o sistema tem potencial de, além de distribuir, atuar como um pré-separador, reduzindo ainda mais as dimensões dos separadores VASPS subsequentes (ou outro sistema de separação) permitindo que alcancem maiores eficiências de separação.

1.1 Objetivos

O objetivo do presente trabalho foi projetar e construir uma bancada experimental para estudar um sistema de distribuição de escoamento bifásico líquido-gás. Foi avaliado as frações volumétricas de ambas as fases e os padrões de escoamento nas quatro saídas para verificar o desempenho do distribuidor perante diferentes condições operacionais. Para isto, a bancada experimental construída no NUEM / UTFPR permitire a realização de diversas condições operacionais (padrões de escoamento na entrada do sistema) a fim de avaliar quantitativamente o desempenho do distribuidor para os fluidos água-ar.

1.2 Justificativa

Segundo Pagot *et al.* (1996), algumas das vantagens da separação submarina são: maior produtividade; maiores fatores de recuperação de óleo; redução de custos iniciais e operacionais; e redução do número de plataformas necessárias para explorar uma área nova.

Os separadores ciclônicos foram desenvolvidos especificamente para aplicação submarina como alternativa aos tradicionais separadores gravitacionais, que, além de caros, necessitam de um tempo relativamente longo para separar as fases. Separadores ciclônicos são caracterizados pela simplicidade (ausência de partes móveis), baixo peso e custo reduzido. Dentre eles, destacam-se o GLCC e o VASPS. Esses separadores, em alguns casos, podem atingir dimensões elevadas. Entretanto, no leito marinho, dimensão é um fator limitante.

Uma alternativa para reduzir o tamanho dos separadores é a utilização de uma rede de separadores menores funcionando em paralelo. Portanto, a vazão de produção pode ser mantida a mesma e os custos de instalação de manutenção são reduzidos. Além disso, é possível realizar a manutenção em um dos separadores sem a necessidade de interromper a produção.

Existem estudos publicados na literatura sobre o sistema de distribuição avaliado no presente trabalho. Esses estudos utilizaram uma câmara ciclônica com diâmetro de 26 mm, enquanto que, para o presente trabalho, foi utilizado um diâmetro de 52 mm. Dessa forma, pretende-se aprofundar o entendimento da dinâmica do escoamento no interior do sistema de distribuição e relacionar os parâmetros mais influentes na eficiência de distribuição.

2 REVISÃO DA LITERATURA

Escoamentos bifásicos possuem uma configuração complexa e um número considerável de variáveis, especialmente para um cenário no qual escoam líquido e gás, onde tem-se uma fase compressível e uma interface deformável. Torna-se impossível obter a solução exata do modelo matemático deste fenômeno físico. Fazem-se necessários, então, vários testes experimentais e simulações numéricas. Neste capítulo estão apresentados estudos experimentais e numéricos com aproximações e modelos que tornam a solução numérica possível, sobre os fenômenos físicos de maior relevância para este trabalho.

2.1 Padrões de escoamento ascendente em tubulações verticais

Em escoamentos bifásicos, existem várias configurações geométricas pelas quais as fases podem se distribuir na tubulação. À esta distribuição espacial das fases denomina-se padrão de escoamento. A formação destes padrões está relacionada com os seguintes parâmetros: vazão da cada uma das fases; variáveis geométricas como diâmetro e inclinação da tubulação; e propriedades físicas das fases como as densidades, viscosidades, e tensões superficiais (SHOHAM, 2005).

Segundo Shoham (2005), quando comparados aos padrões de escoamentos horizontais, os padrões verticais são menos afetados pela gravidade e mais simétricos em relação ao eixo axial da tubulação. Os padrões existentes para este cenário, ilustrados na Figura 2.1, são: bolhas dispersas, golfadas, *churn* e anular.

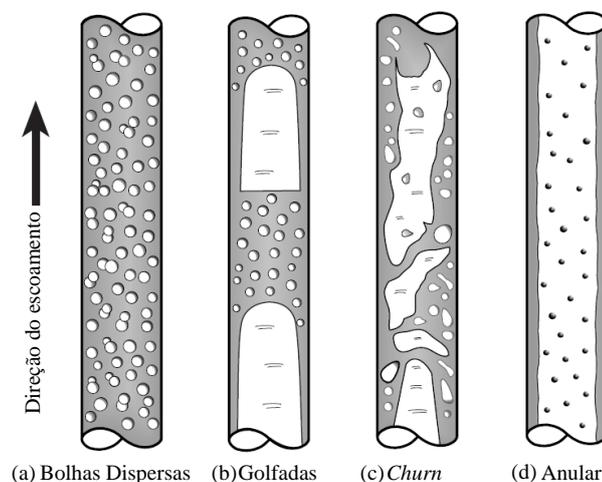


Figura 2.1 - Padrões de escoamento ascendentes em tubulações verticais: (a) Bolhas dispersas; (b) golfadas; (c) churn; (d) anular.

Fonte: Adaptado de Shoham, 2005.

- Bolhas dispersas: consiste em bolhas distribuídas em uma fase contínua líquida e se apresenta em duas configurações: bolhas monodispersas e bolhas discretas (ROSA, 2012). Bolhas monodispersas apresentam tamanho uniforme, forma esférica e são carregadas pela fase dominante (líquida), o qual pode ser considerado um escoamento homogêneo sem escorregamento entre fases. Para vazões de líquido relativamente baixas ocorre a configuração de bolhas discretas, caracterizadas por tamanho variado e movimento de zig-zague, interagindo entre si, podendo haver coalescência. Neste caso, há deslizamento entre as fases, resultando em altas frações volumétricas de líquido (SHOHAM, 2005).
- Golfadas: o aumento da vazão de gás faz com que as bolhas coalesçam, formando bolhas maiores, até dar origem ao padrão golfadas. Este escoamento é caracterizado por sua intermitência e por ser simétrico em relação ao eixo da tubulação. A maior parte da fase gasosa encontra-se coalescida em bolhas alongadas que possuem aproximadamente o mesmo diâmetro da tubulação e várias vezes o diâmetro na dimensão axial, conhecida como bolha de Taylor. O restante do gás, como pode ser visto na Figura 2.1 (b), encontra-se disperso na fase líquida entre as bolhas de Taylor, nos chamados de pistões de líquido. O escoamento consiste em uma série de bolhas de Taylor precedidas por pistões de líquido. Entre a bolha de Taylor e a parede da tubulação, existe um filme de líquido em movimento descendente. Quando esse filme encontra o próximo pistão de líquido, uma zona de recirculação é formada, gerando pequenas bolhas dispersas.
- *Churn*: este padrão sucede o padrão golfadas conforme a vazão de gás aumenta. O padrão agitado, ou golfadas instáveis, é semelhante ao padrão golfadas, porém mais caótico e sem uma fronteira clara entre as fases. As bolhas alongadas têm sua forma distorcidas e crescem em tamanho, enquanto os pistões de líquido se tornam menores e mais aerados e têm sua integridade frequentemente rompida pelas bolhas.
- Anular: neste padrão a fase gasosa escoava com alta velocidade pelo centro da tubulação carregando gotículas de líquido. Junto à parede, escoava um filme de líquido, de espessura aproximadamente constante para uma seção transversal.

Predizer o padrão de escoamento é de extrema importância e de grande interesse industrial, pois as condições de operações podem mudar consideravelmente para cada padrão de escoamento. Embora possuam relativamente baixa precisão, mapas de fluxo são comumente utilizados para prever o padrão de escoamento, tendo como entrada, normalmente, as

velocidades superficiais de gás e líquido, isto é, a partir das velocidades superficiais das fases é possível determinar qual padrão de escoamento ocorrerá.

Barnea (1986) realizou um estudo baseado nos estudos analíticos que melhor representam o mecanismo de transição e determinou um modelo generalista para diversas situações operacionais. A Figura 2.2 foi obtida para escoamento bifásico ar-água vertical ascendente em uma tubulação de duas polegadas de diâmetro.

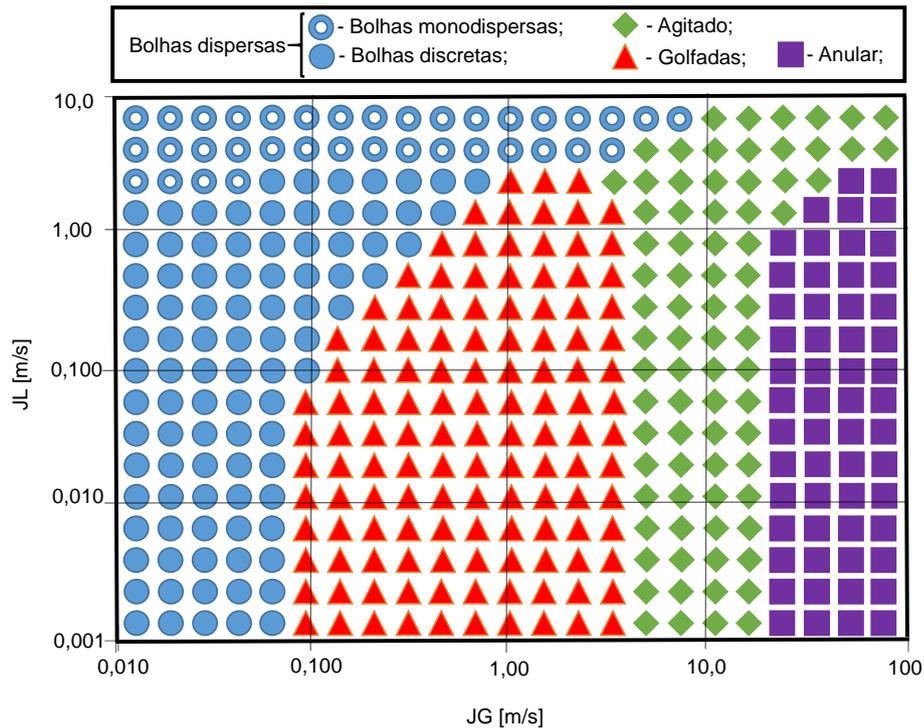


Figura 2.2 - Mapa de fluxo para escoamento vertical ascendente. Ar-água, 0,1 Mpa, 25°C, 51mm de diâmetro.

Fonte: Adaptado de Barnea, 1986

2.2 Hidrodinâmica do escoamento de um filme de líquido

O escoamento de um filme de líquido é um caso particular onde a tensão superficial e a viscosidade são propriedades determinantes. Levich (1962) verificou, em função do número de Reynolds na espessura do filme (δ), três regimes de escoamento em filmes de líquido:

$$Re_{\delta} = \frac{\rho V \delta}{\mu} \quad (2.1)$$

onde ρ é a densidade, V a velocidade média na seção transversal do filme de líquido e μ a viscosidade dinâmica.

- Para $Re_\delta < 20$ a 30 o regime é viscoso e a espessura é constante;
- Para $Re_\delta > 30$ a 50 o regime em ondas ocorre, onde o movimento das ondas sobrepõe o movimento do filme;
- Para $Re_\delta \geq 1500$ o regime é turbulento.

Um estudo realizado por Rosa *et al.* (2001) descreve o fenômeno físico que ocorre dentro de um separador VASPS. No separador primário, o escoamento bifásico líquido-gás entra tangencialmente e começa a escoar pela parede, formando um fino filme de líquido. Sob ação de um campo centrífugo intenso e pela diferença de massa específica, as bolhas tendem a se mover radialmente para o centro da tubulação até a interface. Dessa forma, como demonstrado na Figura 2.3, as bolhas gasosas se desprendem do líquido, separando as fases.

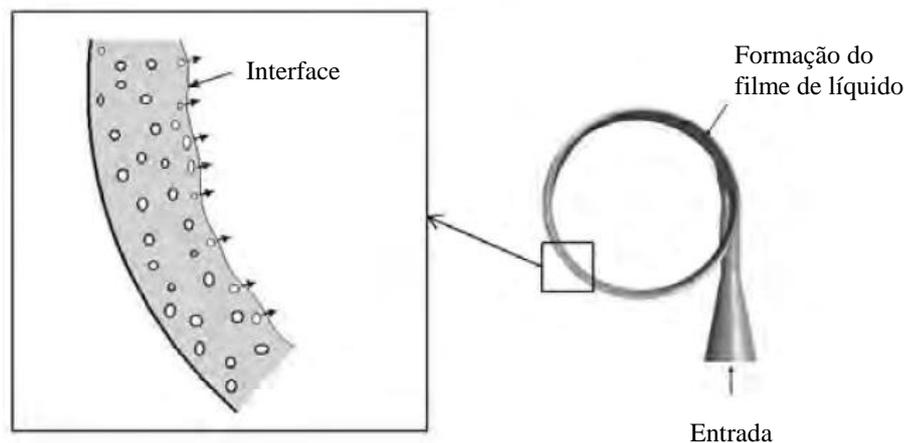


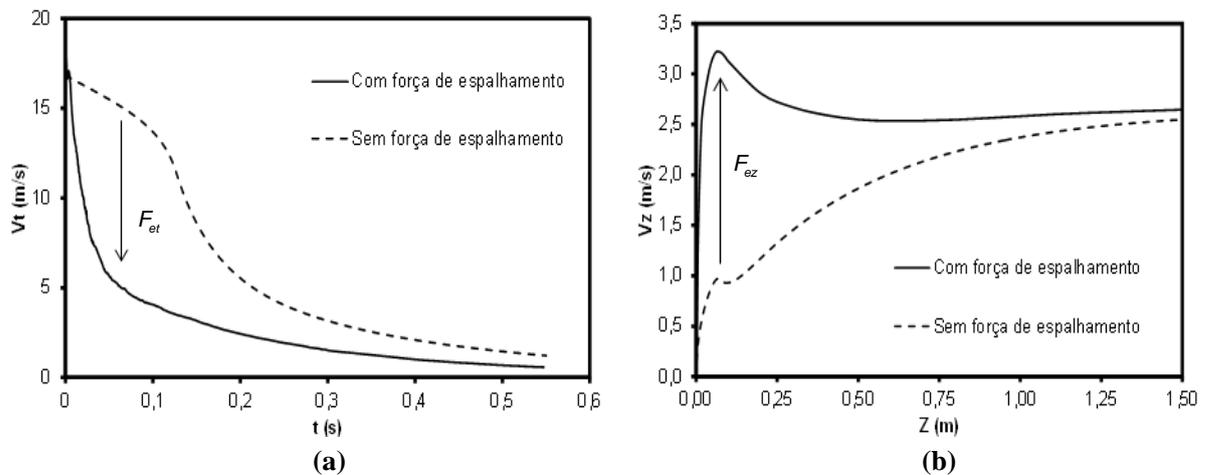
Figura 2.3 - Separação de fases no filme de líquido.
Fonte: Adaptado de Ninahuanca *et al.*, 2013.

Ninahuanca (2014) estudou o escoamento em um separador ciclônico através de simulações numéricas e testes experimentais. O autor observou que o campo centrífugo gera um campo de pressão radial que faz com que o filme de líquido espalhe-se pela parede, tornando-o mais fino (o que é vantajoso por facilitar a separação de fases), aumentando a velocidade axial e reduzindo a tangencial.

Ao sofrer a ação do campo centrífugo, o elemento fluido é comprimido na direção radial e tangencial e alongado na direção axial. A deformação axial produz uma aceleração axial positiva, enquanto a deformação tangencial gera uma aceleração tangencial negativa e a deformação radial gera a diminuição na espessura do filme. Ninahuanca (2014) explicou isso

utilizando forças de espalhamento. Segundo o autor, as acelerações axial e tangencial são devidas as forças de espalhamento axial e tangencial, respectivamente.

A Figura 2.4 compara a solução algébrica desenvolvida por Ninahuanca (2014) sem considerar as forças de espalhamento com os resultados numéricos considerando as forças de espalhamento. O autor verificou a influência das componentes da força de espalhamento nas componentes da velocidade. É possível notar que as forças de espalhamento tangencial e axial, causam uma redução na velocidade tangencial e um aumento na velocidade axial, respectivamente.



**Figura 2.4 - Influência da força de espalhamento na velocidade (a) tangencial e (b) axial.
Fonte: Ninahuanca, 2014.**

Morandin (1999) desenvolveu um modelo teórico, com validação experimental, para avaliar o desenvolvimento e comportamento de um filme de líquido sob ação de um campo centrífugo e gravitacional. Para a modelagem analítica, utilizou a hipótese de escoamento axisimétrico para resolver as equações da camada limite na forma integral para termos médios num sistema de coordenadas cilíndricas. O objetivo do autor era obter a espessura do filme e o ângulo de inclinação das linhas de corrente.

Para obter a espessura do filme de líquido experimentalmente, o autor utilizou duas técnicas: sondas elétricas e ultrassom. Sensores do tipo sonda elétrica utilizam uma técnica intrusiva que tem como resposta a densidade da fase. No caso de um filme de líquido, onde a interface é caracterizada por um movimento oscilatório, líquido e gás se alternam na passagem pelo sensor. Já o ultrassom é uma técnica não intrusiva que mede a espessura do filme de líquido pelo princípio pulso-eco, isto é, através da medida do tempo de viagem de uma onda sonora, desde a emissão até o retorno ao receptor.

Desta forma, o autor observou que ao entrar na câmara de expansão do separador VASPS, o jato bifásico, cuja espessura é a do bocal de descarga, sofre efeito da aceleração centrífuga, que empurra o fluido contra a parede, gerando um alto gradiente de pressão na direção radial. Ocorre, então, o espalhamento, gerando um escoamento secundário no sentido transversal, isto é, uma fonte de quantidade de movimento na direção axial. Conseqüentemente, uma parte do fluido tende a subir acima da linha do bocal até um ponto de altura máxima, onde então começa a descer e encontrará a corrente principal causando interferência. A interferência de duas linhas de corrente com inclinações diferentes é conhecida por *overlap*. A Figura 2.5 mostra as linhas de corrente do escoamento ao entrar na câmara ciclônica do separador VASPS.



**Figura 2.5 - Visualização em ângulo das linhas de corrente do escoamento entrando na câmara de expansão do separador VASPS.
Fonte: Adaptado de Stel *et al.*, 2012.**

Este fenômeno, *overlap*, é um dos responsáveis pelas irregularidades no filme de líquido. Ocorre um aumento da espessura do filme no ponto onde duas linhas de corrente se cruzam. A partir do encontro, devido a troca de quantidade de movimento entre as partículas, a tendência é os jatos se reorganizarem em uma nova linha de corrente. Conseqüentemente, é esperado que a partir de um certo ponto na direção axial, as linhas tenham a mesma inclinação e não ocorra mais interferência (MORANDIN, 1999). Segundo o autor, embora o escoamento

possua interface intrinsecamente transiente e caótica, a utilização de um valor médio no tempo torna-se plausível quando se utiliza condições médias no tempo.

Segundo Morandin (1999), as condições de desenvolvimento axisimétrico do escoamento dependem fortemente do balanço entre forças centrífuga e gravitacional atuando em uma partícula no momento que passa pelo bocal de descarga, ou seja, o número de Froude no bocal dado por

$$Fr = \frac{V_{mix}^2}{gD} \quad (2.2)$$

onde V_{mix} é a velocidade da mistura, g é a aceleração da gravidade e D é o diâmetro do bocal de entrada.

2.3 Estudos Numéricos e Experimentais Realizados no NUEM

Eidt (2017) realizou um estudo numérico, validado experimentalmente, sobre o desenvolvimento do filme de líquido na câmara ciclônica do sistema de distribuição desenvolvido pelo NUEM e apresentado na Figura 2.6. Para a modelagem matemática, utilizou-se o modelo de dois fluidos Euleriano-Euleriano não homogêneo junto com o esquema compressivo para a captura da interface de superfície livre e o modelo de turbulência SST (*Shear Stress Transfer*). A câmara ciclônica possuía 26mm de diâmetro interno e comprimento de 340 mm.

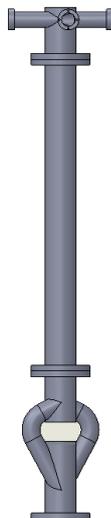


Figura 2.6 - Sistema de distribuição desenvolvido pelo NUEM/ UTFPR.

A validação experimental deu-se através da comparação de dados obtidos por sensores *wire-mesh* e ultrassom. Como discutido anteriormente, em escoamentos bifásicos líquido-gás em hidrociclones, as fases sofrem ação dos campos centrífugo e gravitacional, e dessa forma são separadas. A fase mais densa tende a ser comprimida contra a parede interna da câmara, enquanto a fase menos densa tende a escoar pela região central com velocidade quase puramente axial. A fase gasosa sofre menor ação do campo centrífugo, por possuir menor massa específica, isto é, a força inercial sobre o gás é menor que a do líquido. O autor demonstrou a fase gasosa sofrendo menor influência do campo centrífugo plotando as linhas de corrente de ambas as fases, como pode ser observado na Figura 2.7.

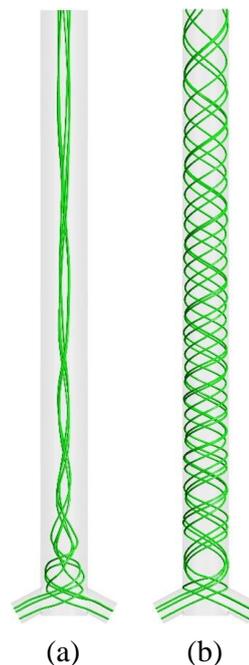


Figura 2.7 - Linhas de corrente no interior da câmara ciclônica para velocidades superficiais JG e JL 1,0m/s (a) da fase gasosa e (b) da fase líquida.

Fonte: Eidt, 2017.

Além disso, o Eidt (2017) estudou a influência das velocidades superficiais de cada fase no comportamento do filme de líquido. Para tanto, utilizou-se o número adimensional de Froude, calculado para a fase líquida.

$$Fr = \frac{V}{\sqrt{g R}} \quad (2.3)$$

onde V é a velocidade média da fase líquida, g é a aceleração da gravidade e R é o raio da câmara ciclônica.

Pela Figura 2.8 pode-se verificar que, embora o número de Froude seja calculado para a fase líquida, aumentando-se a velocidade superficial do líquido (J_L), não necessariamente aumentará o número de Froude (Fr). Por exemplo, o caso onde $J_L = 2,0$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s possui número de Froude menor do que para o escoamento com $J_L = 1,5$ m/s e $J_G = 2,0$ m/s.

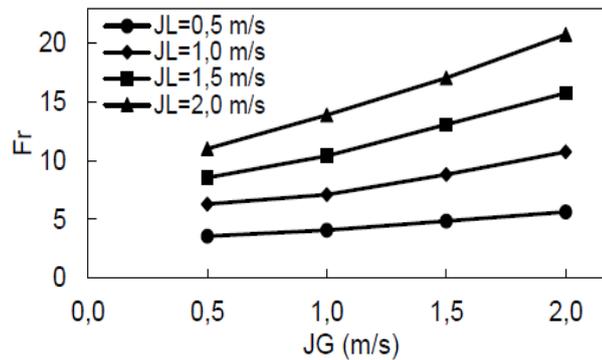


Figura 2.8 - Número de Froude para cada combinação de J_G e J_L .
Fonte: Eidt, 2017.

Eidt (2017) observou que, quanto mais alto for o número de Froude, mais estável será o filme de líquido. Isso se deve ao fato de que com maiores velocidades superficiais de líquido, o campo centrífugo torna-se mais severo, gerando forças de espalhamento maiores e reduzindo as oscilações na espessura de filme de líquido. Segundo Ofuchi *et al.* (2017), esta é uma característica desejada para aumentar a distribuição equitativa das fases no distribuidor.

Para uma mesma velocidade superficial de gás, Eidt (2017) notou que, aumentando-se a velocidade superficial de líquido, conseqüentemente o número de Froude, além de um significativo aumento na estabilidade do filme de líquido, uma redução considerável na espessura média do filme de líquido. A redução da espessura média e da amplitude de oscilação é demonstrada na Figura 2.9.

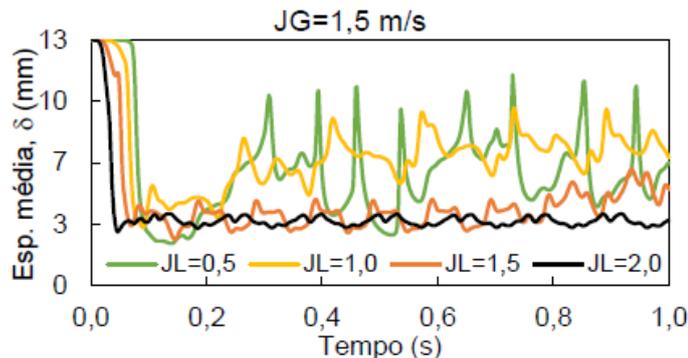


Figura 2.9 - Espessura média de filme de líquido em cada instante de tempo para $J_G = 1,5$ m/s.
Fonte: Eidt, 2017.

O autor constatou, ainda, que a espessura do filme de líquido não depende apenas da velocidade, mas de um balanço entre a velocidade e a quantidade de líquido entrando na câmara. Isto é, um aumento em J_L significa mais líquido entrando na câmara ciclônica, conseqüentemente um aumento na espessura do filme de líquido. Entretanto, um J_L maior também significa um campo centrífugo mais intenso, forças de espalhamento maiores, portanto, a tendência de reduzir a espessura de filme. Este efeito fica claro na Figura 2.10, onde para as velocidades superficiais de gás (J_G), o aumento de J_L ocasiona primeiramente um aumento na espessura, e em seguida a redução da espessura do filme de líquido.

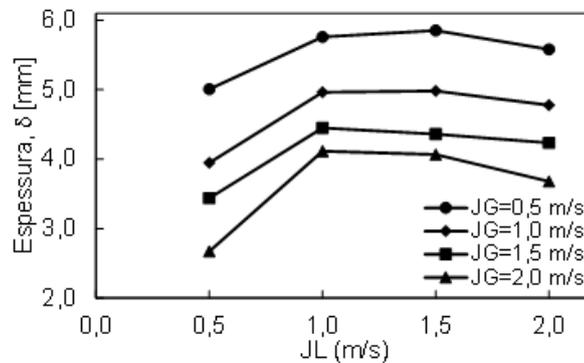


Figura 2.10 - Espessura média no tempo do filme de líquido para todos os casos de velocidades de entrada.
Fonte: Eidt, 2017.

Eidt (2017) observou, ainda, que ao aumentar J_L de 0,5 m/s para 2,0 m/s, independentemente de J_G , a oscilação na espessura de filme reduz significativamente. Nota-se, também, que para o mesmo J_L , o aumento de J_G contribui para o adelgaçamento da espessura, conforme demonstrado na Figura 2.11.

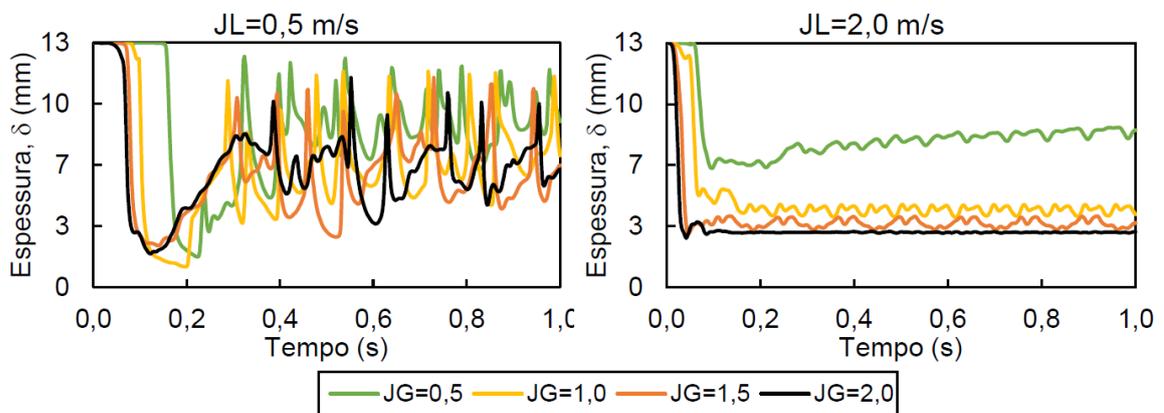


Figura 2.11 - Variação da espessura média do filme de líquido com o tempo para cada caso de J_G e os casos $J_L = 0,5$ m/s e $J_L = 2,0$ m/s.

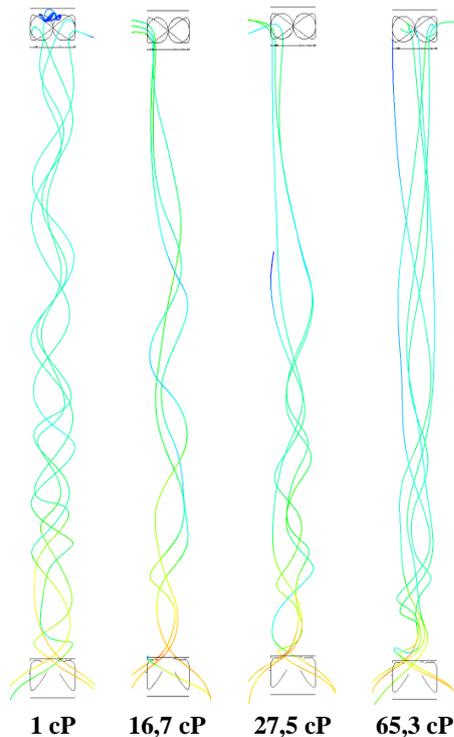
Fonte: Eidt, 2017.

Para o mesmo sistema de distribuição, Rodrigues *et al.* (2017) realizaram estudos numéricos para verificar a influência da viscosidade da fase líquida e o comprimento da câmara ciclônica. Para tanto, utilizou-se os comprimentos de 26 mm, 156 mm, 312 mm e 350 mm ou 1 D, 6 D, 12 D e 13,46 D, respectivamente. Os fluidos de teste, da entrada monofásica, estão listados na Tabela 1.

Tabela 2.1 – Fluidos utilizados no estudo.

Fluido	Viscosidade (cP)
Água	1
Óleo 1	16,7
Óleo 2	27,5
Óleo 3	65,3

Todos os casos foram considerados como transiente, isotérmico e incompressível. Para a água, devido ao número de Reynolds, foi considerado escoamento turbulento e utilizado modelo SST. Para os óleos, o escoamento foi considerado laminar. Além disso, modelo Euleriano-Euleriano não homogêneo foi aplicado devido à presença de duas fases. Observou-se que, aumentando a viscosidade, a estabilidade do filme é prejudicada. A Figura 2.12 mostra as linhas de corrente na câmara ciclônica para cada viscosidade.



**Figura 2.12 - Linhas de corrente na câmara ciclônica para diferentes viscosidades.
Fonte: Rodrigues et al., 2017.**

Pela Figura 2.12 percebe-se que, quanto maior a viscosidade do fluido, menos voltas na câmara ciclônica esta dará, isto é, o campo centrífugo torna-se menos intenso. Além disso, devido à entrada monofásica, os autores analisaram em quais instantes de tempo era formado o filme de líquido, apresentado na Figura 2.13.

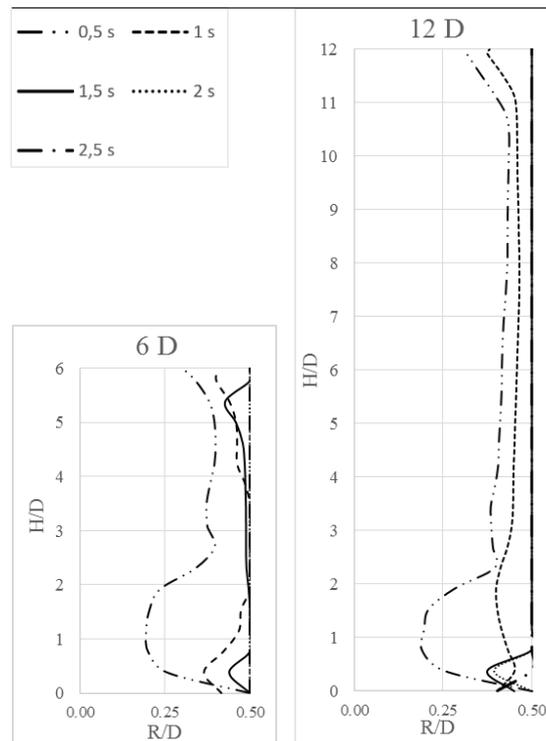


Figura 2.13 - Espessura de filme de líquido em cada instante de tempo para as câmaras ciclônicas 6 D e 12 D.

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

Pela Figura 2.13 é possível perceber que o filme de líquido para a câmara ciclônica de 6 D formou-se no instante 0,5 s, sugerindo que para uma frequência igual ou maior do que 2 Hz haverá formação de filme de líquido. Já a geometria 12 D é capaz de lidar com frequências iguais ou maiores do que 1 Hz. Além disso, observou-se que a geometria de 1 D não foi suficiente para a formação de líquido e para 13,46 D houve uma desestabilização do filme de líquido, indicando a necessidade de um estudo mais detalhado (RODRIGUES *et al.*, 2017).

Rodrigues *et al.* (2017) avaliaram a equidade de distribuição para cada câmara ciclônica estudada. Para tanto, analisou-se as vazões de líquido em cada uma das quatro saídas para cada caso, mostrado na Figura 2.14. Observou-se que, especialmente para os casos 6 D e 12 D, a distribuição foi bastante equitativa. O desvio máximo observado foi para a altura de 13,46 D e foi de 11,51%.

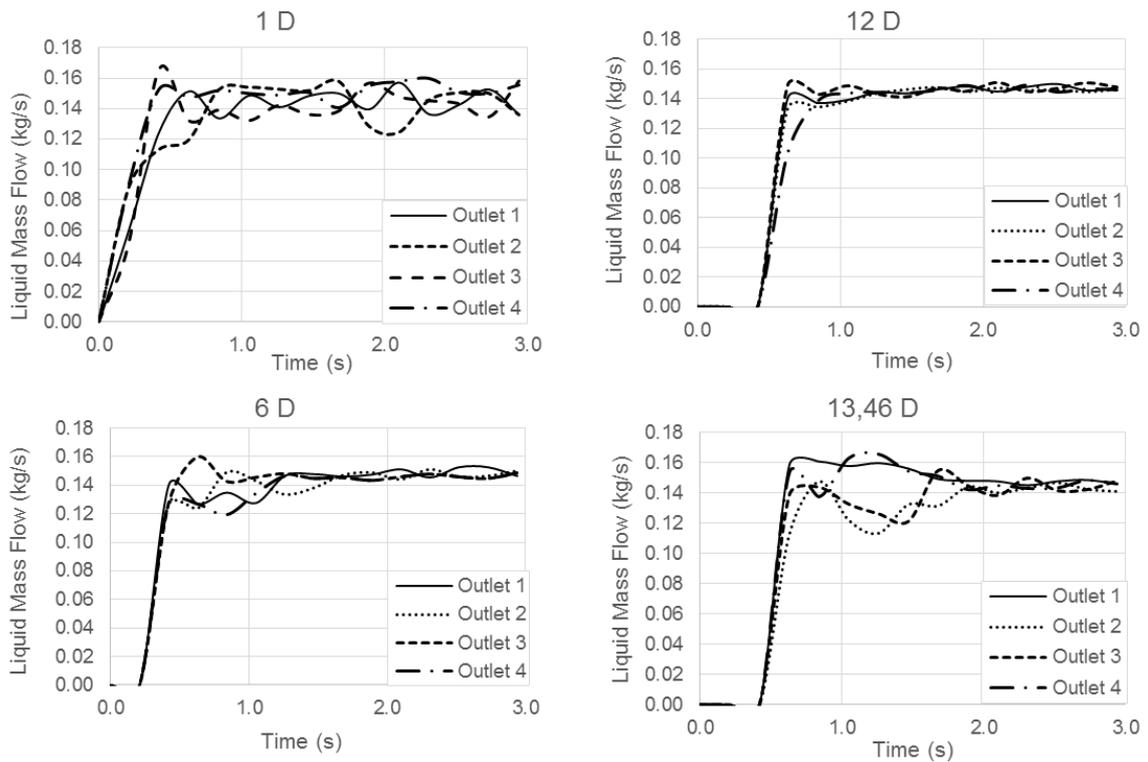


Figura 2.14 – Vazões mássicas nas saídas do sistema de distribuição para uma velocidade de entrada de 1 m/s.

Fonte: Rodrigues et al. (2017).

Ofuchi et al. (2017) realizaram um estudo experimental para o mesmo sistema de distribuição utilizado por Eidt (2017). Para a bancada experimental, utilizaram tubos de acrílico de 26 milímetros de diâmetro em um circuito fechado de 7 metros de comprimento, e os fluidos de teste foram água e ar. O objetivo do estudo foi avaliar o comportamento do filme de líquido na câmara ciclônica e a fração de vazio em um cenário crítico de operação em uma planta de extração de petróleo, isto é, padrão de escoamento intermitente na entrada. Para tanto, além de câmeras, utilizou-se sensores do tipo *wire-mesh*, 12x12 fios, com frequência de captação de 1000Hz. Esses sensores foram instalados na entrada e na câmara ciclônica, bem como duas câmeras para visualização. A grade de testes consistiu em todas as permutações possíveis entre velocidades superficiais de $J_{G,L}=0,5$ m/s e $J_{G,L}=1,0$ m/s. A Figura 2.15 compara as imagens obtidas pelas câmeras com as reconstruídas a partir dos dados de fração de vazio dos sensores *wire-mesh*, para o caso $J_G=0,5$ m/s e $J_L=0,5$ m/s.

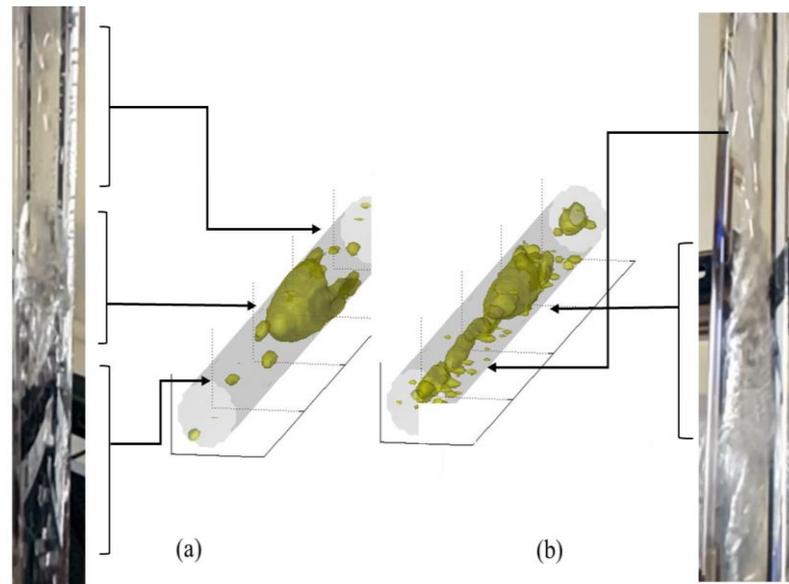


Figura 2.15 - Visualização do escoamento. (a) Escoamento intermitente na entrada. (b) Escoamento ciclônico na câmara ciclônica.

Fonte: Ofuchi *et al.*, 2017.

Verificou-se, em todos os casos testados, que o pico de fração de vazio, a bolha de Taylor, foi reduzido na câmara ciclônica. Para velocidades superficiais de gás menores, a redução foi maior, isto é, a intermitência do escoamento foi reduzida. Notou-se, também, que bolhas que na entrada estavam dispersas pela seção transversal, encontram-se aglomeradas na porção central do tubo.

2.4 Distribuição de escoamento

Além da extração e produção do petróleo, distribuidores de fluxo estão presentes em diversas outras áreas da engenharia, como nos sistemas de refrigeração, por exemplo. Neste caso, a função do distribuidor é dividir o fluxo de forma equitativa para diversos evaporadores, permitindo assim, que os evaporadores sejam menores. Cada evaporador deverá receber a mesma vazão de fluido refrigerante para que o sistema opere de forma correta. Segundo Schneider e Byrd (1991), se um sistema com 10 evaporadores operar com 99% do fluido refrigerante em apenas dois evaporadores, apenas 20% da área de troca de calor seria efetivamente utilizada.

Distribuir o escoamento de forma equitativa é necessário em muitos processos industriais. Para atender tal necessidade, diversos dispositivos, com variado nível de

complexidade, foram desenvolvidos. Segundo Muller (2005), os distribuidores podem ser divididos em 6 categorias gerais:

- Tipo 1: Dispositivos simétricos;
- Tipo 2: Dispositivos simétricos precedidos por geradores de turbulência;
- Tipo 3: Dispositivos que dependem de certos padrões de escoamento;
- Tipo 4: Dispositivos que utilizam forças centrífugas;
- Tipo 5: Dispositivos que utilizam energia de uma fonte externa para gerar escoamento disperso;
- Tipo 6: Dispositivos que separam e distribuem as fases separadas.

Os distribuidores do tipo 1 contam com dispositivos simétricos como conexões em T ou em Y para dividir o escoamento. A Figura 2.16 apresenta um exemplo de um sistema de distribuição do tipo 1, com quatro saídas. O escoamento entra por um e divide-se em dois escoamentos de sentidos opostos no tubo 7 quando atinge o tê 3. Ao passar pela curva 2, as fases sofrem ação de forças centrífugas e separam-se. Para minimizar o efeito causado pela curva, é importante que o tubo antes da curva seja perpendicular ao plano formado pelo tê, como na Figura 2.17. Efeito similar ocorre para as curvas 4a e 4b e os tê 5a e 5b.

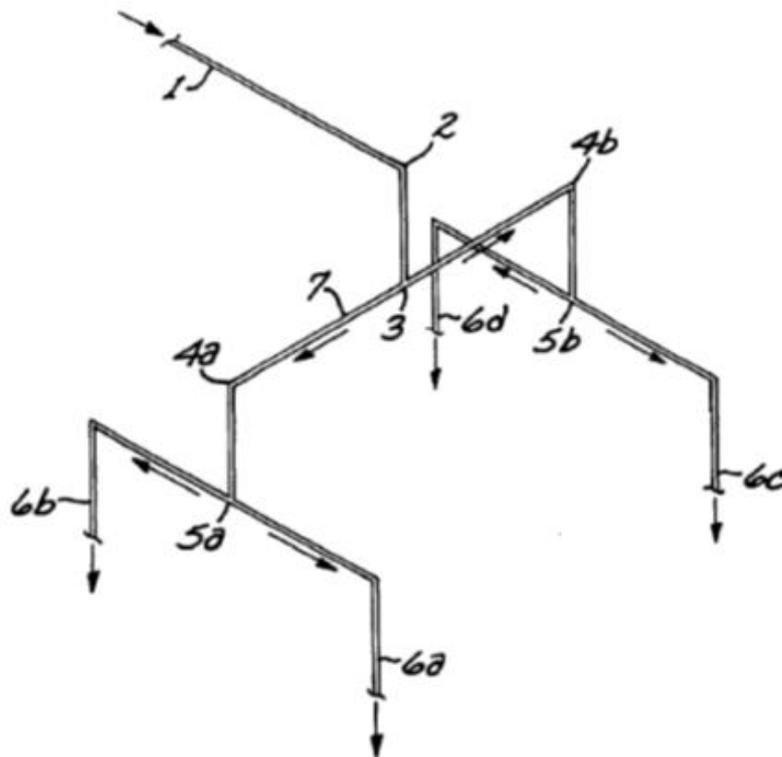


Figura 2.16 - Exemplo de sistema de distribuição do tipo 1.
Fonte: Mueller (2005).

Embora o sistema de distribuição do tipo 1 seja um dos mais comuns (MUELLER, 2005), esse arranjo possui algumas desvantagens. O principal problema é a dependência do escoamento no padrão bolhas dispersas para obter uma distribuição aproximadamente uniforme. Outra desvantagem é que a geometria da tubulação antes dos tês influencia na performance do sistema, como já mencionado. Uma limitação é o fator de possibilitar a distribuição apenas para um número par de saídas. De um modo geral, este sistema não apresenta um desempenho satisfatório.

Desenvolvido pela SAIPEM, o sistema *Multipipe*, outro exemplo de distribuidor do tipo 1, é uma solução em distribuição direta de escoamento bifásico. Este mecanismo distribui o escoamento bifásico para uma série de separadores trabalhando em paralelo, permitindo assim que cada separador seja mais compacto e possua um *design* mais eficiente para suportar a pressão hidrostática das águas profundas e ultra-profundas. A Figura 2.17 apresenta, esquematicamente, o sistema de distribuição e separação *Multipipe*, com detalhe para o distribuidor e as entradas tangenciais nos separadores. O escoamento bifásico líquido-gás sobe verticalmente pelo tubo central, até o distribuidor, onde é distribuído para os separadores. A fase gasosa sai pelo topo, escoando livremente, enquanto a fase líquida sai pela base para ser bombeada.

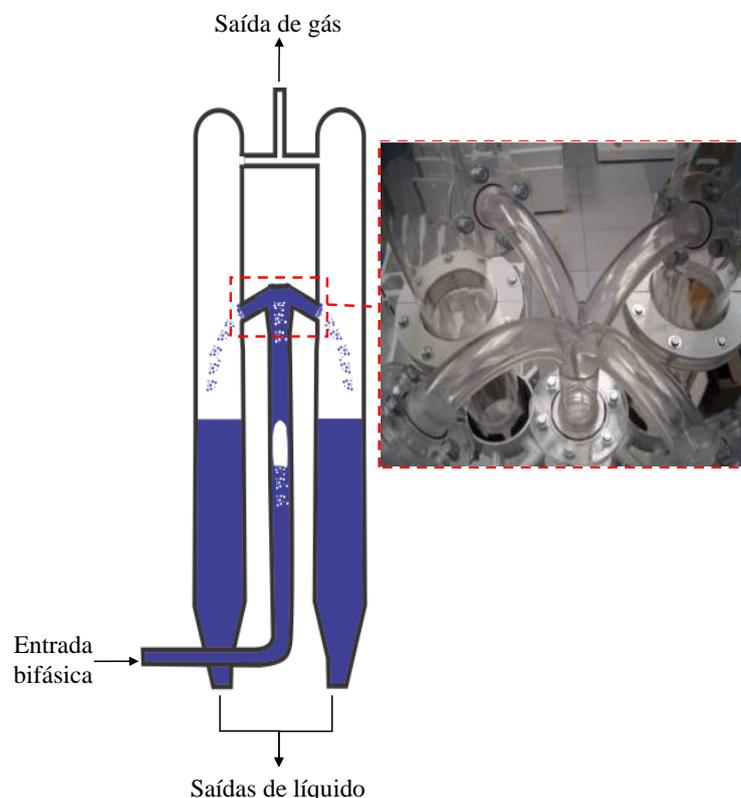


Figura 2.17 - Sistema de distribuição Multipipe.
Fonte: Adptado de Anres (2013).

Os dispositivos do tipo 2 são uma tentativa de melhorar o desempenho de distribuição dos dispositivos do tipo 1, através de geradores de turbulência, como por exemplo palhetas, defletores ou misturadores estáticos. Ao gerar turbulência no escoamento, as bolhas tendem a quebrar em bolhas menores e mais dispersas na fase líquida, misturando as fases. Para se obter boa performance de distribuição, isto é, quando as vazões mássicas de ambas as fases nas duas saídas são aproximadamente idênticas, o padrão disperso é desejável, devido ao seu comportamento muito próximo ao do escoamento monofásico (MUELLER, 2005). As gotículas de líquido dispersas na fase gasosa (ou bolhas gasosas dispersas na fase líquida) tendem a fluir com velocidade próxima a da fase gasosa. Entretanto, geradores de turbulência como misturadores estáticos e bocais geram uma queda de pressão, aumentando o custo operacional.

Um exemplo de dispositivo do tipo 2 é um distribuidor estático bifásico convencional aplicado à sistemas de refrigeração é representado na Figura 2.18. O escoamento líquido-vapor do fluido refrigerante, ao entrar no sistema de distribuição (12), é acelerado por um bocal (18), gerando mais turbulência no escoamento e misturando as fases. Esta aceleração é acompanhada por uma queda de pressão, vaporizando mais fluido refrigerante e, desta forma, contribuindo ainda mais para misturar as fases. O escoamento é distribuído, aproximadamente de forma equitativa, por um divisor geométrico (15), com formato de cone, para as saídas (13) (apenas duas são mostradas) espaçadas de forma uniforme ao redor do divisor geométrico.

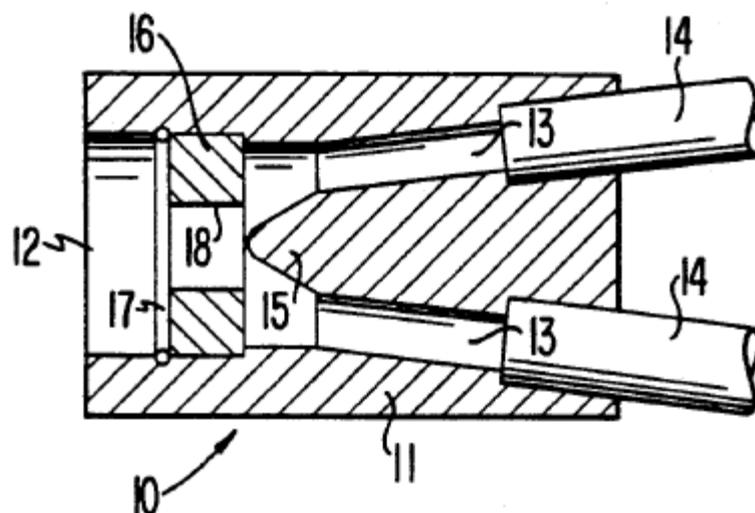


Figura 2.18— Exemplo de distribuidor do tipo 2.
Fonte: Schneider e Byrd (1991).

Dispositivos do tipo 3 são aqueles que são projetados para operar em certo padrão de escoamento. Conseqüentemente, só apresentarão bom desempenho em condições específicas. Entretanto, devido às incertezas dos mapas de fluxo e dos modelos termodinâmicos para prever as fases, é difícil prever o padrão de escoamento. Além disso, tubulações industriais possuem muitas conexões, curvas e válvulas que causam perturbações no escoamento, requerendo um longo comprimento para o padrão de escoamento se reestabelecer. Ademais, as condições operacionais como temperatura, pressão e concentração dos componentes químicos geralmente variam, tornando a operação em apenas um padrão de escoamento impraticável.

Dispositivos do tipo 4 são aqueles que submetem o escoamento a um campo centrífugo, formando um filme de líquido de espessura aproximadamente uniforme e, desta forma, otimizando a distribuição do escoamento. O sistema de distribuição de interesse ao presente trabalho é um exemplo de distribuidor do tipo 4.

Outro exemplo de distribuidor do tipo 4 é o distribuidor proposto por Schneider e Byrd (1991) para sistemas de refrigeração que, assim como o sistema de distribuição estudado no presente trabalho, utiliza a separação centrífuga das fases para obter uma distribuição mais equitativa do que em sistemas comuns. O distribuidor em questão está representado na Figura 2.19. O escoamento bifásico entra tangencialmente, como pode ser visto na Figura 2.19 (b), no separador de fases centrífugo, onde, devido ao campo centrífugo intenso, a fase com maior massa específica escoou junto a parede, formando um filme. Ambas as fases são distribuídas de forma equitativa pelo divisor geométrico de escoamento, representado na Figura 2.19 (c). O divisor geométrico é composto por um cone central com palhetas curvadas, as quais possuem uma aresta afiada e se estendem até as saídas.

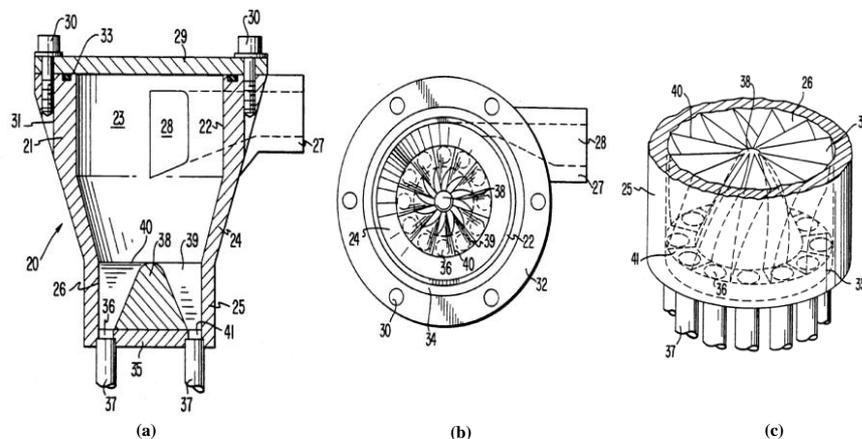


Figura 2.19 – Exemplo de distribuidor bifásico do tipo 4: (a) vista em corte; (b) vista superior; e (c) divisor geométrico.

Fonte: Schneider e Byrd (1991).

Os distribuidores precedidos por agitadores mecânicos (tipo 5) apresentam, em geral, distribuição uniforme devido ao escoamento no padrão disperso, causado pelo agitador mecânico. O problema principal deste tipo de distribuidor é a vedação entre o agitador e a tubulação, podendo ser cara em escoamentos de alta pressão. Além disso, os agitadores aumentam os custos de instalação e manutenção e o consumo de energia.

Um exemplo de distribuidor do tipo 6 (distribuição das fases previamente separadas) é mostrado na Figura 2.20. O escoamento bifásico líquido-gás chega ao separador gravitacional 10 pela entrada 11. A fase gasosa sai do separador pela linha 14 e passa pelo primeiro jogo de válvulas 15a, 15b e 15c, acionadas pelos controladores de fluxo 16a, 16b e 16c, respectivamente. Analogamente para a fase líquida, porém pela linha 18, válvulas 19a e 19b e controladores de fluxo 20a, 20b e 20c. Adicionalmente, um controlador de pressão 17 se comunica com os controladores de fluxo 16 para manter a pressão desejada no separador. Analogamente, um controlador de nível 21 está em comunicação com os controladores de fluxo 20. Os controladores de fluxo acionam as válvulas de modo a obter a proporção líquido/gás desejada nas saídas.

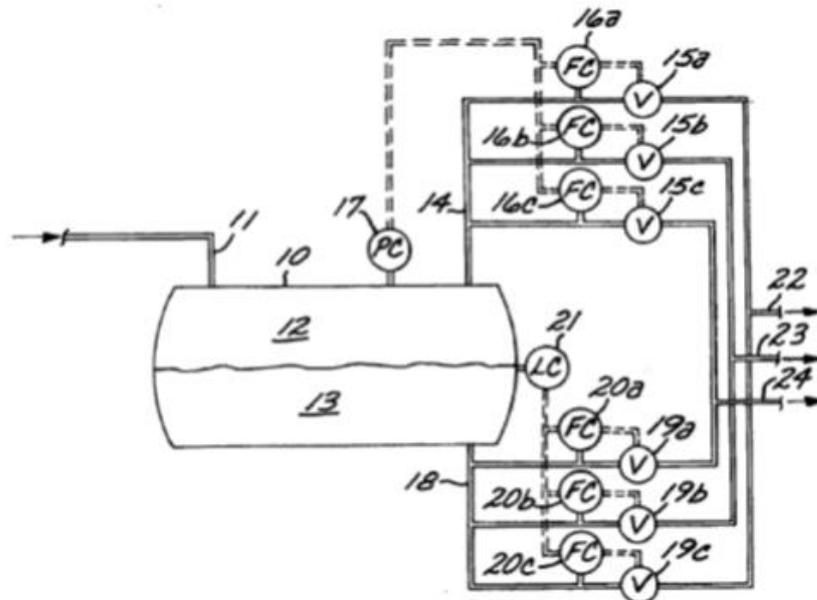


Figura 2.20 Distribuição com pré-separação de fases.
Fonte: Mueller (2005).

A instrumentação do distribuidor da Figura 2.20 é relativamente complexa, com grande número de componentes, aumentando o risco de falhas e o custo.

Outro exemplo de distribuidor do tipo 6, desenvolvido especificamente para aplicação submarina pela indústria de óleo e gás e patentado pela SAIPEM com número US 8226742 B2, é apresentado na Figura 2.21. A mistura bifásica entra pela base do reservatório primário, onde ocorre a pré-separação das fases por diferença de massa específica. As fases são

distribuídas (parcialmente separadas) para diversos reservatórios secundários (preferencialmente de 4 a 12), onde a separação total ocorre também por diferença de massa específica e as fases seguem por suas respectivas linhas.

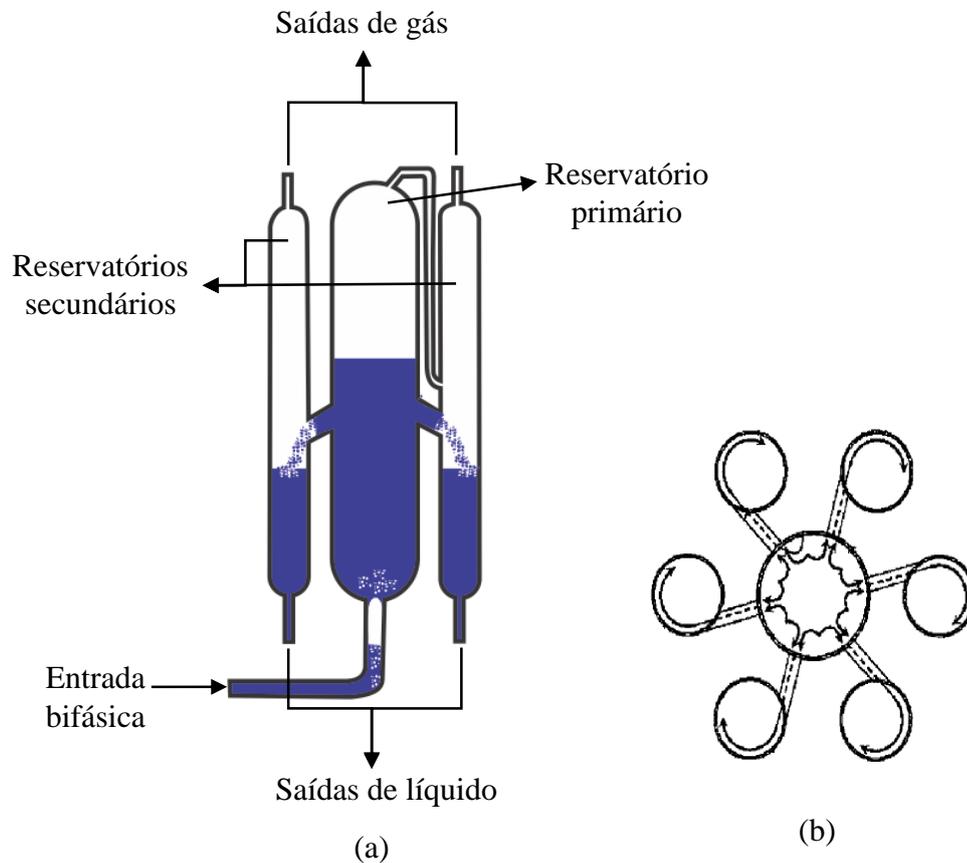


Figura 2.21 - Distribuidor SAIPEM com pré-separação. (a) Representação esquemática; (b) Vista superior.

Fonte: Adptado de Abrand *et al.*(2012).

O reservatório primário possui duas saídas: uma no topo (para a fase gasosa), e diversas saídas intermediárias (para a fase líquida). O espaço ocupado pelo gás no reservatório primário acima das saídas intermediárias serve para conter instabilidades e variações repentinas no escoamento. A saída de gás, além conduzir o gás já separado aos reservatórios secundários, serve para, em caso de inundação do reservatório primário, extravasar o líquido excedente aos reservatórios secundários. O reservatório secundário possui entradas tangenciais para o escoamento parcialmente separado e saídas na base e no topo, para o líquido e o gás, respectivamente.

A Figura 2.20 (b) demonstra uma vista superior dos tubos de transferência entre o reservatório primário e os reservatórios secundários, entrando nestes tangencialmente. A entrada tangencial impõe um campo centrífugo, aumentando a eficiência de separação. Além disso, a vazão e a velocidade do escoamento são reduzidas nos reservatórios secundários,

permitindo assim mais tempo para que a separação das fases seja mais completa. Após os reservatórios secundários a fase gasosa é direcionada para uma única linha de gás, assim como a fase líquida.

2.5 Fechamento do Capítulo

Neste capítulo, os fenômenos físicos de grande relevância para a performance do sistema de distribuição a ser avaliado no presente trabalho foram sucintamente discutidos.

Oportunamente, existem muitos estudos sobre padrões de escoamento vertical ascendente e sobre formação e desenvolvimento de um filme de líquido descendente sob ação combinada dos campos centrífugo e gravitacional. A compreensão destes fenômenos físicos é essencial para avaliar e dimensionar corretamente o sistema de distribuição. Algumas técnicas empregadas em sistemas de distribuição existentes também foi discutida.

Mostrou-se, também, os estudos publicados para o distribuidor tratado neste trabalho. Os resultados destes estudos fornecem uma sólida base de conhecimento que permite restringir o escopo deste estudo e dados que ajudarão na análise dos resultados a serem obtidos. Desta forma, o presente trabalho é uma continuação dos estudos realizados por Eidt (2017), Ofuchi *et al.* (2017) e Rodrigues *et al.* (2017).

3 METOLOGIA EXPERIMENTAL

Para atingir os objetivos do presente trabalho, uma bancada experimental foi construída nas instalações do NUEM – UTFPR, com apoio financeiro da Petrobras. Neste capítulo, está apresentado o circuito hidráulico e seu funcionamento, detalhando seus componentes. Em seguida, é apresentado o sensor de malha de eletrodos (*wire mesh*) e brevemente explicado o princípio de funcionamento.

3.1 Circuito experimental

O circuito experimental foi projetado e construído pela equipe do NUEM. A bancada consiste em um circuito fechado para a fase líquida e pode ser dividido em três partes principais: armazenamento e linhas de alimentação (ar e água), seção de testes e sistema de aquisição de dados. A Figura 3.1 ilustra uma representação esquemática da bancada experimental.

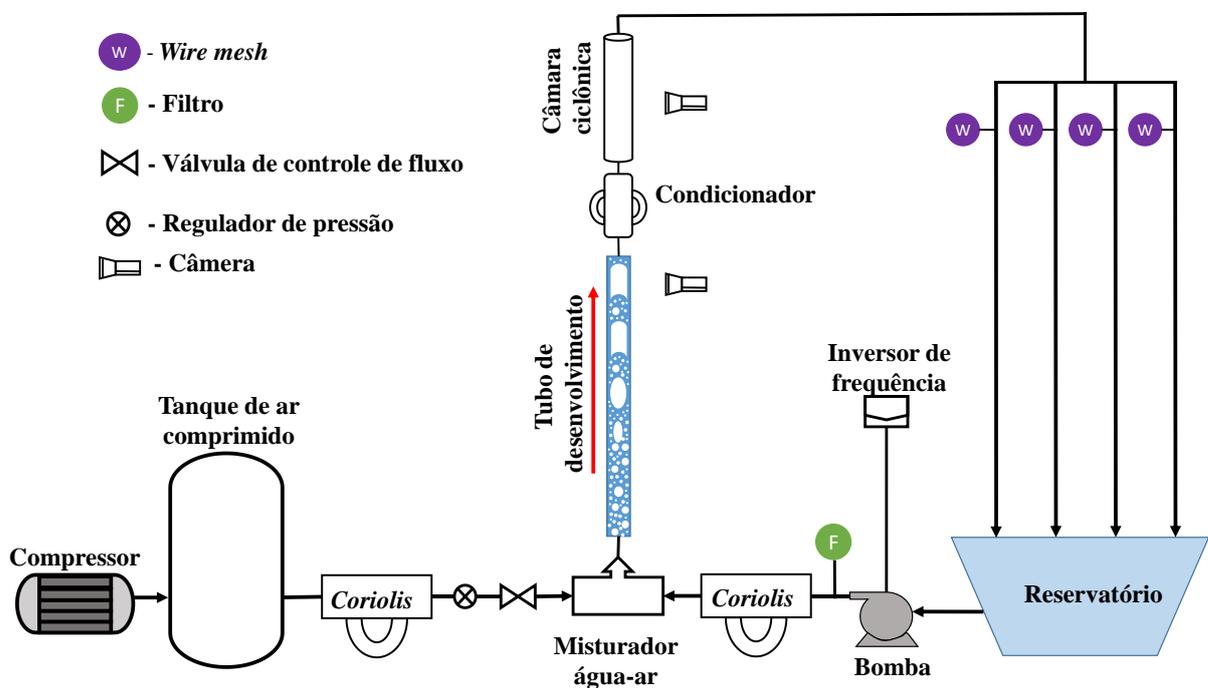


Figura 3.1 - Representação esquemática simplificada do circuito experimental.

A fase líquida é bombeada por uma bomba centrífuga (Thebe TH-40/160(R) TR), com altura máxima de 56 metros de coluna de água, acionada por um motor (WEG de 8,2 kW

- 11 HP) e um inversor de frequência, (WEG, de 7,5 kW - 10 HP), a partir do reservatório com capacidade de 1100 litros. Antes de atingir a seção de testes, a vazão volumétrica da fase líquida é mensurada por um medidor tipo *coriolis* (Yokogawa RCCT38).

O ar é pressurizado por um compressor e armazenado à 10 bar em um tanque com 2000 litros. A pressão é regulada por um regulador de pressão, para mantê-la constante durante os experimentos. A vazão volumétrica é medida por um *coriolis* (Yokogawa RCCS30 ou Yokogawa RCCS32) e controlada manualmente por uma válvula de controle de fluxo. As fases são misturadas e escoam por mais uma tubulação de acrílico de 52 milímetros de diâmetro com mais de 4 metros de comprimento na direção vertical (limitação de espaço da infraestrutura), para que o escoamento alcance a seção de testes o mais desenvolvido possível. Após a seção de testes, a fase líquida retorna ao reservatório e a fase gasosa é liberada na atmosfera.

Foi feita uma análise de incertezas dos equipamentos utilizados na bancada e está apresentada no Apêndice A.

3.1.1 Seção de testes

A seção de testes foi projetada para permitir a visualização do escoamento, através da utilização de tubos de acrílico, com exceção do condicionador. Além disso, sensores *wire mesh* foram posicionados em cada uma das quatro saídas, para avaliar o padrão do escoamento e a fração de vazio.

Idealmente, um sensor de pressão deve ser instalado na seção de testes para que se possa calcular a velocidade superficial da fase gasosa. Entretanto, como na data dos testes realizados para o presente trabalho o sensor de pressão ainda não estava instalado na seção de testes, a pressão atmosférica, aferida por um sensor situado no local dos testes, para se obter uma aproximação da velocidade superficial do gás. O método de cálculo é apresentado no Apêndice A, juntamente com a análise de incertezas experimentais da bancada. A Figura 3.2 demonstra um desenho em CAD (*computer-aided design*) do circuito experimental, com destaque para a seção de testes.

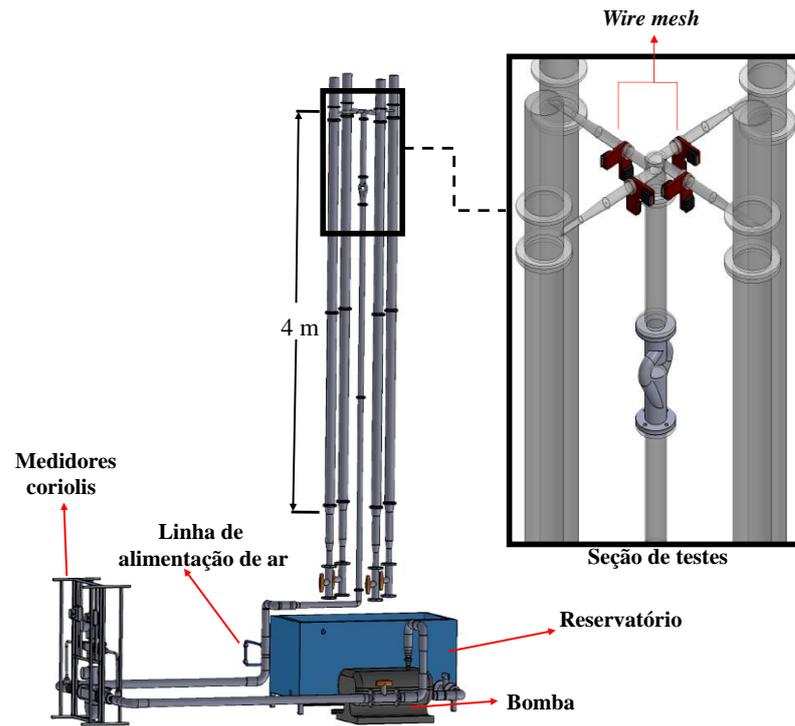


Figura 3.2 – Circuito hidráulico com detalhe na seção de testes.

Para estudar a influência do comprimento da câmara ciclônica no desempenho do distribuidor, a bancada foi projetada de maneira que o comprimento da câmara ciclônica possa variar. Em termos operacionais, a câmara ciclônica pode ser dividida em três partes: a parte inferior que pertence ainda à peça do condicionador; a parte central, entre flanges; e a parte superior pertencendo à peça das saídas. A parte central pode ser removida e substituída por outra de variados comprimentos e, somado aos comprimentos fixos da parte inferior e superior, resulta no comprimento de câmara ciclônica desejado. Para isso, toda a tubulação a montante pode ser movida para se adequar ao novo comprimento da câmara ciclônica. Entretanto, por questões de tempo, para o presente estudo, a câmara ciclônica possui 624 milímetros de comprimento.

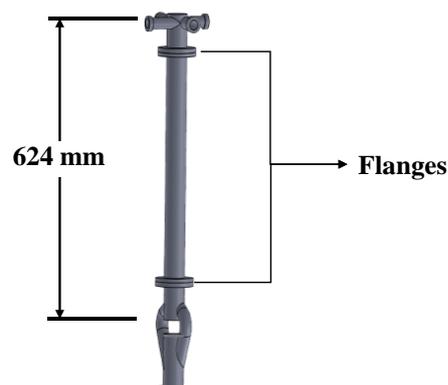


Figura 3.3 -Comprimento da câmara ciclônica avaliada no presente trabalho.

3.1.2 Sensor *wire mesh*

O sensor *wire mesh*, ou sensor de malha de eletrodos, é uma técnica de medição intrusiva capaz de realizar o imageamento tomográfico da seção transversal com alta resolução espacial e temporal (DOS SANTOS, 2011). Como foi mostrado por Ofuchi *et al.* (2017), Eidt (2017) e Rodrigues *et al.* (2017), o desempenho deste sensor para visualização de escoamentos bifásicos líquido-gás é satisfatório. Este sensor consiste em dois planos (transmissor e receptor) de eletrodos (fio de aço inoxidável com 0,12mm de diâmetro) formando um ângulo de 90° entre si. O espaçamento entre os eletrodos é constante ao longo da seção transversal da tubulação. A Figura 3.4 demonstra dois sensores *wire mesh* instalados em uma tubulação.



Figura 3.4 - Dois sensores *wire mesh* em um duto.
Fonte: Dos Santos, 2011.

De forma sucinta, o funcionamento do sensor se dá na aplicação de uma tensão em um dos eletrodos transmissores, enquanto os outros eletrodos transmissores, não ativos, são conectados a um potencial nulo. Dessa forma, o potencial elétrico se concentra ao longo do eletrodo ativo, assim as correntes medidas pelos eletrodos receptores são referentes a uma dada região do sensor. O processo é repetido sequencialmente para cada transmissor. Desse modo, o sensor avalia cada sub-região da seção transversal individualmente. Ao final do processo, a capacitância em cada cruzamento é obtida, as quais correspondem à distribuição instantânea das fases na seção transversal do duto (DOS SANTOS, 2011). A Figura 3.5 ilustra o sensor *wire mesh* e suas partes constituintes.

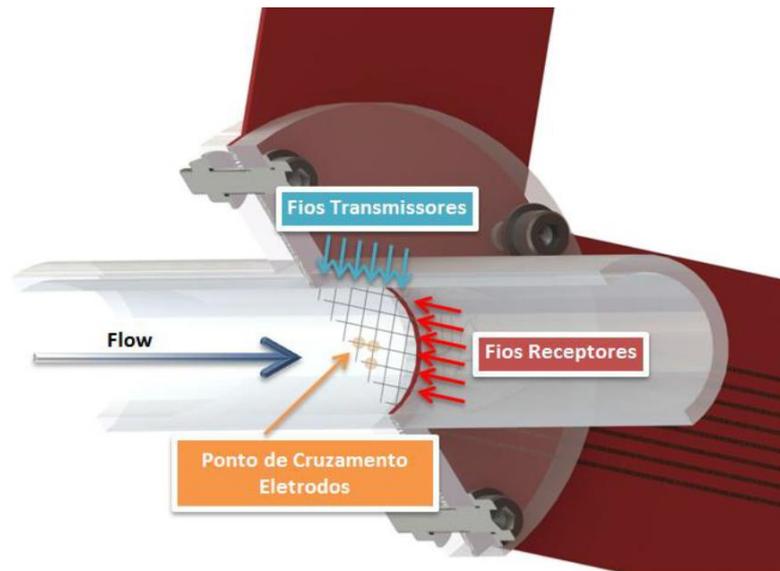


Figura 3.5 – Sensor wire mesh e seus componentes.
Fonte: Dos Santos, 2011.

3.2 Filmagem

Foi utilizado uma câmera Logitech HD Pro Webcam C920 para filmar o escoamento a montante e a jusante do condicionador. A iluminação foi feita por trás dos tubos. Foi utilizado um difusor de luz para melhor difusão da luz. Essas filmagens foram realizadas com o intuito de visualizar e correlacionar o escoamento a montante e a jusante (câmara ciclônica) do condicionador.

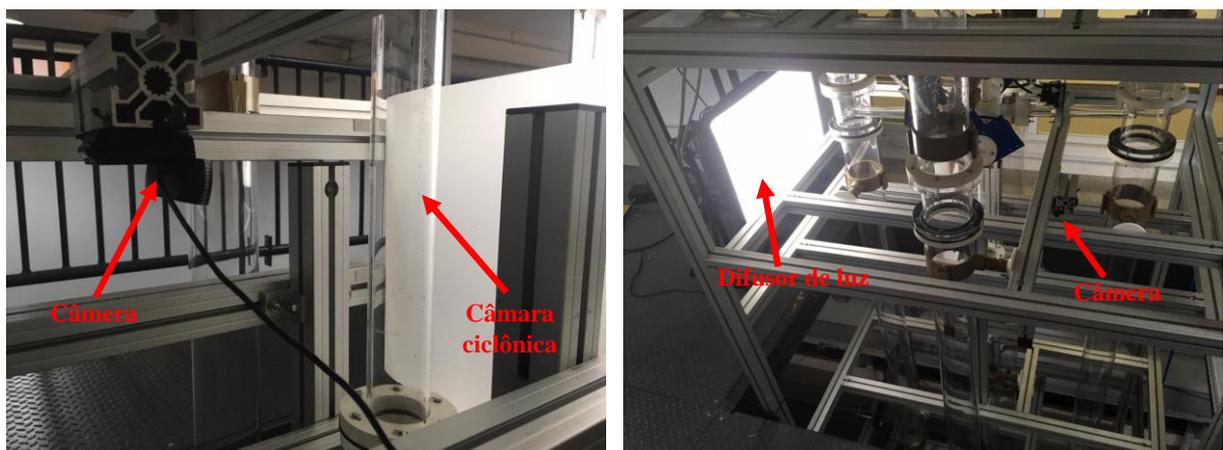


Figura 3.6 – Fotos da bancada na região onde foram realizadas as filmagens do escoamento.

3.2 Medição da vazão volumétrica de líquido nas saídas

A bancada foi projetada para conter uma válvula de acionamento pneumático em cada uma das saídas. Com a bancada em funcionamento, elas poderiam ser fechadas ao mesmo tempo para que a vazão de líquido em cada uma das saídas pudesse ser comparada. Entretanto, até o momento em que os testes para o presente trabalho foram realizados, as válvulas de acionamento pneumático ainda não estavam instaladas. Desta forma, para se analisar as vazões, foi necessário utilizar uma metodologia mais simples e menos precisa, descrita abaixo.

A metodologia empregada consiste em um operador em cada uma das saídas e um operador sinalizando o começo e o final da medida. Os operadores em cada uma das saídas dispõem de um Béquer numerado de acordo com cada uma das saídas e, ao primeiro sinal, posicionam o Béquer de forma a captar toda vazão de líquido escoando pelas saídas. Ao segundo sinal retiram o Béquer e o volume em cada recipiente é comparado. Diversas medidas foram tomadas para alguns casos da grade de testes, e a cada medida cada os operadores alternam as saídas. A Figura 3.7 exemplifica ilustra uma medida e mostra a numeração das saídas, e a Figura 3.8 ilustra as saídas onde a vazão de líquido foi captada.



Figura 3.7 - Volume coletados nas saídas do sistema de distribuição.



Figura 3.8 - Local onde a vazão foi coletada pelos recipientes.

Este método possui uma incerteza grande e difícil de quantificar. Portanto, os dados não são qualitativos e sim significativos. Servem apenas para fornecer, de forma aproximada, um indicador de desempenho do sistema de distribuição perante diferentes condições de escoamento.

3.3 Sistema de aquisição e supervisão de dados

A aquisição de dados no circuito experimental é feita através de uma rede de comunicação que utiliza o protocolo *Foundation Fieldbus*, cabos de transmissão e uma placa de aquisição da marca *National Instruments* acoplada a um computador, onde os dados são processados através do *software LabVIEW*.

O sensor *wire mesh*, por sua vez, como demonstrado por Dos Santos (2011), tem como saída uma tensão que é proporcional à capacitância medida pelo *wire mesh* que também é proporcional à fração de fase. Desta forma, é necessário obter valores de tensão correspondentes à cada fase. Para isso, é necessário realizar uma medição com o duto cheio da fase líquida e vazio (somente a fase gasosa). A Figura 3.9 ilustra simplificada o circuito de um dispositivo *wire mesh*. A corrente no eletrodo receptor é convertida em voltagem pelo amplificador operacional. Para que possa ser digitalizado, o sinal precisa ser demodulado, isto

é, convertido de um sinal de corrente alternada para corrente contínua. O processamento dos dados é feito por um programa em MATLAB.

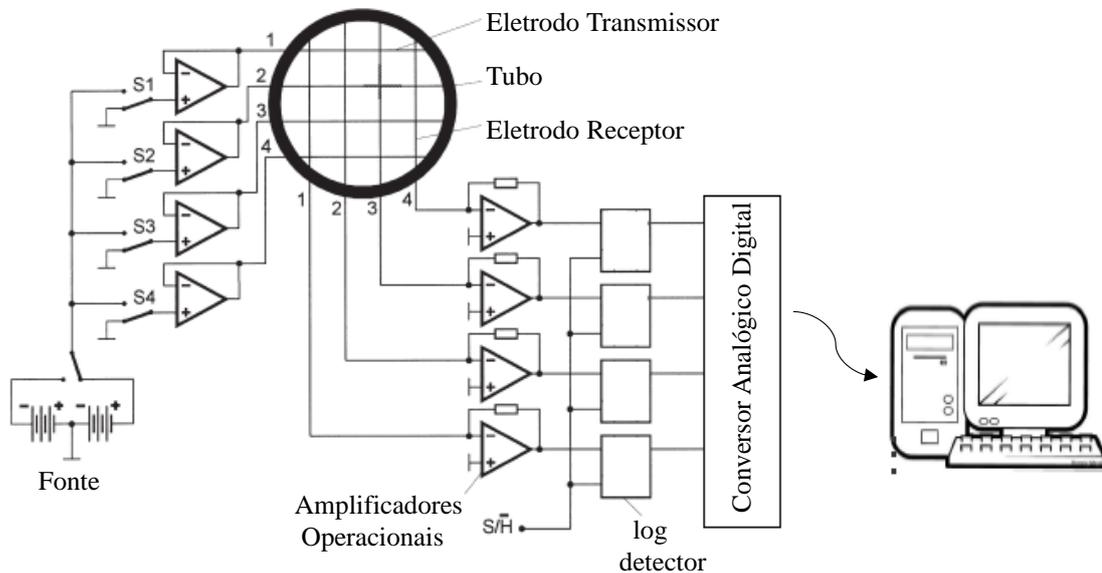


Figura 3.9 – Representação simplificada da eletrônica de um wire mesh 4x4.
 Fonte: Adptado de Prasser, Böttger e Zchau, 1998.

3.4 Procedimentos Experimentais

A seguir é apresentado o procedimento adotado para a realização dos testes bifásicos com água e ar.

- i. Liga-se o conversor analógico digital e espera-se aquecer por aproximadamente uma hora.
- ii. Liga-se os medidores *coriolis*, o inversor de frequência da bomba e os computadores de aquisição de dados.
- iii. Inicia-se o *software* dos medidores *coriolis* e aguarda-se o reconhecimento dos medidores ligados.
- iv. Inicia-se o *software* do sistema de aquisição *LabVIEW*.
- v. Confere-se todas se as válvulas dos *coriolis* ativos estão abertas.
- vi. Confere-se se a válvula do circuito de ar no misturador está fechada.
- vii. Pressuriza-se o circuito de ar.
- viii. Liga-se a bomba pelo *software LabVIEW* e digita-se a velocidade superficial do líquido desejada. Através da vazão e da densidade medida pelo *coriolis*

- e do diâmetro fornecido pelo usuário o programa calcula o J_L e ajusta a rotação da bomba até se atingir a velocidade superficial de líquido desejada.
- ix. Após a velocidade do líquido estabilizar, abre-se a válvula do circuito de ar que dá acesso ao misturador. A partir desta etapa tem-se escoamento bifásico no circuito.
 - x. Pela válvula de controle de fluxo, ajusta-se a vazão de gás para se obter o J_G desejado. O controle é feito pelo valor da velocidade superficial do gás calculado pelo programa *LabVIEW*, utilizando a vazão medida pelo *coriolis* e a pressão fornecida pelo usuário, e atualizado instantaneamente.
 - xi. Espera-se o escoamento bifásico estabilizar.
 - xii. As medições de vazão, aquisição pelo *wire mesh* ou filmagens podem ser feitas.
 - xiii. Confere-se as medições realizadas pelo *wire mesh*, salva-se estes arquivos se não apresentarem erros, salva-se os parâmetros do escoamento calculados pelo *LabVIEW*, como vazão, velocidade, temperatura entre outros para ambas as fases, gravados durante a aquisição do sensor *wire mesh*.
 - xiv. Repete-se as etapas xii e xiii mais duas vezes.
 - xv. Reajusta-se as vazões de gás e/ou líquido para a próxima medição.
 - xvi. Repete-se as etapas xi até xiii até todos os pontos da grade de testes forem contemplados.
 - xvii. Fecha-se a válvula do circuito de ar que dá acesso ao misturador.
 - xviii. Espera-se todo o gás remanescente na tubulação sair com o escoamento.
 - xix. Ao se atingir o escoamento monofásico de líquido, pode-se então, desligar a bomba.
 - xx. Despressuriza-se a linha de ar.
 - xxi. Fecha-se o *software* de aquisição.
 - xxii. Desliga-se os medidores *coriolis*, o conversor analógico digital, o inversor da bomba e os computadores.

As etapas x até xiii são repetidas até todos os pontos da grade de testes forem contemplados.

4 RESULTADOS

Neste capítulo são apresentadas análises dos resultados obtidos nos testes experimentais. Inicialmente é mostrada a grade de testes escolhida, em seguida é mostrado e discutido os dados obtidos através do sensor *wire mesh*, béquer e da câmera.

4.1 Grade de Testes

As velocidades superficiais foram escolhidas para proporcionar, principalmente, um escoamento em golfadas em um tubo vertical com duas polegadas de diâmetro para os fluidos água-ar. A Tabela 4.1 demonstra a grade de testes escolhida, onde as lacunas na cor verde são os pontos onde os dados foram coletados apenas por *wire mesh*, o pontos azuis são os pontos onde utilizou-se as técnicas de aquisição de dados do *wire mesh*, medição de vazão e realizou-se filmagens, e os pontos vermelhos são os pontos que não foram possíveis de serem alcançados.

Tabela 4.1 – Grade de testes com velocidades superficiais em m/s.

JG \ JL	0,5	1,0	1,5	2,0	2,5	3,0
0,5						
1,0						
1,5						
2,0						
2,5						
3,0						

Wire mesh
 Wire mesh, medição de vazão e filmagem
 Limitação da bancada

Verificou-se, nos testes experimentais, que a vazão da bomba utilizada não foi suficiente para atingir a velocidade superficial de líquido (J_L) de 3,0 m/s na tubulação. A Figura 4.1 ilustra a grade de testes em um mapa de fluxo para o escoamento vertical ascendente água-ar numa tubulação de 52 mm de diâmetro, gerado no *software* MATLAB, utilizando a metodologia descrita por Mishima e Ishii (1984).

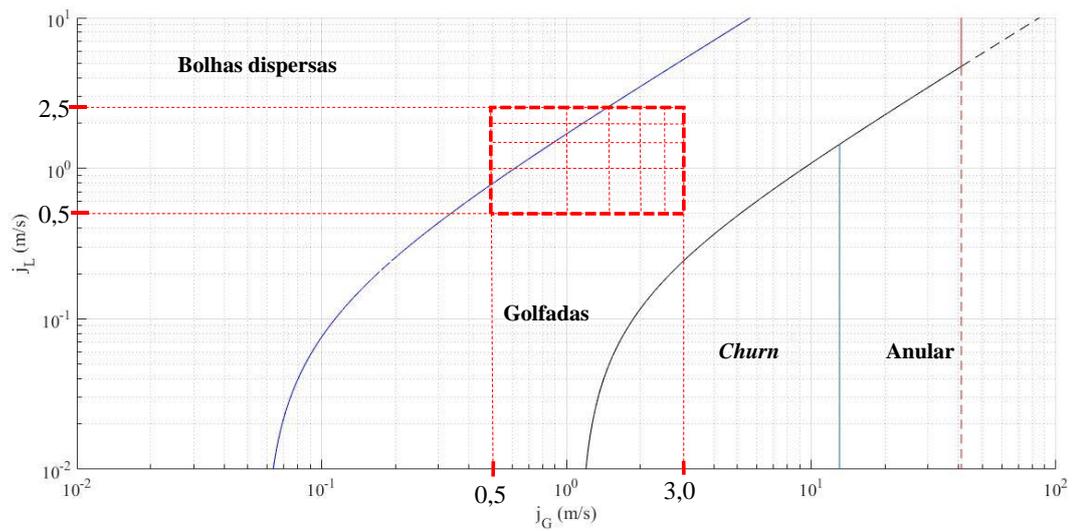


Figura 4.1 - Grade de testes em um mapa de fluxo.

4.2 Imagens do escoamento

Através de um software, os frames foram extraídos das filmagens do escoamento. Os frames que melhor representam o escoamento foram selecionados e são apresentados nesta seção.

4.2.1 Escoamento a montante do condicionador

Dos pontos da grade de testes que foram filmados, apenas o ponto $J_L = 2,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s está situado na região de bolhas dispersas. Os demais estão na região de golfadas. A Figura 4.2 ilustra o escoamento logo antes do condicionador.

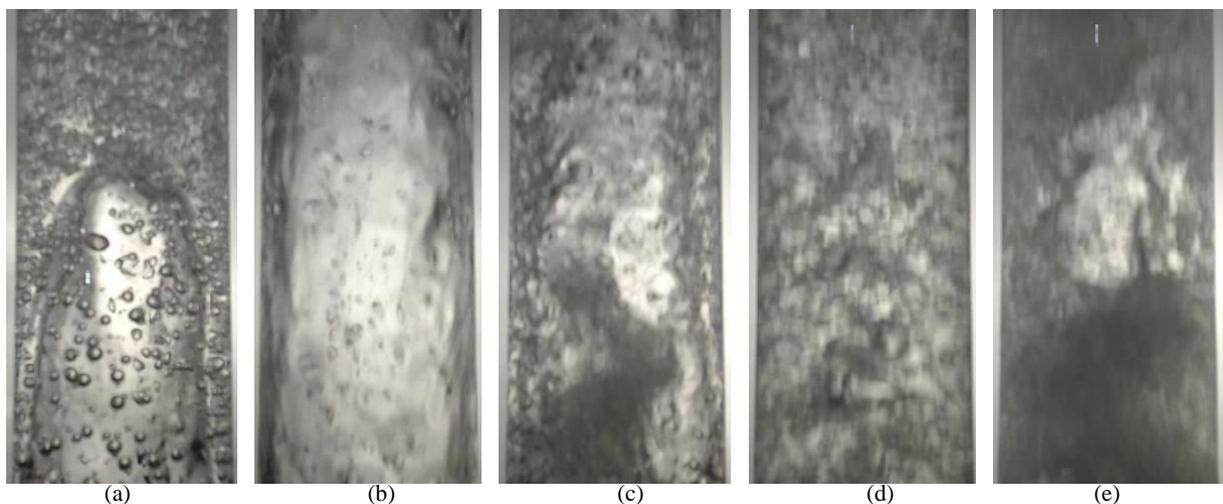


Figura 4.2 - Escoamento a montante do condicionador para os casos: (a) $J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s; (b) $J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 3,0$ m/s; (c) $J_L = 1,5$ m/s e $J_G = 1,5$ m/s; (d) $J_L = 2,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s; (e) $J_L = 2,5$ m/s e $J_G = 3,0$ m/s

Para o caso onde ambas fases possuem velocidades superficiais iguais à 0,5 m/s, o escoamento apresenta um comportamento golfadas. Na Figura 4.2 (a) é possível ver a ponta da bolha de Taylor bem definida, logo abaixo do pistão de líquido. Ao se aumentar a velocidade superficial de gás para 3,0 m/s e mantendo a velocidade superficial do líquido em 0,5 m/s, devido à velocidade superficial do gás ser significativamente maior que a do líquido, a bolha de Taylor cresceu em tamanho e escoou com muita energia, sendo dominante no escoamento, como ilustrado na Figura 4.2 (b). A Figura 4.2 (b) parece representar um escoamento anular, pois a bolha de Taylor possui um comprimento maior do que a câmara capta na direção axial. Como a câmara estava próxima a tubulação, a filmagem capta uma imagem de uma pequena porção da tubulação no sentido axial. É possível perceber que a bolha é bastante alongada e possui aproximadamente o mesmo diâmetro da tubulação. Para o caso onde ambas as fases escoam com velocidades superficiais de 1,5 m/s, o escoamento ainda é de golfadas, porém a bolha de Taylor possui um tamanho menor e não possui forma definida, como representado na Figura 4.2 (c). No caso onde $J_L = 2,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s, o escoamento apresenta um padrão disperso Figura 4.2 (d). Mantendo a velocidade superficial do líquido em 2,5 m/s e aumentando a velocidade superficial do gás para 3,0 m/s, o escoamento novamente está no padrão golfadas, porém novamente a bolha de Taylor é reduzida em tamanho e os pistões de líquido estão mais aerados, como ilustrado na Figura 4.2 (e). Para os casos onde o padrão de escoamento não estava bem definido, acredita-se que é preciso um comprimento maior de tubulação vertical para o escoamento se desenvolver.

Portanto, embora o escoamento com $J_L = 1,5$ m/s e $J_G = 1,5$ m/s e o escoamento com $J_L = 2,5$ m/s e $J_G = 3,0$ m/s estejam situados na região de golfadas do mapa de fluxo apresentado, visualmente o escoamento assemelha-se mais com o padrão *churn*. Acredita-se que este fato ocorre devido ao comprimento da tubulação vertical não ser suficiente para o escoamento não se desenvolver completamente. Entretanto, o escoamento com $J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s apresenta um padrão golfadas mais definido, sugerindo que quanto maior for a velocidade da mistura, maior será o comprimento necessário para o escoamento se desenvolver.

Verifica-se, pela Figura 4.2, que ao se aumentar a velocidade da mistura, a imagem torna-se menos nítida, isso se dá pela utilização de uma câmara comum, e não uma de alta velocidade.

4.2.2 Escoamento na câmara ciclônica

Foi observado, durante os testes, uma oscilação significativa na espessura do filme de líquido na câmara ciclônica quando o escoamento entrando no condicionador estava em um padrão intermitente. Esta oscilação está associada com a passagem da bolha de Taylor. Ocorre uma diminuição abrupta na espessura do filme enquanto a bolha passa pela câmara ciclônica. A Figura 4.3 ilustra a variação da espessura do filme de líquido na câmara ciclônica para $J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s.

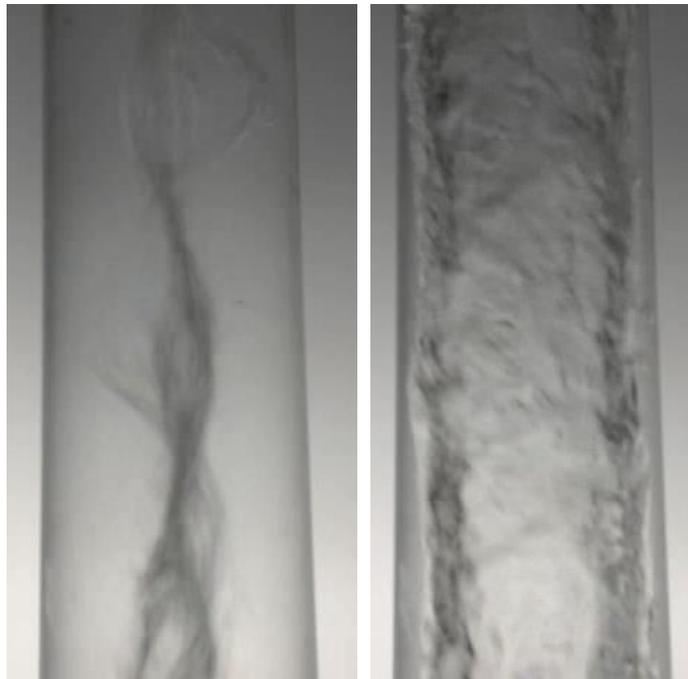


Figura 4.3 - Variação da espessura do filme de líquido na câmara ciclônica para $J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s.

Para parâmetro de comparação, imagens do escoamento na câmara ciclônica para outras combinações de velocidades superficiais são mostradas, de acordo com a Tabela 4.2.

Tabela 4.2 - Figuras da câmara ciclônica.

Figura	J_L [m/s]	J_G m/s]
4.4	0,5	3,0
4.5	1,5	1,5
4.6	2,5	0,5
4.7	2,5	3,0

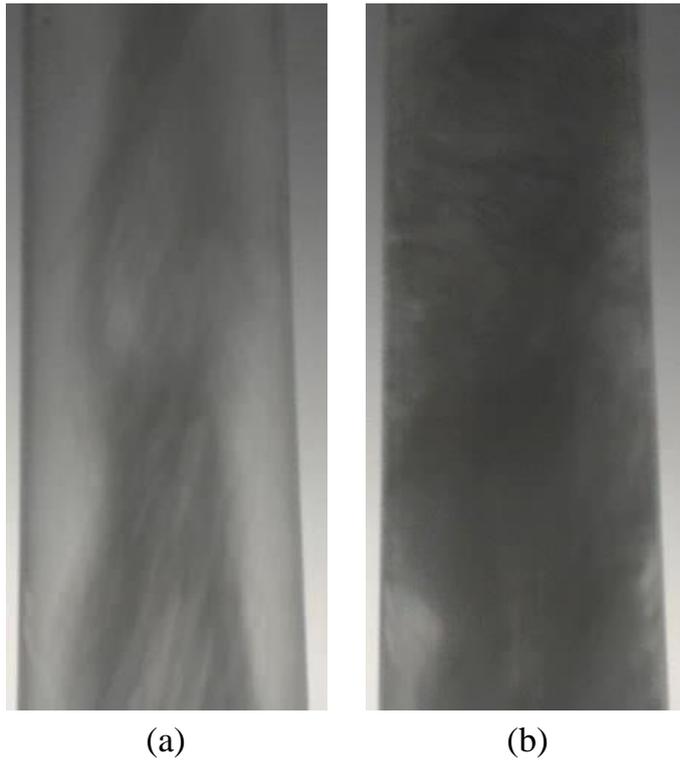


Figura 4.4 - Variação da espessura do filme de líquido na câmara ciclônica para $J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 3,0$ m/s.

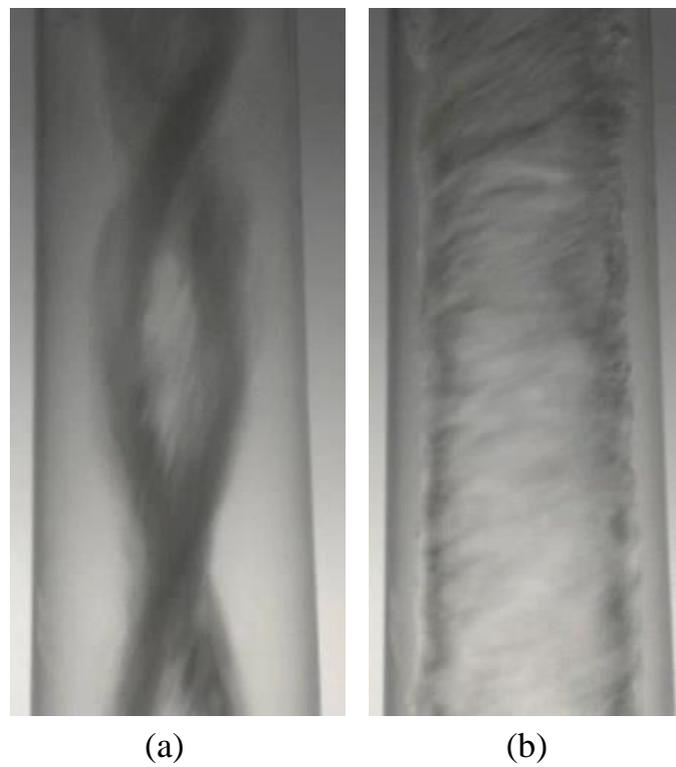
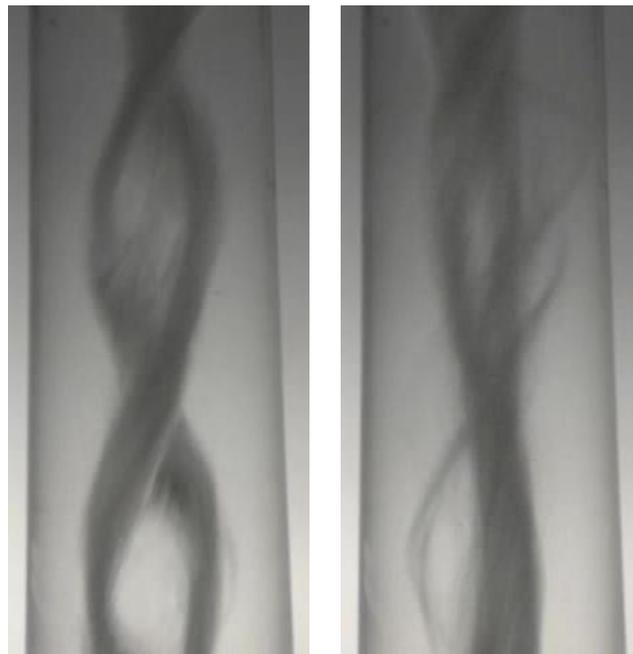


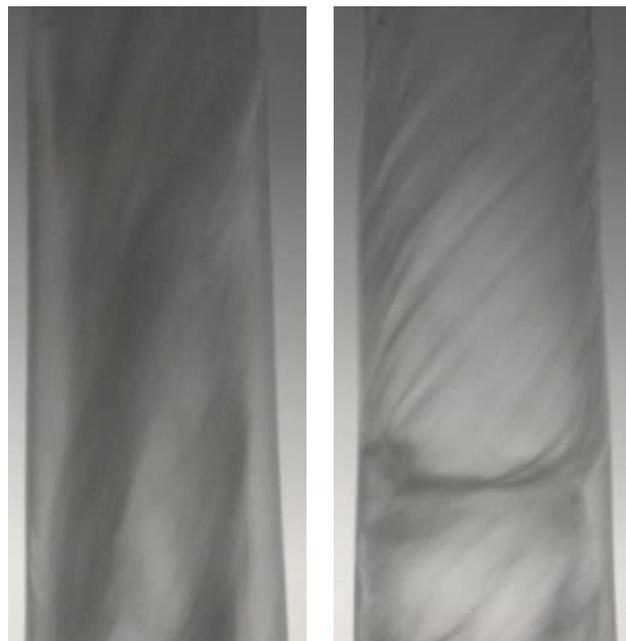
Figura 4.5 - Variação da espessura do filme de líquido na câmara ciclônica para $J_L = 1,5$ m/s e $J_G = 1,5$ m/s.



(a)

(b)

Figura 4.6 - Variação da espessura do filme de líquido na câmara ciclônica para $J_L = 2,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s.



(a)

(b)

Figura 4.7 - Variação da espessura do filme de líquido na câmara ciclônica para $J_L = 2,5$ m/s e $J_G = 3,0$ m/s.

Ao se analisar as imagens, nota-se que essa variação é tanto mais pronunciada quanto maior for a bolha de Taylor e quanto menor for a velocidade do líquido. Acredita-se que esses parâmetros se relacionem da seguinte maneira: quanto maior a velocidade de líquido, maior a turbulência e, portanto, maior a dificuldade para as bolhas coalescerem e formarem a

bolha de Taylor. Conforme discutido acima, os casos com velocidades maiores possuem bolhas de Taylor menores e isso reduz a variação da espessura do filme de líquido. Além disso, conforme discutido no capítulo 2, quanto maior a velocidade do líquido, maior será a força de espalhamento, dificultando a ação da fase gasosa sobre a fase líquida.

Além disso, é perceptível, pela Figura 4.4 que o filme de líquido deixa de existir durante um estante de tempo. Não se sabe a razão pela qual isto ocorre. Seria necessário instalar dois sensores *wire mesh* a montante e a jusante do condicionador para se avaliar esta ocorrência. É notável, também, pela Figura 4.6, que a espessura do filme de líquido se mantém aproximadamente constante ao longo do tempo. Isto está relacionado com a condição de entrada do escoamento (bolhas dispersas). Isto é, escoamentos contínuos na entrada do sistema de separação geram um filme de líquido mais estável na câmara ciclônica, e escoamentos intermitentes na entrada geram um filme de líquido com alta variação de espessura na câmara ciclônica.

Como mostrado por Eidt (2017), a espessura do filme de líquido tende a diminuir com o aumento da velocidade superficial do gás (J_G) e com o aumento da velocidade superficial do líquido a partir de $J_L = 1,5$ m/s, conforme rerepresentado na Figura 4.8 (reapresentação da Figura 2.10).

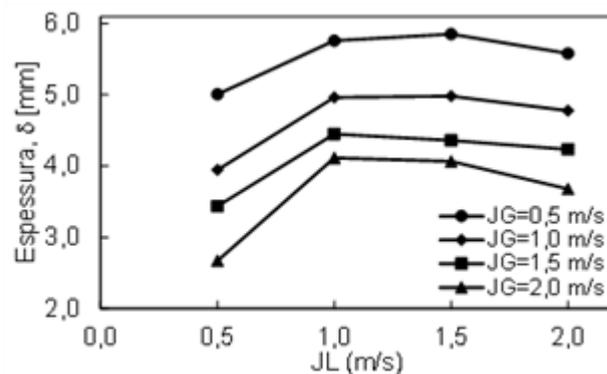


Figura 4.8 - Espessura média no tempo do filme de líquido para todos os casos de velocidades de entrada. Fonte: Eidt, 2017.

Este efeito é também perceptível ao se analisar as imagens da câmara ciclônica. Nota-se que o caso $J_L = 2,5$ m/s e $J_G = 3,0$ m/s (Figura 4.7) apresentou espessura de filme de líquido menor do que os outros casos filmados.

O Apêndice B traz outras imagens que ilustram a variação do filme na câmara ciclônica e o padrão de escoamento a montante do condicionador.

4.3 Análise de Distribuição

No presente trabalho, dois métodos foram utilizados para avaliar a distribuição do escoamento na bancada: o volume de líquido coletado por recipientes nas saídas do sistema de distribuição; e a fração de vazio medida por sensores *wire mesh* em cada uma das saídas. Primeiramente, os resultados estão apresentados e posteriormente são discutidos.

4.3.1 Béquer

Nesta análise foi realizada a coleta do volume de líquido escoando pelas saídas do distribuidor, três vezes. Tirou-se a média do volume coletado em cada saída, referente às três vezes coletadas. Por fim, para determinar o desvio percentual de cada saída, comparou-se o valor médio obtido a partir da média aritmética das quatro saídas com as respectivas médias de cada saída. Os resultados obtidos por este método revelam um desempenho satisfatório do sistema de distribuição. A Tabela 4.2 apresenta o desvio médio das saídas para cada caso avaliado.

Tabela 4.3 - Desvio médio da vazão nas saídas do distribuidor.

Velocidades		Desvio médio
J_L [m/s]	J_G [m/s]	
0,5	0,5	2,09%
0,5	3,0	4,35%
1,5	1,5	1,52%
2,5	3,0	2,80%
2,5	0,5	3,26%

Todos os desvios foram abaixo de 5%, sugerindo que o desempenho do distribuidor é satisfatório. No Apêndice C, os resultados completos do teste de vazão são apresentados.

4.3.2 Wire mesh

Antes de executar as medições com os sensores *wire mesh*, foi necessário um procedimento de calibração. Este procedimento consiste em realizar uma medição com os sensores totalmente secos, e outra com o escoamento monofásico da fase líquida. Desta forma, obtém-se o sinal elétrico de resposta do sensor referente a água e ao ar, e pode-se tratar os dados posteriormente.

Para cada ponto da grade de testes escolhida, foram feitas três aquisições de 30 segundos, a uma frequência de 1000Hz. Para cada ponto da grade de testes, calculou-se a fração de vazio média de cada saída e o desvio percentual de cada saída em relação a média das médias. Calculou-se também, a máxima diferença entre os valores de fração de vazio das saídas para o mesmo cenário operacional e o desvio absoluto para cada caso. Esses dados estão representados em uma tabela no Apêndice D. Além disso, após serem processados, os dados do *wire mesh* fornecem a variação da fração de vazio no tempo e também a distribuição geométrica das fases. Alguns casos são demonstrados e discutidos neste capítulo.

Ao se analisar, por exemplo, a distribuição espacial da fração de vazio média no tempo de cada uma das saídas para o caso onde $J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s (golfadas), nota-se que a parte inferior do tubo apresenta valores de fração de vazio próximos de zero, enquanto a parte superior apresenta valores altos, chegando a 80, conforme ilustrado na Figura 4.9.

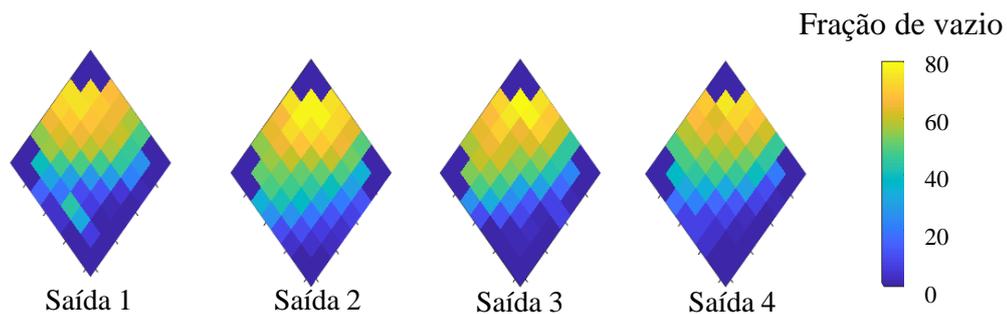


Figura 4.9 - Distribuição espacial da fração de vazio média ao longo de tempo para o caso $J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s.

As frações de vazio médias no tempo em cada saída (Figura 4.4) demonstram um escoamento em que a fase líquida esco pela parte inferior da tubulação e a fase gasosa pela parte superior, porém não em um padrão estratificado, já que a média chega, no máximo, a 80%. Isto sugere que existe uma alternância, na parte superior da tubulação entre pequenos pistões de líquido e bolhas gasosas alongadas, caracterizando o padrão golfadas para tubulações horizontais. Esta intermitência é mais claramente demonstrada quando se analisa a variação da fração de vazio ao longo do tempo, plotado na Figura 4.10.

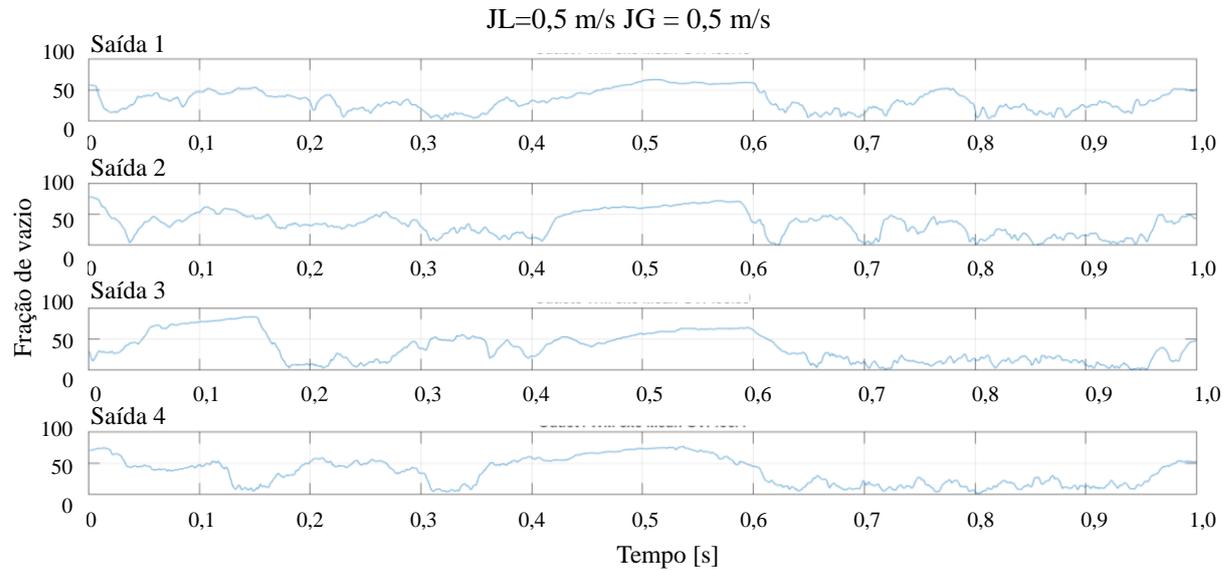


Figura 4.10 - Fração de vazio ao longo do tempo para o caso $J_L = 0,5 \text{ m/s}$ e $J_G = 0,5 \text{ m/s}$.

Esta intermitência é mais crítica no caso $J_L = 0,5 \text{ m/s}$ e $J_G = 3,0 \text{ m/s}$ (golfadas), onde, em alguns instantes de tempo, a fração de vazio alcança valores próximos a 100%, como pode ser visto na Figura 4.11.

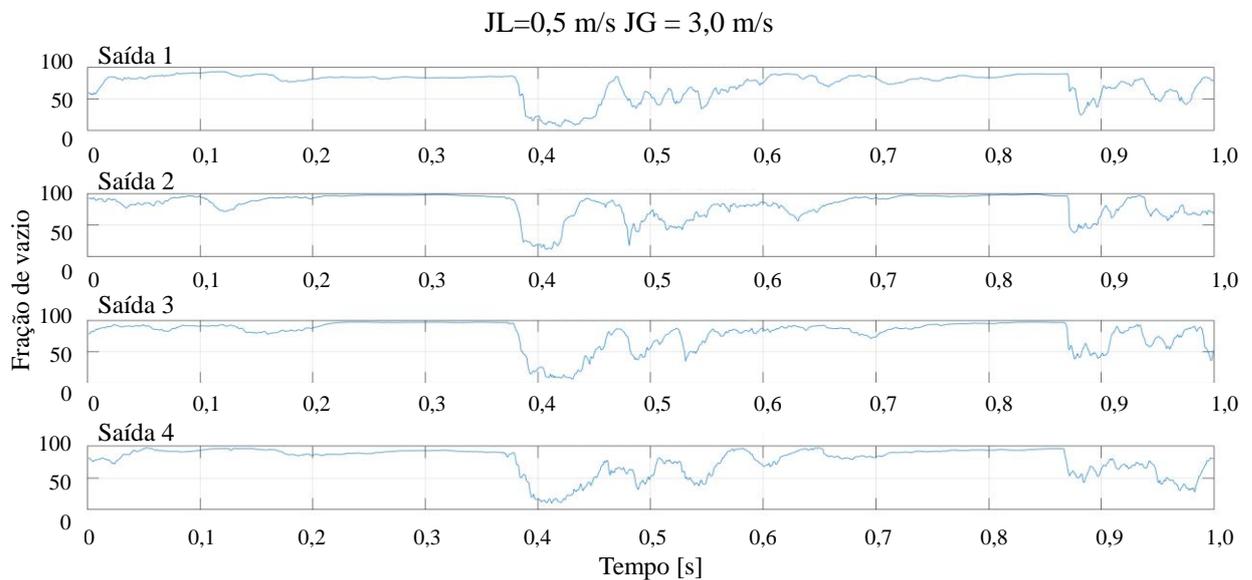


Figura 4.11 - Fração de vazio nas saídas para $J_L = 0,5 \text{ m/s}$ e $J_G = 3,0 \text{ m/s}$.

A intermitência e estes valores de fração de vazio altos e predominantes na faixa do tempo estão relacionados as condições do escoamento a montante do condicionador. Como foi discutido e ilustrado anteriormente, o caso $J_L = 0,5 \text{ m/s}$ e $J_G = 3,0 \text{ m/s}$ produz um escoamento

intermitente e com bolhas de Taylor predominantes no escoamento. A Figura 4.12 traz uma sequência temporal de *frames* retirados das filmagens para ilustrar o escoamento em questão.

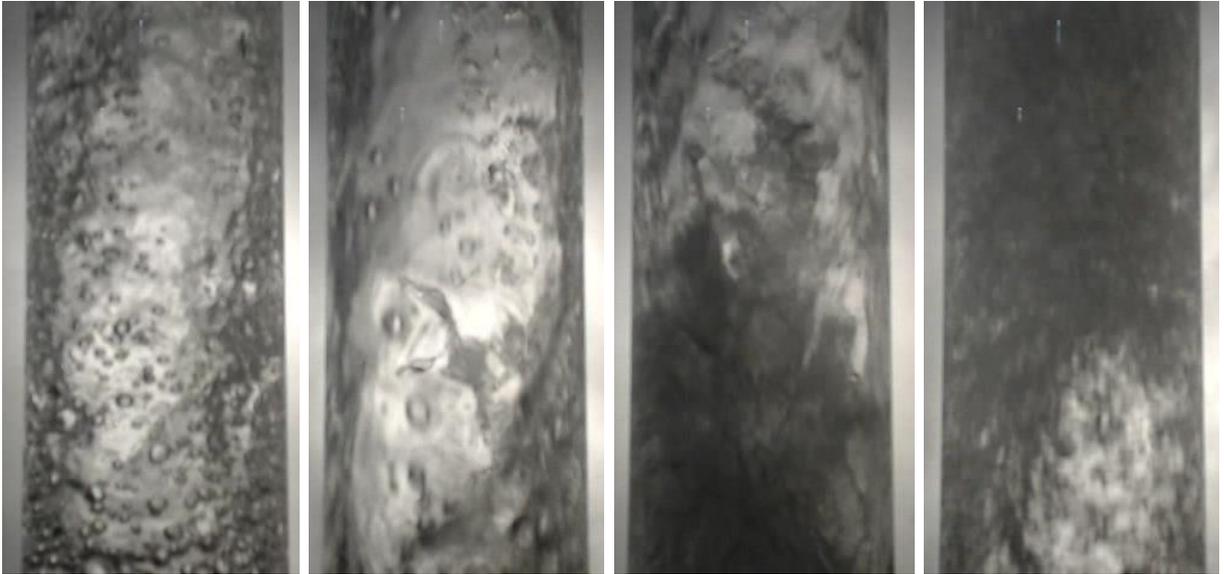


Figura 4.12 - Imagens do escoamento $J_L = 0,5$ m/s e $J_G = 3,0$ m/s.

Pela Figura 4.12 é perceptível a que as bolhas de Taylor são alongadas na direção axial, possuindo comprimento maior que a região captada pela câmera, e os pistões de líquido possuem alta turbulência e são bem aerados.

Entretanto, ao se analisar a fração de vazio para casos onde o escoamento na entrada está no padrão de bolhas dispersas, a intermitência deixa de existir nas saídas. Isto é exemplificado na Figura 4.12, onde foi plotado a fração de vazio ao longo do tempo para o caso $J_L = 2,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s (bolhas dispersas).

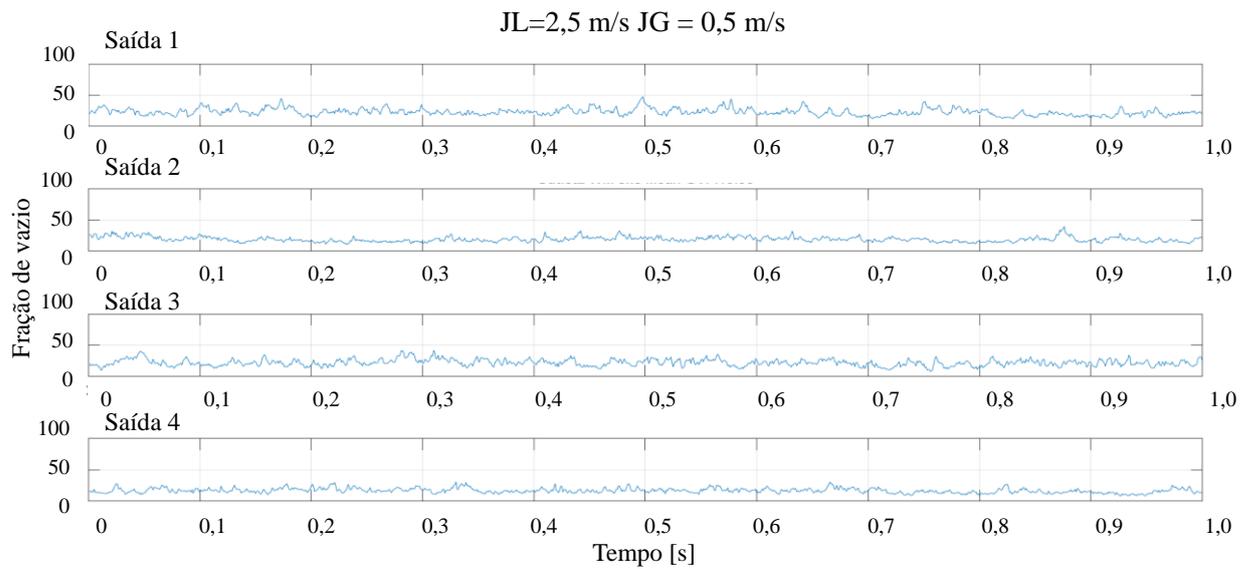


Figura 4.13 - Fração de vazio ao longo do tempo para o caso $J_L = 2,5 \text{ m/s}$ e $J_G = 0,5 \text{ m/s}$.

Na Figura 4.14 é ilustrado distribuição espacial de vazio média ao longo do tempo para o caso em questão. Nota-se uma distribuição razoavelmente homogênea ao longo da seção transversal do tubo, com valores máximos de fração de vazio ligeiramente superiores a 30%.

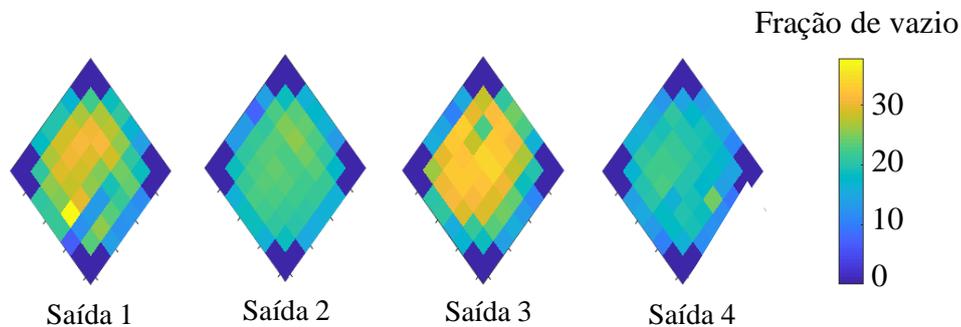


Figura 4.14 - Distribuição espacial da fração de vazio média ao longo de tempo para o caso $J_L = 2,5 \text{ m/s}$ e $J_G = 0,5 \text{ m/s}$.

Ao analisar as Figuras 4.13 e 4.14, conclui-se que, devido à uniformidade temporal e razoavelmente espacial, pode-se afirmar que o padrão de escoamento nas saídas é bolhas dispersas, assim como a condição de entrada, ilustrada na Figura 4.15. Além disso, nota-se uma tendência também visível em alguns casos do teste de vazão: as saídas 1 e 3 apresentam concordância entre si, bem como a saída 2 com a 4, devido a estas saídas serem paralelas entre si.

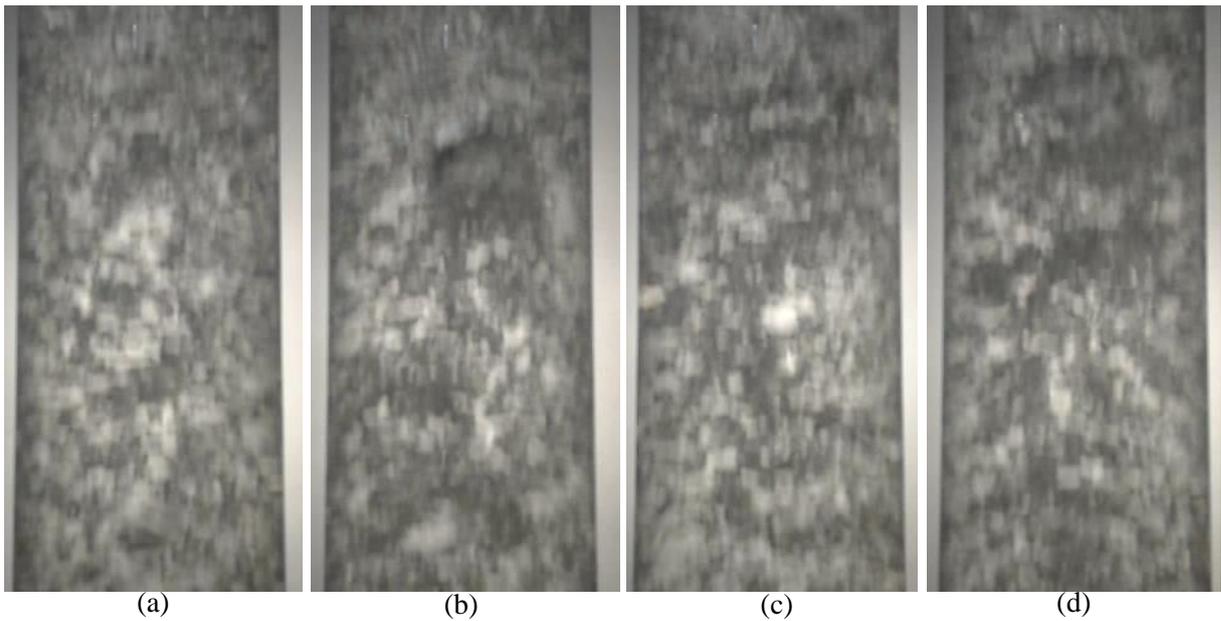


Figura 4.15 - Escoamento $J_L = 2,5$ m/s e $J_G = 0,5$ m/s.

Considerando que, quanto mais próximas as frações de vazio nas saídas forem entre si, mais equitativa é a distribuição, os resultados de *wire mesh* são satisfatórios, pois mostram que as frações de vazio em cada uma das saídas são relativamente próximas. Numericamente, a maior discrepância entre duas saídas é menor do que 10 pontos percentuais de fração de vazio e ocorre no caso $J_L = 2,5$ m/s e $J_G = 2,5$ m/s. Isto é, neste caso, a saída que apresentou maior fração de vazio, quando comparada com a saída que apresentou a menor fração de vazio, a diferença foi de 9,85 pontos percentuais.

Em relação ao desvio absoluto médio, calculado em relação a fração de vazio média das quatro saídas, o sistema de distribuição também apresenta um desempenho satisfatório, já que o maior desvio absoluto médio é de 3,4 pontos percentuais de fração de vazio e ocorre para o caso onde $J_L = 1,5$ m/s e $J_G = 1,5$ m/s. Já o caso com o desvio absoluto médio mais baixo é $J_L = 1,0$ m/s e $J_G = 3,0$ m/s, apresentando um valor de 0,53%.

Para facilitar a comparação entre as saídas, a Figura 4.16 mostra a fração de vazio em cada saída em função da velocidade superficial do gás para todas as velocidades superficiais de líquido avaliadas no presente trabalho.

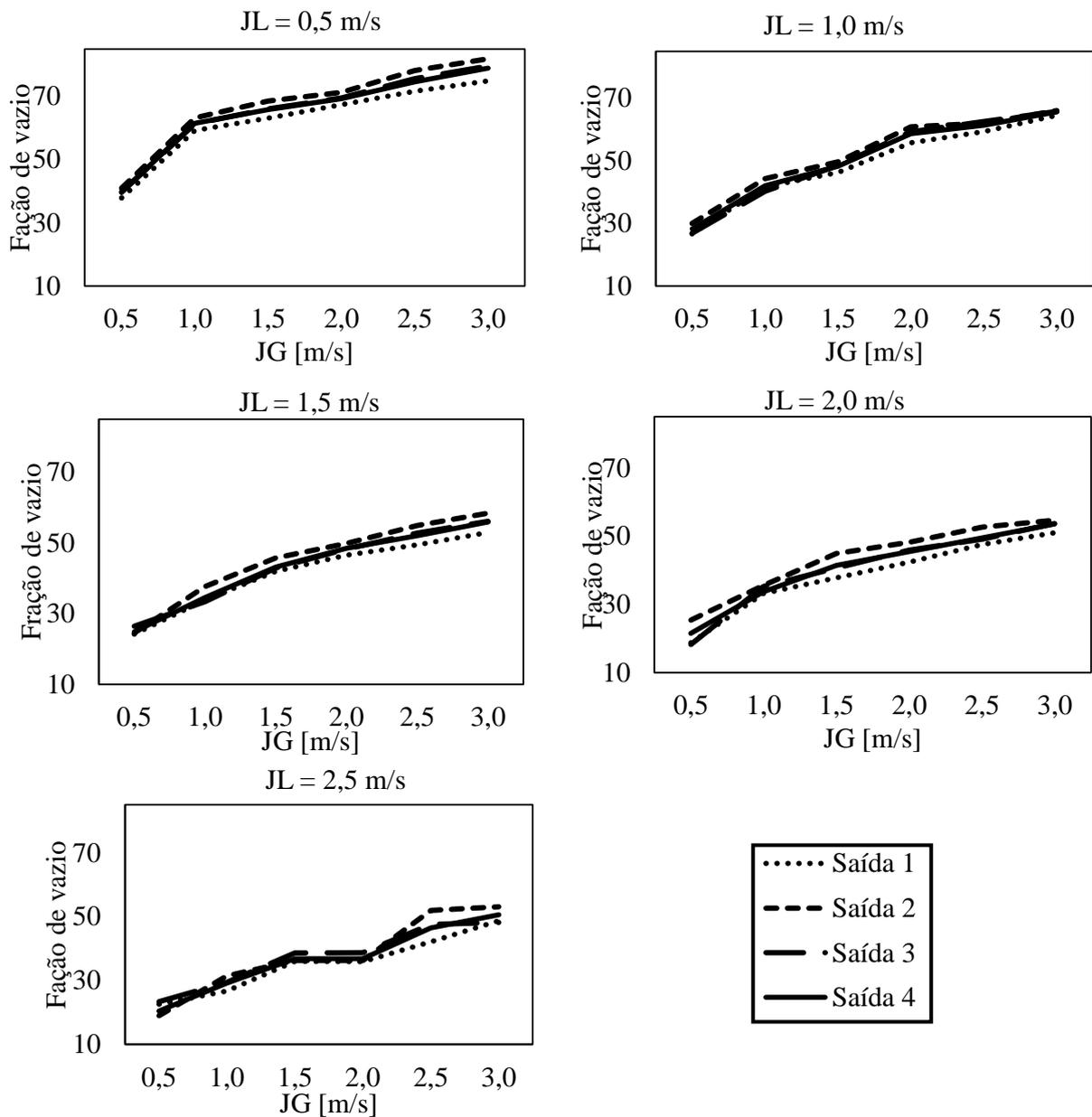


Figura 4.16 - Fração de vazio em cada uma das saídas para todos os casos avaliados.

É perceptível na Figura 4.16 que, em geral, a fração de vazio nas saídas assume valores muito próximos. Mantendo a velocidade superficial do líquido constante em 0,5 m/s e aumentando a velocidade do gás, nota-se uma tendência de aumentar a discrepância de fração de vazio entre as saídas. Mantendo-se a velocidade superficial do líquido em 1,0 m/s e aumentando a velocidade do gás nota-se o oposto, uma tendência da diminuição da discrepância nas saídas. Para $J_L = 1,5$ m/s, a o sistema de distribuição apresenta uma tendência similar ao visto para $J_L = 0,5$ m/s. Quando $J_L = 2,0$ m/s, a eficiência de distribuição é aproximadamente constante ao se variar a velocidade superficial do gás, com uma leve tendência de diminuição

da discrepância quando $J_G = 3,0$ m/s. Para $J_L = 2,5$ m/s, nota-se valores muito próximos entre as saídas para baixas velocidades de gás, aumentando a discrepância para $J_G = 2,5$ m/s e apresentando uma tendência de redução para $J_G = 3,0$ m/s. Para facilitar a visualização da discrepância entre as saídas, plotou-se a diferença máxima de fração de vazio entre as saídas para toda grade de testes, de duas maneiras distintas: variando a velocidade superficial do gás e cada linha representa uma velocidade superficial de líquido (Figura 4.17); e variando a velocidade superficial de líquido e cada linha representa uma velocidade superficial de gás (Figura 4.18).

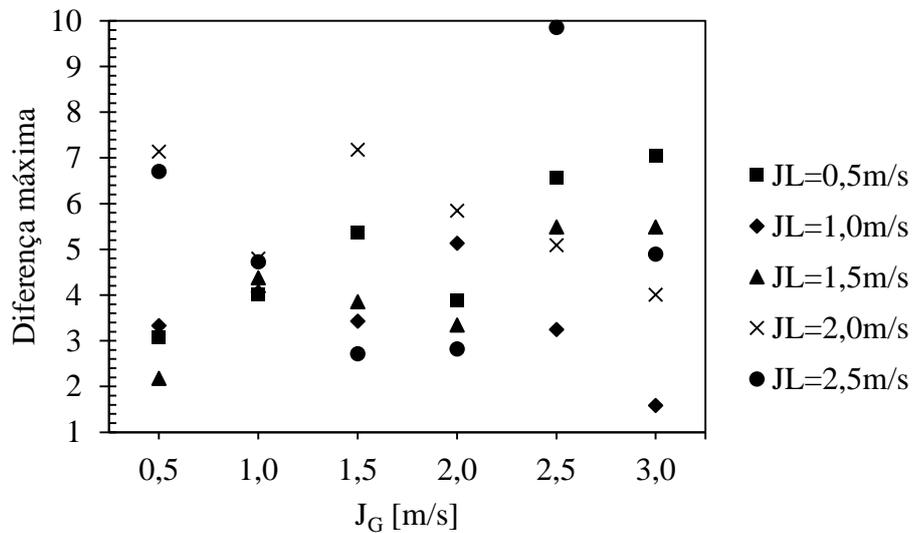


Figura 4.17 - Diferença máxima da fração de vazio entra as saídas em função de J_G .

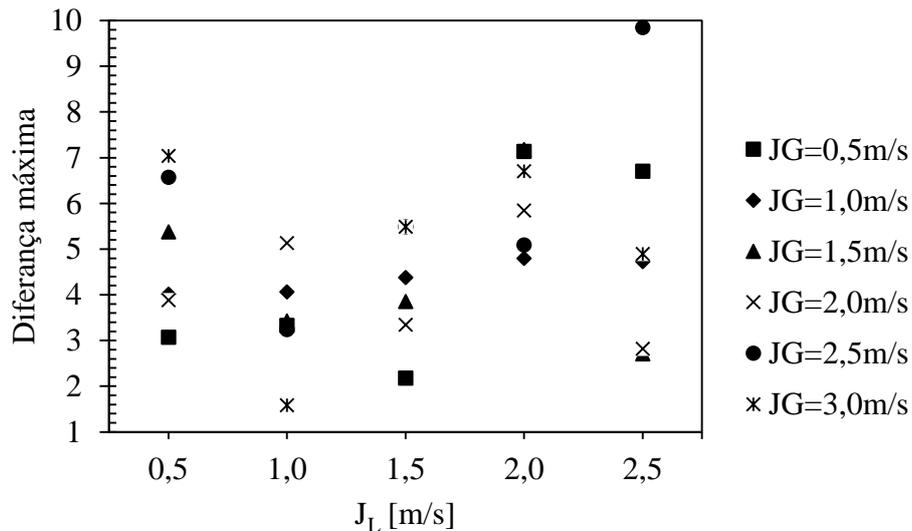


Figura 4.18 - Diferença máxima da fração de vazio entra as saídas em função de J_L .

Pelas Figura 4.17 e 4.18 é difícil extrair uma correlação entre velocidades superficiais ou padrões de escoamento e a discrepância entre as saídas. Nota-se, entretanto, algumas tendências e alguns padrões. Nota-se, por exemplo, na Figura 4.17, uma tendência de aumentar a discrepância ao se aumentar o J_G para os casos $J_L = 0,5$ m/s e $J_L = 1,5$ m/s. Nota-se também, uma tendência contrária para $J_L = 2,0$ m/s. No geral, percebe-se, pela Figura 4.17, que as discrepâncias foram melhores para os J_G de 1,0 e 2,0 m/s.

Observando a Figura 4.18, para a velocidade superficial do gás de 1,0 m/s, por exemplo, percebe-se que a variação do J_L pouco afeta na discrepância da fração de vazio entre as saídas. Ainda na Figura 4.18, nota-se também, ao se aumentar a velocidade superficial do líquido, todos os casos tendem a diminuir a discrepância, com exceção do $J_G = 1,0$ m/s e $J_G = 2,5$ m/s. No geral, constata-se que a discrepância foi menor para velocidades de líquido intermediárias ($J_L = 1,0$ m/s e $J_L = 1,5$ m/s). Esta tendência é confirmada pela Figura 4.17.

4.4 Fechamento do capítulo

Este capítulo expôs e discutiu dados obtidos nos testes experimentais. Utilizando a diferença máxima entre as frações de vazio médias em cada saída como indicador de equidade, os resultados obtidos se mostraram satisfatórios. Entretanto, os dados são insuficientes para correlacionar as velocidades superficiais das fases ou padrões de escoamento com a eficiência de distribuição.

A partir dos resultados obtidos, é possível conhecer o comportamento do escoamento no interior do sistema de distribuição. Nota-se que escoamentos intermitentes na entrada geram grande variação da espessura do filme de líquido na câmara ciclônica escoamentos intermitentes nos tubos de saída. Escoamentos dispersos, contudo, geram um filme de líquido na câmara ciclônica com pouca variação na espessura e o padrão disperso é repetido nas saídas.

Os resultados mostram tendências não muito claras, que são uma oportunidade para trabalhos futuros. Com mais sensores instalados na bancada, mais informações sobre o comportamento poderão ser adquiridos e dessa forma estudar de forma mais aprofundada o desempenho do sistema de distribuição em relação aos parâmetros de entrada.

5 CONCLUSÕES

Escoamentos bifásicos são comumente encontrados na natureza e em processos industriais. Muitas vezes, entretanto, seja por interesses econômicos ou para atender legislações ambientais, torna-se necessário separar as fases. A indústria petrolífera tem incentivado a busca por separadores bifásicos eficientes, compactos e de fácil instalação e manutenção.

O presente trabalho propõe um sistema de distribuição que, ao distribuir a demanda para vários separadores em paralelo, possibilita a utilização de separadores menores, mantendo a vazão e a eficiência de separação. Este sistema é uma opção viável especialmente em cenários onde dimensão é um fator limitante.

Os dados obtidos experimentalmente para o presente trabalho sugerem que o sistema de distribuição em questão possui um desempenho satisfatório. Isto é, a distribuição é consideravelmente equitativa. Além disso, os testes experimentais revelam que a bancada experimental construída está em perfeito funcionamento, pronta para a instalação de mais sensores e dessa forma, possibilitar o aprofundamento e garantir a continuidade do estudo do sistema de distribuição em questão.

Inoportunamente, os dados apresentados no presente trabalho são insuficientes para correlacionar de maneira aprofundada as velocidades superficiais das fases e os padrões de escoamento com um aumento ou degradação do desempenho do sistema de distribuição.

Oportunamente, a bancada está funcionando corretamente, pronta para instalação de mais sensores para proporcionar a aquisição de mais dados. Como sugestão para trabalhos futuros: instalar dois sensores *wire mesh* na câmara ciclônica para estudar a formação e o desenvolvimento do filme de líquido; instalar sensores *wire mesh* e sensores de pressão na tubulação de desenvolvimento para captar dados sobre o escoamento a montante do condicionador; valvular de acionamento pneumático para realizar o teste de vazão com incerteza menor; utilização de uma câmera de alta velocidade para conseguir imagens com melhor qualidade; e ampliar a faixa de vazões estudadas através de uma bomba que possui maior capacidade de bombeamento.

REFERÊNCIAS

ABRAND, Stéphanie; CEYRESTE, Marc B.; MACHERIO, Roberto D. S.; MARTIGUES, Raymond H. **Liquid/Gas Separation Device And Liquid/Gas Separation Method, In Particular For Crude Oil Liquid And Gaseous Phases.** US 8,226,742 B2. Julho, 2012.

ANRES, Stephane; SHAIK, Sadia; HALLOT, Raymond; ABRAND, Stephanie. **Subsea Gas-Liquid And Water-Hydrocarbon Separation: Pipe Solutions For Deep And Ultradeepwater.** Offshore Technology Conference, 2013.

BARNEA, D. **A unified model for predicting flow-patterns transitions for the whole range of pipe inclinations.** Journal of Multiphase Flow, Vol. 13, No. 1, p. 1-12, 1987.

BAKER, A. C.; ENTRESS, J. H. **The VASPS Subsea Separation and Pumping System Applied to Marginal Field Developments.** In: OFFSHORE EUROPE CONFERENCE, 1991, Aberdeen. Society of Petroleum Engineers, 1991.

DABAJ, Abdul A. A.; LAZIM, Samaher A.; AL-SALLAMI, Omar A. **Comparison Between ESP and Gas Lift in Buzurgan Oil field/Iraq.** Journal of Engineering, Vol 24, No. 1, 2018

DOS SANTOS, Eduardo N. **Técnicas para extração de parâmetros de escoamentos bifásicos em regime intermitente utilizando o sensor *wire-mesh*.** 2011. 112f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica e de Materiais, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, 2011.

EIDT, Henrique K. **Análise do desenvolvimento de filme de líquido em escoamento ascendente sob efeito dos campos centrífugo e gravitacional.** 2017. 120 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica e de Materiais, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, 2017.

FIELDING, Brian J.; FOWLER, Tracy A. **Vertical Annular Separation and Pumping System with Outer Annulus Liquid Discharge Arrangement.** US 8.322.434 B2, 4 dezembro 2012.

LEVICH, Veniamin G. **Physicochemical Hydrodynamics**. New York, Prentice-Hall, p. 669, 1962.

MISHIMA, Kaichiro; ISHII, Mamoru. **Flow regime transition criteria for upward two-phase flow in vertical tubes**. Journal of Heat and Mass Transfer. Vol. 13. No. 5, p. 723-737, 1984.

MOFFAT, Robert J. **Describing the uncertainties in experimental results**. Experimental Thermal Fluid Science. 1988.

MORANDIN, Marcelo L. **Modelagem de um filme líquido sob a ação combinada dos campos centrífugo e gravitacional de forças: hidrociclones**. 1999. 132 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1999.

MUELLER, Morten. **Device For Splitting A Two-Phase Stream Into Two Or More Streams With The Desired Vapor/Liquid Ratios**. US 2005/0000572 A1; Janeiro, 2005.

NINAHUANCA, Hans M. **Caracterização do escoamento na câmara de expansão de um separador ciclônico**. 2014. 197 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica e de Materiais, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, 2014.

NINAHUANCA, Hans E. M.; STEL, Henrique; MORALES, Rigoberto E. M. **Characterization of the flow dynamics in the expansion chamber of a cyclonic separator**. COBEM: Ribeirão Preto, 2013.

OFUCHI, César Y; EIDT, Henrique K.; SANTOS, Paulo H. D.; SILVA, Marco J.; NEVES, Flávio Jr.; MORALES, Rigoberto E. M. **Void fraction characterization of a gas-liquid intermitente flow inside a cyclonic chamber**. 9th World Conference on Experimental Heat Transfer, Fluid Mechanics and Thermodynamics. Iguazu Falls, 2017.

PRASSER, H. M.; BÖTTGER, A.; ZSCHAU, J.: **A new electrode-mesh tomograph for gas-liquid flows**. Flow Measurement and Instrumentation 9. 111-119. 1998

RODRIGUES, Carolina C.; EIDT, Henrique K.; DUNAISKI, Rafael; OFUCHI, César Y.; NEVES, Flávio Jr.; SANTOS, Paulo H. D.; MORALES, Rigoberto E. M. **Numerical study of transiente flow and the influence of height and viscosity in a cyclonic chamber in a distribution system**. ASME Fluids Engineering Division Summer Meeting: Hawaii, 2017.

ROSA, Eugênio S. **Escoamento Multifásico Isotérmico: Modelos de multifluidos e de mistura**. Porto Alegre: Bookman, 2012.

ROSA, E. S.; FRANÇA, F. A.; RIBEIRO, G. S. **The cyclone gas-liquid separator: operation and mechanistic modeling**. Journal of Petroleum Science and Engineering: Rio de Janeiro, 2001.

SCHNEIDER, Michael; G. Byrd William, A. **Centrifugal To-Phase Flow Distributor**. 5,059,226. Outubro, 1991.

SHOHAM, Ovadia. **Mechanistic modeling of gas-liquid two-phase flow in pipes**. The University of Tulsa, 2005.

STEL, Henrique; OFUCHI, Edgar M.; FRANCO, Admilson T.; GENARO, Julio G.; MORALES, Rigoberto E. M. **Numerical Study of the free surface in a centrifugal gas-liquid separator**. ASME 2012 International Mechanical Engineering Congress: Houston, 2012.

STORTI, Felipe C. **Estudo experimental da eficiência de separação da câmara de expansão do separador VASPS**. 2013. 181 f. Tese (Doutorado em Ciência e Engenharia de Petróleo na área de Exploração) Faculdade de Engenharia Mecânica e Instituto de Geociências, Universidade Estadual de Campinas, 2013.

VUOLO, José H. **Fundamentos da teoria de erros**. São Paulo: Edgard Blucher, 1996.

APENDICE A – PROPAGAÇÃO DE INCERTEZAS DE MEDIDAS EXPERIMENTAIS

A medição de uma grandeza física é sempre uma aproximação do valor real (VUOLO, 1996). A diferença entre o valor real e o valor medido é o erro de uma medição experimental. Torna-se necessário determinar, para a validade dos dados, o quão diferente do valor real o valor medido pode ser, ou seja, quantificar o erro. Neste contexto, os erros podem ser de dois tipos: erro fixo (ou sistemático) e erro aleatório. O erro fixo está presente em todas as medições e com o mesmo valor e pode ser, portanto, corrigido através de calibrações. O erro aleatório é diferente em cada leitura, possui natureza incerta e, portanto, não pode ser eliminado.

De modo geral, os dois tipos de erro ocorrem simultaneamente em medições experimentais. Contudo, ao se aumentar o número de medições, o média se aproxima do valor definido como valor médio verdadeiro. A diferença entre o valor médio verdadeiro e o valor verdadeiro é o erro sistemático.

Entretanto, exceto em casos excepcionais, o valor verdadeiro é desconhecido, tornando o valor do erro também desconhecido. Desta forma, é necessário determinar o provável valor do erro. Segundo Moffat (1988), o termo incerteza refere-se ao provável valor do erro. A metodologia exposta no presente documento objetiva-se a estimar o erro aleatório provável. Desta forma, uma variável x_i , e sua incerteza δx_i pode ser representada por:

$$x_i = x_{i(\text{medido})} \pm \delta x_i \quad (\text{A.1})$$

Esta equação pode ser interpretada como:

- A melhor estimativa de x_i é $x_{i(\text{medido})}$;
- Existe uma incerteza em x_i que pode ser tão grande quanto $\pm \delta x_i$.

O valor $x_{i(\text{medido})}$ representa a leitura de uma medição ou a média de uma série de medições. De modo geral, a variável de interesse, R , é obtida a partir de uma série de outras variáveis medidas, representada por

$$R = R(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n) \quad (\text{A.2})$$

O efeito do erro na medição de um x_n sobre R pode ser estimado por analogia com a derivada de uma função. Uma variação, δx_i , em x_i , resultaria em uma variação δR , em R , dada por:

$$\delta R_i = \frac{\partial R}{\partial x_i} \delta x_i \quad (\text{A.3})$$

Em muitos casos, é preferível obter a incerteza como uma fração do valor medido em relação à um valor absoluto. Dessa forma, pode ser empregada a incerteza relativa, dada por:

$$\frac{\delta R_i}{R} = \frac{x_i}{R} \frac{\partial R}{\partial x_i} \frac{\delta x_i}{x_i} \quad (\text{A.4})$$

A incerteza em R , causada pela combinação das incertezas em cada elemento x_i , pode ser estimada pelo método RSS (*root-sum-square*), dada pela Eq. A.5:

$$\delta R = \left\{ \sum_{i=1}^N \left(\frac{\partial R}{\partial x_i} \delta x_i \right)^2 \right\}^{1/2} \quad (\text{A.5})$$

Ou, em termos relativos:

$$\frac{\delta R}{R} = \left\{ \sum_{i=1}^N \left(\frac{x_i}{R} \frac{\partial R}{\partial x_i} \frac{\delta x_i}{x_i} \right)^2 \right\}^{1/2} \quad (\text{A.6})$$

Cada termo do somatório da Eq. A.6 representa a contribuição feita pela incerteza de cada termo x_i , δx_i , para a incerteza geral no resultado R , δR . Segundo Moffat (1988) a Eq. 4 pode ser aplicada se as seguintes condições forem satisfeitas:

1. Cada medição é independente;
2. As medições produzem uma distribuição de frequência normal (gaussiana).

Para calcular as incertezas das variáveis de interesse, primeiramente é necessário definir as incertezas dos instrumentos de medição utilizados e das variáveis de entrada. A incerteza de medição dos instrumentos é considerada igual à precisão de medição retirada dos manuais e dos certificados de calibração de cada equipamento.

Segundo Vuolo (1996), quando não se possui informações sobre a incerteza de medição de um instrumento, esta pode ser considerada como a metade da menor escala de divisão do instrumento. Esta metodologia foi empregada na determinação da incerteza do diâmetro da tubulação, medido por um paquímetro.

A incerteza do coriolis é obtida através da seguinte metodologia, retirada do manual do equipamento, onde $\mu\dot{M}_{\text{gas}}$, $\mu\dot{M}_{\text{líq}}$ e $\mu Q_{\text{líq}}$ é a incerteza na vazão mássica de gás, a incerteza na vazão mássica de líquido e a incerteza na vazão volumétrica de líquido, respectivamente.

$$\mu\dot{M}_{\text{liq}} = \pm 0,001 * \dot{M}_{\text{liq}} \pm \text{estabilidade de zero} / \dot{M}_{\text{liq}} \quad (\text{A.7})$$

$$\mu\dot{M}_{\text{gas}} = \pm 0,005 * \dot{M}_{\text{gas}} \pm \text{estabilidade de zero} / \dot{M}_{\text{gas}} \quad (\text{A.8})$$

$$\mu Q_{\text{liq}} = \pm \sqrt{(\mu\dot{M}_{\text{liq}})^2 + (\text{incerteza relativa da densidade})^2} \quad (\text{A.9})$$

A estabilidade de zero dos modelos utilizados está na Tabela A.1.

Tabela A.1 - Estabilidade de zero.

Modelo	RCCS30	RCCS32	RCCS38
kg/h	0,005	0,019	1,6

O erro de densidade do modelo RCCS38, retirado do manual de instrução, é de 0,0015g/cm³. Para o gás, o ideal é que seja instalado um sensor de pressão na seção de interesse para obter a densidade correta e calcular a vazão volumétrica a partir da vazão mássica fornecida pelo sensor. Entretanto, como na data dos testes realizado para o presente trabalho o sensor de pressão ainda não estava instalado na seção de testes, o ar será considerado como gás ideal, onde a massa específica será calculada utilizando a pressão atmosférica medido por um sensor de pressão e a temperatura medida pelo coriolis. Não será utilizada a vazão volumétrica calculada pelo sensor coriolis pois a densidade do ar está fora do range de medição do mesmo (0,3kg/l – 5kg/l).

A Tabela A.2 traz as incertezas de medição dos instrumentos utilizados para as variáveis de entrada.

Tabela A.2 - Incertezas relativas das variáveis medidas.

Mensurando	Incerteza Relativa
Diâmetro do tubo (D)	± 0,096 %
Pressão atmosférica (P _{atm})	± 0,200 %
Vazão volumétrica de líquido (Q _{liq})*	± 0,207 %
Vazão Mássica de gás (M _{gas})*	± 0,726 %
Temperatura do gás (T _{gás})	± 0,025 %
Sensor <i>wire mesh</i> **	± 5,000 %

*Selecionado o valor máximo para a faixa de vazões utilizada

**Baseado na tese de Dos Santos (2005)

Com os valores da tabela A.1 e a equação A.6, é calculado a propagação de incertezas para as seguintes variáveis:

- A velocidade superficial do líquido

$$JL = \frac{4Q}{\pi D^2} \quad (\text{A.10})$$

- A velocidade superficial do gás

$$JG = \frac{4RT_{\text{gás}}\dot{M}_{\text{gás}}}{MP_{\text{atm}}\pi D^2} \quad (\text{A.11})$$

onde R é a constante universal dos gases e M é a massa molar do ar.

Finalmente, as incertezas calculadas para as variáveis de interesse são mostradas na Tabela A.3.

Tabela A.3 - Incertezas relativas das variáveis calculadas.

Variável de interesse	Incerteza relativa
Velocidade superficial do líquido (JL)	± 0,760 %
Velocidade superficial do gás (JG)	± 0,228 %

APENDICE B – IMAGENS DO ESCOAMENTO

Através de um *software*, os frames foram extraídos das filmagens do escoamento. Alguns desses frames são apresentados nesta seção. Os frames apresentados foram escolhidos para melhor representar os escoamentos obtidos nos experimentos, e não possuem um intervalo de tempo fixo entre eles.

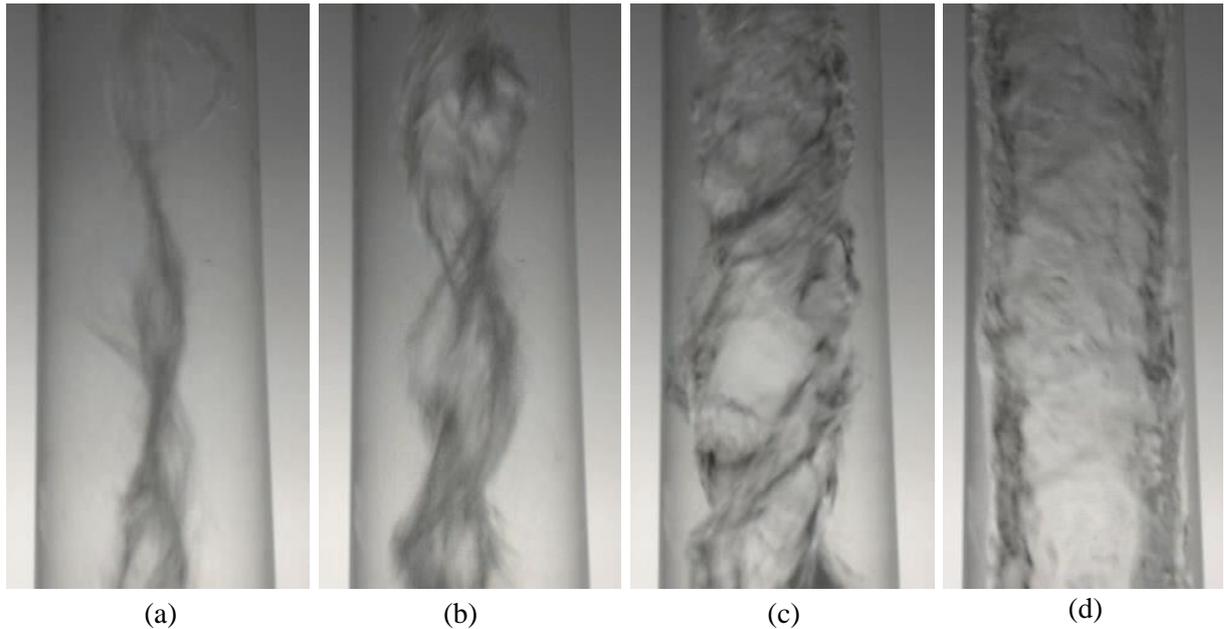


Figura B.1 - Imagens do escoamento na câmara ciclônica para a caso $JL = 0,5$ m/s e $JG = 0,5$ m/s

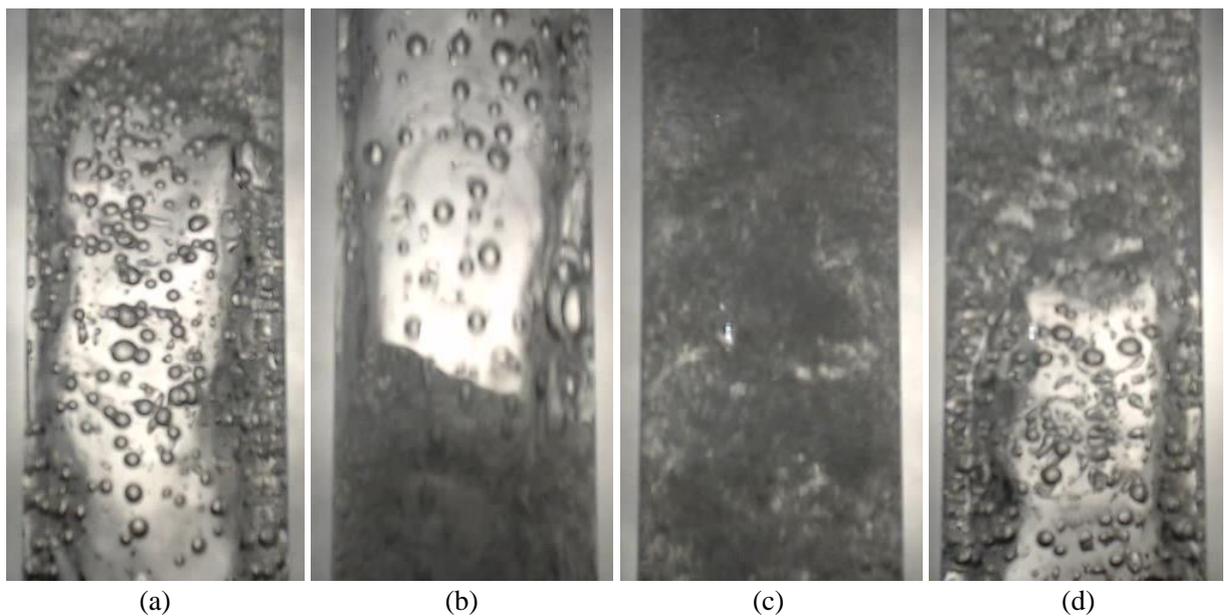


Figura B.2 - Imagens do escoamento a montante do condicionador para a caso $JL = 0,5$ m/s e $JG = 0,5$ m/s

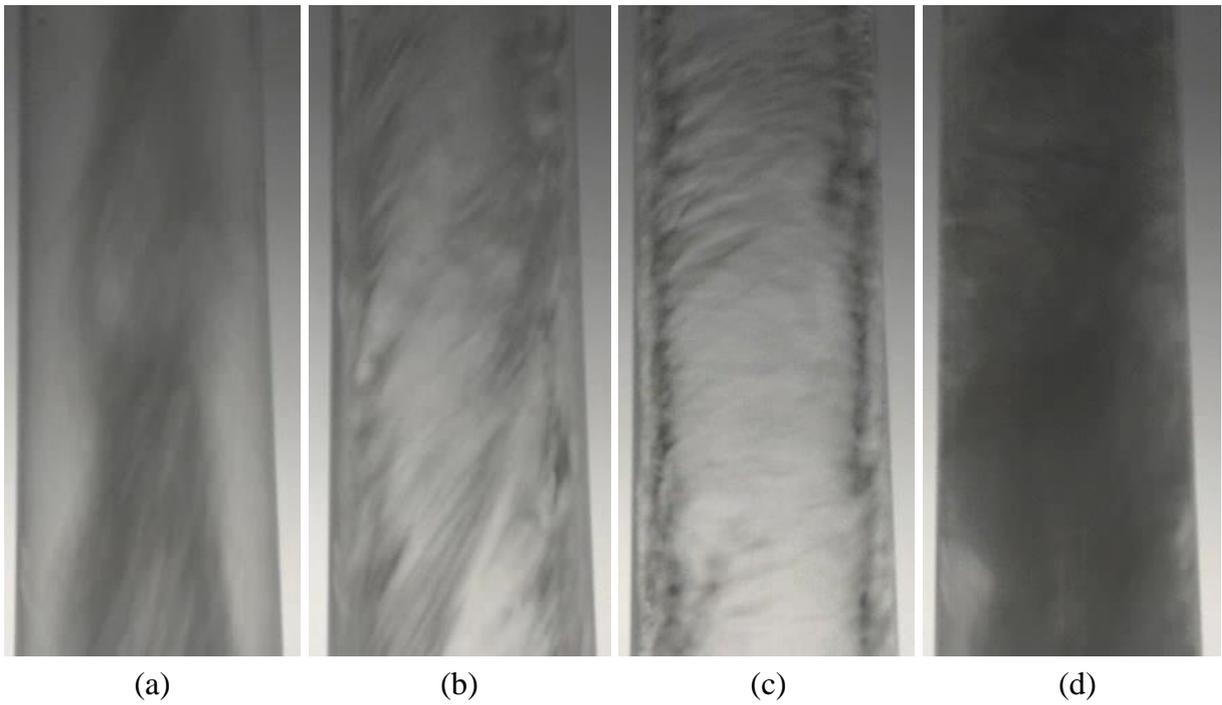


Figura B.3 - Imagens do escoamento na câmara ciclônica para a caso $JL = 0,5$ m/s e $JG = 3,0$ m/s

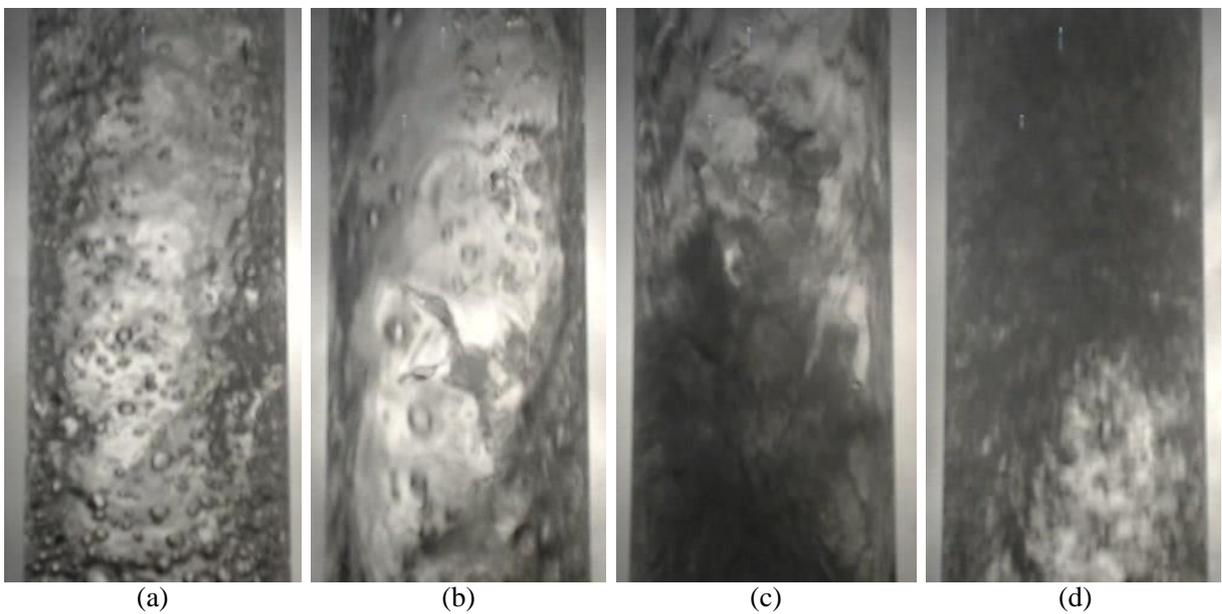


Figura B.4 - Imagens do escoamento a montante do condicionador para a caso $JL = 0,5$ m/s e $JG = 3,0$ m/s

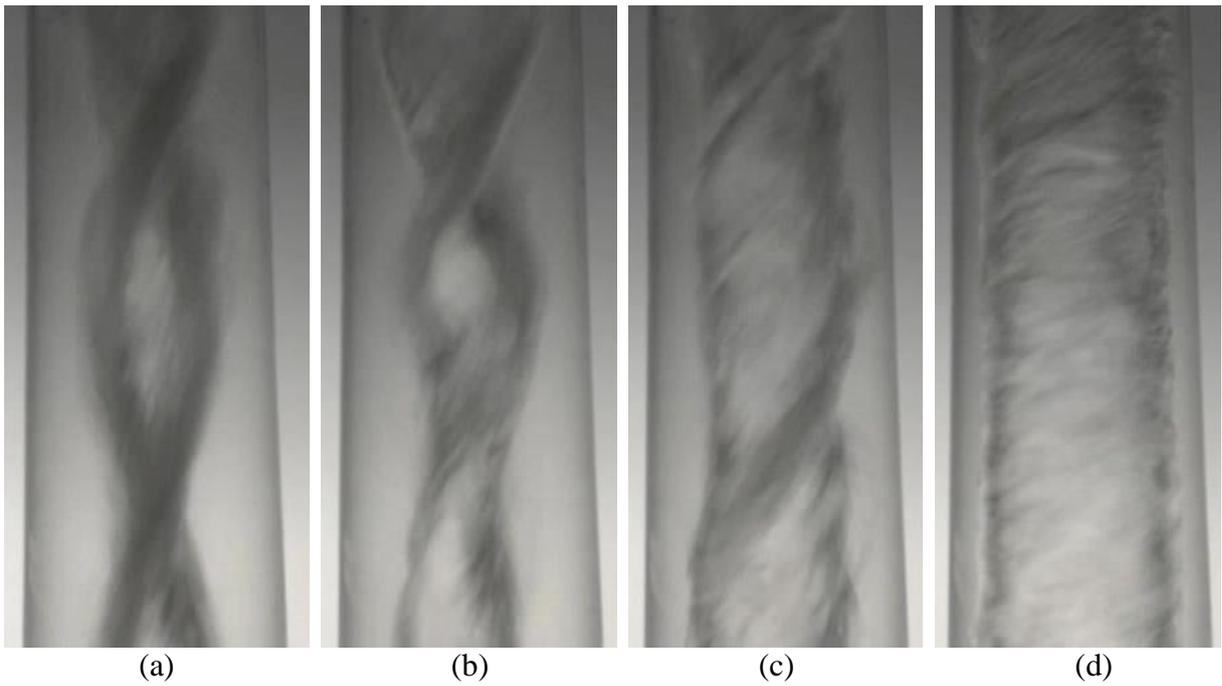


Figura B.5 - Imagens do escoamento na câmara ciclônica para a caso $JL = 1,5$ m/s e $JG = 1,5$ m/s

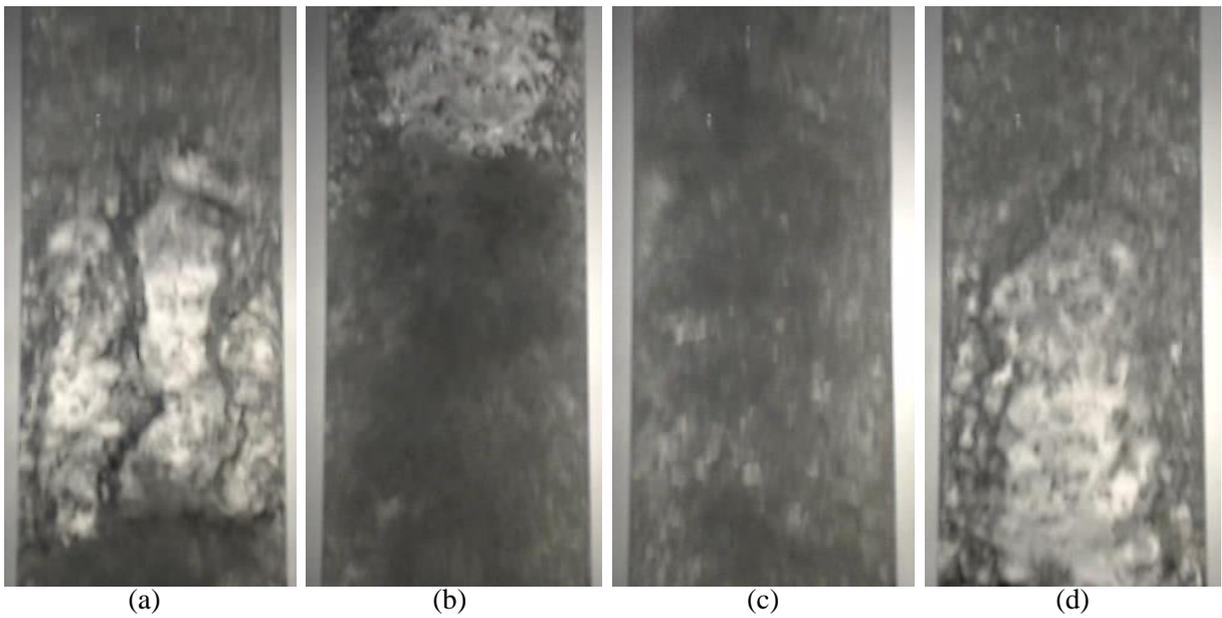


Figura B.6 - Imagens do escoamento a montante do condicionador para a caso $JL = 1,5$ m/s e $JG = 1,5$ m/s

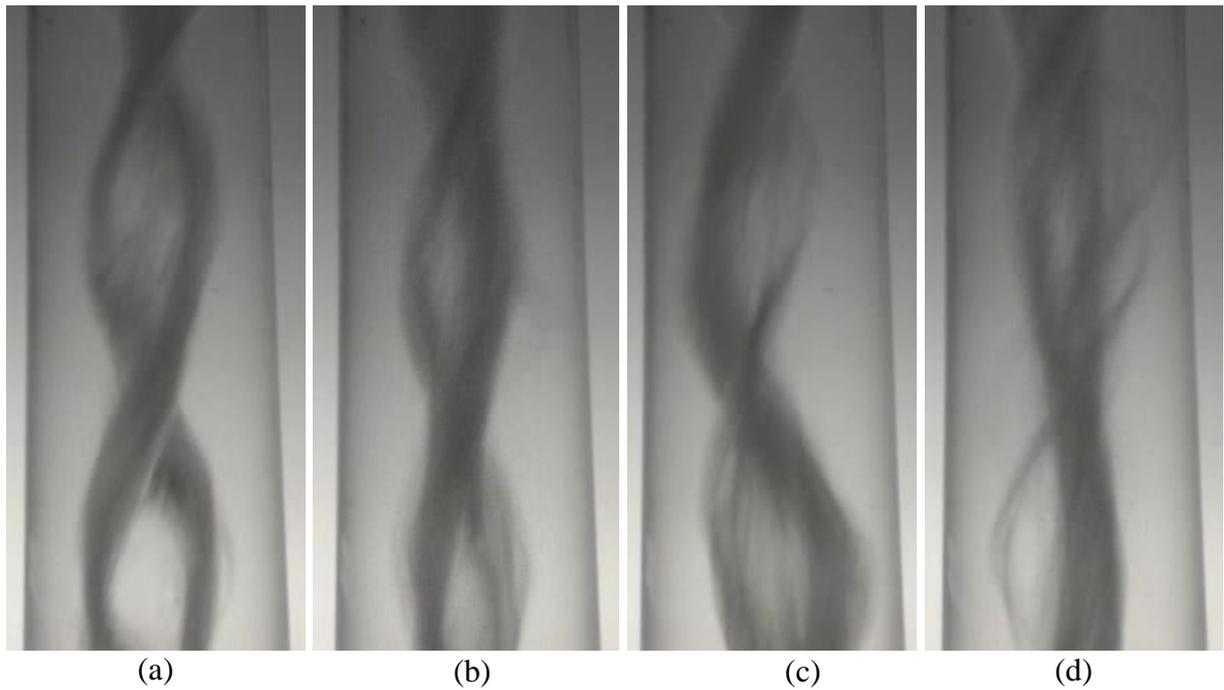


Figura B.7 - Imagens do escoamento na câmara ciclônica para a caso $JL = 2,5$ m/s e $JG = 0,5$ m/s

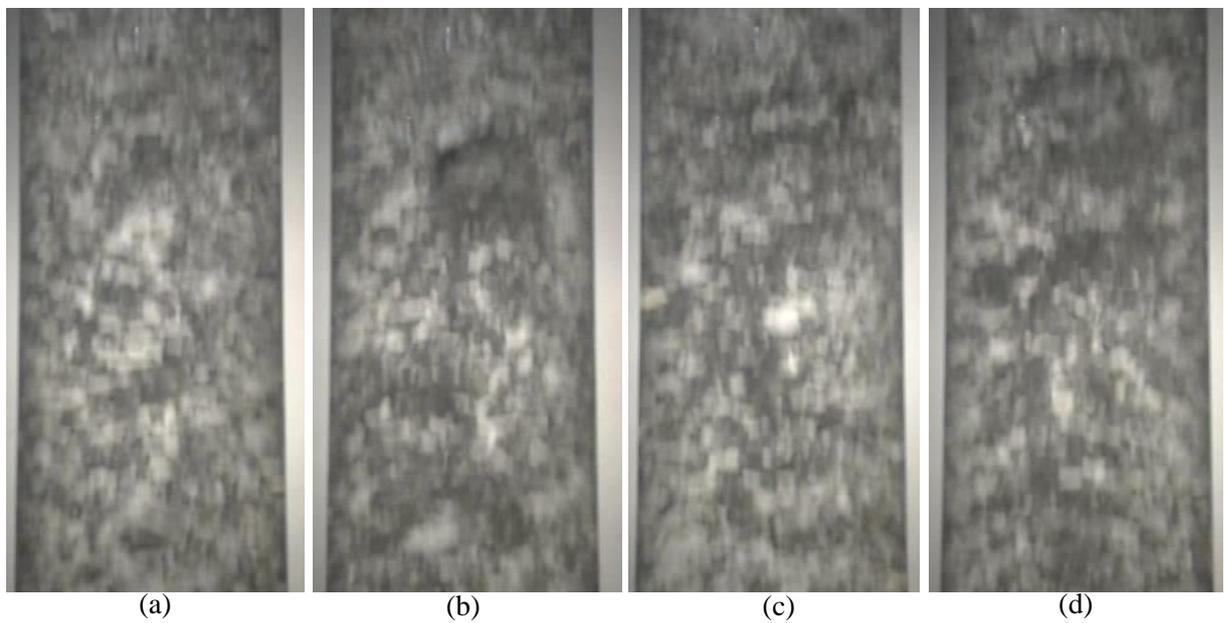


Figura B.8 - Imagens do escoamento a montante do condicionador para a caso $JL = 2,5$ m/s e $JG = 0,5$ m/s

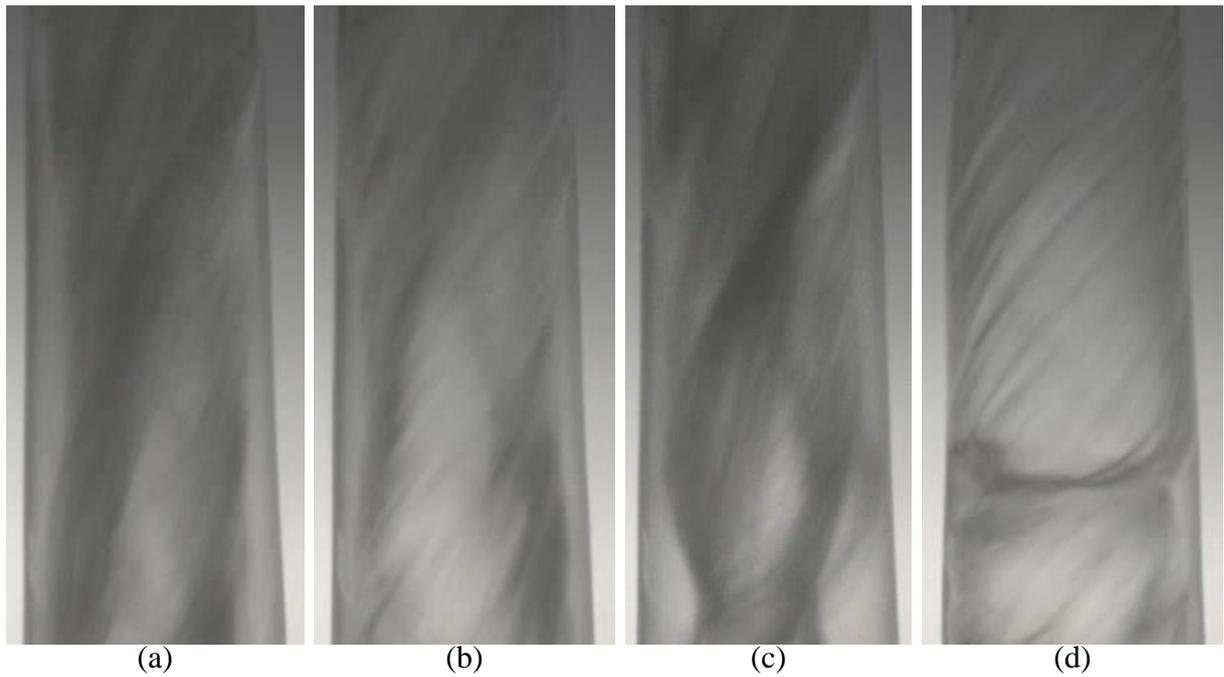


Figura B.9 - Imagens do escoamento na câmara ciclônica para a caso $JL = 2,5$ m/s e $JG = 3,0$ m/s

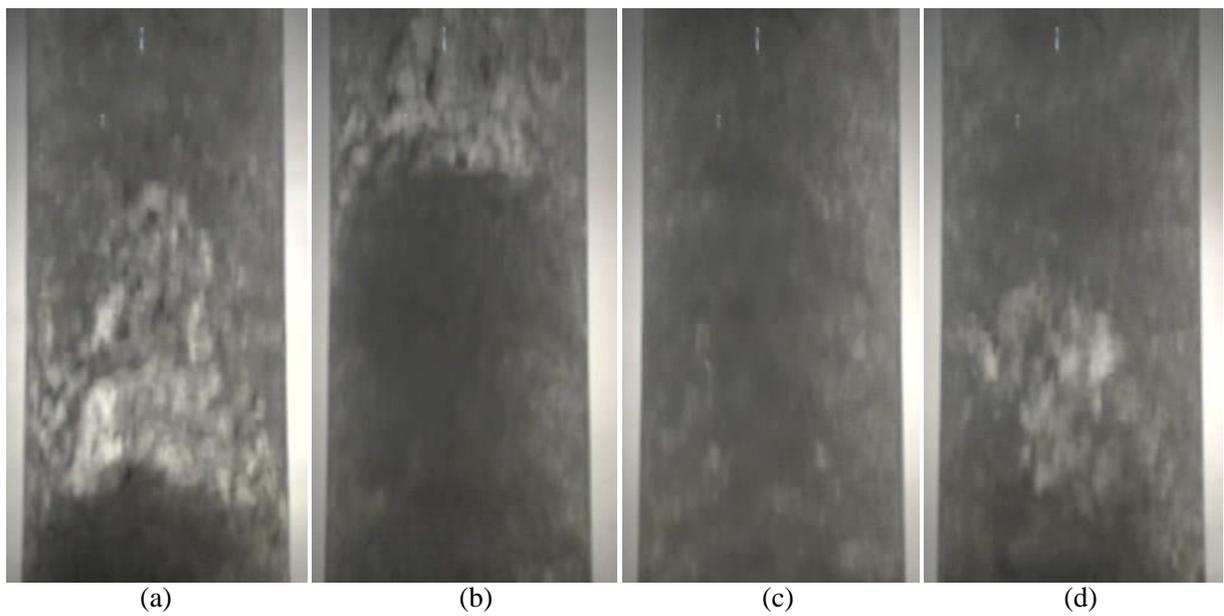


Figura B.10 - Imagens do escoamento a montante do condicionador para a caso $JL = 2,5$ m/s e $JG = 3,0$ m/s

APENDICE C – RESULTADOS EXPERIMENTAIS: BÉQUER

Os testes realizados com o béquer estão sujeitos à diversas variáveis difíceis de quantificar, como por exemplo o tempo de reação de cada operador, possíveis erros de paralaxe e gotas de líquido que espirram para fora do béquer no momento em que este é colocado em contato com o escoamento nas saídas. Dessa forma, sabe-se que estes resultados possuem uma incerteza alta.

O tempo de coleta da fase líquida pelo béquer foi de 5, 3 e 2 segundos para as velocidades superficiais de líquido de 0,5, 1,5 e 2,5 m/s, respectivamente. As Tabelas C.1 – C.5 mostram os dados obtidos nos testes. Os desvios são calculados em relação a média das médias.

Tabela C.1 - Medições no béquer para as vazões JL=0,5m/s e JG=0,5m/s.

JL = 0,5 m/s JG = 0,5 m/s				
Saída	1	2	3	4
Medição 1 [mL]	1450	1550	1510	1500
Medição 2 [mL]	1400	1450	1500	1400
Medição 3 [mL]	1450	1510	1500	1450
Média [mL]	1433	1503	1503	1450
Desvio	2,66%	2,09%	2,09%	1,53%
Desvio médio	2,09%			

Tabela C.2 - Medições no béquer para as vazões JL=0,5m/s e JG=3,0m/s.

JL = 0,5 m/s JG = 3,0 m/s				
Saída	1	2	3	4
Medição 1 [mL]	900	1100	950	980
Medição 2 [mL]	900	1000	875	980
Medição 3 [mL]	950	1000	980	1000
Média [mL]	917	1033	935	987
Desvio	5,29%	6,76%	3,40%	1,94%
Desvio médio	4,35%			

Tabela C.3 - Medições no béquer para as vazões JL=1,5m/s e JG=1,5m/s.

JL = 1,5 m/s JG = 1,5 m/s				
Saída	1	2	3	4
Medição 1* [mL]	3700	3850	3750	3700
Medição 2 [mL]	2250	2500	2350	2450
Medição 3 [mL]	2950	2950	2850	2800
Média [mL]	2967	3100	2983	2983
Desvio	1,39%	3,05%	0,83%	0,83%
Desvio médio	1,52%			

* Aproximadamente 5 segundos de coleta

Tabela C.4 -Medições no béquer para as vazões JL=2,5m/s e JG=0,5m/s.

JL = 2,5 m/s JG = 3,0 m/s				
Saída	1	2	3	4
Medição 1 [mL]	2850	3400	3250	3250
Medição 2 [mL]	2850	3000	2850	2800
Medição 3 [mL]	3150	3300	3450	3350
Média [mL]	2950	3233	3183	3133
Desvio	5,60%	3,47%	1,87%	0,27%
Desvio médio	2,80%			

Tabela C.5 -Medições no béquer para as vazões JL=2,5m/s e JG=3,0m/s.

JL = 2,5 m/s JG = 0,5 m/s				
Saída	1	2	3	4
Medição 1 [mL]	3200	3350	3650	3200
Medição 2 [mL]	3150	3100	3250	3050
Medição 3 [mL]	3350	3600	3650	3350
Média [mL]	3233	3350	3517	3200
Desvio	2,76%	0,75%	5,76%	3,76%
Desvio médio	3,26%			

APENDICE D - RESULTADOS EXPERIMENTAIS: WIRE MESH

Nesta seção é apresentado os valores médios de fração obtidos nos testes experimentais, bem como os desvios percentuais referentes à cada saída em relação a média da fração de vazio. Para parâmetros de avaliação, foi calculada a diferença entre a maior e a menor fração de vazio entre as saídas ($F_{\text{máx}} - F_{\text{mín}}$) e a desvio absoluto médio σ .

Tabela D.1 - Frações de vazio obtidas via wire mesh.

JL [m/s]	JG [m/s]	Indicador	Saída 1	Saída 2	Saída 3	Saída 4	Média	$F_{\text{máx}} - F_{\text{mín}}$	σ
0,5	0,5	Fração de vazio	37,86	40,93	39,66	40,53	39,74	3,07	0,99
		Desvio percentual	4,75%	2,98%	0,22%	1,98%	2,48%		
	1,0	Fração de vazio	59,22	63,23	61,34	62,13	61,48	4,02	1,20
		Desvio percentual	3,68%	2,85%	0,24%	1,06%	1,96%		
	1,5	Fração de vazio	63,17	68,55	66,06	65,60	65,84	5,38	1,46
		Desvio percentual	4,06%	4,10%	0,33%	0,37%	2,21%		
	2,0	Fração de vazio	67,39	71,27	69,49	68,93	69,27	3,88	1,11
		Desvio percentual	2,72%	2,89%	0,32%	0,49%	1,60%		
	2,5	Fração de vazio	71,63	78,20	75,61	72,94	74,60	6,57	2,31
		Desvio percentual	3,98%	4,83%	1,36%	2,21%	3,10%		
	3,0	Fração de vazio	74,89	81,93	79,66	79,28	78,94	7,04	2,02
		Desvio percentual	5,13%	3,79%	0,91%	0,43%	2,56%		
1,0	0,5	Fração de vazio	26,70	30,03	26,81	29,28	28,21	3,33	1,45
		Desvio percentual	5,33%	6,47%	4,94%	3,80%	5,13%		
	1,0	Fração de vazio	41,75	44,35	40,28	41,64	42,00	4,07	1,17
		Desvio percentual	0,61%	5,58%	4,10%	0,86%	2,79%		
	1,5	Fração de vazio	46,28	49,71	48,55	48,73	48,32	3,43	1,02
		Desvio percentual	4,22%	2,88%	0,49%	0,86%	2,11%		
	2,0	Fração de vazio	55,79	60,92	59,24	58,73	58,67	5,13	1,44
		Desvio percentual	4,91%	3,84%	0,97%	0,11%	2,46%		
	2,5	Fração de vazio	59,39	62,03	62,63	61,60	61,41	3,24	1,01
		Desvio percentual	3,30%	1,01%	1,98%	0,31%	1,65%		
	3,0	Fração de vazio	64,61	66,09	65,79	66,19	65,67	1,58	0,53
		Desvio percentual	1,62%	0,64%	0,19%	0,79%	0,81%		
1,5	0,5	Fração de vazio	24,21	24,51	26,39	24,23	24,83	2,18	0,78
		Desvio percentual	2,51%	1,30%	6,26%	2,45%	3,13%		
	1,0	Fração de vazio	33,86	37,68	33,39	33,31	34,56	4,38	1,56
		Desvio percentual	2,03%	9,04%	3,39%	3,62%	4,52%		
	1,5	Fração de vazio	41,90	45,75	42,89	42,02	43,14	3,86	3,40
		Desvio percentual	2,88%	6,06%	0,57%	2,61%	3,03%		
	2,0	Fração de vazio	46,50	49,84	48,24	49,21	48,45	3,35	1,08
		Desvio percentual	4,03%	2,88%	0,42%	1,58%	2,23%		

	2,5	Fração de vazio	49,44	54,93	52,82	50,93	52,03	5,49	1,84
		Desvio percentual	4,98%	5,57%	1,52%	2,11%	3,54%		
	3,0	Fração de vazio	52,94	58,43	56,11	56,23	55,93	5,49	1,49
		Desvio percentual	5,34%	4,48%	0,32%	0,54%	2,67%		
2,0	0,5	Fração de vazio	18,77	25,41	18,27	23,59	21,51	7,13	2,99
		Desvio percentual	12,73%	18,12%	15,05%	9,67%	13,89%		
	1,0	Fração de vazio	33,21	35,59	35,26	30,79	33,72	4,80	1,71
		Desvio percentual	1,49%	5,56%	4,59%	8,67%	5,08%		
	1,5	Fração de vazio	37,75	44,93	40,69	42,19	41,39	7,18	2,17
		Desvio percentual	8,79%	8,55%	1,69%	1,94%	5,24%		
	2,0	Fração de vazio	42,34	48,18	45,88	45,26	45,41	5,85	1,62
		Desvio percentual	6,77%	6,10%	1,02%	0,34%	3,56%		
	2,5	Fração de vazio	47,54	52,63	49,07	48,70	49,48	5,09	1,57
		Desvio percentual	3,92%	6,36%	0,84%	1,59%	3,18%		
	3,0	Fração de vazio	50,96	54,68	53,74	54,97	53,59	4,01	1,31
		Desvio percentual	4,90%	2,04%	0,28%	2,58%	2,45%		
2,5	0,5	Fração de vazio	22,51	18,99	23,37	16,66	20,38	6,70	2,56
		Desvio percentual	10,46%	6,84%	14,63%	18,25%	12,54%		
	1,0	Fração de vazio	26,68	31,41	29,38	29,15	29,15	4,73	1,24
		Desvio percentual	8,49%	7,73%	0,77%	0,01%	4,25%		
	1,5	Fração de vazio	35,92	36,26	38,63	36,51	36,83	2,71	0,90
		Desvio percentual	2,47%	1,56%	4,89%	0,87%	2,45%		
	2,0	Fração de vazio	35,84	36,20	38,66	36,55	36,81	2,82	0,92
		Desvio percentual	2,64%	1,67%	5,02%	0,72%	2,51%		
	2,5	Fração de vazio	42,06	51,91	47,55	44,42	46,49	9,85	3,25
		Desvio percentual	9,51%	11,67%	2,29%	4,45%	6,98%		
	3,0	Fração de vazio	48,67	53,08	48,19	52,43	50,59	4,89	2,16
		Desvio percentual	3,79%	4,92%	4,75%	3,62%	4,27%		