



AVALIAÇÃO EXPERIMENTAL DO COMPRIMENTO DE
DESENVOLVIMENTO DE ESCOAMENTOS EM GOLFADAS A PARTIR DE
DIFERENTES CONDIÇÕES DE ENTRADA

Jéssica de Souza Silva Castilho

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Mecânica, COPPE, da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Orientador: Juliana Braga Rodrigues Loureiro

Rio de Janeiro

Maior de 2019

AVALIAÇÃO EXPERIMENTAL DO COMPRIMENTO DE
DESENVOLVIMENTO DE ESCOAMENTOS EM GOLFADAS A PARTIR DE
DIFERENTES CONDIÇÕES DE ENTRADA

Jéssica de Souza Silva Castilho

DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DO INSTITUTO
ALBERTO LUIZ COIMBRA DE PÓS-GRADUAÇÃO E PESQUISA DE
ENGENHARIA (COPPE) DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE
JANEIRO COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A
OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM CIÊNCIAS EM ENGENHARIA
MECÂNICA.

Examinada por:

Profa. Juliana Braga Rodrigues Loureiro, D.Sc.

Prof. Atila Pantaleão Silva Freire, Ph.D.

Prof. Luca Roberto Augusto Moriconi, D.Sc.

RIO DE JANEIRO, RJ – BRASIL
MAIO DE 2019

Castilho, Jéssica de Souza Silva

Avaliação experimental do comprimento de desenvolvimento de escoamentos em golfadas a partir de diferentes condições de entrada/Jéssica de Souza Silva Castilho. – Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE, 2019.

XIII, 87 p.: il.; 29, 7cm.

Orientador: Juliana Braga Rodrigues Loureiro

Dissertação (mestrado) – UFRJ/COPPE/Programa de Engenharia Mecânica, 2019.

Referências Bibliográficas: p. 78 – 81.

1. Escoamento em Golfadas. 2. Escoamento Completamente Desenvolvido. 3. Escoamento Bifásico.
I. Loureiro, Juliana Braga Rodrigues. II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, Programa de Engenharia Mecânica. III. Título.

*Dedico este trabalho a Carlos
Alberto e Ana Cláudia, meus
pais, Jaqueline, minha irmã e
Gustavo, meu esposo*

Agradecimentos

Agradeço primeira e principalmente a Deus, por ser a essência, a motivação e a finalidade de todo o meu trabalho.

Agradeço toda minha família, que sempre me impulsionou e torceu por mim. Em especial, aos meus pais, Carlos Alberto e Ana Cláudia por terem incutido em mim o valor essencial da educação e pelo esforço incansável despedido para que eu chegasse aqui. Agradeço ainda, minha irmã Jaqueline de Souza, pelo companheirismo e amizade de sempre.

Aos meus avós Gení Ribeiro, José Carlos Passagem e Maria da Glória de Souza, em memória, pelo exemplo que foram em matéria de trabalho, caráter e amor. Aos meus padrinhos, Sônia Ribeiro e Luzimar Anacleto, por serem meus anjos guardiões.

Ao meu esposo, Gustavo Castilho, por ser sempre aquilo que me faltava e por toda compreensão das minhas ausências, auxiliando assim minha trajetória.

Aos professores, que dispuseram todo seu conhecimento e experiência. Em especial aos professores Juliana Braga Rodrigues Loureiro, Atila Pantaleão Silva Freire, Valter Aibe e Daniel Onofre de Almeida Cruz, pela dedicação e sabedoria que foram essenciais para o desenvolvimento desse trabalho.

Agradeço, ainda, aos colegas de laboratório, pelo companheirismo ao longo desta jornada e pela ajuda com os experimentos, as análises e a dissertação. Em especial, aos amigos Daniel, Adão, Yasmin, Cecília, Laert, Alexandre, Márcio, Anderson, Luiz Eduardo e Felipe que foram presentes no meu dia a dia.

Resumo da Dissertação apresentada à COPPE/UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências (M.Sc.)

AVALIAÇÃO EXPERIMENTAL DO COMPRIMENTO DE
DESENVOLVIMENTO DE ESCOAMENTOS EM GOLFADAS A PARTIR DE
DIFERENTES CONDIÇÕES DE ENTRADA

Jéssica de Souza Silva Castilho

Maio/2019

Orientador: Juliana Braga Rodrigues Loureiro

Programa: Engenharia Mecânica

O presente trabalho estudou, experimentalmente, o desenvolvimento de escoamentos em golfadas bifásicas gás-líquido horizontais sob o efeito de condições de entrada diferentes. Os ensaios contaram com diferentes vazões de gás e líquido, além de quatro tipos diferentes de injetores de gás. As medições caracterizaram as medições de propriedades do pistão líquido e das bolhas longas. Para quantificar a variação dos parâmetros de interesse, frequência, velocidade e o tamanho de bolhas geradas na injeção de gás, foi utilizado um sensor eletro-resistivo. Para a realização dos ensaios foi utilizado um circuito horizontal aberto, composto por uma tubulação de acrílico transparente com 41 m de comprimento e 44,2 mm de diâmetro interno. Os ensaios compreendem velocidades superficiais de líquido entre 0,6 e 1 ms^{-1} e velocidades superficiais de gás entre 2 e 4 ms^{-1} para um conjunto de seis condições operacionais distintas. O líquido e o gás utilizados neste trabalho foram a água e ar comprimido. As distribuições estatísticas das várias propriedades da golfada foram registradas.

Abstract of Dissertation presented to COPPE/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science (M.Sc.)

EXPERIMENTAL STUDY OF DEVELOPMENT LENGTH GAS-LIQUID FLOW AT DIFFERENT CONDITIONS

Jéssica de Souza Silva Castilho

May/2019

Advisor: Juliana Braga Rodrigues Loureiro

Department: Mechanical Engineering

In the present work, horizontal slug gas-liquid flows were studied with a view to assess the effects of gas entrance on the flow properties. The tests resorted to different gas and liquid flow rates and to four different types of gas injectors. The measurements characterized the the properties of the liquid slug and the long bubbles. To quantify the behavior of frequency of slug passage, velocity and the size of bubbles generated in the gas injection, an electro-resistivity sensor was used. The open horizontal circuit consisted of a transparent acrylic tube with 41 m in length and 44.2 mm internal diameter. The tests were carried out for liquid superficial velocities in the range 0.6 and 1 ms^{-1} and gas superficial velocities in the range 2 and 4 ms^{-1} . A combination of six experimental conditions were studied. The liquid and gas used in the present study were water and compressed air. The statistical distributions of the flow properties are reported.

Sumário

Lista de Figuras	x
Lista de Tabelas	xiii
1 Introdução	1
1.1 Motivação	1
1.2 Objetivo do Trabalho	2
2 Fundamentos Teóricos	3
2.1 Conceitos de Escoamentos Multifásicos	3
2.1.1 Fração Volumétrica	3
2.1.2 Fração Mássica	4
2.1.3 Velocidade Superficial da Fase	4
2.1.4 Velocidade Média da Fase	5
2.1.5 Velocidade de Mistura	5
2.1.6 Densidade da Mistura	5
2.1.7 Número de Reynolds	5
2.2 Padrões de Escoamento	6
2.2.1 Padrões de Escoamento Bifásicos Horizontal	6
2.3 Mapas de Padrões de Escoamento	9
3 Revisão Bibliográfica	11
3.1 Conceitos de Escoamento em Golfadas	11
3.2 Modelagem de Escoamentos em Golfadas	12
3.2.1 Evolução de Escoamentos em Golfadas	12
3.2.2 Análise do Crescimento das Ondas - Início do Escoamento de Slug	13
3.2.3 Critério de Instabilidade de Kelvin-Helmholtz	14
3.3 Modelos Estacionários	14
3.3.1 Modelo de Célula Unitária	15
3.4 Modelos Transientes	16
3.5 Métodos Experimentais	18

3.6	Injetores de Gás em Tubulação Horizontal	20
3.6.1	Escoamento Bifásico em Tês	20
3.6.2	Escoamento Bifásico Estratificado	22
3.6.3	Escoamento Bifásico com Gás Injetado na Região Central da Tubulação	22
4	Metodologia Experimental	24
4.1	Descrição do Aparato Experimental	24
4.1.1	Injetores de Gás	28
4.2	Instrumentação	33
4.2.1	Correção da Vazão de Ar Comprimido	34
4.3	Sistema de Aquisição de Dados	34
4.4	Medições com Sensor Eletro-Resistivo	36
4.5	Procedimento Experimental	38
5	Análise de Incertezas	41
5.1	Conceitos Fundamentais	41
5.2	Procedimento de Cálculo de Incertezas	42
6	Resultados	45
6.1	Perda de Carga	46
6.1.1	Cálculo para Perda de Carga	46
6.2	Comprimento de Bolhas	50
6.3	Velocidade de Translação das Bolhas	54
6.4	Frequência de Passagem de Bolhas	59
6.5	Funções de Distribuição	65
7	Conclusões	75
7.1	Sugestões Trabalhos Futuros	76
	Referências Bibliográficas	78
A	Certificados e Relatórios de Calibração	82
A.0.1	Incerteza da Medição do Comprimento de Bolhas	82
A.0.2	Incerteza da Medição da Velocidade de Translação da Bolha	84
A.0.3	Incerteza da Medição de Frequência de Passagem de Bolhas	85

Lista de Figuras

2.1	Padrões de escoamentos horizontais. Fonte: SHOHAM, 2006.	8
2.2	Comparação de mapas de padrões de escoamento horizontal entre MANDHANE et al.(1974) e TAITEL e DUKLER (1974) para ar e água, $D=0.05m$	10
3.1	Visão do modelo físico de DUKLER e HUBBARD (1975).	15
3.2	Comparação de zonas de influência no ramal de entrada da configuração "T"segundo Azzopardi e Whalley (1982).	21
4.1	Esquema do aparato experimental utilizado neste trabalho.	25
4.2	Visão geral aparato experimental utilizado neste trabalho.	26
4.3	Ilustração do medidor diferencial utilizado no trabalho.	28
4.4	Desenho esquemático do injetor gás-centro, com diâmetro de entrada do líquido correspondente a 44,2 mm, de entrada do gás correspondente a 6,55 mm e espessura da parede de acrílico corresponde a 3 mm.	29
4.5	Desenho esquemático do injetor estratificado, com diâmetro de entrada do líquido correspondente a 44,2 mm, de entrada do gás correspondente a 6,55 mm e espessura da parede de acrílico corresponde a 3 mm.	30
4.6	Desenho esquemático do injetor T-invertido, com diâmetro de entrada do líquido correspondente a 44,2 mm, de entrada do gás correspondente a 6,55 mm e espessura da parede de acrílico corresponde a 3 mm.	31
4.7	Desenho esquemático do injetor T, com diâmetro de entrada do líquido correspondente a 44,2 mm, de entrada do gás correspondente a 6,55 mm e espessura da parede de acrílico corresponde a 3 mm.	32
4.8	Tomadas de pressão do aparato experimental.	34
4.9	Circuito de condicionamento de sinal para cada medidor de pressão.	35
4.10	Programa para aquisição de dados	36
4.11	Programa para aquisição de dados.	37

4.12	Figura que ilustra o Sensor de <i>Slug</i>	38
6.1	Representação do gráfico MANDHANE et al. (1974) com os dados do experimento.	46
6.2	Representação dos gráficos DP(mbar) x comprimento(m) para cada injetor estudado.	48
6.3	Representação dos gráficos de perda de carga para diferentes condições de teste.	49
6.4	Representação dos gráficos de comprimento de bolhas para cada injetor estudado com $V_{SG}=2,00$ m/s e P=3,00 bar.	50
6.5	Representação dos gráficos de comprimento de bolhas para cada injetor estudado com $V_{SG}=4,00$ m/s e P=2,50 bar.	51
6.6	Representação dos gráficos de comprimento de bolhas com barras de erro para $V_{SG}=2,00$ m/s e P=3,00 bar.	52
6.7	Representação dos gráficos de comprimento de bolhas com barras de erro para $V_{SG}=4,00$ m/s e P=2,50 bar.	53
6.8	Representação dos gráficos de velocidade de translação de bolhas para cada injetor estudado com $V_{SG}=2,00$ m/s e P=3,00 bar.	55
6.9	Representação dos gráficos de velocidade de translação de bolhas para cada injetor estudado com $V_{SG}=4,00$ m/s e P=2,50 bar.	56
6.10	Representação dos gráficos de velocidade de translação de bolhas com barras de erro para $V_{SG}=2,00$ m/s e P=3,00 bar.	57
6.11	Representação dos gráficos de velocidade de translação de bolhas com barras de erro para $V_{SG}=4,00$ m/s e P=2,50 bar.	58
6.12	Representação dos gráficos de frequência de passagem de bolhas para cada injetor estudado com $V_{SG}=2,00$ m/s e P=3,00 bar.	60
6.13	Representação dos gráficos de frequência de passagem de bolhas para cada injetor estudado com $V_{SG}=4,00$ m/s e P=2,50 bar.	61
6.14	Representação dos gráficos de frequência de passagem de bolhas com barras de erro para $V_{SG}=2,00$ m/s e P=3,00 bar.	63
6.15	Representação dos gráficos de frequência de passagem de bolhas com barras de erro para $V_{SG}=4,00$ m/s e P=2,50 bar.	64
6.16	Representação dos gráficos de distribuição log-normal de comprimento de bolhas para $V_{SG}=2,00$ m/s e P=3,00 bar em posições distintas.	66
6.17	Representação dos gráficos de distribuição log-normal de comprimento de bolhas para $V_{SG}=4,00$ m/s e P=2,50 bar em posições distintas.	67
6.18	Representação dos gráficos de distribuição log-normal de velocidade de translação de bolhas para $V_{SG}=2,00$ m/s e P=3,00 bar em posições distintas.	69

6.19	Representação dos gráficos de distribuição log-normal de velocidade de translação de bolhas para $V_{SG}=4,00 \text{ m/s}$ e $P=2,50 \text{ bar}$ em posições distintas.	70
6.20	Representação dos gráficos de distribuição log-normal de frequência de passagem de bolhas para $V_{SG}=2,00 \text{ m/s}$ e $P=3,00 \text{ bar}$ em posições distintas.	72
6.21	Representação dos gráficos de distribuição log-normal de frequência de passagem de bolhas para $V_{SG}=4,00 \text{ m/s}$ e $P=2,50 \text{ bar}$ em posições distintas.	73

Lista de Tabelas

5.1	Valor de k em função do valor de ν_{eff} calculado, considerando probabilidade de abrangência de 95%	44
6.1	Combinação das velocidades superficiais e suas respectivas pressões presentes nos testes de escoamento bifásico água-ar	45
A.1	Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor gás-centro.	82
A.2	Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor estratificado.	83
A.3	Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor T.	83
A.4	Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor T-invertido.	83
A.5	Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor gás-centro.	84
A.6	Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor estratificado.	84
A.7	Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor T.	85
A.8	Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor T-invertido.	85
A.9	Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor gás-centro.	86
A.10	Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor estratificado.	86
A.11	Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor T.	86
A.12	Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor T-invertido.	87

Capítulo 1

Introdução

1.1 Motivação

Estudos sobre os escoamento de fluidos são de grande importância, pois os mesmos estão presentes em grande parte dos fenômenos da natureza. Em muitas das vezes, os fluidos apresentam mais de uma fase de escoamento; até em escoamentos mais simples é possível observar a presença de líquido e ar em sua composição nele. Pode-se destacar a aplicação de fluidos multifásicos em diversos setores da indústria, como por exemplo, na extração de petróleo, na geração de energia nuclear, na indústria química, além de outros. Além disso, a análise de características como perda de pressão, fração volumétrica de líquido ou gás e intermitência é de grande importância no projeto de tubulações, separadores, válvulas e tanques.

Um caso particular de escoamento multifásico muito estudado é o chamado escoamento bifásico líquido-gás, em que as fases se distribuem em uma tubulação em diferentes configurações, denominadas padrões de escoamento.

Como forma de exemplificação de escoamentos bifásicos naturais na indústria de óleo e gás destaca-se o escoamento em golfadas. Escoamentos em golfadas requerem sempre um estudo detalhado pois os mesmos podem causar danos em tubulações e em equipamentos de separação primária.

Como utilização importante destes tipos de escoamentos pode-se destacar o método de produção de hidrocarbonetos por elevação artificial (THOMAS (2001)). Nesta técnica, gás é injetado na coluna de produção do poço com o propósito de diminuir a densidade da mistura, e assim, diminuir a pressão na cabeça do poço.

Outra técnica importante trata-se do método de contenção de influxo no poço, chamado de *kick*. Durante a perfuração de um poço de petróleo, pode ocorrer uma entrada descontrolada de gás presente no reservatório na coluna de perfuração, gerando um escoamento de líquido com bolhas dispersas. Isto ocorre quando se atinge a formação rochosa sem um controle de pressão adequado, gerando uma

pressão de poros superior à pressão resultante do fluido de perfuração. Durante o *kick* de gás, o escoamento poderá resultar em um padrão de golfadas, caracterizado por grandes bolhas alongadas e cilíndricas intercaladas por pistões de líquidos, com (ou não) bolhas dispersas. Dentro do reservatório, este escoamento é predominantemente horizontal, passando em seguida para um trecho vertical dentro da coluna até chegar na plataforma.

1.2 Objetivo do Trabalho

O objetivo desta dissertação de mestrado é a caracterização experimental das propriedades dinâmicas do escoamento gás-líquido em padrão de golfadas, com vias a avaliar a influência das condições de injeção de gás no escoamento. Um dado relevante a ser estudado é o comprimento mínimo necessário para um completo desenvolvimento do escoamento. O aparato experimental utilizado possui um diâmetro interno de 44,2 mm, comprimento de 41 m e foi construído em acrílico para permitir a visualização do escoamento.

Foram ensaiadas seis diferentes combinações de vazões de água e ar, para que uma abrangência grande fosse obtida nas cartas de padrão de escoamento. Quatro tipos diferentes de injetores de gás foram utilizados. Em toda a extensão da tubulação foram instalados pontos de medição de pressão diferencial, para quantificar a distribuição da pressão local em cada ponto de medição. Ensaio utilizando um sensor eletro-resistivo foram realizados com objetivo de caracterizar as fases líquida e gasosa. No início da tubulação de acrílico foram instalados dois flanges, de modo a facilitar a troca dos quatro injetores testados. Ao longo da tubulação foram instalados flanges para que se pudesse facilitar a troca dos sensores eletro-resistivos durante as posições de teste.

Ainda sobre o aparato experimental, vale ressaltar que o mesmo opera em circuito aberto. O retorno do aparato está completamente imerso no reservatório inicial, a fim de evitar a entrada de pequenas bolhas provenientes de um retorno mal alocado. Parâmetros globais de vazão, queda de pressão e fração de gás foram medidos. A velocidade de translação média, o tamanho médio e a frequência média da passagem de bolhas foram caracterizados por meio do sensor eletro-resistivo.

O fenômeno de intermitência severa estava presente no escoamento; a cada nova célula de entrada apresentava valores distintos para cada variável por ser considerado um escoamento turbulento. Já, a partir de um determinado ponto o escoamento passou a ser completamente desenvolvido, sendo possível monitorar as variáveis importantes em algumas posições ao longo da tubulação, ou o acompanhamento de uma célula ao longo de sua passagem pela tubulação. Desta forma, foi possível obter valores médios e distribuições das variáveis.

Capítulo 2

Fundamentos Teóricos

2.1 Conceitos de Escoamentos Multifásicos

De acordo com ANDREOLLI (2016), define-se um escoamento multifásico como o escoamento simultâneo de dois ou mais fluidos imiscíveis em um meio definido espacialmente. Escoamentos multifásicos estão presentes em muitos dos processos industriais, como, por exemplo, na indústria petrolífera. Neste trabalho são tratados conceitos importantes sobre escoamentos bifásicos gás-líquido em padrão de golfadas, já que, este é a principal área de interesse desta dissertação.

Segundo WHITE (1991), os escoamentos bifásico gás-líquido possuem diversas diferenças quanto às propriedades; dentre elas pode-se destacar as diferenças de densidade e viscosidade, além do aumento da perda de carga devido à diminuição de área para a passagem de um fluido original quando uma segunda fase entra no sistema. Com isso, aumenta-se frequentemente a resistência ao escoamento e a velocidade no sistema. Seguem abaixo os principais conceitos para escoamentos bifásicos gás-líquido.

2.1.1 Fração Volumétrica

A definição de fração volumétrica de uma determinada fase, α_i , é:

$$\alpha = \lim_{\delta V \rightarrow V_0} \frac{\delta V_i}{\delta V}, \quad (2.1)$$

onde V_i é o volume ocupado pela fase no volume total V . O volume V_0 é o volume limite para a obtenção de um valor representativo em um dado ponto. No caso de um escoamento bifásico gás-líquido, obtemos por definição a seguinte identidade:

$$\alpha_G + \alpha_L = 1, \quad (2.2)$$

onde α_G e α_L são as frações volumétricas do gás e do líquido, respectivamente.

Para escoamentos em tubulação, as frações das fases também podem ser estabelecidas em termos das áreas transversais do duto:

$$\langle \alpha_i \rangle = \frac{A_i}{A_T}, \quad (2.3)$$

onde A_i é a área da seção transversal do duto ocupada pela fase i e A_T é a área total da seção transversal da tubulação. Esse parâmetro pode variar desde zero até um.

2.1.2 Fração Mássica

A fração mássica de uma fase i (x_i), líquido ou gás, é definida como a razão entre a vazão mássica de uma fase e a vazão total.

Para o líquido:

$$x_L = \frac{W_L}{W_T} = \frac{W_L}{W_L + W_G}. \quad (2.4)$$

Para o gás:

$$x_G = \frac{W_G}{W_T} = \frac{W_G}{W_L + W_G}, \quad (2.5)$$

onde, W_T , W_L e W_G são as vazões mássicas totais, da fase líquida e da fase gasosa, respectivamente.

2.1.3 Velocidade Superficial da Fase

A velocidade superficial da fase i (U_{iS}) é a velocidade que cada fase exibiria se estivesse escoando sozinha no duto (sem a presença de outras fases), ou seja, ocupando toda a seção transversal, conforme seguinte equação:

$$U_{iS} = \frac{Q_i}{A_T}, \quad (2.6)$$

onde Q_i é a vazão volumétrica da fase i e A_T é a área da seção transversal do duto.

As velocidades superficiais são muito utilizadas para a construção de mapas de regimes de escoamento, onde formam as coordenadas principais e em modelagens fenomenológicas, que utilizam correlações de interação entre as fases.

2.1.4 Velocidade Média da Fase

A velocidade média em área da fase i , U_i é definida pela razão entre a vazão volumétrica de uma determinada fase e a área da seção transversal do duto ocupado pela mesma fase. É possível, também, expressar este parâmetro através da fração da fase e da velocidade superficial da fase.

$$U_i = \frac{Q_i}{A_i} = \frac{U_{iS}}{\alpha_i}. \quad (2.7)$$

2.1.5 Velocidade de Mistura

A velocidade da mistura multifásica (U_M), pode ser definida como a soma das velocidades superficiais das fases envolvidas:

$$U_M = u_{GS} + u_{LS} = \frac{Q_G + Q_L}{A_T}. \quad (2.8)$$

onde U_{GS} e U_{LS} são as velocidades superficiais da fase gasosa e da fase líquida, respectivamente.

2.1.6 Densidade da Mistura

A densidade da mistura α_M é a soma das massas específicas multiplicadas por suas respectivas frações de fases.

$$\alpha_M = \rho_G \alpha_G + \rho_L \alpha_L, \quad (2.9)$$

onde ρ_G e ρ_L são a densidade da fase gasosa e líquida, respectivamente.

2.1.7 Número de Reynolds

O número de Reynolds, Re , foi calculado através da Equação 2.10, onde D é o diâmetro da tubulação, v é a velocidade do escoamento e ν a viscosidade cinemática do fluido.

$$Re = \frac{Dv}{\nu} \quad (2.10)$$

2.2 Padrões de Escoamento

Um caso específico de escoamento multifásico é o chamado escoamento bifásico gás-líquido, em que as fases se distribuem em uma tubulação, ocasionando diferentes configurações, denominadas padrões ou regimes de escoamento.

Padrões de escoamento são definidos por superfícies locais e balanços de forças de campo no interior de cada fase e entre elas. Porém, essas forças dependem de parâmetros associados ao escoamento, como, por exemplo, as propriedades dos fluidos, seus estados físicos, fatores geométricos e variações temporais ao longo da tubulação. Para analisar os parâmetros associados ao escoamento, leva-se em consideração as velocidades e frações de cada fase. Em relação às propriedades dos fluidos, são importantes a viscosidade e densidade do fluido. Ao pensar no estado do fluido, leva-se em consideração os parâmetros de temperatura e pressão. Ao avaliar os fatores geométricos do escoamento em tubulações, deve-se analisar o diâmetro, a inclinação e a rugosidade interna do duto que o escoamento está submetido. Por fim, deve-se levar em consideração alterações temporais através da seção transversal do duto. Abaixo serão apresentados alguns padrões comumente encontrados no escoamento bifásico líquido-gás em tubulações horizontais.

2.2.1 Padrões de Escoamento Bifásicos Horizontal

O presente trabalho está principalmente relacionado ao escoamento bifásico gás-líquido. Várias formas de distribuições interfaciais, conhecidas como “regimes de escoamento” ou “padrões de escoamento” são descritos nesta seção. De acordo com MANDHANE et al. (1974) os padrões de escoamento horizontal podem ser classificados em seis tipos. Estas classificações são tratadas de forma detalhada a seguir.

Escoamento Estratificado Liso ou Suave

Para este padrão de escoamento, a fase líquida ocupa a parte inferior da tubulação e a fase gasosa a superior; no entanto, a interface entre as fases se mantém relativamente lisa. Ocorre quando as fases líquida e gasosa apresentam baixas velocidades. O termo em inglês para este escoamento é *Stratified Smooth Flow*.

Escoamento Estratificado Ondulado

O escoamento estratificado ondulado ou *Stratified Wave Flow*, em inglês, é semelhante ao padrão estratificado liso, porém a interface apresenta perturbações. Ocorre também maior entrada de gás na interface e baixas velocidades de líquido e gás.

Escoamento de Bolhas Alongadas

No escoamento de bolhas alongadas ou pistonado (em inglês, *Plug Flow*), é caracterizado pela alternância entre pistões de líquidos não aerados e bolhas longas ocupando a parte superior da tubulação. Devido ao aumento da velocidade de escoamento, ocorre a formação de tampões ou pistões de líquido, também chamados de golfadas de líquido não aerados.

Escoamento em Golfadas

Também conhecido como *Slug Flow*, golfadas é o regime de escoamento semelhante ao pistonado, apresenta bolhas dispersas no pistão, especialmente na região próxima a cauda na bolha longa. Esse tipo de escoamento ocorre para velocidades um pouco mais altas de líquido do que no escoamento de bolhas alongadas (*Plug Flow*). O aumento da velocidade do escoamento promove a formação de pistões de líquido. Estes conseguem tocar na parte superior do duto, separando duas grandes bolhas de gás (similar ao *Plug Flow*).

Escoamento Anular

O escoamento anular, conhecido como *Annular Flow*, apresenta velocidades da fase gasosa muito altas, fazendo com que o gás se concentre na parte central do duto, com um filme de líquido estável tocando toda a parede deste e formando um anel. O núcleo de gás pode ou não conter gotículas dispersas.

Bolhas Dispersas

Conhecido também como escoamento em bolhas ou *Bubbly Flow*, em inglês. Neste regime, a fase líquida ocupa toda a tubulação e pequenas bolhas de gás de tamanho variado são encontradas dispersas em toda a seção transversal.

Além disso, pode-se classificar os padrões de escoamento em três grandes grupos: escoamentos separados, intermitentes e dispersos, como pode ser visto a seguir:

- Escoamentos separados (fase de gás e líquido contínua) a)Estratificado: Líquido flui na parte inferior do tubulação enquanto que o gás ocupa a parte superior. A interface gás-líquido é suave. b)Estratificado ondulado: Um aumento na velocidade do gás provoca a formação de ondas na interface estratificada.

- Escoamentos intermitentes (descontinuidade na fase líquida ou na de gás) a)Escoamento de bolhas alongadas: Líquido esco no fundo do tubo enquanto que a bolha alongada e plugues de líquido alternam ao longo da parte superior do tubo. b)Escoamentos de golfadas: Quando as ondas em crescimento atravessam a parte superior do tubo, o pistões líquidos se formam em toda a seção do tubo, alternando

com o escoamento disperso. Quando a velocidade do gás aumenta, a aeração ocorre na frente do pistão líquido. Os pistões líquidos se movem a uma velocidade maior que a velocidade média do líquido.

- Escoamentos dispersos (fase líquida contínua e fase gasosa descontínua)
 - Escoamentos de bolhas dispersas: As bolhas dispersas escoam ao longo do tubo de forma contínua inseridas no escoamento de líquido, ou seja, as bolhas se movem ao longo do tubo a mesma velocidade que líquido.
 - Escoamento anular: O líquido é distribuído como um anel na periferia do tubo. O gás que flui no centro do tubo arrasta pequenas gotículas de líquido.

A representação dos escoamentos acima pode ser visto na Figura 2.1 a seguir:

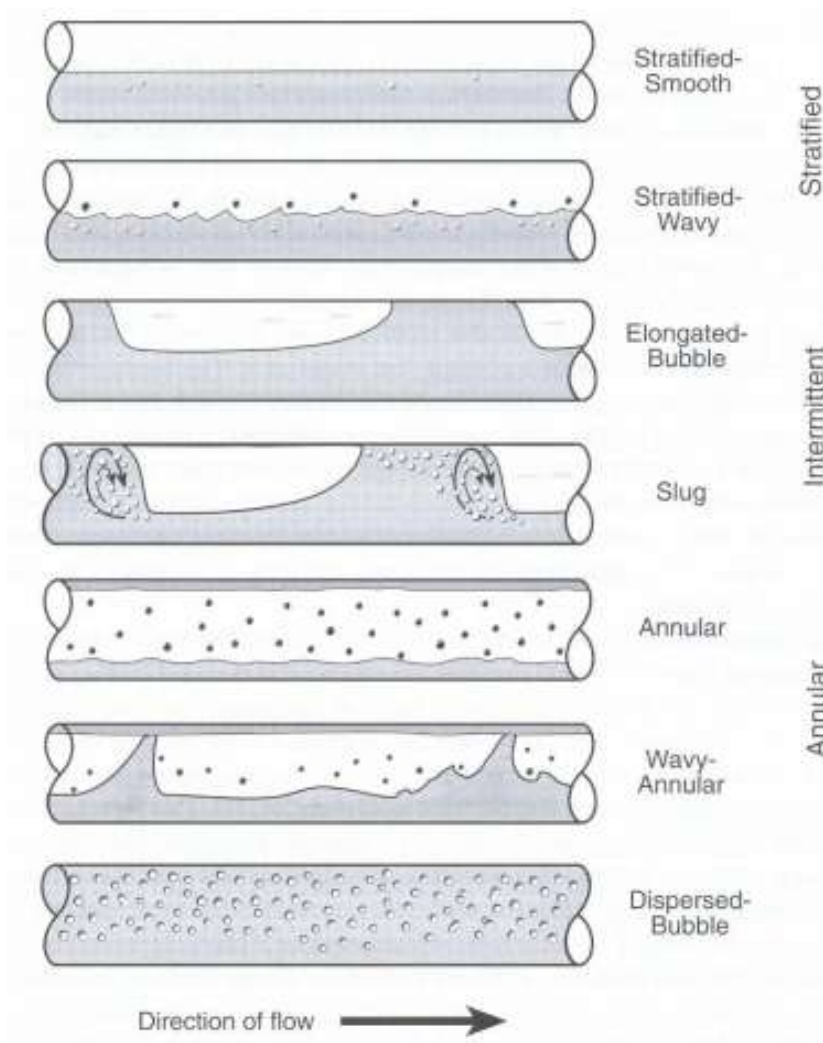


Figura 2.1: Padrões de escoamentos horizontais. Fonte: SHOHAM, 2006.

2.3 Mapas de Padrões de Escoamento

Como visto na seção anterior, o escoamento bifásico ocorre em um determinado padrão, dependendo das suas características. Desta forma, as transições de padrões de escoamento são descritas por mapas de padrões de escoamento. Estes podem ser construídos através de correlações com dados experimentais ou podem utilizar modelos mecânicos para a formação das estruturas características a partir de instabilidades. Os parâmetros escolhidos para os eixos de mapas de padrão podem variar de acordo com diferentes autores.

O primeiro mapa de padrões para escoamento horizontal foi proposto por BAKER (1954); este mapa utilizava dois parâmetros para correção das propriedades dos fluidos.

Pode-se dizer que o mapa de padrões de escoamento gás-líquido horizontal mais popular na literatura é o de MANDHANE et al. (1974). Este mapa foi desenvolvido a partir de um banco de dados com 5935 pontos experimentais, sendo 1178 para sistema ar-água. Os eixos de coordenadas são baseados nas velocidades de cada fase, sendo o eixo das abscissas representado pela velocidade superficial do gás e o eixo das ordenadas representado pela velocidade superficial do líquido. Já as fronteiras são corrigidas pelas propriedades físicas dos fluidos.

Com o passar do tempo, foram propostos outros modelos de mapas de padrões de escoamentos, por outros autores. Estes mapas também passaram a ser aceitos na literatura. Um estudo de TAITEL e DUKLER (1976) desenvolveu um modelo teórico para criação de mapas de padrões para escoamentos horizontais ou quase horizontais. Neste modelo foi utilizada a teoria de estabilidade de Kelvin-Helmholtz, para analisar a evolução de ondas geradas na interface. A Figura 2.2 representa o mapa de padrões de escoamento de MANDHANE et al. (1974) para escoamentos horizontais.

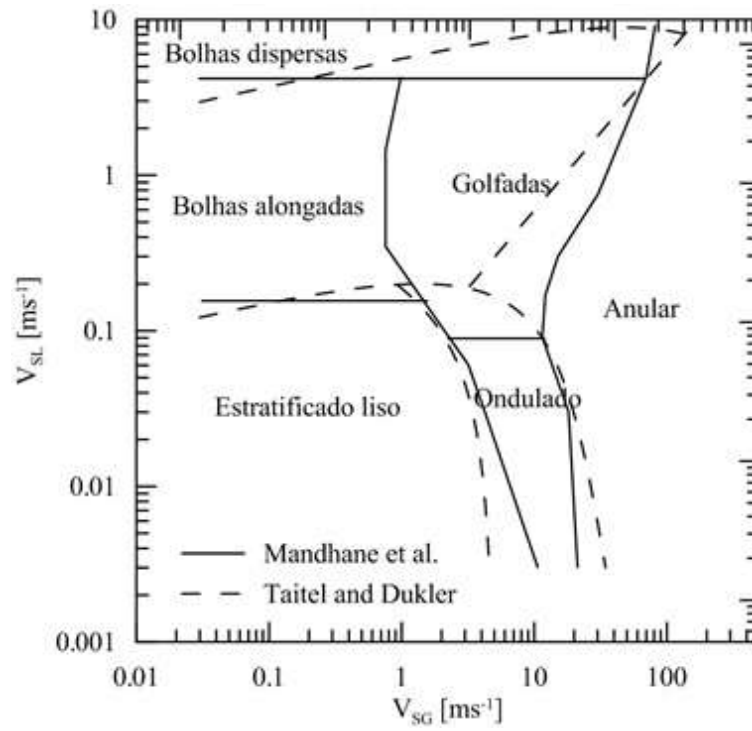


Figura 2.2: Comparação de mapas de padrões de escoamento horizontal entre MANDHANE et al.(1974) e TAITEL e DUKLER (1974) para ar e água, $D=0.05\text{m}$.

Capítulo 3

Revisão Bibliográfica

Este capítulo busca esclarecer o comportamento de escoamentos gás-líquido em termos gerais, com particular ênfase na literatura associada ao escoamento em golfadas. A seguir, escoamentos em golfadas, para uma seção horizontal, são revisados; isto é relevante para a definição das condições em que o escoamento ocorre. Seções posteriores tratam da modelagem e experimentos relacionados a este tipo de escoamento.

3.1 Conceitos de Escoamento em Golfadas

O escoamento em golfadas é um padrão comum em escoamentos multifásicos e o mais comum no transporte de hidrocarbonetos. Como já mencionado, este regime de escoamento é constituído de bolhas alongadas e pistões de líquido. Estes padrões são repetidos ao longo da tubulação, ou seja, tem-se uma repetição intermitente, no espaço e no tempo. A bolha alongada escoada adjacente a um filme de líquido em uma geometria anular (na vertical) ou estratificada (na horizontal). Além disso, o pistão de líquido possui uma pequena concentração de gás, na forma de pequenas bolhas dispersas.

O escoamento em golfadas é altamente complexo e intermitente. Mesmo que as vazões de líquido e de gás permaneçam constantes, as vazões de escoamento da massa do componente, velocidades de fase e pressão, em qualquer seção transversal da tubulação, exibem grande variação em relação ao tempo. Como resultado, processos como transferência de calor e massa são intermitentes. Além disso, a natureza do escoamento em golfadas provoca vibrações e uma alta queda de pressão ao longo do tubo. Isso aumenta a chance de dano sobre os suportes ou curvas no tubo, a erosão e corrosão do tubo (se o escoamento contiver areia). Desta forma, pode-se classificar o escoamento horizontal em golfadas em três grupos diferentes:

- Golfadas hidrodinâmicas. Causadas pela instabilidade de ondas na interface gás-líquido em escoamento estratificado; a onda cresce na interface até uma altura

suficiente para atravessar o tubo. Inicialmente, as golfadas são relativamente curtas; no entanto, elas podem coalescer e formar golfadas longas. O *hydrodynamic slugging* é difícil de prevenir, já que ocorre em ampla variedade de condições de escoamento.

- Golfadas induzidas pelo terreno. São causadas pela acumulação de periódica de líquido em trechos da tubulação. Em escoamentos com ligeiras inclinações, líquido tende a se acumular nos pontos mais baixos da linha até que a pressão à montante desta acumulação seja suficiente para empurrar o líquido através do resto do tubo. Um caso extremo de *terrain slugging* ocorre quando uma linha de escoamento levemente inclinada está conectada a coluna vertical que liga a linha de escoamento ao separador instalado na plataforma. Os grandes surtos de escoamento associados a *slugs* severos podem causar sérios problemas operacionais para equipamentos como separadores e compressores.

- Golfadas induzidas operacionalmente. São causadas por transientes operacionais. Por exemplo, o processo de limpeza de um gasoduto, pode fazer com que a maior parte do estoque de líquidos seja empurrado através das linhas por um equipamento chamado *pig*. Esta operação pode provocar a formação de golfadas.

A predominância do regime de golfadas e suas possíveis implicações adversas exigem previsões das características desse escoamento. Desta forma, vários estudos foram desenvolvidos para descrever este tipo de escoamento. Isto será apresentado a seguir.

3.2 Modelagem de Escoamentos em Golfadas

Como o escoamento em golfadas é fortemente encontrado na indústria petrolífera, alguns trabalhos vem sendo dedicado à compreensão e a previsão da transição estratificada-intermitente em tubos horizontais. Nas próximas seções, serão vistas observações experimentais da geração de golfadas a partir de fluxos estratificados. Posteriormente, será avaliada a teoria da instabilidade de Kelvin-Helmholtz que é comumente usada para explicar o crescimento de ondas. Em seguida, a discussão continua até um modelo de escoamento em golfadas totalmente desenvolvido, em particular o modelo de célula unitária e as correlações empíricas propostas para ele.

As relações suplementares (velocidade translacional, velocidade de bolhas dispersas, comprimento de slug e pistão e frequência de golfada) associadas com as propriedades de escoamento em golfadas são também discutidas.

3.2.1 Evolução de Escoamentos em Golfadas

Na entrada de uma tubulação, o escoamento é estratificado, com uma camada líquida fluindo na parte inferior e gás acima dela; a camada de líquido sofre forças

de resistência devido à parede e começa a desacelerar. À medida que a velocidade do líquido diminui, as ondas começam a se formar na interface gás-líquido com uma distribuição de comprimentos de onda e taxas de crescimento. A amplitude de certas ondas aumenta eventualmente, levando à formação de um bloqueio. O bloqueio do escoamento de gás causa um aumento da pressão à montante do precursor do pistão líquido, acelerando as porções de fluido à jusante. Os fluidos em movimentos rápidos atingem o líquido em movimento lento à sua frente, originando a formação de uma região de filme que é interrompida por um próximo precursor do mesmo processo. O precursor do pistão líquido cresce em volume para formar um "pistão líquido". Desta forma, o pistão líquido possui uma energia cinética maior do que o filme líquido à sua frente, levando à criação de uma região de atividade turbulenta à sua frente, que resulta em uma mistura vortical e no arrastamento de gás. Algumas das bolhas de gás ficam dispersas na parte superior do pistão líquido devido ao empuxo. Algumas das pequenas bolhas podem ainda coalescer com fase gasosa na cauda do pistão líquido, ou, ainda, podem ser liberadas junto com o líquido para a região do filme a montante da cauda. Eventualmente, o pistão líquido tende a um comportamento totalmente desenvolvido, em que os parâmetros passam a pouco variar.

3.2.2 Análise do Crescimento das Ondas - Início do Escoamento de Slug

A maneira pela qual os pistões líquidos são formados é de considerável importância para as condições de iniciação e de frequência de passagem. Vários trabalhos experimentais fornecem informações sobre pistões líquidos. Segundo ANDRITSOS et al. (1989) e FAN et al. (1993), as primeiras perturbações a aparecer na interface são geralmente pequenas ondas senoidais, que, subitamente, dão origem a uma grande amplitude de onda que forma um pistão líquido. Às vezes, em grandes amplitudes as ondas coalescem umas com as outras, resultando em uma onda mais longa antes que um slug seja formado. KORDYBAN (1985), DAVIES (1992), HALE (2000) e UJANG et al. (2006), entre outros, apresentam imagens do desenvolvimento de ondas de grande amplitude em golfadas. As imagens mostram o desenvolvimento de ondas de pequena amplitude na crista de uma onda grande, um pouco antes desta atravessar o tubo. Esses pesquisadores consideraram que a iniciação da golfada ocorre quando a onda se torna grande o suficiente para atravessar a seção transversal do tubo. A maioria das tentativas de modelar esse fenômeno utilizou a análise de estabilidade para examinar as condições necessárias para o crescimento das ondas.

3.2.3 Critério de Instabilidade de Kelvin-Helmholtz

Quando as ondas ocorrem na interface gás-líquido, a velocidade da fase gasosa varia ao longo da onda com um máximo no pico e um mínimo no vale. Existe também uma variação de pressão dentro do gás sobre o perfil de onda com um máximo na calha e um mínimo na crista que causa um aumento aerodinâmico na onda, apresentando um efeito desestabilizador. A variação de pressão inclui um componente que está 180° fora de fase com a onda e um que está em fase com a inclinação da onda. Quando os efeitos desestabilizadores das variações de pressão da fase gasosa e a inércia do líquido superam os efeitos da tensão superficial e da gravidade, as ondas aumentam em amplitude rapidamente; isso é chamado de instabilidade de Kelvin-Helmholtz (K-H).

3.3 Modelos Estacionários

Os modelos de estado estacionário são também chamados de modelos de célula unitária pois uma única célula (bolha e pistão) se repete tanto no tempo como no espaço. Com essa simplificação, todos os cálculos são realizados para uma única célula e reproduzidos para todo o comprimento do tubo.

O primeiro estudo sobre este tema foi realizado por WALLIS (1969), que definiu o conceito de célula unitária. O autor utilizou correlações existentes na época para calcular a velocidade da bolha e propor uma forma simples para o cálculo da queda de pressão gravitacional e por atrito.

A seguir, foram publicados os estudos de DUKLER E HUBBARD (1975) sobre escoamentos em golfadas para tubos horizontais. Os autores descreveram as características do escoamento de uma forma que é aceita até hoje. Por exemplo, eles bem descreveram a existência de queda de pressão devido à aceleração do líquido que transita do filme para o pistão líquido a montante. A partir do modelo proposto por eles, pode-se calcular vários parâmetros de interesse, como os comprimentos da bolha e do pistão líquido, e a queda de pressão na célula. No entanto, esse modelo despreza a intermitência (aleatoricidade) do escoamento e não define parâmetros necessários, como a frequência da célula e a fração de líquido no pistão.

Por fim, os autores TAITEL E BARNEA (1990a) apresentaram um modelo estacionário mais genérico e completo sobre escoamento em golfadas. Os autores apresentaram uma modelagem genérica para o escoamento horizontal, vertical e inclinado. Além disso, os autores propõem três modelos para levar em consideração o formato da bolha alongada (também chamado de modelo de bolha), o que não havia sido feito pelos autores anteriores.

3.3.1 Modelo de Célula Unitária

Como abordado anteriormente, quando duas fases coexistem em um duto, diferentes regimes ou padrões de escoamento podem surgir. Eles se diferem um do outro pela distribuição espacial da interface de líquido e de gás. Como nesta dissertação o estudo de interesse é o escoamento bifásico gás-líquido em regime de golfadas, será introduzido o conceito de célula unitária, a fim de um melhor entendimento deste padrão de escoamento.

A região que compreende uma bolha alongada e um pistão de líquido foi definida por WALLIS (1969) como uma célula unitária. O modelo de célula unitária, para escoamento em golfadas, mais utilizado é o modelo de DUKLER e HUBBARD (1975), em que a realidade do escoamento em golfadas é tratado por uma repetição periódica de uma mesma estrutura. O escoamento em golfadas é representado por uma única unidade, chamada de célula unitária, que é dividida em duas regiões: o pistão de líquido, com comprimento l_s , e o filme de líquido que contém a bolha alongada, com comprimento l_f . O comprimento total da célula unitária, representado por l_u , é a soma das parcelas l_s e l_f . O parâmetro l_m é definido como o comprimento de mistura, região onde o pistão absorve líquido do filme, provocando aumento de velocidade. V_t é definido como a velocidade de translação da bolha, como pode ser visto na Figura 3.1.

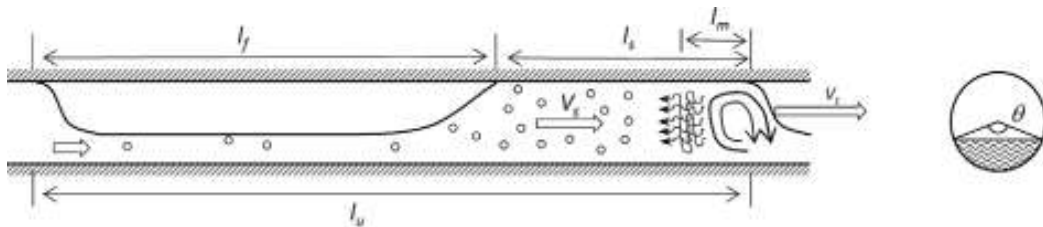


Figura 3.1: Visão do modelo físico de DUKLER e HUBBARD (1975).

O modelo de célula unitária é baseado nos balanços de massa e de quantidade de movimento e depende de alguns parâmetros para o seu fechamento. Desta forma, faz-se necessário a determinação de alguns parâmetros importantes, como é o caso da frequência de passagem de bolhas ν_t , a fração de líquido no pistão líquido, conceito chamado de *holdup* e a velocidade de translação V_t das bolhas.

Neste trabalho, para o fechamento do modelo foi utilizado o conceito de célula unitária de DUKLER e HUBBARD (1975) e para a determinação dos parâmetros de *holdup* e frequência de passagem de bolhas, foram utilizadas as correlações de ANDREUSSI (1993) e SCHULKES (2011), respectivamente.

3.4 Modelos Transientes

Com avanço tecnológico e a utilização de novos programas de simulação numérica, surgiram novos estudos para o cálculo dos parâmetros em regimes transientes de escoamentos bifásicos para a captura e o acompanhamento de pistões.

Para estes modelos, o seguinte conceito pode ser emitido: pistões e bolhas no escoamento são considerados objetos distintos, propagados ao longo da tubulação, o que facilita o desenvolvimento deste modelo pelos programas numéricos.

Um outro conceito importante para desenvolvimento de modelos transientes é o de velocidade de translação da bolha alongada, ou seja, pode-se dizer que velocidade da bolha alongada V_B é um importante parâmetro do escoamento em golfadas, e seu conhecimento tem grande importância no desenvolvimento de qualquer teoria. De acordo com BENDIKSEN (1984), sabe-se que V_B está relacionada com a inclinação e o diâmetro do duto, com as velocidades das fases e com as propriedades dos fluidos. Segundo TAITEL e BARNEA (1990), a velocidade da bolha alongada pode ser calculada como a superposição de três efeitos: a influência da movimentação do líquido à frente da bolha, a velocidade de translação de uma bolha em líquido estagnado e o efeito de esteira que surge na traseira da bolha que está à frente, como mostrado na seguinte equação:

$$V_B = C_0 J + C_\infty \sqrt{(gD)(1+h)}. \quad (3.1)$$

onde V_B é a velocidade da bolha alongada e C_0 Constante adimensional, C_∞ , h são constantes adimensionais que quantificam a influencia dos três feitos, g é a aceleração da gravidade, D é o diâmetro da tubulação e J é a velocidade da mistura.

Após os conceitos bem definidos, pode-se dizer que para o desenvolvimento de um modelo transiente, o primeiro trabalho desenvolvido com a metodologia de acompanhamento de pistões foi o de BARNEA e TAITEL (1993). Os autores apresentam um modelo bem simplificado, em que o líquido e o gás são considerados como incompressíveis, os pistões não possuem bolhas de gás dispersas, e a fração de líquido no filme abaixo da bolha é constante. Devido a estas considerações, todos os pistões possuem a mesma velocidade, e a traseira da bolha tem a mesma velocidade de translação que a frente da bolha. A velocidade de translação da frente da bolha é calculada, a cada passo de tempo e para cada célula, em função da velocidade do pistão à sua frente, recebendo uma correção referente ao comprimento do pistão à frente da bolha devido à esteira (quanto menor o pistão, maior é a velocidade da bolha). Assim, pistões pequenos tendem a desaparecer, devido às coalescências. Para o estudo das condições de entrada na tubulação, os autores testaram a entrada de uma população de pistões seguindo uma distribuição uniforme ou uma distribuição normal; porém, obtiveram resultados semelhantes para as duas condições. Os

comprimentos das bolhas na entrada são calculados de forma proporcional aos comprimentos dos pistões. Além disso, no modelo apresentado, nenhuma consideração foi feita com relação à queda de pressão ou à variação de quantidade de movimento nos pistões.

ZHENG et al. (1994), decidiu aprimorar o modelo de BARNEA e TAITEL (1993) para a simulação do escoamento em terrenos acidentados (*hilly terrain*), com variação discreta na inclinação em determinados locais da tubulação. A inovação desse modelo é a consideração dos pistões aerados, com a fração de líquido no pistão calculada em função da velocidade do pistão (que continuava sendo igual para todos os pistões).

Na sequência, BANERJEE (1995) apresentou um modelo considerando o pistão como não-aerado, a fração de líquido no filme variável e o gás compressível. Os autores utilizam quatro equações para calcular os parâmetros ao longo do tempo, através de uma discretização explícita no tempo: equação de conservação da quantidade de movimento no pistão de líquido para o cálculo da velocidade do pistão, equação de conservação da massa na bolha para o cálculo da pressão do interior da bolha, equação de conservação da massa de líquido no filme para calcular a altura do filme, e equação de conservação da quantidade de movimento no filme para calcular a velocidade do filme. As velocidades das frentes das bolhas são calculadas em função da velocidade do pistão. Os autores aplicam o modelo ao escoamento em terrenos acidentados e introduzem uma população de pistões na entrada do tubo distribuídos uniformemente.

Três anos depois, os autores TAITEL e BARNEA (1998), propuseram um novo modelo de acompanhamento de pistões, considerando diversos efeitos que haviam sido desprezados anteriormente. Nesse modelo, o gás é considerado como compressível e ideal, a fração de líquido no filme é variável e considerada igual à altura de filme de equilíbrio, a fração de líquido no pistão é calculada em função da velocidade do pistão (que agora é variável devido à expansão do gás) e a queda de pressão é calculada. Os valores das velocidades dos pistões e das pressões nas bolhas são calculados através de um sistema linear de equações que surgem devido à aplicação do balanço de quantidade de movimento na célula, desprezando-se os termos de variação e escoamento de quantidade de movimento (ou seja, a somatória de forças na célula é nula), e do “balanço de volume” entre dois pistões adjacentes, que representa a variação da velocidade superficial de um pistão até outro devido à expansão do gás.

Os autores FRANKLIN e ROSA (2004) mostraram que o termo de quantidade de movimento pode ser escrito como a soma dos termos de queda de pressão devido à aceleração do líquido que passa do filme para o pistão e a diferença de pressão hidrostática entre o filme na traseira da bolha e o pistão. A equação de conservação

da massa é aplicada à fase de gás na célula, resultando em uma equação para a variação temporal da pressão no interior da bolha. A entrada das bolhas e pistões na tubulação é realizada de maneira periódica (todas as bolhas e pistões possuem os mesmos comprimentos).

UJANG et al. (2006) também propuseram um modelo de acompanhamento de pistões. Os autores consideraram o gás como incompressível e o pistão aerado; porém, as velocidades do líquido e do gás no pistão são iguais. A fração de líquido no filme é calculada através do balanço de quantidade de movimento em regime estacionário e a transferência de gás da bolha para o pistão seguinte é modelada através de uma equação experimental. As variáveis primárias são a massa de gás e o comprimento de cada objeto (bolha ou pistão) e a discretização é explícita no tempo. Os autores propõem uma forma de inserção de bolhas a partir de uma distribuição não-correlacionada de Poisson baseada em dados experimentais. O modelo só é válido para escoamentos horizontais, em razão das correlações utilizadas para modelar a transferência de gás da bolha para o pistão seguinte.

3.5 Métodos Experimentais

A seguir serão apresentados trabalhos relevantes quanto às técnicas experimentais que foram de grande importância para o desenvolvimento deste trabalho:

DUKLER e HUBBARD (1975) afirmam através de medidas experimentais, que o comprimento estável do pistão de líquido é relativamente indiferente às vazões de líquido e gás para uma tubulação de um determinado diâmetro. Como a bolha e o pistão transportam, respectivamente, a maior parte do gás e do líquido no escoamento, é de grande importância o conhecimento dos comprimentos da bolha alongada e do pistão de líquido. Observa-se que comprimento do pistão é definido pela distância entre duas bolhas consecutivas. Afastando-se da entrada do escoamento, o pistão tende a atingir um comprimento estável, em que a quantidade de líquido capturada do filme à sua frente é igual à cedida ao filme na sua traseira, estabelecendo assim um escoamento desenvolvido.

MAGALHAES (2013) avaliou experimentalmente um escoamento horizontal água-ar e água-CO₂ utilizando *Shadow Sizer* (Dimensionamento por Sombras) e *PIV* (Velocimetria por Imagens de Partículas). Perfis de velocidade local para o pistão líquido e para o filme de líquido foram apresentados. Além disso, as distribuições de probabilidade de comprimento para as condições do teste também foram apresentados.

O trabalho de BANERJEE (2015) revela cinco sub-regimes distintos de escoamento em golfada com base nas estruturas internas. Estes são nomeados como: zona de formação do pistão líquido, zona de pistão líquido aerado, zona de pistão

líquido e de tampão, zona de pistão líquido altamente aerado, zona de ondulação. As seguintes observações levaram às seguintes conclusões: durante o processo de formação de pistão líquido, o nível de água imediatamente atrás de novos pistões líquidos, cai significativamente, então este nível é reabastecido com o escoamento de líquido a partir da entrada, o que resulta na formação de um pistão líquido perto da entrada do tubo (30D-60D). Para zonas com um alto nível de aeração, um grande número de bolhas foi observado. Isto levou a uma aumento da frequência, com um valor de pico perto da entrada do tubo (entre 30D e 60D) e reduções rápidas devido ao amortecimento viscoso do ar na superfície da água.

SUAREZ (2016) estudou o escoamento horizontal em golfadas com injeção de gás na lateral da tubulação, variando o ângulo de injeção. Para este experimento foi utilizado dimensionamento por sombras e foi avaliada a morfologia das bolhas alongadas sob cada condição de injeção de gás.

DEENDARLIANTO (2017) realizou um estudo experimental sobre o desenvolvimento de iniciação do escoamento água-ar em regime de golfadas. O diâmetro interno do tubo foi de 26 mm. As velocidades superficiais do líquido e do gás demonstraram exercer um papel importante na iniciação do escoamento de desenvolvimento. Como resultado, pode-se dizer que, para velocidades superficiais de líquido muito baixas e velocidades superficiais de gás muito altas, ocorreram pseudo-pistões, provenientes da coalescência de ondas. Para velocidades superficiais de líquido médias e baixa velocidade superficiais de gás, o escoamento em golfadas é iniciado sob o mecanismo de crescimento de ondas ou instabilidade de Kelvin-Helmholtz. A velocidade superficial de líquido acima de $0,35 \text{ ms}^{-1}$, grandes perturbações de onda perto da entrada contribuem para efeitos mais significativos sobre a iniciação do escoamento de golfadas. Quando a velocidade superficial de gás aumenta e a velocidade superficial de líquido permanece constante, os escoamentos em golfadas se formam mais próximos da entrada, ou seja, a velocidade superficial do líquido possui um efeito menor na iniciação de golfadas quando comparada com a velocidade superficial do gás. Para baixos valores de velocidade superficial de gás, na posição inicial da golfada, a frequência da ocorrência de golfadas é maior; ou seja, como a golfada esco a jusante, o número de pistões líquidos diminui gradualmente em razão da coalescência de bolhas. A frequência de ocorrência de pistões líquidos eventualmente atinge um valor estável a jusante onde apenas persistem pistões existentes. Desta maneira, pode-se dizer, que a velocidade superficial líquida desempenha um papel mais significativo no estabelecimento da frequência de pistões líquidos.

MORALES (2017) analisou a distribuição e os parâmetros estatísticos (média e desvio padrão) para comprimento da bolha e pistão, velocidade e frequência de bolha para a iniciação do escoamento de golfada. Um circuito de gás-líquido feito de tubos de acrílico com diâmetro de 26 mm foi usado para fazer as medições. A instalação

de testes era composta de duas seções: a primeira correspondeu a um escoamento descendente com 3 graus de inclinação e o segundo uma seção horizontal. Os fluidos utilizados foram o ar e a água em condições ambientais. Na seção inclinada, o sistema exibiu escoamento estratificado, enquanto que para a seção horizontal foi observado um escoamento em transição. Sensores resistivos foram utilizados para medir a altura do filme líquido em três locais na seção horizontal. O sinal do sensor foi processado de duas maneiras diferentes e a coerência dos dois métodos analisada. Ambos os métodos utilizados, um calculando o comprimento de pistões líquidos usando a velocidade de translação das bolhas e o outro utilizando a frequência da célula unitária, produziram resultados semelhantes. Os resultados foram apresentados em forma de tabela para serem facilmente reproduzido e utilizado para validação de modelos matemáticos e códigos de computador destinados à simulação da iniciação de golfadas. Concluiu-se que as distribuições de comprimento e velocidade são bem representadas por uma distribuição normal. A distribuição do comprimento de pistões líquidos para a instalação inclinada também foi representada por uma distribuição normal. A posição do aparecimento de golfadas na seção horizontal foi estudado; foi observado que a vazão de escoamento da fase líquida possui uma grande influência na posição da formação da golfada. Valores mais altos de vazão de líquido resultaram em início mais cedo de formação de golfadas. A vazão de gás teve a mesma influência, mas com menor intensidade que o efeito do escoamento de líquido. Observou-se também que a cauda de bolhas não se formou inicialmente, mas foi aparecendo e crescendo ao longo do escoamento. O aumento da incidência e o crescimento da cauda, fez com que as bolhas tivessem um crescimento maior do que o esperado.

3.6 Injetores de Gás em Tubulação Horizontal

A seguir será descrita a revisão bibliográfica referente aos injetores de gás em um escoamento bifásico gás-líquido horizontal. Será avaliado a revisão para configuração com ramificação em "T", para entrada de líquido e gás de forma estratificada na tubulação, e por último, para entrada de gás no centro do escoamento de líquido.

3.6.1 Escoamento Bifásico em Tês

Neste trabalho, um dos injetores apresentados apresenta características de geometria com ramificação ortogonal, ou seja, o escoamento de líquido se dará de forma horizontal enquanto que o de gás se dará de forma ortogonal ao escoamento, até atingir o nível de desenvolvido. Os primeiros trabalhos com injetores de gás em escoamentos com configuração em "T" foram apresentados para escoamentos mono-

fásicos. Depois ocorreu sua utilização para escoamentos gás-líquido.

Pode-se dizer que nos últimos 20 anos algumas técnicas de modelagem foram sugeridas para a predição do fenômeno da distribuição de fases e da quebra de pressão com injetor em tê. Neste trabalho será considerado apenas a revisão da literatura para modelos mecanicistas bifásicos horizontais.

Os modelos mecanicistas são baseados em considerações geométricas do escoamento. Azzopardi e Whalley (1982) consideraram apenas uma linha de corrente divisora válida para o gás e para o líquido. Devido às diferenças significativas de quantidade de movimento axiais de cada fase, é determinada uma linha de corrente divisora para os fluidos, conforme apresentando na Figura 3.2.

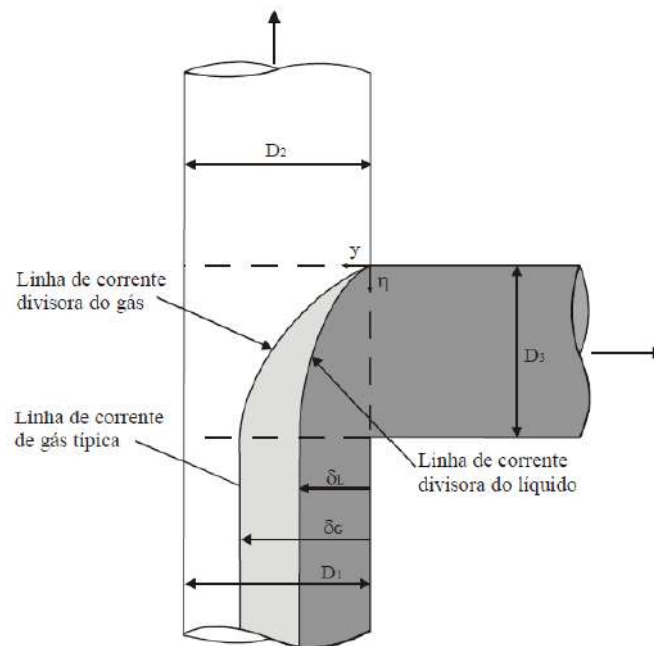


Figura 3.2: Comparação de zonas de influência no ramal de entrada da configuração "T" segundo Azzopardi e Whalley (1982).

A partir desta ideia, os modelos mecanicistas mais recentes consideram uma superposição das zonas de influência de cada fase e as associa à geometria ao padrão de escoamento na entrada do tê. Dessa forma, se quantifica as frações das fases separadas para cada ramal. Muitos autores concordam que o fenômeno de distribuição das fases se dá principalmente por uma questão de inércia, devendo existir um gradiente de pressão na direção do ramal lateral. A maneira com que cada fase irá responder a este gradiente de pressão depende fortemente da sua aceleração. No escoamento em bolhas a aceleração do líquido é muitas vezes maior do que a do gás em razão das diferenças existentes em densidade; como resultado o gás terá preferência de seguir pelo ramal lateral. Ao contrário, no escoamento anular a fase gasosa que ocupa a região central do tubo escoar muito mais rapidamente do que o filme de líquido junto à parede do tubo e, portanto, este é facilmente transferido para o ramal lateral.

De acordo com SEEGER et al. (1986), o grau de distribuição das fases em t \hat{e} é afetado por tr \hat{e} s efeitos: pela aceleração das fases, pelo padr \hat{o} de escoamento de entrada e pelo efeito gravitacional. Este modelo se mostrou adequado para diversos padr \hat{o} es de escoamento: estratificado, estratificado ondulado e ondulado, semianular e anular, por \hat{e} m, n \hat{o} se faz qualquer tratamento especial ao padr \hat{o} de golfadas.

3.6.2 Escoamento Bif \hat{a} sico Estratificado

Quando se pensa em escoamentos estratificado liso e ondulado, vale lembrar que os mesmos acontecem para baixas vaz \hat{o} es de l \hat{i} quido e g \hat{a} s. No presente trabalho, um dos injetores provoca este tipo de escoamento no in \hat{i} cio da tubula \hat{c} o; ou seja, inicialmente o l \hat{i} quido entra de forma horizontal na parte inferior da tubula \hat{c} o enquanto que o g \hat{a} s entra de forma estratificada na parte superior, existindo uma parede de separa \hat{c} o entre os fluidos, at \hat{e} um certo momento da tubula \hat{c} o. A partir do momento que os fluidos entram em contato um com o outro, uma camada de mistura se desenvolve. Segundo Silva FREIRE (2002) uma camada de mistura se desenvolve devido \hat{a} exist \hat{e} ncia de diferentes velocidades no interior do escoamento. Normalmente, h \hat{a} uma regi \hat{o} de escoamento com grande cisalhamento separando duas camadas de escoamento uniformes com velocidades diferentes. As instabilidades que se desenvolvem neste tipo de escoamento s \hat{a} o resultado do processo de amplifica \hat{c} o de perturba \hat{c} oes induzidas no seu interior por fontes externas. Existe neste caso uma frequ \hat{e} ncia que ser \hat{a} amplificada com taxa de amplifica \hat{c} o m \hat{a} xima. Posteriormente, estas instabilidades induzir \hat{a} o outras frequ \hat{e} ncias harm \hat{o} nicas que por sua vez induzir \hat{a} o novas frequ \hat{e} ncias at \hat{e} a gera \hat{c} o de turbul \hat{e} ncia. Est \hat{a} turbul \hat{e} ncia d \hat{a} origem ao escoamento em golfadas devido as velocidades do g \hat{a} s ultrapassarem as velocidades da fase l \hat{i} quida.

3.6.3 Escoamento Bif \hat{a} sico com G \hat{a} s Injetado na Regi \hat{o} Central da Tubula \hat{c} o

Quando se pensa em escoamento com g \hat{a} s no centro de uma tubula \hat{c} o, pode-se considerar uma analogia ao escoamento anular, pois, no in \hat{i} cio da tubula \hat{c} o, h \hat{a} escoamento de l \hat{i} quido de forma horizontal e o g \hat{a} s sendo injetado na parte central da tubula \hat{c} o. Ainda segundo SILVA FREIRE (2012) pode-se dizer que os jatos podem ser classificados segundo a geometria que os formam: jatos circulares, jatos planos ou retangulares. Em qualquer um desses tipos de jatos a transi \hat{c} o \hat{e} caracterizada por uma semelhan \hat{c} a entre as camadas de mistura, ou seja, pela forma \hat{c} o de instabilidades prim \hat{a} rias e turbilh \hat{o} es de Kelvin- Helmholtz, os quais introduzir \hat{a} o filamentos secund \hat{a} rios. A intera \hat{c} o dos filamentos longitudinais com as estruturas

turbilhonares primárias, induzem a formação de oscilações transversais sobre estruturas primárias as quais se amplificam e degeneram o escoamento em turbulento.

Capítulo 4

Metodologia Experimental

Esta Capítulo apresenta o aparato experimental e seus respectivos componentes e funções. O procedimento experimental adotado, assim como as técnicas de medição utilizadas, também são discutidos. A relevância das incertezas de medições e a metodologia de cálculo utilizados serão apresentados em um capítulo específico, subsequente a este.

Para a realização deste trabalho foi construída uma bancada experimental instrumentada, de modo a obter com sucesso as principais propriedades estatísticas de escoamento bifásico horizontais sob condições pré-estabelecidas. O aparato experimental foi instalado no Laboratório de Tecnologia em Engenharia de Poços (LTEP) do Núcleo Interdisciplinar de Dinâmica dos Fluidos (NIDF).

4.1 Descrição do Aparato Experimental

Uma visão geral do aparato experimental é mostrada na Figura 4.1. A bancada é composta por uma tubulação de acrílico transparente horizontal com 41 m de comprimento, diâmetro interno de 44,2 mm e espessura da parede de 3 mm. A Figura 4.1 foi desenhada em escala para demonstrar que o comprimento da tubulação é efetivamente longo em relação ao seu diâmetro, uma vez que a razão entre o comprimento (L) e o diâmetro (D) é $L/D = 950$.

A Figura 4.2 representa uma visão esquemática do aparato experimental. Para promover o escoamento da fase líquida é utilizada uma bomba volumétrica com potência de 9,2 kW. Esta bomba é acionada por um inversor de frequência, o que permite um controle refinado no ajuste da vazão. Na linha de alimentação da bancada foi instalado um medidor de vazão de líquido do tipo eletromagnético, modelo PROMAG 10P40, com incerteza máxima de 0,5 %. Logo no início da tubulação de acrílico, há uma seção removível flangeada, cujo objetivo é permitir a troca dos injetores de ar comprimido a serem investigados. É utilizado um medidor de vazão por vórtex para determinar a vazão de ar comprimido.

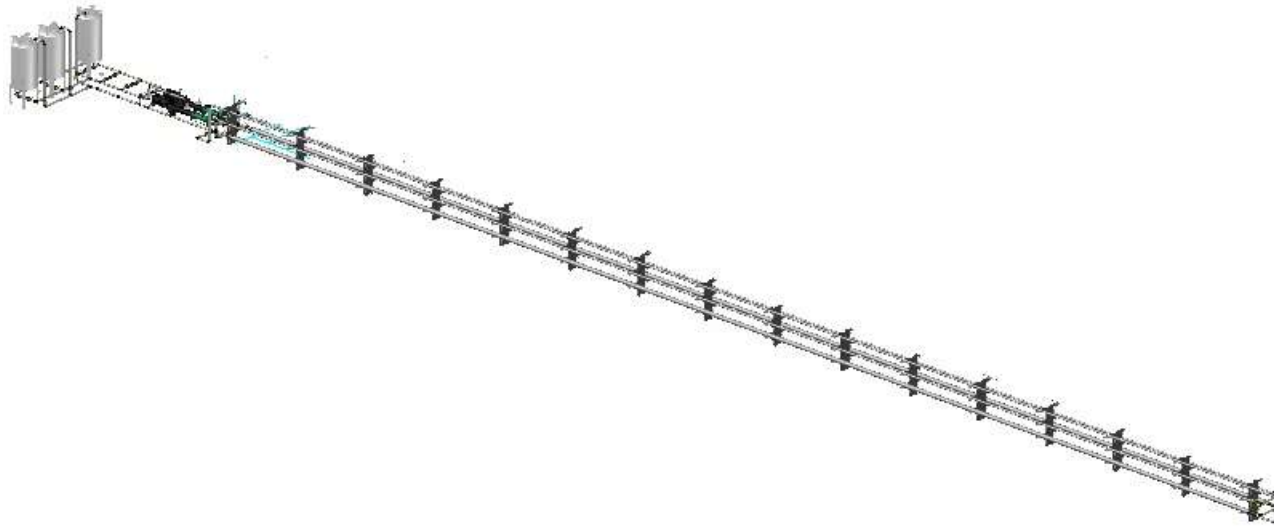


Figura 4.1: Esquema do aparato experimental utilizado neste trabalho.

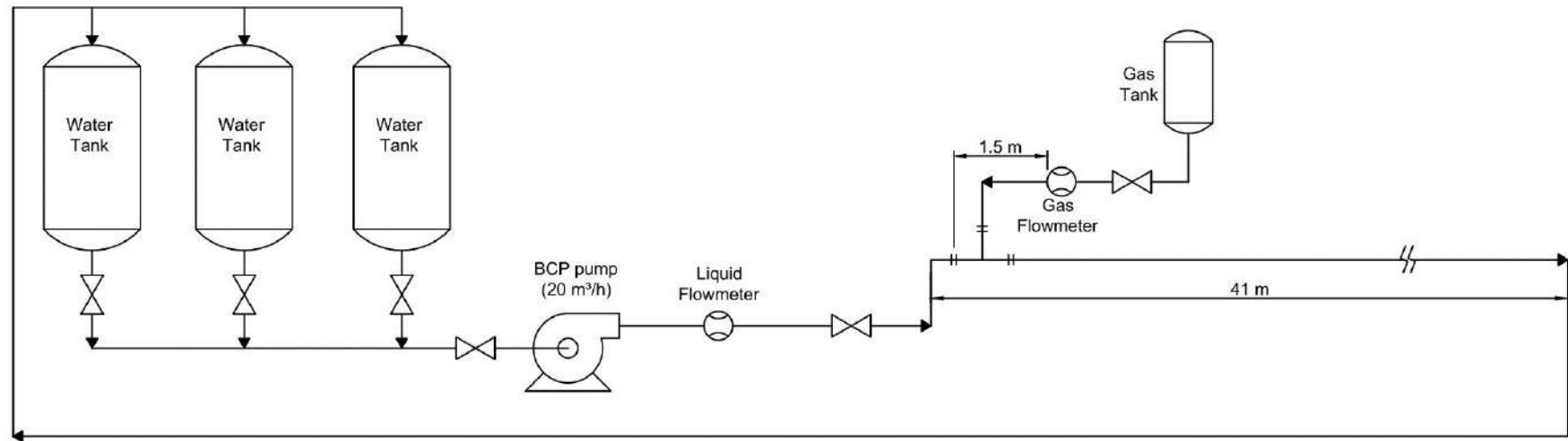


Figura 4.2: Visão geral aparato experimental utilizado neste trabalho.

O sistema de alimentação de água consiste de três tanques reservatórios, conectados entre si, de aço inoxidável AISI 316, com capacidade individual de 1000 litros. A água utilizada no experimento provém do sistema de abastecimento público e é armazenada nos três tanques. Na saída dos tanques até a entrada da bomba o sistema conta com uma tubulação de aço inoxidável AISI 316 cujo o diâmetro interno é de 50,1 mm. Uma bomba volumétrica de cavidade progressiva, modelo NM045BY01P05V, do fabricante Netzsch permite o escoamento de água, com vazão volumétrica na faixa de 0,5 a 20 m³h⁻¹. A vazão volumétrica da água é ajustada por um inversor, modelo CFW08, do fabricante Weg, conectado à bomba. Após a passagem pelo medidor de vazão de líquido, o sistema desemboca na tubulação de acrílico, iniciando o escoamento de interesse.

O sistema de ar comprimido é composto por um compressor rotativo SCHULZ (modelo SRP3015 Compact, de 15 Hp de Potência e 200 litros de capacidade), um secador SCHULZ SRS60 (ar com umidade relativa inferior a 1%) e um condensador. Este sistema gera vazões da ordem de 1400 l/min de ar comprimido com pressão de trabalho de 10 bar. A tubulação de ar comprimido é de aço inoxidável AISI 316 de diâmetro externo de 25,5 mm e de interno de 21,5 mm.

Antes de ser injetado no aparato experimental, o ar passa pelo sistema de secagem e por válvulas reguladoras de pressão, a fim de minimizar erros na medição de vazão. A vazão volumétrica de ar é ajustada e medida por medidores tipo vórtex, modelo FLP04-G2NA, da marca TECHMETER, devidamente calibrado, com medição simultânea de temperatura do ar de injeção. Esta vazão de ar por vortex é corrigida de acordo com as condições do escoamento, utilizando a temperatura do fluido e a pressão medida na linha de testes, de acordo com um termômetro KT300, do fabricante SIBERIUS e um medidor de pressão absoluta ROSEMOUNT 800 *psi*, inseridos na linha, respectivamente.

A separação das fases líquida e gasosa ocorre após a circulação da mistura no sistema, no próprio tanque de armazenamento, no qual a tubulação de retorno está completamente imersa na fase líquida. Uma abertura na parte superior dos tanques permite a saída do gás, garantindo, assim, que não haja bolhas dispersas no início da realização de novos testes.

Com o objetivo de avaliar a queda de pressão ao longo da tubulação foram instaladas 35 tomadas de pressão, distantes 1 m entre si, com exceção da primeira tomada de pressão, que está distante 1,5 m da entrada da tubulação devido à posição do injetor de ar. Um medidor de pressão diferencial Endress Hauser Deltabar pode ser visto na Figura 4.3, com faixa de medição de 0 à 500 mbar, que permite a avaliação da perda de carga.

Ao longo da tubulação foram instaladas seções flangeadas, nas posições 2,5, 5, 7,5, 10, 15 e 30 m da entrada, com o objetivo de alterar a posição do sensor eletro-



Figura 4.3: Ilustração do medidor diferencial utilizado no trabalho.

resistivo. Através deste sensor é possível determinar parâmetros importantes do escoamento, como valores médios e distribuições de frequência de passagem de bolha, tamanho da bolha alongada, velocidade de translação da bolha alongada em cada posição onde sensor é instalado. Esta caracterização experimental possui o objetivo de determinar qual é o comprimento de tubulação necessário para que o escoamento bifásico atinja uma condição de regime permanente. Em adição, será analisado como este comprimento de desenvolvimento depende da geometria do injetor que dá origem ao escoamento bifásico.

4.1.1 Injetores de Gás

Nesta seção serão apresentadas as diferentes configurações de injetores de gás analisados. Com o objetivo de simular formas distintas de inserção de gás na tubulação, quatro diferentes geometrias de injetor foram concebidas. O projeto de um dos dispositivos testados foi inspirado no injetor WASP (*Water, Air, Sand and Petroleum*) que pode ser visto com mais detalhes nos trabalhos de Hale (2000) e Ujang et al. (2003). Para esta dissertação os injetores foram construídos em seção flangeada, instalados logo na entrada da tubulação de acrílico. O propósito é facilitar a intercambialidade ao longo dos testes.

As Figuras 4.4, 4.5, 4.6, 4.7 ilustram a geometria dos quatro injetores. O ar pode ser inserido na tubulação de quatro formas distintas:

- i) de forma perpendicular ao escoamento de líquido, com o ar sendo inserido na parte superior da tubulação (Fig. 4.4),
- ii) de forma perpendicular ao escoamento de líquido, com o ar sendo inserido na parte inferior da tubulação (Fig. 4.5),

- iii) pelo centro da tubulação, através da inserção de um tubo concêntrico ao duto principal (Fig. 4.6) e,
- iv) injetor com placa separadora, no qual a entrada de ar se dá na parte superior da tubulação (Fig. 4.7).

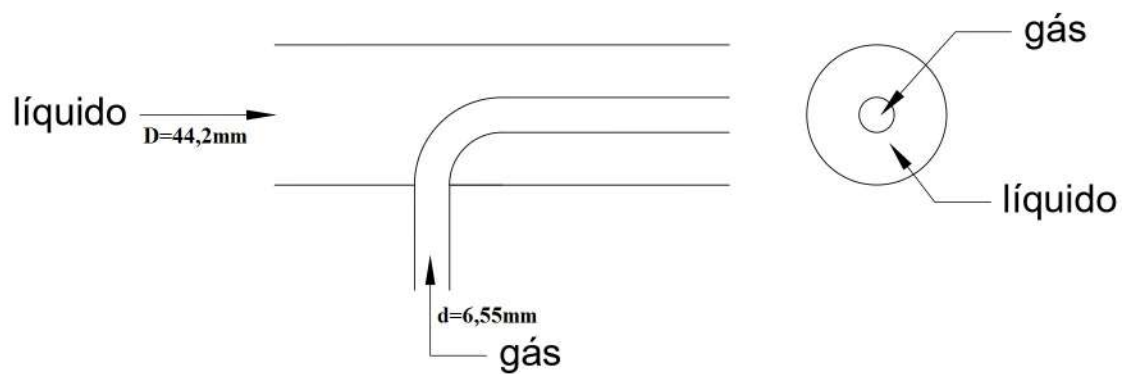


Figura 4.4: Desenho esquemático do injetor gás-centro, com diâmetro de entrada do líquido correspondente a 44,2 mm, de entrada do gás correspondente a 6,55 mm e espessura da parede de acrílico corresponde a 3 mm.

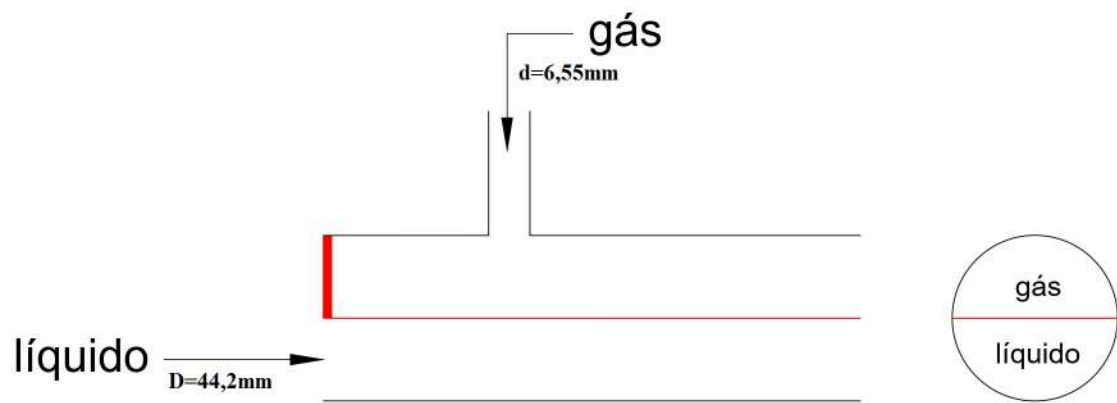


Figura 4.5: Desenho esquemático do injetor estratificado, com diâmetro de entrada do líquido correspondente a 44,2 mm, de entrada do gás correspondente a 6,55 mm e espessura da parede de acrílico corresponde a 3 mm.

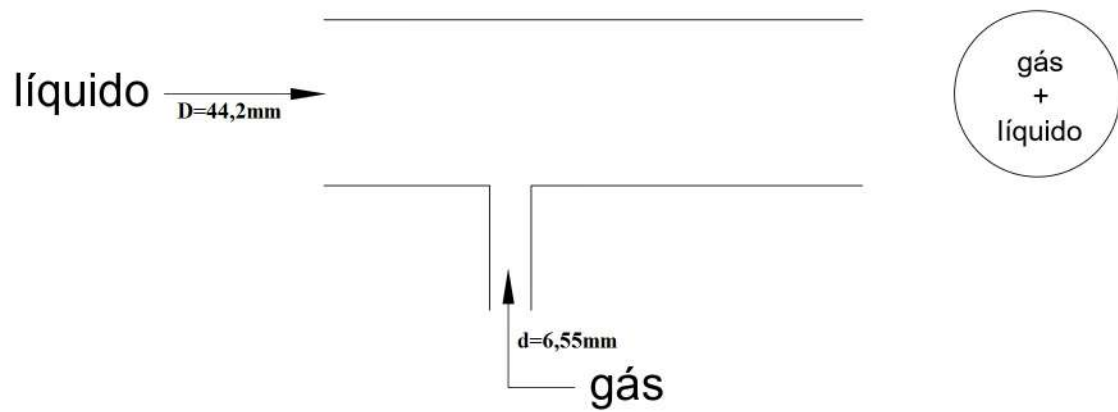


Figura 4.6: Desenho esquemático do injetor T-invertido, com diâmetro de entrada do líquido correspondente a 44,2 mm, de entrada do gás correspondente a 6,55 mm e espessura da parede de acrílico corresponde a 3 mm.

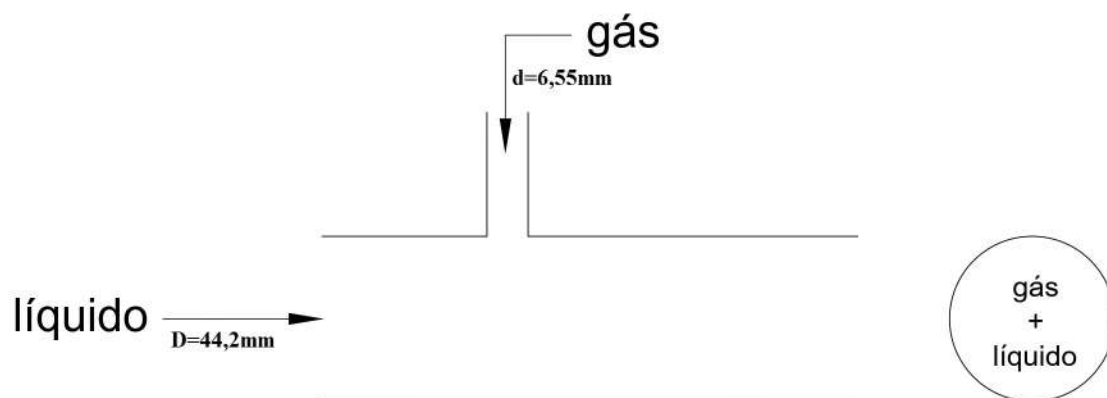


Figura 4.7: Desenho esquemático do injetor T, com diâmetro de entrada do líquido correspondente a 44,2 mm, de entrada do gás correspondente a 6,55 mm e espessura da parede de acrílico corresponde a 3 mm.

4.2 Instrumentação

Nesta seção são descritos os instrumentos de medição utilizados para a pesquisa experimental. Um medidor de vazão foi posicionado na entrada da fase líquida, do tipo volumétrico ultrassônico *KROHNE* UFM3030, com intervalo de medição de 4 a 15 m³h⁻¹. Para a medição da fase gasosa, é inserido no sistema, um medidor de vazão por vórtices, *OVAL Japan*, modelo FLP08-G2NA, do fabricante Techmeter, com faixa de medição de 18 a 90 lmin⁻¹. Já para caracterização da medição de pressão da mistura ao longo da tubulação, foi utilizado um medidor de pressão absoluta *Endress Hauser*, com faixa de 0 a 6 bar e um medidor de pressão diferencial *Endress Hauser Deltabar*, com faixa de 0 a 500 mbar, o que possibilita um estudo detalhado sobre a perda de carga no escoamento.

Acoplado ao sistema de medição de vazão por vórtices, foi possível monitorar as temperaturas através da leitura em termopares tipo K da *Impac Comercial* com indicador Picolog da *Picolog Technology* instalados junto a tubulação de aço inox isolados termicamente do ambiente. Além disso, foram feitas medições de temperatura ambiente com auxílio de um termohigrômetro, marca Siberius, modelo HTC-2.

Para avaliar a queda de pressão ao longo do sistema foram instaladas 38 tomadas de pressão, sendo utilizados medidores de pressão já especificados na seção acima. As mangueiras que conectam a tomada de pressão com os medidores são preenchidas com a fase líquida. As tomadas foram instaladas na parte inferior da tubulação para prevenir a entrada de gás. Já as tomadas de pressão espalhadas pelo aparato experimental, possuem a função de avaliar a perda de carga.

Foram realizadas nove campanhas para o estudo do escoamento bifásico. A perda de carga ao longo da tubulação foi avaliada para as três diferentes geometrias utilizadas, de acordo com as três vazões de gás e líquido escolhidas.

O teste de avaliação de queda de pressão consiste em medir a pressão diferencial entre as tomadas de pressão iniciais e finais do aparato, considerando a primeira das tomadas a tomada de alta pressão e as outras consideradas de baixa pressão. As tomadas de baixa pressão ficam conectadas entre si, formando uma árvore de pressão (Figura 4.8), onde após a medição de cada tomada, a válvula que direciona o escoamento ao transdutor de pressão é fechada e, em seguida é aberta a válvula da tomada seguinte. Após 2 minutos de estabilização inicia-se uma nova medição.

Também foi medida a pressão absoluta em alguns pontos de pressão da tubulação. Com a combinação dos dados de pressão diferencial e a pressão manométrica nestas tomadas é possível determinar a pressão local para qualquer tomada do aparato experimental a partir das variações de pressão.



Figura 4.8: Tomadas de pressão do aparato experimental.

4.2.1 Correção da Vazão de Ar Comprimido

Sabe-se que os valores de vazão volumétrica de ar comprimido mostradas no indicador do medidor precisam ser corrigidos segundo a pressão e a temperatura locais a fim de obter valores reais de vazões volumétricas. As condições de pressão e temperatura no ponto de injeção de ar comprimido na tubulação, P_{tub} e T_{tub} , são diferentes das condições no local de instalação do medidor de gás (rotâmetro e vórtex), P_{ar} e T_{ar} , que fornece o valor instantâneo da vazão volumétrica de gás injetado, Q_{Gmed} . Levando em consideração que a vazão volumétrica deve ser corrigida da condição medida para a condição do ponto de injeção, Q_G , deve-se obter os seguintes dados:

- pressão no medidor de gás, calculando média dos registros (P_{ar}).
- pressão na tubulação (P01), calculando média dos registros (P_{tub}).
- temperatura do ar injetado, calculando média dos registros em Kelvin (T_{ar}).
- temperatura da água, calculando média dos registros em Kelvin (T_{tub}).
- pressão atmosférica (P_{atm}).

Com os parâmetros acima pré-estabelecidos, é possível realizar a correção da vazão de gás injetado através da seguinte equação:

$$Q_G = \frac{Q_{Gmed} \times P_{ar} \times T_{tub} \times f_{Q_G}}{P_{tub} \times T_{ar}} \quad (4.1)$$

onde f_{Q_G} é o fator de correção da vazão volumétrica de ar medida devido à calibração do instrumento de medição e a P_{atm} é somada as pressões dos medidores.

4.3 Sistema de Aquisição de Dados

O sistema de aquisição de dados consiste de circuitos de interfaceamento entre os sinais dos medidores e o tipo de sinal de entrada da placa de aquisição de dados utilizada (Placa de aquisição da marca ômega, 16 bits de resolução modelo

OSB-1608FS). Para os medidores de pressão cuja saída de sinal segue o protocolo HART (saída em corrente de 4 a 20 mA), foi aplicado um circuito para conversão corrente/tensão, filtragem e eliminação de ruído de modo comum através do uso de um amplificador de instrumentação. A Figura 4.9 representa o esquemático do circuito.

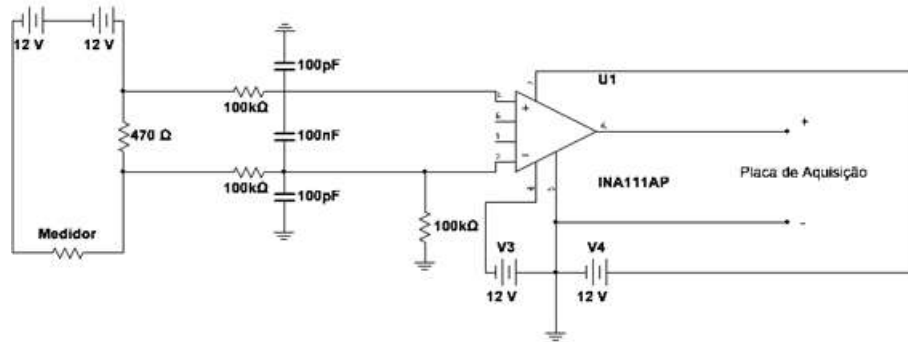


Figura 4.9: Circuito de condicionamento de sinal para cada medidor de pressão.

Uma vez que o circuito descrito acima e a relação corrente por pressão do medidor são lineares, temos uma relação da tensão pela pressão do medidor também linear. Desta forma, é necessário fazer uma calibração dos medidores de pressão a fim de se obter os coeficientes angular e linear da reta de calibração. A calibração deve ser feita variando-se uma pressão estável na entrada do medidor (coluna estática de água ou pressão de gás após um regulador de pressão), efetuando a leitura do seu indicador e obtendo sua correspondente correlação em volts, através do programa de aquisição de dados.

Para os medidores de vazão cuja saída é em pulsos de 24 V por volume totalizado foi utilizado um circuito simples, resistivo, e de alta impedância de entrada para adequação da amplitude do sinal do medidor aos limites da placa de aquisição de dados (que é de 10 V). Neste tipo de sinal cada pulso enviado representa uma quantidade de volume totalizado pelo medidor (chamamos esse número de fator k). Cada medidor de vazão possuirá um fator k que lhe é característico. Desta forma, podemos obter informações do volume totalizado ao longo do experimento e da vazão, que é proporcional à frequência de emissão destes pulsos.

O módulo de condicionamento de sinais é uma caixa onde se encontra o circuito analógico e em cujos painéis se encontram as conexões de entrada dos medidores do circuito hidráulico, suas respectivas chaves liga/desliga e saídas de sinal para a placa de aquisição de dados.

O programa de supervisão utilizado para aquisição de dados foi desenvolvido utilizando o programa Labview. Neste programa, o usuário pode monitorar em tempo real as variáveis de processo (pressões e vazão) na forma de gráfico e ainda salvar dados. Ele conta com uma estrutura na forma de tabela na qual o usuário, após

comutar as válvulas das tomadas de pressão (com o intuito de avaliar as perdas de carga em diversos pontos ao longo da linha), insere um rótulo para cada ponto medido e todos os resultados obtidos são organizados nesta tabela e salvos em arquivo texto.

Na Figura 4.10 pode-se observar o primeiro programa de aquisição de dados, levando em consideração as medições de vazão volumétrica de líquido e de gás por, medições de pressão absoluta e diferencial, feito em programa *Labview*.

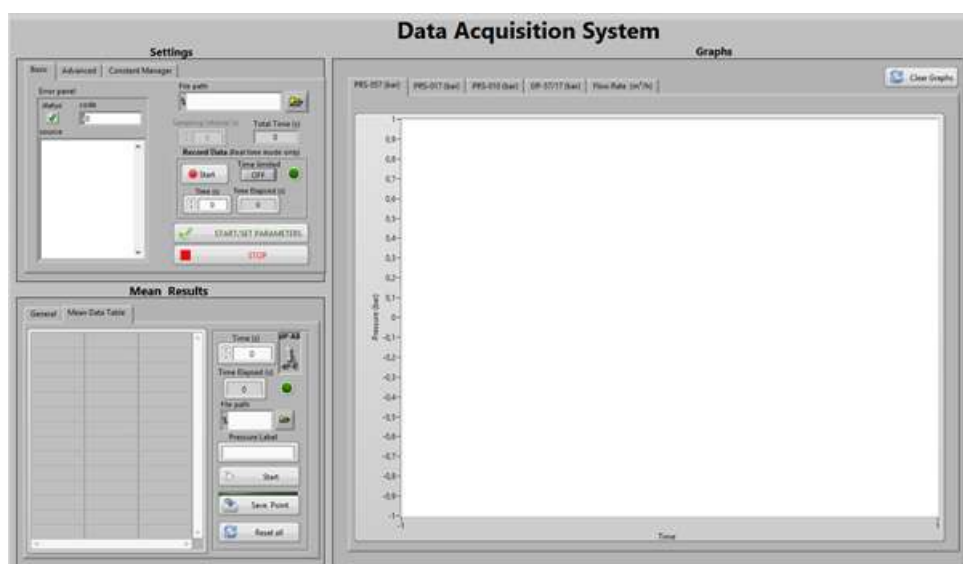


Figura 4.10: Programa para aquisição de dados

No programa cuja interface está indicada na Figura 4.10, pode-se inserir a frequência de amostragem da placa de aquisição de dados e o número de amostras que deverão ser obtidas. Este programa é utilizado para organizar as pressões diferenciais em uma tabela com cada linha contendo o nome da tomada de pressão (dado pelo usuário no campo específico) e a respectiva pressão média. É possível ainda apagar uma tomada de dados mal sucedida em "Apagar última linha" e salvar o sinal bruto e a tabela com os valores médios.

4.4 Medições com Sensor Eletro-Resistivo

Além das medições relacionadas às perdas de carga ao longo da tubulação, medições de caracterização do escoamento também foram realizadas neste experimento. Estas medições foram possíveis através do sensor eletro-resistivo, construído pelo engenheiro Laert Ferreira (NIDF).

O Sensor de Detecção de Bolhas ("Slug Sensor") é constituído por três partes principais: módulo de sensoriamento, módulo de transdução e processamento e programa de aquisição de dados. O sistema conta com um processador embarcado

(DSP) de alto desempenho dedicado ao processamento em tempo real do sinal proveniente do hardware responsável pela transdução. O circuito analógico conta ainda com um sistema em malha fechada que garante a otimização do seu ponto de operação mesmo com variações de condutividade do fluido em teste, através do recurso de auto ajuste. E ainda, com o programa de aquisição de dados o usuário poderá coletar as informações de velocidade, frequência e tamanho da bolha de Taylor, visualizando os resultados atualizados em tempo real na forma de gráfico e ainda poderá visualizar o sinal proveniente de cada sensor. O intervalo de atualização típico do mostrador e do programa de aquisição é de 2,5s, podendo ser maior dependendo dos critérios adotados para validação do par de sinais.

Para cada módulo de sensoriamento são distribuídos dois sensores e um emissor: as variações de condutividade do meio vistas por cada sensor trazem a informação de qual fase os atravessa. Para o ar temos uma condutividade muito baixa e para a fase líquida temos uma condutividade muito maior do que a do ar. Para medição da velocidade da bolha de Taylor mede-se a defasagem entre dois sinais. A frequência de passagem de bolhas é o inverso do tempo entre os narizes de duas sucessivas bolhas de Taylor. O tamanho é obtido em função da velocidade e da largura de tempo do sinal. Na Figura 4.11 podemos ver um diagrama contendo as partes componentes do sistema.

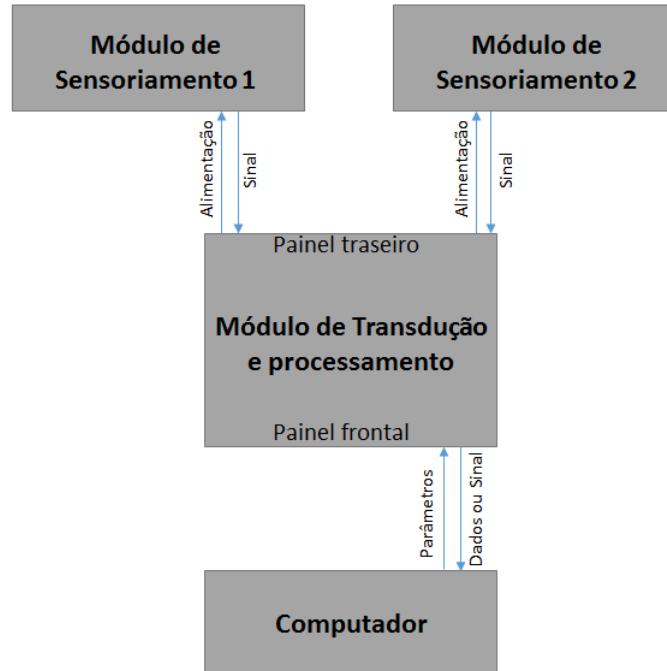


Figura 4.11: Programa para aquisição de dados.

Conforme podemos ver na figura acima, o sistema completo é constituído por dois módulos de sensoriamento de processamento não simultâneo, interligados ao painel traseiro do módulo de transdução e processamento, que fornece a alimentação

elétrica dos sensores e recebe o par de sinais. Este módulo se interliga também ao computador através do conector USB localizado em seu painel frontal, recebendo e enviando informações. Abaixo segue a figura 4.12 do sensor eletro-resistivo.



Figura 4.12: Figura que ilustra o Sensor de *Slug*.

4.5 Procedimento Experimental

Nesta seção são descritos os procedimentos experimentais adotados para a realização deste trabalho. Foram realizados ensaios de pressão absoluta, perda de carga, e por último, medições com sensor eletro-resistivo. O aparato foi operado com quatro injetores de gás distintos: i) injetor perpendicular à tubulação com ar injetado na parte superior da tubulação, ii) injetor perpendicular à tubulação com ar injetado na parte inferior, iii) injetor com tubo concêntrico ao duto de líquido, para promover injeção central do gás e iv) injetor com placa separadora, no qual a entrada de ar se dá na parte superior da tubulação. Estas quatro formas distintas de injeção de ar são o foco central de investigação do presente experimento.

No que tange à ordem dos ensaios realizados, inicialmente, fez-se as medições de pressão e, em seguida, os ensaios com o sensor eletro-resistivo, a fim de caracterizar o escoamento bifásico ar-líquido e verificar quando o mesmo atinge o regime completamente desenvolvido.

Inicialmente, foram feitas análises somente com a fase líquida. Sendo de menor complexidade, o estudo monofásico foi realizado somente para validar os procedimentos gerais de medição nos ensaios realizados. O estudo de interesse trata de um estudo bifásico, como mencionado anteriormente. O procedimento experimental voltado para um estudo de escoamento bifásico será detalhado a seguir. Neste

experimento trabalhou-se com a fase líquida, água, e a fase gasosa, ar comprimido seco. Além dos ensaios de medição de pressão, ensaios com o sensor eletro-resistivo também foram realizados. O procedimento adotado antes de iniciar qualquer ensaio é listado abaixo:

1. Verificar se baterias estão carregadas.
2. Verificar se os tanques estão completos de líquido o suficiente para iniciar o teste. Caso não estejam, deve-se abastecê-los.
3. Verificar se os medidores de pressão estão zerados. Caso não estejam, verificar a existência de bolhas (para os que medem fase líquida) e zerar o medidor manualmente.
4. Ligar sistema de aquisição de dados (Programa *LabView*).
5. Verificar os coeficientes da calibração nos programas de aquisição de dados.
6. Ligar o sistema de água na vazão desejada, garantindo que a tubulação esteja totalmente preenchida apenas da fase líquida.
7. Ligar sistema de ar comprimido: secador e compressor.
8. Ajuste de vazão da fase gasosa com correção da pressão e temperatura, até atingir vazão desejada para ensaio.
9. Esperar a temperatura e a pressão estabilizarem para começar a realização dos ensaios.
10. Iniciar programa de aquisição de dados.

Para os ensaios de medição de pressão utilizou-se diferentes vazões de líquido e de gás, aproximadamente de $0,5$ a $2 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$ e de 2 a $4 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$, respectivamente, onde as pressões e temperaturas de cada condição de ensaio são apresentadas juntamente com suas incertezas no Apêndice C.

Para todas as vazões foi utilizado o injetor de ar de configuração "T", o padrão de escoamento da entrada foi estratificado ondulado, gerando escoamento em gol-fadas ao longo da tubulação. Para os ensaios de pressão, foram realizadas várias aquisições em um intervalo de 2 minutos para cada tomada de pressão com um medidor diferencial. As vazões de entrada de líquido e gás eram obtidas antes de cada medição de pressão por 1 min, com a mesma taxa de amostragem e janela ativa utilizado nos ensaios de pressão absoluta.

Para os ensaios com o sensor eletro-resistivo utilizou-se seis posições ao longo da tubulação, espaçadas do início ao final da tubulação, 2,5, 5, 7,5, 10, 15, 20 e 30 m,

respectivamente. Para todos os ensaios, o padrão de escoamento se manteve dentro do esperado, o de golfadas. Foi um total de 42 ensaios, 6 ensaios para cada posição. Cada ensaio teve aproximadamente 300 s, obtendo em torno de 50 amostras cada ensaio que serão apresentadas na seção de resultados.

Capítulo 5

Análise de Incertezas

A análise de incerteza se faz importante em trabalhos experimentais, uma vez que, com ela é possível se obter 95% de intervalo de confiança a todos os dados obtidos através das medições. Para se obter dados com alto grau de exatidão deve-se primeiramente calibrar os instrumentos que serão utilizados e após as medições quantificar das incertezas associadas aos experimentos propriamente ditos.

As incertezas de medições foram calculadas de acordo com a metodologia proposta pelo ISO-GUM (2008). Vale lembrar que para este estudo todos os componentes de sistema de aquisição de dados foram calibrados. Além disso, no certificado de calibração devem estar bem esclarecidos o fator de correção da indicação e sua incerteza de medição associada.

5.1 Conceitos Fundamentais

Segundo BIPM (2008) (*International Vocabulary of Metrology*), define-se incerteza de medição como o parâmetro não negativo que caracteriza a dispersão dos valores atribuídos a um mensurando, com base nas informações utilizadas.

Para Lima Junior (2011), quando se trata de um resultado de uma medição de uma grandeza física, este valor é apenas uma estimativa ou uma aproximação do valor verdadeiro do mensurando. O resultado da medição somente é completo quando o mesmo é acompanhado do valor declarado da incerteza. A incerteza do resultado de uma medição pode ser agrupado em duas diferentes categorias, que depende do método utilizado para estimar seu valor numérico:

Tipo-A - Fazem parte deste grupo o conjunto de incertezas que foram determinadas utilizando-se a análise estatística em uma série de observações, como por exemplo, o cálculo do desvio-padrão da média de uma série de observações independentes.

Tipo-B - Fazem parte deste grupo o conjunto de incertezas que foram determinadas por quaisquer outros meios, como especificações do fabricante.

5.2 Procedimento de Cálculo de Incertezas

O procedimento mais aceito para cálculo de incerteza se dá através do ISO-GUM (2008) (Guia para Determinação da Incerteza em Medição), como será mostrado a seguir:

1º Se possível, determine a relação matemática entre o valor estimado das grandezas de entrada e o valor estimado da grandeza de saída.

$$y = f(x_1, x_2, \dots, x_n) \quad (5.1)$$

2º Identifique todas as correções que devem ser aplicadas aos resultados de medição de uma grandeza (mensurando) para as correções das medições. Incluído entre as grandezas de entrada x_i estão além das correções (ou fatores de correções), fatores que possibilitam que sejam considerados outras fontes de variabilidade tais como diferentes observadores, instrumentos, amostras, laboratórios e tempos em que as observações são feitas (por exemplo, dias diferentes). Assim, a função (f) da equação acima não deve expressar uma simples lei física, mas o processo de medição e, em particular, ela deve contemplar todos fatores que contribuem de forma significativa para a incerteza do resultado da medição.

3º Liste os componentes sistemáticos de incerteza associados a erros sistemáticos corrigidos ou não, tratados como incertezas.

4º Procure por trabalhos experimentais ou teóricos prévios, para tomar como base na definição das incertezas e probabilidades de distribuição das incertezas de componentes sistemáticas.

5º Determine o valor da incerteza-padrão para cada componente obtida da avaliação do tipo-B, conforme estabelecido abaixo:

-Para distribuição retangular:

$$u(x_i) = \frac{a_i}{\sqrt{3}} \quad (5.2)$$

-Para distribuição normal:

$$u(x_i) = \frac{\textit{incerteza expandida}}{\sqrt{k}} \quad (5.3)$$

onde k = fator de abrangência.

6º Utilize conhecimentos prévios ou faça medições e cálculos para determinar se pode ocorrer uma componente de incerteza devido a um efeito aleatório que seja significativa comparada com as componentes devido a efeitos sistemáticos.

7º Se uma incerteza de componente aleatória é significativa, faça medições repetidas para obter a média da equação.

8º Calcular o desvio-padrão da média.

9º Mesmo quando a incerteza de componente aleatória não for significativa, procure verificar a indicação do instrumento pelo menos uma vez para minimizar erros de anotação do operador.

10º Calcule a incerteza padrão para as avaliações Tipo-A acima tomando como base a seguinte equação:

$$u(x_i) = s(\bar{x}) \quad (5.4)$$

11º Expressar o resultado acompanhado com a estimativa de saída e a expressão da incerteza expandida e o fator de abrangência k (fator de abrangência).

Dessa forma, uma vez determinado o modelo matemático aplicado para a declaração da incerteza do instrumento, são analisadas as grandezas de influência, a incerteza envolvida para cada grandeza e seu instrumento padrão utilizado. Determina-se o coeficiente de sensibilidade (C_i) para cada grandeza envolvida (X_i) a partir das derivadas parciais das mesmas, onde F é função do modelo em questão:

$$C_i = \frac{\partial F}{\partial X_i} \quad (5.5)$$

Em seguida, sabendo o número de grandezas de influência (N) e o grau de liberdade de cada grandeza dessas, calcula-se a contribuição da incerteza: incerteza combinada (U_c) e o grau de liberdade efetivo (ν_{eff}):

$$U_c = \sqrt{\sum_{i=1}^N U_i^2 C_i^2} \quad (5.6)$$

$$\nu_{eff} = \frac{U_c^4}{\sum_{i=1}^N \frac{(U_i C_i)^4}{\nu_i}} \quad (5.7)$$

onde u_i é a incerteza da grandeza envolvida i e ν_i representa os graus de liberdade do fator de incerteza i . De posse desses valores, determinar o fator de abrangência k (corresponde a uma probabilidade de abrangência de 95%), de acordo com a tabela 5.1.

Em seguida, calcula-se a incerteza expandida, U , pelo produto de k com a incerteza combinada, U_c .

$$U = kU_c \quad (5.8)$$

Para o trabalho em questão foi utilizado o conceito de variância $\bar{\sigma}^2$, uma medida da dispersão dos valores de uma variável aleatória z em torno de sua média μ , onde esta pode ser representada, para uma amostra de certa população que segue a distribuição normal, por $\bar{\sigma}^2 = \sigma^2/n$, sendo n o tamanho da amostra. Desta forma,

Tabela 5.1: Valor de k em função do valor de ν_{eff} calculado, considerando probabilidade de abrangência de 95%

ν_{eff}	k	ν_{eff}	k
1	12,71	15	2,13
2	4,30	20	2,09
3	3,18	25	2,06
4	2,78	30	2,04
5	2,57	35	2,03
6	2,45	40	2,02
7	2,36	50	2,01
8	2,31	100	1,984
9	2,26	∞	1,960
10	2,23		

a incerteza referente à distribuição de uma amostra com estas características pode ser estimada por seu desvio padrão $\bar{\sigma}$, representado por:

$$\bar{\sigma} = \frac{\sigma}{\sqrt{n}} \quad (5.9)$$

Capítulo 6

Resultados

A seguir são apresentados os resultados obtidos para este trabalho. Inicialmente foram realizados testes monofásicos, cujo objetivo era validar a bancada experimental, já que, a mesma foi construída especialmente para este experimento. Após verificar a integridade da bancada experimental, calibrou-se os medidores de pressão e vazão, e por fim, iniciou-se os testes bifásicos de interesse.

Conforme abordado anteriormente, foram escolhidas três diferentes velocidades superficiais de líquido e duas velocidades superficiais de gás, totalizando seis condições experimentais. A escolha destas velocidades se deu a fim de investigar o padrão de escoamento em regime de golfadas. A tabela a seguir apresenta a combinação das velocidades de líquido e gás que foram utilizadas. Além disso, duas pressões distintas também foram testadas como pode ser visto a seguir.

Tabela 6.1: Combinação das velocidades superficiais e suas respectivas pressões presentes nos testes de escoamento bifásico água-ar

<i>Testes</i>	$V_{SL}[\text{m/s}]$	$V_{SG}[\text{m/s}]$	$Pr[\text{bar}]$
T1	0,61	2,00	3,00
T2	0,61	4,00	2,50
T3	0,80	2,00	3,00
T4	0,80	4,00	2,50
T5	1,00	2,00	3,00
T6	1,00	4,00	2,50

A Figura 6.1 representa a combinação de testes localizados no mapa de padrão de escoamentos de MANDHANE et al. (1974). Como pode ser observado, todas as condições escolhidas se encontram na região de escoamento em golfadas.

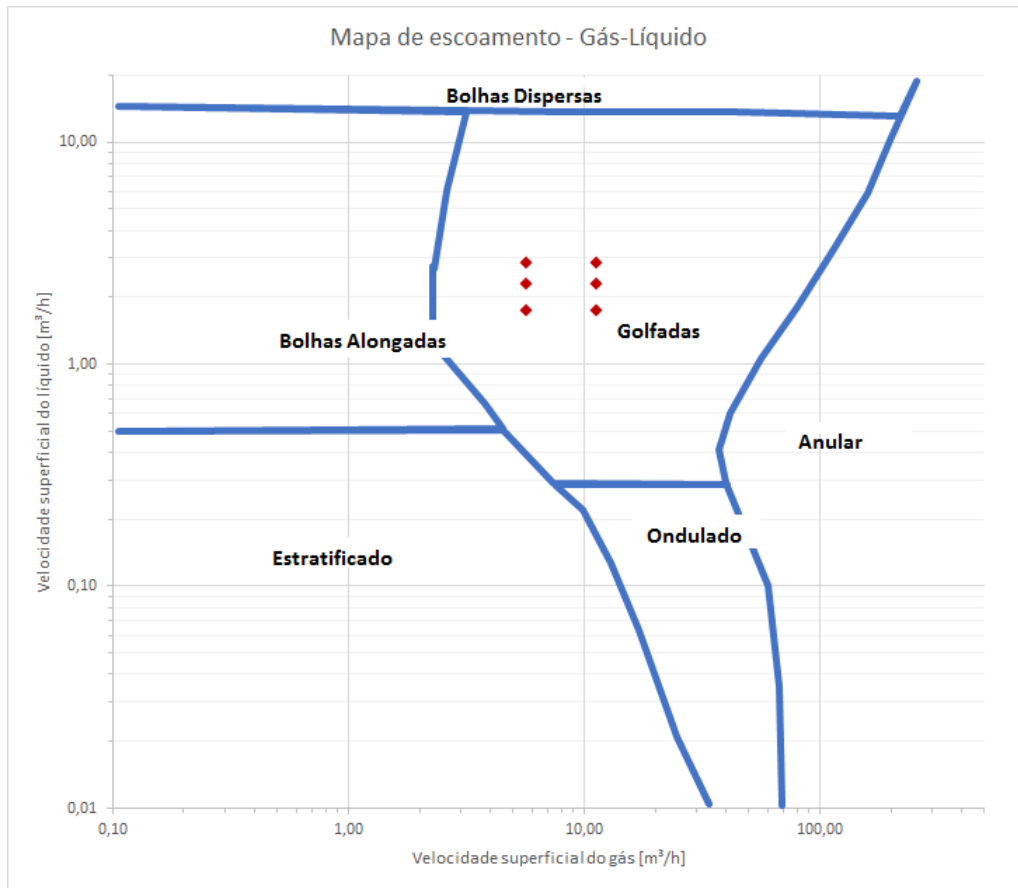


Figura 6.1: Representação do gráfico MANDHANE et al. (1974) com os dados do experimento.

6.1 Perda de Carga

A seguir será apresentado a comparação da perda de carga linear ao longo da tubulação para as seis combinações de velocidades superficiais. No entanto, antes será mostrado o cálculo utilizado para o cálculo da perda de carga ao longo da tubulação.

6.1.1 Cálculo para Perda de Carga

A perda de carga total em um sistema hidráulico pode ser definida como sendo a soma de fatores provocados por dois efeitos distintos do sistema. A maior perda de carga (h_l) é provocada pelo atrito no escoamento por tubos de seção constante. Já as perdas localizadas (h_{l_m}) estão associadas a variações na geometria do percurso de escoamento, como, por exemplo, joelhos, junções e reduções. Para este trabalho foi calculada somente a perda de carga presente no trecho principal da tubulação (sem considerar o retorno da tubulação). Por meio do balanço de energia e considerando o escoamento como sendo completamente desenvolvido temos:

$$\frac{P_i - P_{i+1}}{\rho} = g(z_{i+1} - z_i) + h_l \quad (6.1)$$

onde $P_i - P_{i+1}$ é a diferença de pressão entre dois pontos, z_i e z_{i+1} são as alturas verticais dos pontos em relação ao referencial adotado, que neste caso é nulo, já que, estamos considerando apenas o trecho horizontal da tubulação, ρ a densidade do fluido e h_l é calculado por:

$$h_l = f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2g} \quad (6.2)$$

onde D representa o diâmetro da tubulação e L a distância ao longo da tubulação entre os pontos de tomada de pressão. Para o cálculo do diferencial de pressão teórico é necessário obter o fator de atrito f , este deve ser obtido diretamente do gráfico de *Moody* para o estudo monofásico, mas para evitar o uso de recursos gráficos, pode-se utilizar a fórmula de *Colebrook* para a aquisição.

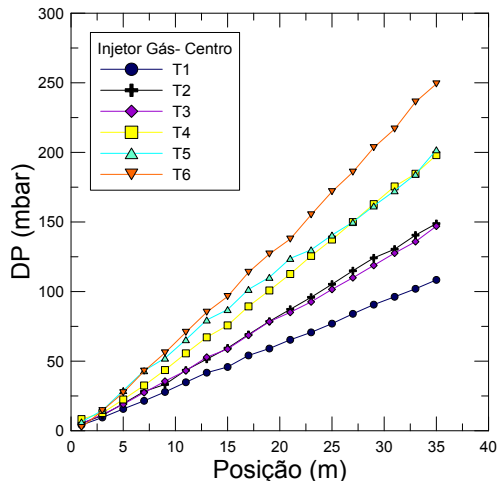
$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2,0 \log \left(\frac{\frac{e}{D}}{3,7} + \frac{2,51}{Re\sqrt{f}} \right) \quad (6.3)$$

onde e é a rugosidade da tubulação e Re número de *Reynolds*. Isolando o f na parte esquerda da equação e aplicando a função de forma recorrente a partir de um valor estimado com um número suficiente de interações consegue-se convergir para o valor do fator de atrito teórico do escoamento.

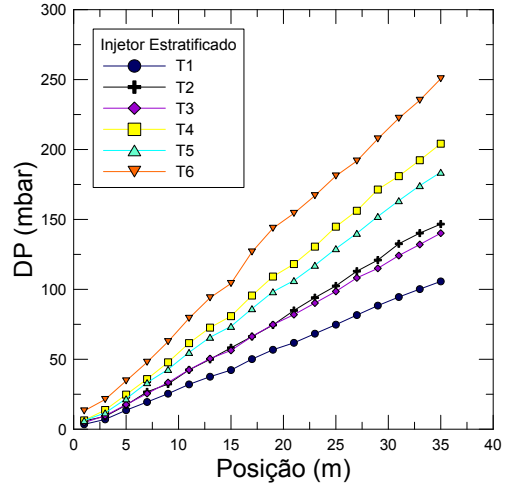
A partir dos dados experimentais da variação de pressão, pode-se calcular o fator de atrito experimental f_{exp} por uso da equação:

$$f_{exp} = \frac{\Delta PD}{Lv^2\rho} \quad (6.4)$$

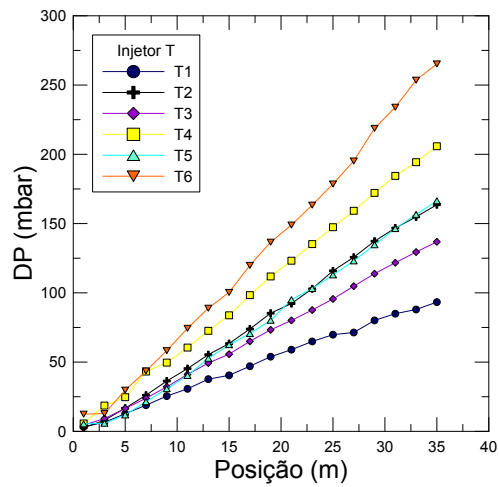
A seguir, as Figuras 6.2a, 6.2b, 6.2c e 6.2d representam os gráficos de pelo comprimento da tubulação entre as tomadas de pressão. Estes gráficos, juntamente com a Equação 6.4, mostram a possibilidade de se calcular o fator de atrito de forma experimental.



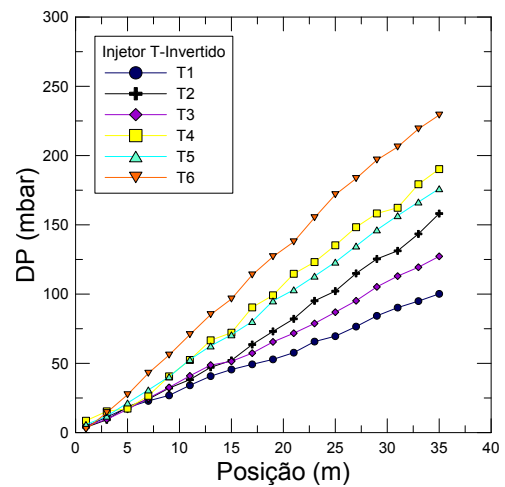
(a) Gráfico DP(mbar) x comprimento(m) da tubulação para o injetor gás-centro.



(b) Gráfico DP(mbar) x comprimento(m) da tubulação para o injetor estratificado.



(c) Gráfico DP(mbar) x comprimento(m) da tubulação para o T.

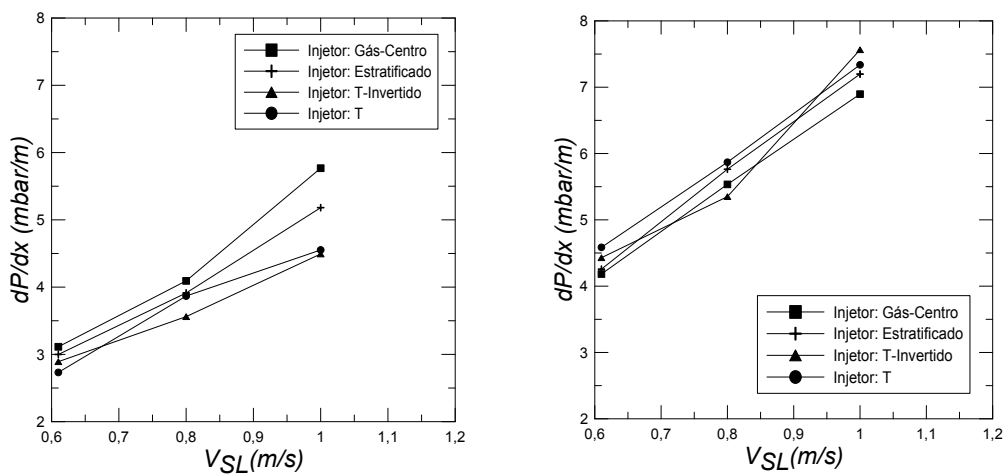


(d) Gráfico DP(mbar) x comprimento(m) da tubulação para o injetor T-invertido.

Figura 6.2: Representação dos gráficos DP(mbar) x comprimento(m) para cada injetor estudado.

A localização dos pontos de pressão foram ilustradas anteriormente nas seções anteriores. Os pontos para medição de pressão diferencial tiveram início a partir de 2,5 m (como a tomada de alta pressão foi instalada à 1,5 m do início da tubulação, os testes com as tomadas de baixa tiveram início à 2,5 m do início da tubulação) e finalizaram à 38 m do início da tubulação. Os resultados da pressão absoluta ao longo da tubulação para as diferentes vazões de líquido e gás utilizadas foram apresentados pelo medidor de pressão absoluta localizado também à 2,5m m do início da tubulação.

As Figuras 6.3a e 6.3b mostram a perda de pressão ao longo da tubulação para todas as condições de teste.



(a) Perdas de carga para diferentes injetores com $V_{SG} = 2,00 \text{ m/s}$ e $P = 3,00 \text{ bar}$. (b) Perdas de carga para diferentes injetores com $V_{SG} = 4,00 \text{ m/s}$ e $P = 2,50 \text{ bar}$.

Figura 6.3: Representação dos gráficos de perda de carga para diferentes condições de teste.

Como se pode observar, quanto maior a vazão, maior a pressão nos pontos medidos. Para todos os testes realizados neste trabalho, todos os fluidos causaram um acréscimo na perda de carga para escoamentos bifásicos. No entanto, a força de arrasto pouco foi alterada. Quanto maior as velocidades superficiais do líquido e mantendo a velocidade superficial de gás constante, observa-se um aumento de pressão diferencial em cada ponto do escoamento. Já quando aumenta-se a velocidade superficial de gás de 2 ms^{-1} para 4 ms^{-1} , observa-se um aumento na perda de carga no escoamento como um todo.

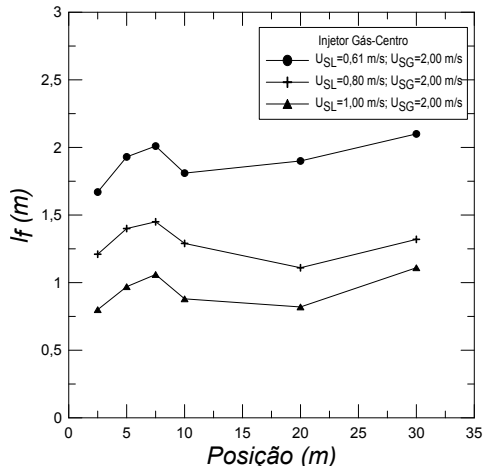
Em relação aos injetores utilizados, observa-se que para a velocidade superficial de gás à 2 ms^{-1} o injetor gás-centro apresenta uma maior perda de carga enquanto que o injetor T-invertido apresenta uma menor perda de carga. Para a velocidade superficial de gás à 4 ms^{-1} o injetor T apresenta uma maior perda de carga enquanto que o injetor gás-centro apresenta uma menor perda de carga de carga. Para

velocidade superficial de gás à 2 ms^{-1} , todos os injetores apresentaram um comportamento regular, no entanto, para a velocidade superficial de gás à 4 ms^{-1} o injetor T-invertido apresentou uma pequena variação ao longo do teste.

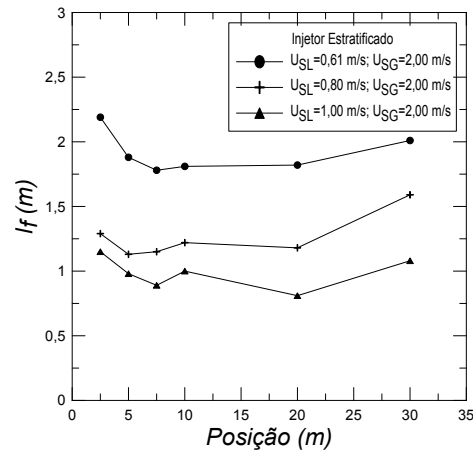
Como o fluido trabalhado é água, não tendo qualquer alteração na propriedade do fluido, os únicos parâmetros que influenciam na perda de carga são as velocidades superficiais de gás e líquidos e a configuração dos injetores.

6.2 Comprimento de Bolhas

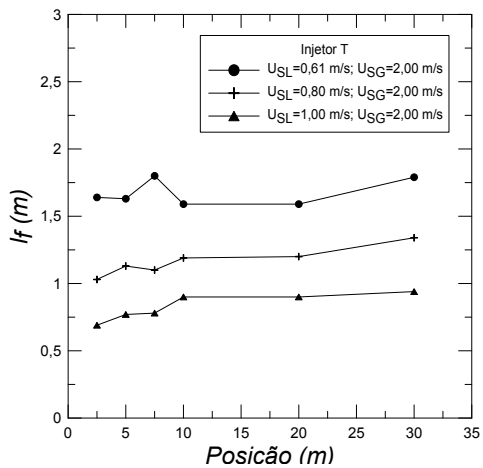
As Figuras 6.4a, 6.4b, 6.4c, 6.4d, apresentam os comprimentos de bolha para todos os injetores com $V_{SG}=2,00 \text{ m/s}$ e $P=3,00 \text{ bar}$.



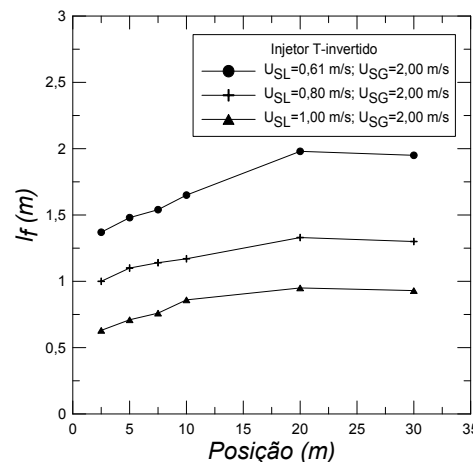
(a) Comprimento de bolhas para o injetor gás-centro.



(b) Comprimento de bolhas para o injetor estratificado.



(c) Comprimento de bolhas para o injetor T.

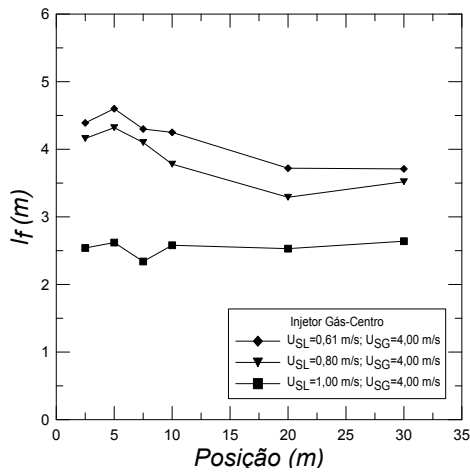


(d) Comprimento de bolhas para o injetor T-invertido.

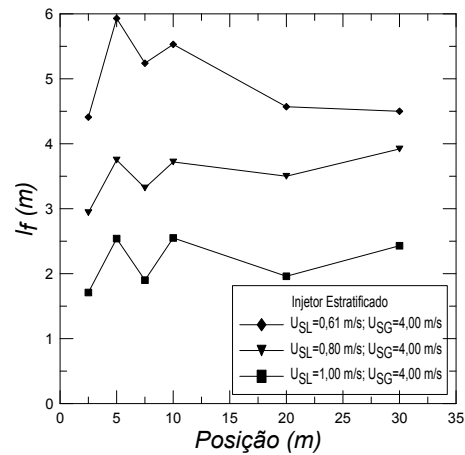
Figura 6.4: Representação dos gráficos de comprimento de bolhas para cada injetor estudado com $V_{SG}=2,00 \text{ m/s}$ e $P=3,00 \text{ bar}$.

Após analisar todos os gráficos para $V_{SG} = 2,00 \text{ ms}^{-1}$ e $P = 3,00 \text{ bar}$, a forte dependência no processo de coalocência de bolhas em razão do tipo de injetor utilizado. Observa-se também que, independentemente do tipo de injetor, as bolhas tendem após 30 metros a atingirem um comprimento estável.

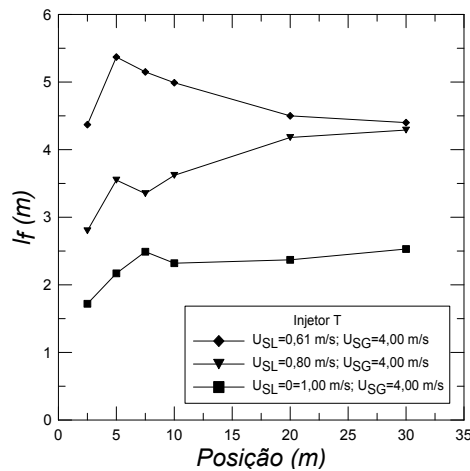
As Figuras 6.5a, 6.5b, 6.5c, 6.5d representam as medidas de comprimento de bolhas de acordo com cada injetor utilizado com $V_{SG}=4,00 \text{ ms}^{-1}$ e $P=2,50 \text{ bar}$.



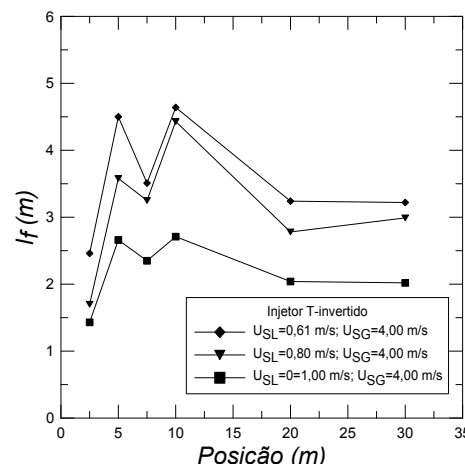
(a) Comprimento de bolhas para o injetor gás-centro.



(b) Comprimento de bolhas para o injetor estratificado.



(c) Comprimento de bolhas para o injetor T.



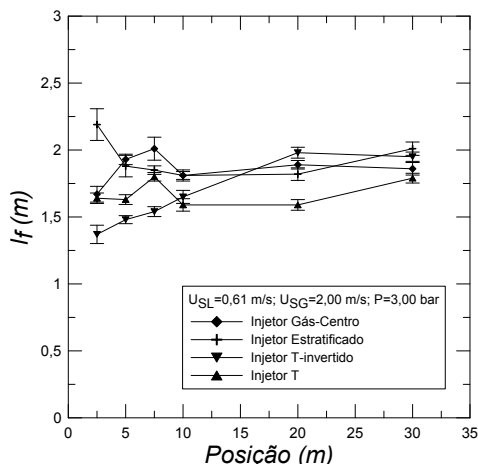
(d) Comprimento de bolhas para o injetor T-invertido.

Figura 6.5: Representação dos gráficos de comprimento de bolhas para cada injetor estudado com $V_{SG}=4,00 \text{ m/s}$ e $P=2,50 \text{ bar}$.

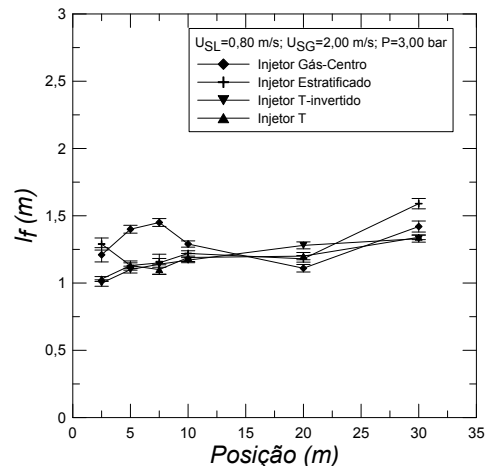
Para os testes com $V_{SG}=4,00 \text{ ms}^{-1}$ e $P=2,50 \text{ bar}$, pode-se dizer que com o aumento da $V_{SL}=0,61 \text{ ms}^{-1}$ para $V_{SG}=1,00 \text{ ms}^{-1}$ observa-se uma diminuição no comprimento de bolhas. Além disso, pode-se dizer que para todos os injetores o escoamento apresenta alterações no início da tubulação, com picos mais altos, mas em torno de 15 m o escoamento passa a apresentar comportamento completamente

desenvolvido.

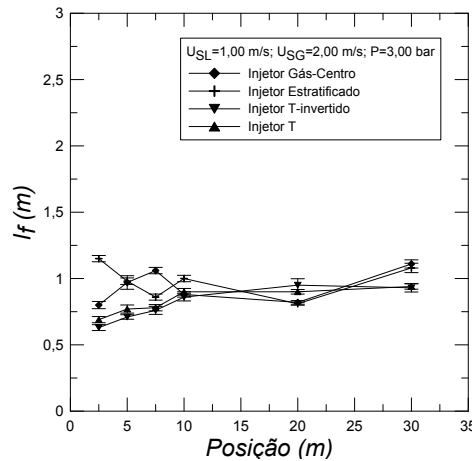
Para uma análise mais completa do escoamento foram representados todos os injetores com suas devidas barras de erro, sendo os três primeiros gráficos representando as $V_{SG}=2,00 \text{ ms}^{-1}$ e $P=3,00 \text{ bar}$ e os três últimos representando as $V_{SG}=4,00 \text{ ms}^{-1}$ e $P=2,50 \text{ bar}$. Estes gráficos podem ser vistos nas Figuras 6.6a, 6.6b, 6.6c, 6.7a, 6.7b e 6.7c abaixo. As análises de incerteza para todas as condições de teste podem ser vistas no Apêndice A, na seção "Incerteza da Medição do Comprimento de Bolhas".



(a) Comprimento de bolhas para todos os injetores com $V_{SL}=0,61 \text{ m/s}$.

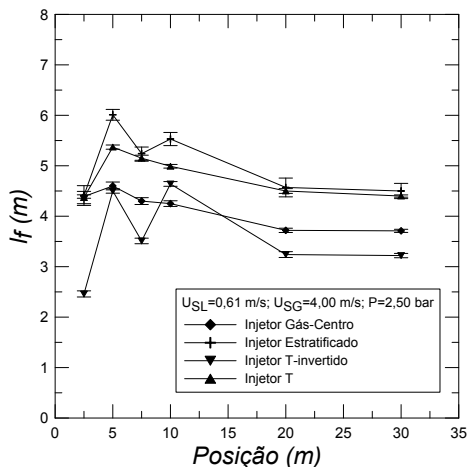


(b) Comprimento de bolhas para todos os injetores com $V_{SL}=0,80 \text{ m/s}$.

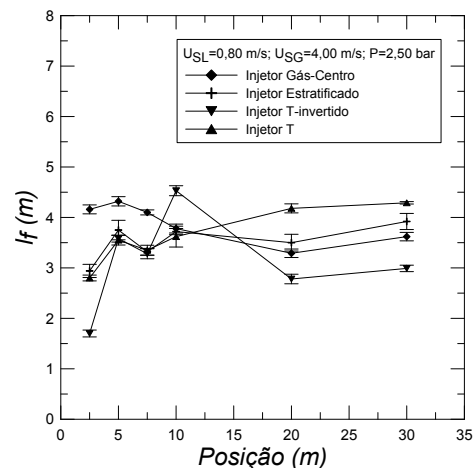


(c) Comprimento de bolhas para todos os injetores com $V_{SL}=1,00 \text{ m/s}$.

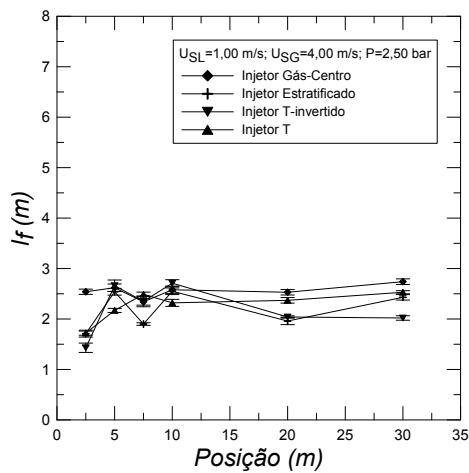
Figura 6.6: Representação dos gráficos de comprimento de bolhas com barras de erro para $V_{SG}=2,00 \text{ m/s}$ e $P=3,00 \text{ bar}$.



(a) Comprimento de bolhas para todos os injetores com $V_{SL}=0,61 \text{ m/s}$.



(b) Comprimento de bolhas para todos os injetores com $V_{SL}=0,80 \text{ m/s}$.



(c) Comprimento de bolhas para todos os injetores com $V_{SL}=1,00 \text{ m/s}$.

Figura 6.7: Representação dos gráficos de comprimento de bolhas com barras de erro para $V_{SG}=4,00 \text{ m/s}$ e $P=2,50 \text{ bar}$.

Ao analisar todos os testes, pode-se constatar que para velocidade superficial de gás à 2 ms^{-1} , o comprimento de bolhas não apresenta muita variação ao longo da tubulação quando comparado à velocidade superficial de gás à 4 ms^{-1} . Independente do valor da velocidade superficial de gás, os maiores comprimentos de bolha são para os menores valores de velocidade superficial de líquido.

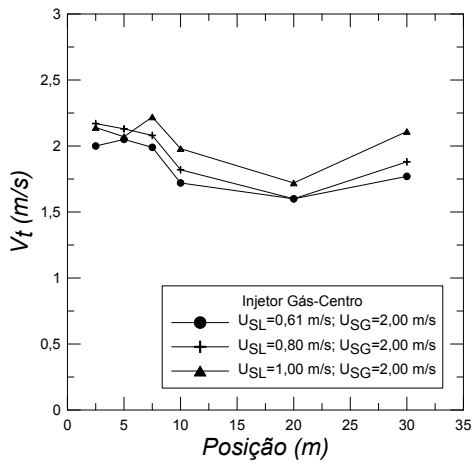
No que diz respeito aos injetores, para as mesmas velocidades superficial de líquido e gás, os injetores estratificado e gás-centro apresentam maiores valores de comprimento de bolhas, quanto comparados com os injetores T e T-invertido, uma vez que, os injetores T e T-invertido demandam maior comprimento para o escoamento se desenvolver ao longo da tubulação.

Ao comparar os dados de comprimentos de bolhas com outros autores, como por exemplo, DUKLER e HUBBARD (1976) e ORELL(2005), observa-se que para as mesmas condições de teste, ou seja, mesmo diâmetro, mesma vazão mássica da água e do ar e a mesma frequência utilizada por ZABARRAS (2000), os autores DUKLER e HUBBARD (1976) obtiveram um comprimento de bolha de 1,33 m enquanto que ORELL(2005) obteve 1,97 m. Ao mudar a frequência de ZABARRAS (2000) pela frequência de COOK AND BEHNIA (2000) e mantendo as outras condições de teste, obteve-se 0,45 m por DUKLER e HUBBARD (1976) e 0,88 m por ORELL (2005). Desta forma, conclui-se que este trabalho se aproxima dos dados de comprimento de bolha para DUKLER e HUBBARD (1976) e ORELL (2005) para a frequência de ZABARRAS (2000).

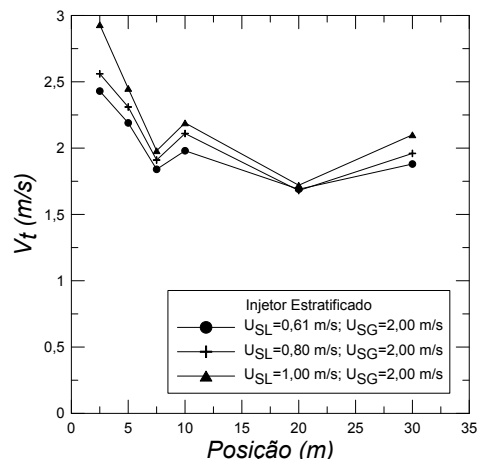
Em resumo, pode-se dizer que, ao analisar o volume e o comprimento médio da bolha, observou-se que ao aumentar a vazão de líquido para uma mesma vazão de gás, ocorre a diminuição do tamanho das bolhas ao longo da tubulação. Isto ocorre pois a fase gasosa é arrastada pela fase líquida, diminuindo a coalescência.

6.3 Velocidade de Translação das Bolhas

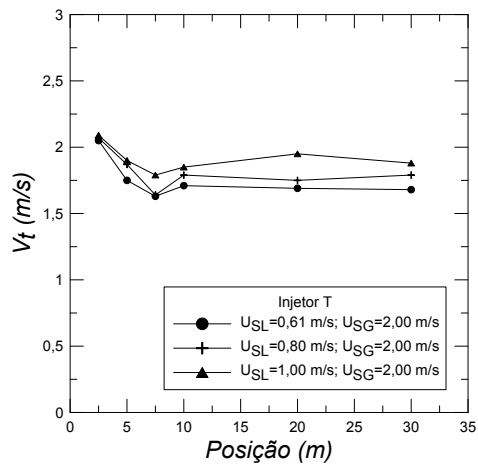
As Figuras 6.8a, 6.8b, 6.8c, 6.8d, representam as medidas das velocidades médias de translação da bolha alongada de acordo com cada injetor utilizado para as condições de $V_{SG} = 2,00 \text{ ms}^{-1}$ e $P=3,00 \text{ bar}$.



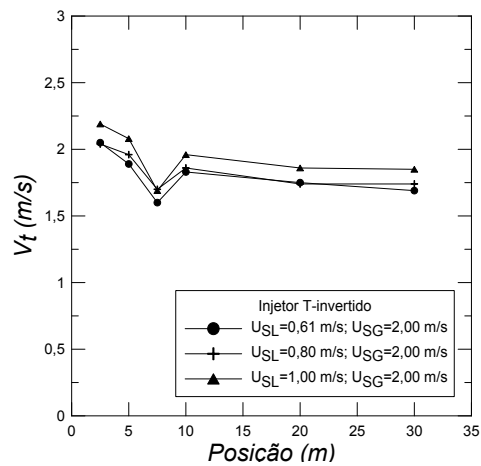
(a) Velocidade de translação das bolhas para o injetor gás-centro.



(b) Velocidade de translação das bolhas para o injetor estratificado.



(c) Velocidade de translação das bolhas para o injetor T.

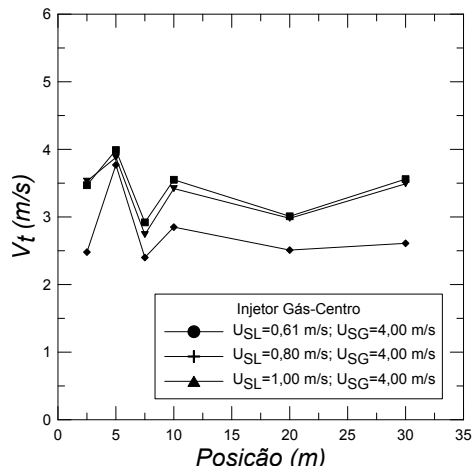


(d) Velocidade de translação das bolhas para o injetor T-invertido.

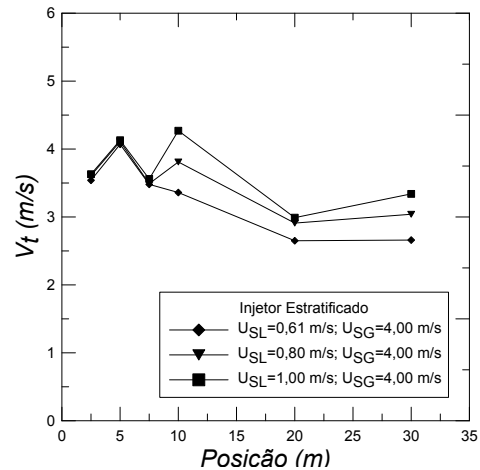
Figura 6.8: Representação dos gráficos de velocidade de translação de bolhas para cada injetor estudado com $V_{SG}=2,00 \text{ m/s}$ e $P=3,00 \text{ bar}$.

Com o aumento da velocidade superficial de líquido de $V_{SG}=0,61 \text{ ms}^{-1}$ para $V_{SG} = 1,00 \text{ ms}^{-1}$ observa-se um aumento na velocidade de translação de bolhas. Quanto aos injetores, observou-se que os injetores de escoamento estratificado e T-invertido apresentam alterações mais significativas em comparação com os injetores gás-centro e de configuração T.

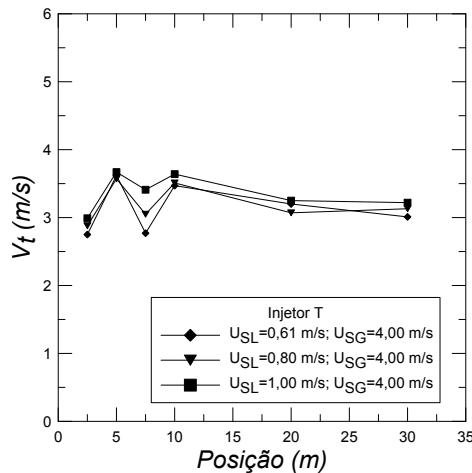
As Figuras 6.9a, 6.9b, 6.9c, 6.9d representam as medidas de velocidades médias de translação das bolha de acordo com cada injetor utilizado com $V_{SG}=4,00 \text{ ms}^{-1}$ e $P=2,50 \text{ bar}$.



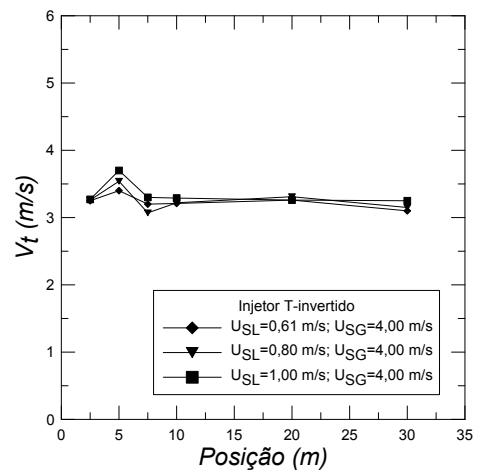
(a) Velocidade de translação das bolhas para o injetor gás-centro.



(b) Velocidade de translação das bolhas para o injetor estratificado.



(c) Velocidade de translação das bolhas para o injetor T.

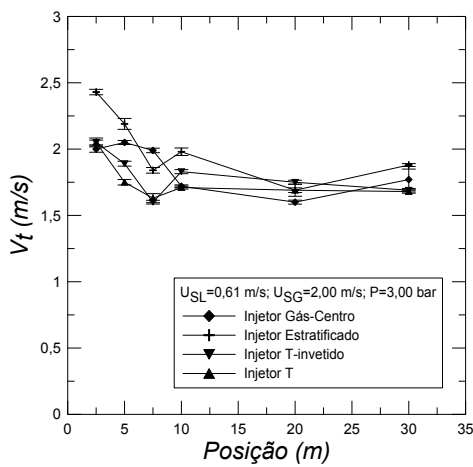


(d) Velocidade de translação das bolhas para o injetor T-invertido.

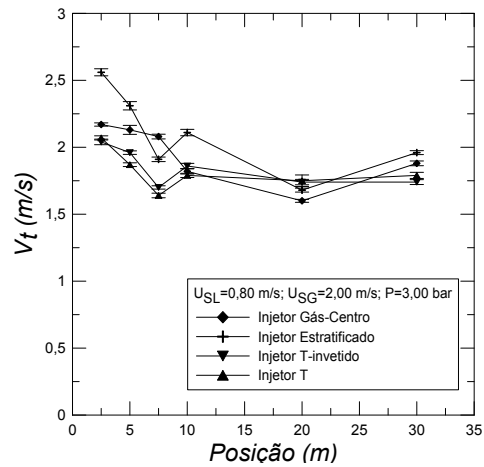
Figura 6.9: Representação dos gráficos de velocidade de translação de bolhas para cada injetor estudado com $V_{SG}=4,00 \text{ m/s}$ e $P=2,50 \text{ bar}$.

Para os gráficos que representam a $V_{SG}=4,00 \text{ ms}^{-1}$ e $P=2,50 \text{ bar}$, pode-se dizer que grandes variações de velocidade podem ser vistas ao longo do escoamento, principalmente para o injetor gás-centro. Além disso, observa-se que para todos os injetores de gás, independentemente da velocidade superficial de líquido, o escoamento inicia com um crescimento na velocidade de translação das bolhas, mas entre as posições 5 m e 10 m, observa-se uma queda significativa.

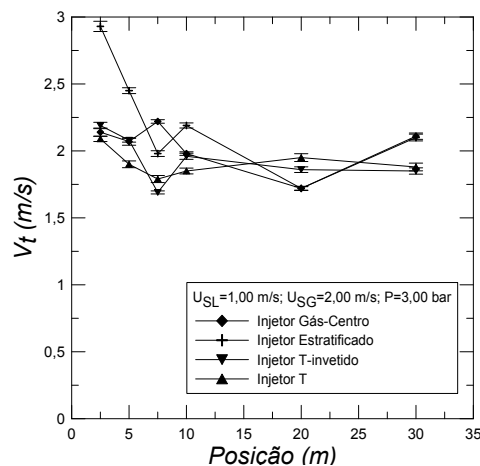
As Figuras 6.10a, 6.10b, 6.10c, 6.11a, 6.11b e 6.11c representam a velocidade de translação de $V_{SG}=2,00 \text{ ms}^{-1}$ e $P=3,00 \text{ bar}$ para os três primeiros gráficos e para os três últimos representam a velocidade de translação de $V_{SG}=4,00 \text{ ms}^{-1}$ e $P=2,50 \text{ bar}$. Para todos os gráficos são mostradas suas respectivas barras de erro.



(a) Velocidade de translação das bolhas para todos os injetores com $V_{SL}=0,61 \text{ m/s}$.

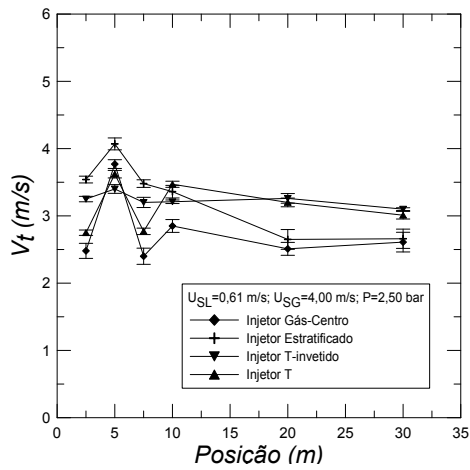


(b) Velocidade de translação das bolhas para todos os injetores com $V_{SL}=0,80 \text{ m/s}$.

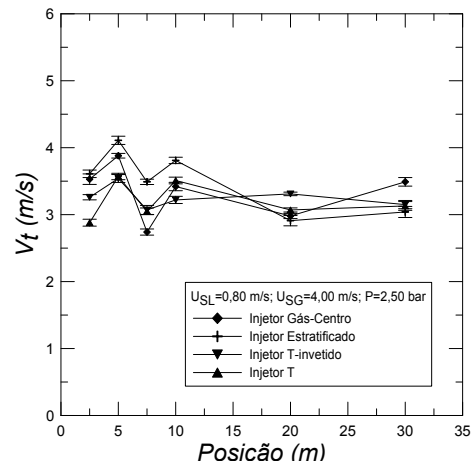


(c) Velocidade de translação das bolhas para todos os injetores com $V_{SL}=1,00 \text{ m/s}$.

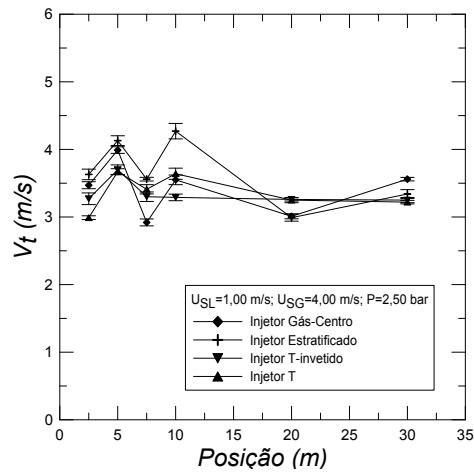
Figura 6.10: Representação dos gráficos de velocidade de translação de bolhas com barras de erro para $V_{SG}=2,00 \text{ m/s}$ e $P=3,00 \text{ bar}$.



(a) Velocidade de translação das bolhas para todos os injetores com $V_{SL}=0,61\text{ m/s}$.



(b) Velocidade de translação das bolhas para todos os injetores com $V_{SL}=0,80\text{ m/s}$.



(c) Velocidade de translação das bolhas para todos os injetores com $V_{SL}=1,00\text{ m/s}$.

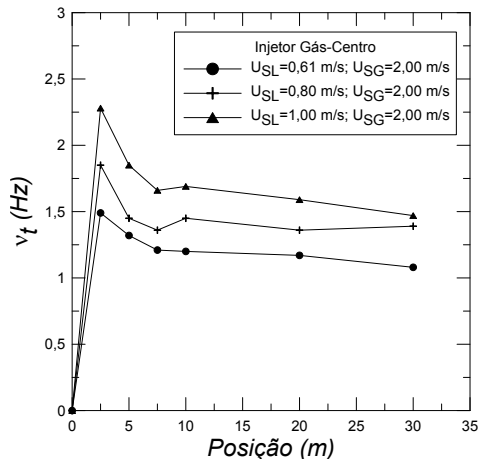
Figura 6.11: Representação dos gráficos de velocidade de translação de bolhas com barras de erro para $V_{SG}=4,00\text{ m/s}$ e $P=2,50\text{ bar}$.

Estes gráficos apresentam as velocidades médias de translação das bolhas, tendo como referencial o nariz da bolha. Observa-se que para a velocidade de translação o efeito é o contrário do comprimento de bolha, ou seja, independentemente do valor da velocidade superficial de gás, as maiores velocidades de translação das bolhas são para os maiores valores de velocidade superficial de líquido. Para velocidades superficiais de gás à 4 ms^{-1} , as variações de velocidade ao longo da tubulação são mais pronunciadas quando comparado à velocidade superficial de gás de 2 ms^{-1} .

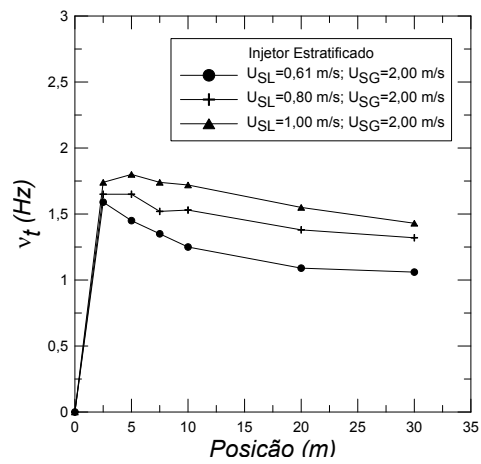
Ao comparar os dados de velocidade de translação das bolhas com os autores DUKLER E HUBBARD (1976) e ORELL(2005), observa-se que para as mesmas condições de teste e a mesma frequência utilizada por ZABARRAS (2000), os autores DUKLER E HUBBARD (1976) obtiveram uma velocidade de translação de $4,02 \text{ ms}^{-1}$ enquanto que ORELL(2005) obteve $4,16 \text{ ms}^{-1}$. Ao mudar a frequência de ZABARRAS (2000) pela frequência de COOK AND BEHNIA (2000) não houve alteração nos valores de velocidade de translação de bolhas. Concluiu-se que este trabalho de um modo geral apresenta valores de velocidade de translação de bolhas um pouco menores que os resultados encontrados pelos autores citados.

6.4 Frequência de Passagem de Bolhas

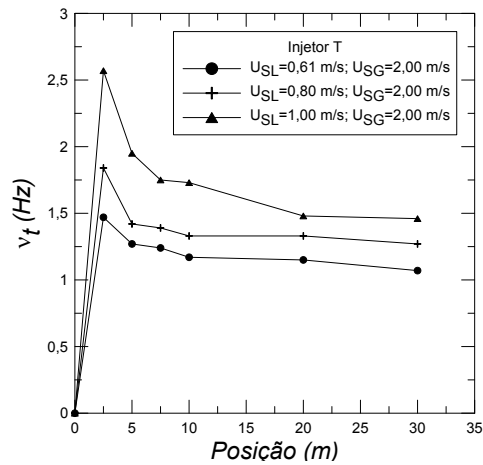
As Figuras 6.12a, 6.12b, 6.12c, 6.12d, representam as medidas de frequência de passagem das bolhas de acordo com cada injetor utilizado com $V_{SG} = 2,00 \text{ ms}^{-1}$ e $P = 3,00 \text{ bar}$.



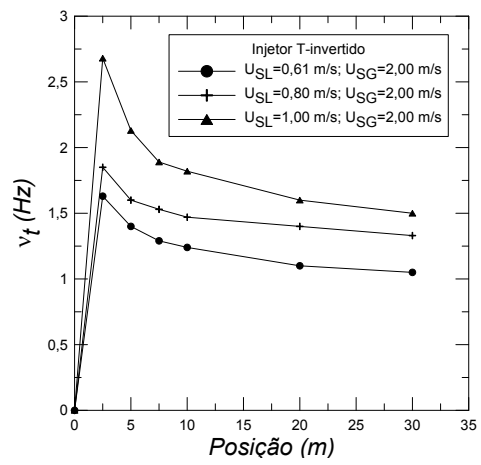
(a) Frequência de passagem de bolhas para o injetor gás-centro.



(b) Frequência de passagem de bolhas para o injetor estratificado.



(c) Frequência de passagem de bolhas para o injetor T.

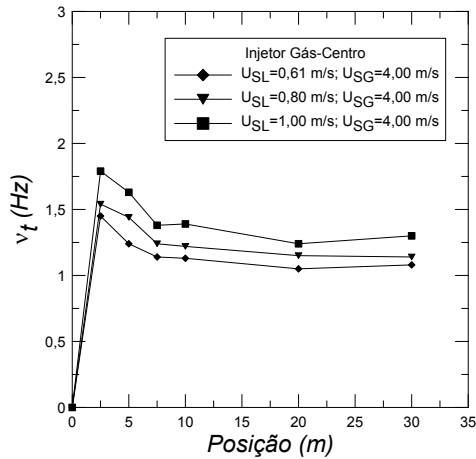


(d) Frequência de passagem de bolhas para o injetor T-invertido.

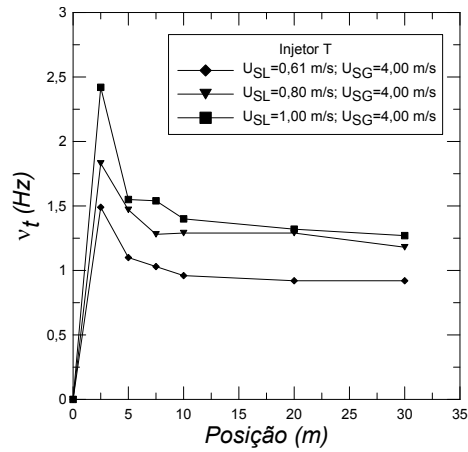
Figura 6.12: Representação dos gráficos de frequência de passagem de bolhas para cada injetor estudado com $V_{SG}=2,00 \text{ m/s}$ e $P=3,00 \text{ bar}$.

Para os gráficos acima, pode-se dizer que para $V_{SG}=2,00 \text{ ms}^{-1}$ e $P=3,00 \text{ bar}$, as frequências apresentam praticamente o mesmo comportamento, ou seja, um pico de frequência entre as posições 2,5 m e 5 m e após esta posição o escoamento tende para um comportamento completamente desenvolvido.

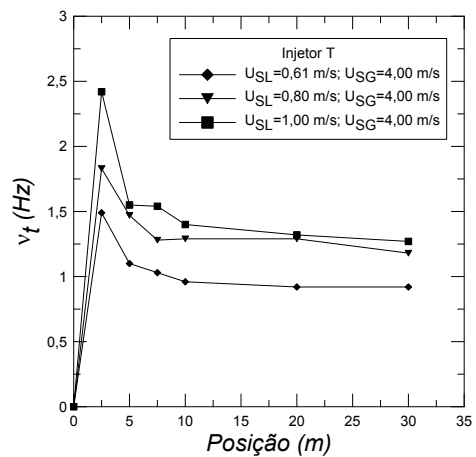
As Figuras 6.13a, 6.13b, 6.13c, 6.13d representam as medidas de frequência de passagem das bolha de acordo com cada injetor utilizado com $V_{SG} = 4,00 \text{ ms}^{-1}$ e $P=2,50 \text{ bar}$.



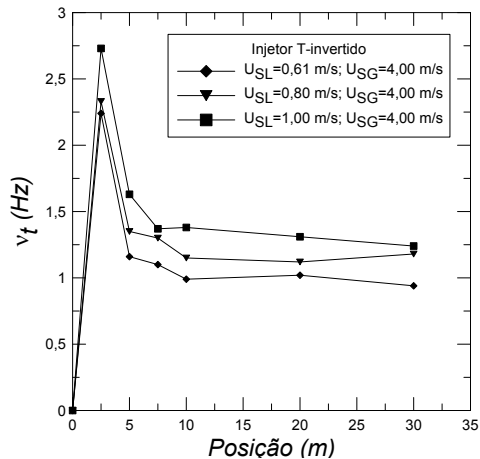
(a) Frequência de passagem de bolhas para o injetor gás-centro.



(b) Frequência de passagem de bolhas para o injetor estratificado.



(c) Frequência de passagem de bolhas para o injetor T.



(d) Frequência de passagem de bolhas para o injetor T-invertido.

Figura 6.13: Representação dos gráficos de frequência de passagem de bolhas para cada injetor estudado com $V_{SG}=4,00 \text{ m/s}$ e $P=2,50 \text{ bar}$.

O efeito das velocidades superficiais de gás e líquido na evolução da frequência de golfadas ao longo da tubulação está ilustrado nas figuras acima. Cada gráfico mostrado representa dados para uma mesma velocidade superficial de gás e várias velocidades superficiais de líquido.

Para os casos de menor velocidade superficial de líquido, pode-se observar um número pequeno de pistões líquidos nos pontos de medição, mas para maiores valores de velocidades superficiais de líquido, observa-se a formação de grande número de pistões líquidos entre 2 e 5 m, além de um aumento acentuado na frequência de pico ao longo do tubo. Após isto, observa-se então uma rápida redução na frequência de pistões, seguida por um declínio gradual, até que a mesma se torne totalmente desenvolvida e atinja um patamar constante.

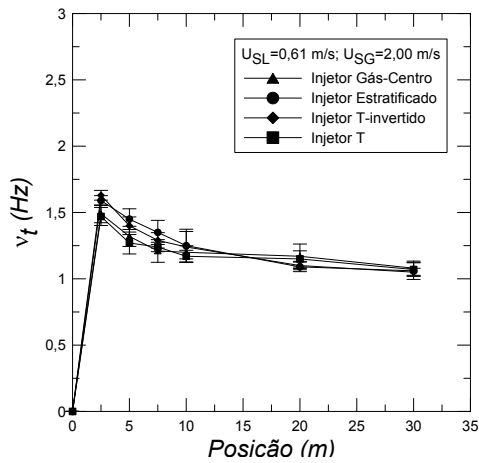
Nas menores velocidades superficiais de líquido, o pico de frequência está ausente, e observa-se que quase todas os pistões gerados perto da entrada permanecem até o final do duto. Então pode-se dizer que, neste caso, a frequência dos pistões totalmente desenvolvidos é ditada pelo processo de iniciação do escoamento.

A medida que velocidade superficial do líquido aumenta, observa-se um aumento consistente tanto na frequência de pico quanto no valor final totalmente desenvolvido do pistão líquido. Quando a velocidade superficial do gás aumenta de 2 ms^{-1} para 4 ms^{-1} , a frequência de pistões líquidos diminui em todos os pontos ao longo da tubulação.

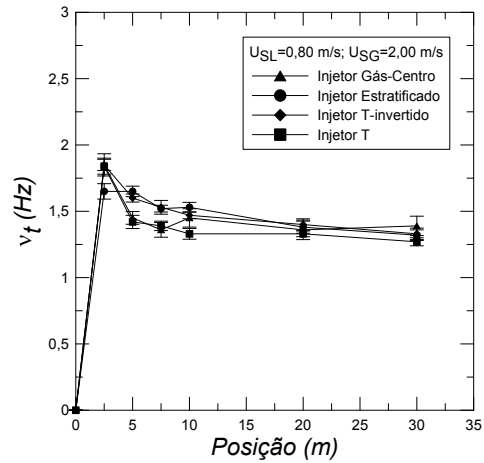
Está claro que a velocidade superficial do gás tem um efeito muito mais pronunciado na frequência de iniciação da golfadas do que na frequência da golfada desenvolvida. Isto evidencia-se nos gráficos mostrados, uma vez que, para dados com uma faixa estreita de velocidades superficiais de líquido, a frequência da golfada totalmente desenvolvida aumenta proporcionalmente à velocidade superficial do líquido, enquanto o efeito na frequência de pico parece mais significativo.

O efeito da pressão na frequência do slug também pode ser notado nos gráficos apresentados. Pode-se dizer que a pressão não tem efeito perceptível na frequência totalmente desenvolvida, mas que um aumento na pressão de 2 para 3 bar suprime a iniciação de golfadas, de modo que o início da golfada pode ser atrasado e a frequência de pico reduzida.

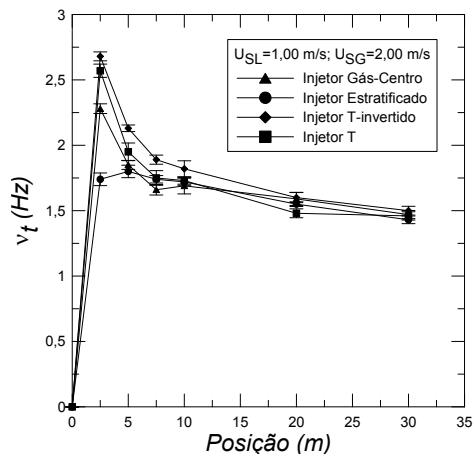
As Figuras 6.14a, 6.14b, 6.14c, representam o erro associado à medição da frequência de translação das bolhas para $V_{SG}=2,00 \text{ ms}^{-1}$, $P=3,00 \text{ bar}$ e diferentes injetores.



(a) Frequência de passagem de bolhas para os injetores com $V_{SL}=0,61$ m/s.



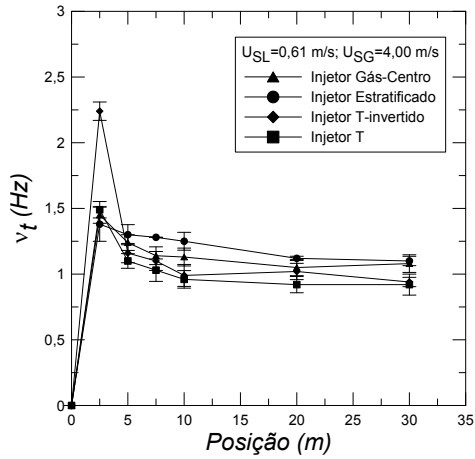
(b) Frequência de passagem de bolhas para os injetores com $V_{SL}=0,80$ m/s.



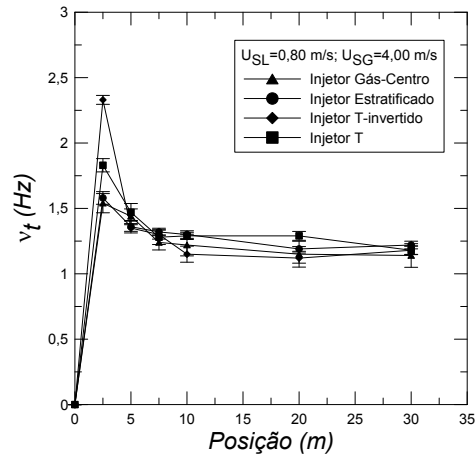
(c) Frequência de passagem de bolhas para os injetores com $V_{SL}=1,00$ m/s.

Figura 6.14: Representação dos gráficos de frequência de passagem de bolhas com barras de erro para $V_{SG}=2,00$ m/s e $P=3,00$ bar.

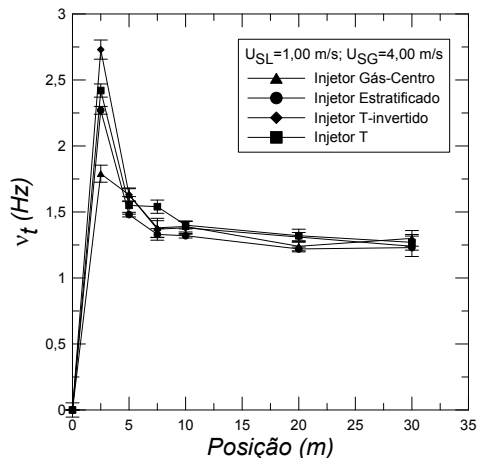
As Figuras 6.15a , 6.15b, 6.15c, representam o erro associado à medição da frequência de translação das bolhas para $V_{SG}=4,00 \text{ ms}^{-1}$ e $P=2,50 \text{ bar}$ e diferentes injetores.



(a) Frequência de passagem de bolhas para os injetores com $V_{SL}=0,61 \text{ m/s}$.



(b) Frequência de passagem de bolhas para os injetores com $V_{SL}=,80 \text{ m/s}$.



(c) Frequência de passagem de bolhas para os injetores com $V_{SL}=1,00 \text{ m/s}$.

Figura 6.15: Representação dos gráficos de frequência de passagem de bolhas com barras de erro para $V_{SG}=4,00 \text{ m/s}$ e $P=2,50 \text{ bar}$.

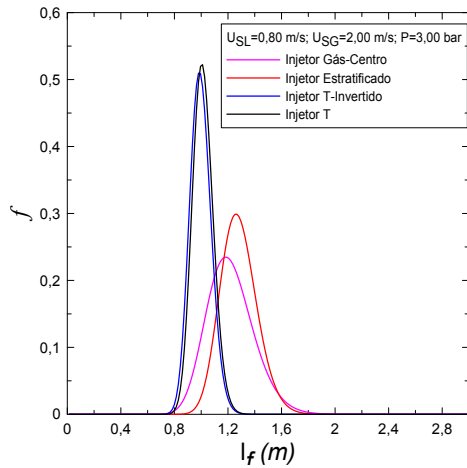
As barras de erro nos gráficos acima mostram a irregularidade na chegada da golfada em cada posição de medição. Esta medição é quantificada registrando o número de pistões chegando em um total de 300 s de duração para cada teste. Desta forma, são obtidas 50 amostras dentro do intervalo de 300 s; assim, o erro é estimado a partir do desvio padrão das 50 médias amostrais.

Quando todas as curvas são apresentadas no mesmo gráfico, evidencia-se que os injetores de configuração estratificado e gás-centro, apresentam escoamento completamente desenvolvido mais rápido que os outros dois injetores uma vez que essas configurações não são propícias para geração de grande agitação.

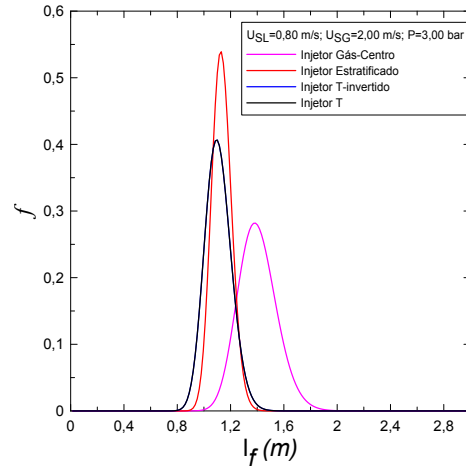
Ao comparar os dados de frequência passagem de bolhas com os autores DUKLER e HUBBARD (1976) e ORELL(2005), foi escolhido uma frequência de 1,25 Hz, já que, de um modo geral, este valor é o que mais se aproxima dos resultados encontrados neste trabalho. Assim, para as mesmas condições de teste, os autores DUKLER e HUBBARD (1976) obtiveram um comprimento de bolha de 1,30 m enquanto que ORELL(2005) obteve 1,94 m. Já para velocidade de translação de bolhas os autores DUKLER e HUBBARD (1976) obtiveram $4,02 \text{ ms}^{-1}$ enquanto que ORELL(2005) obteve $4,16 \text{ ms}^{-1}$. Conclui-se que para a frequência de 1,25 Hz encontrada neste trabalho, os dados de comprimento e velocidade de bolhas não sofreram alteração significativa.

6.5 Funções de Distribuição

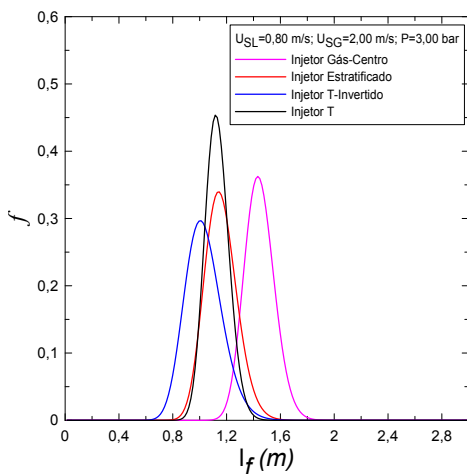
A seguir serão analisados e discutidos os efeitos da distribuição log-normal para comprimento, velocidade de translação e frequência de passagem de bolhas para cada injetor testado. As Figuras 6.16a, 6.16b, 6.16c, 6.16d, 6.16e, 6.16f, 6.17a, 6.17b, 6.17c, 6.17d, 6.17e, 6.17f, apresentam as funções de distribuição do comprimento de bolhas para as várias combinações de vazão de líquido e gás.



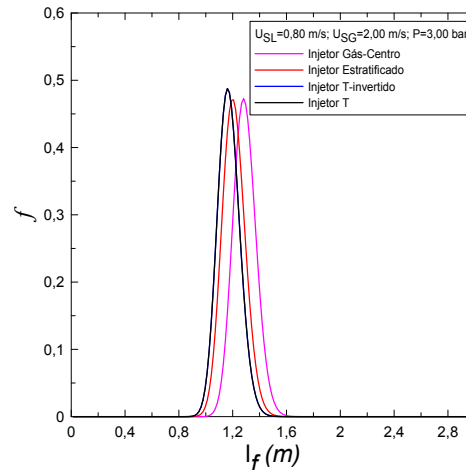
(a) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 2,5 m.



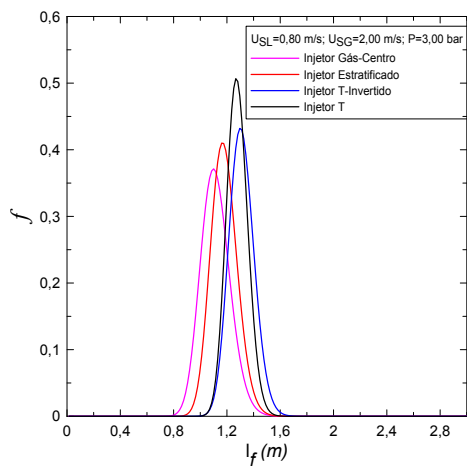
(b) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 5 m.



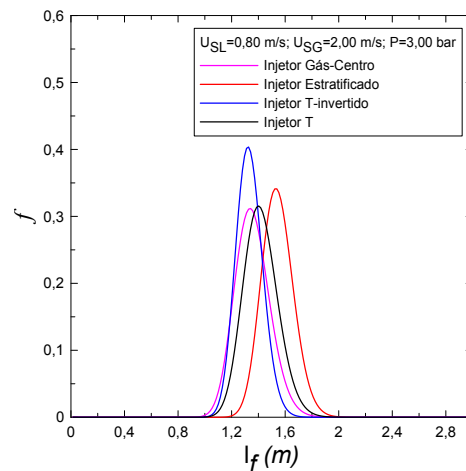
(c) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 7,5 m.



(d) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 10 m.

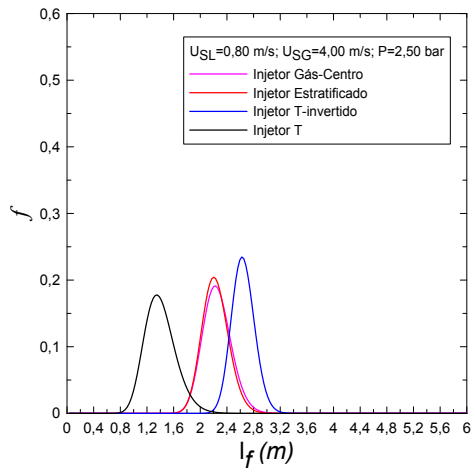


(e) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 20 m.

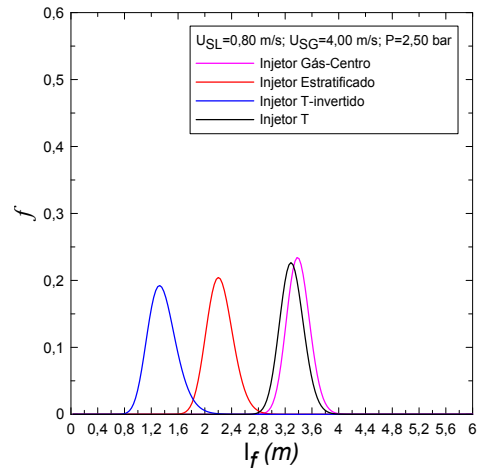


(f) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 30 m.

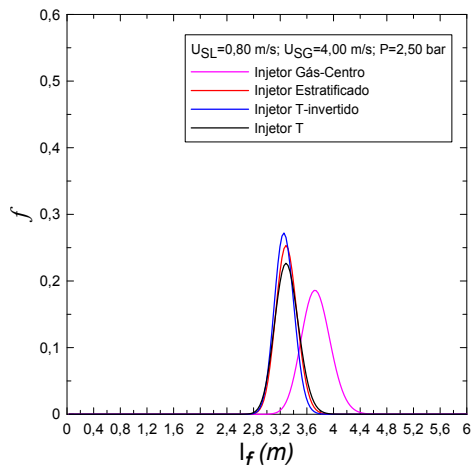
Figura 6.16: Representação dos gráficos de distribuição log-normal de comprimento de bolhas para $V_{SG}=2,00$ m/s e $P=3,00$ bar em posições distintas.



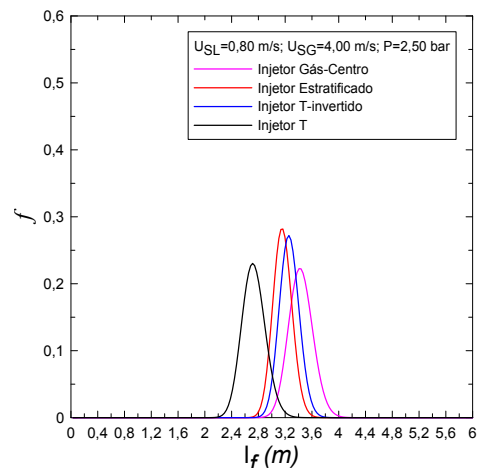
(a) Distribuição para $V_{SL}=0,80 \text{ m/s}$ na posição de 2,5 m.



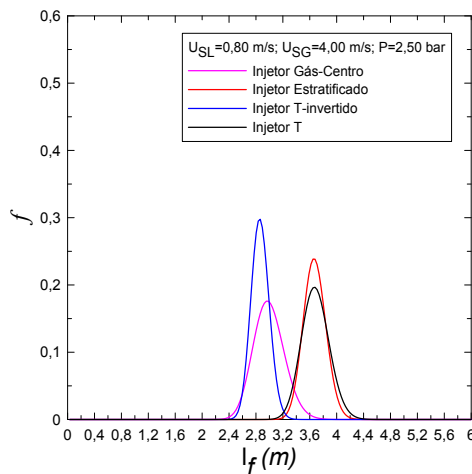
(b) Distribuição para $V_{SL}=0,80 \text{ m/s}$ na posição de 5 m.



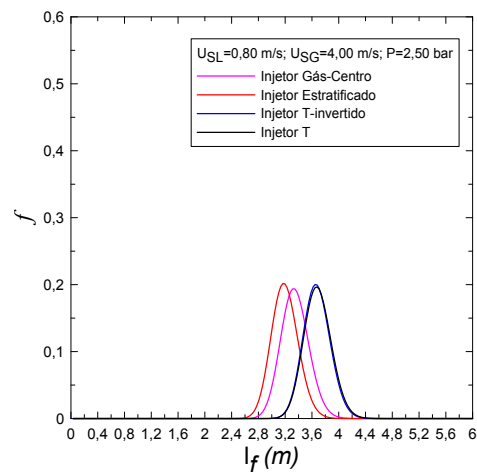
(c) Distribuição para $V_{SL}=0,80 \text{ m/s}$ na posição de 7,5 m.



(d) Distribuição para $V_{SL}=0,80 \text{ m/s}$ na posição de 10 m.



(e) Distribuição para $V_{SL}=0,80 \text{ m/s}$ na posição de 20 m.

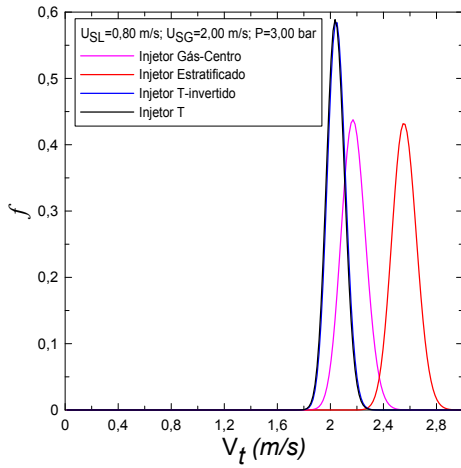


(f) Distribuição para $V_{SL}=0,80 \text{ m/s}$ na posição de 30 m.

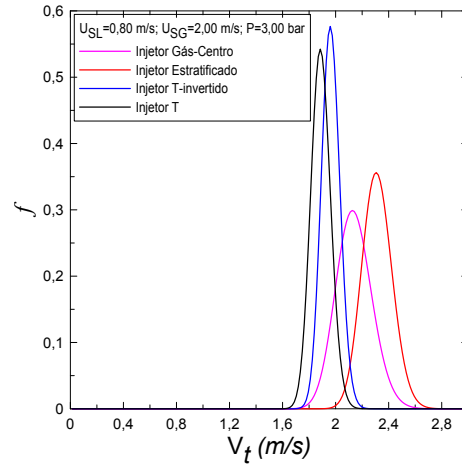
Figura 6.17: Representação dos gráficos de distribuição log-normal de comprimento de bolhas para $V_{SG}=4,00 \text{ m/s}$ e $P=2,50 \text{ bar}$ em posições distintas.

De acordo com alguns autores, como por exemplo, BARNEA e TAITEL (1993a) e UJANG et al. (2006), a melhor representação para comprimentos de bolha em distância muito longas da entrada é a distribuição log-normal. Neste trabalho observou-se que para maiores velocidades superficiais de gás $V_{SG} = 4,00 \text{ ms}^{-1}$ e mantendo a velocidade superficial do líquido constante, o histograma apresenta maiores intervalos de comprimento. Além disso, observa-se que para baixa velocidade superficial de gás $V_{SG} = 2,00 \text{ ms}^{-1}$ o comprimento de bolha obtido está concentrado em um pequeno intervalo, com maiores frequências.

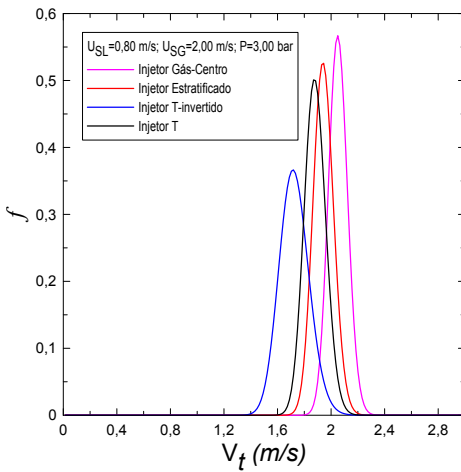
As Figuras 6.18a, 6.18b, 6.18c, 6.18d, 6.18e, 6.18f, 6.19a, 6.19b, 6.19c, 6.19d, 6.19e, 6.19f, representam a distribuição log-normal da velocidade de translação das bolhas para uma dada condição de teste.



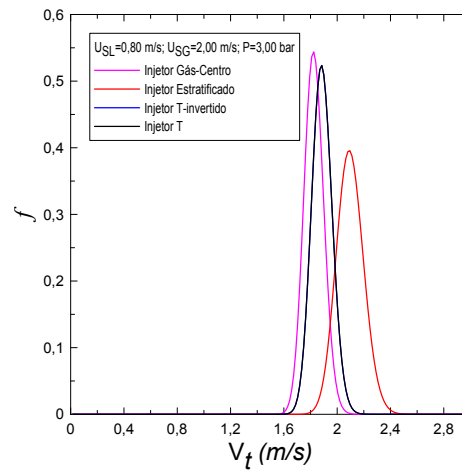
(a) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 2,5 m.



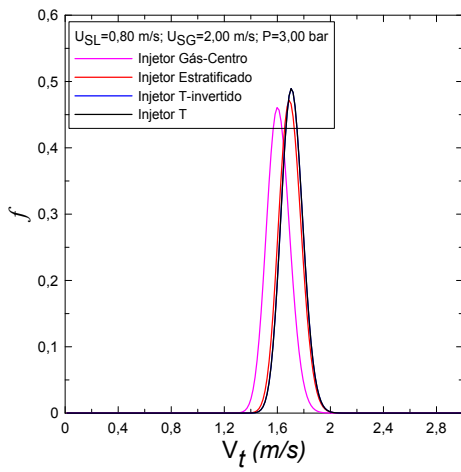
(b) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 5 m.



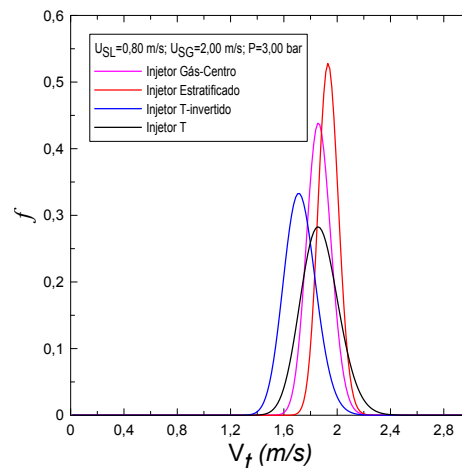
(c) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 7,5 m.



(d) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 10 m.

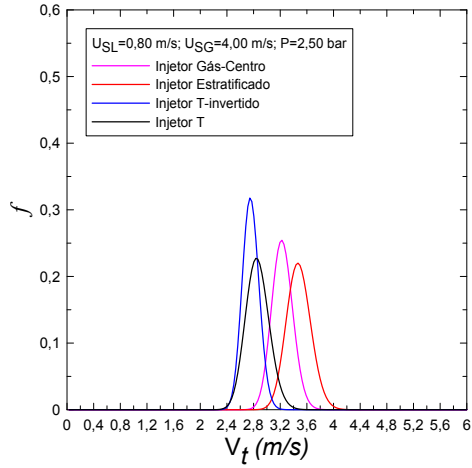


(e) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 20 m.

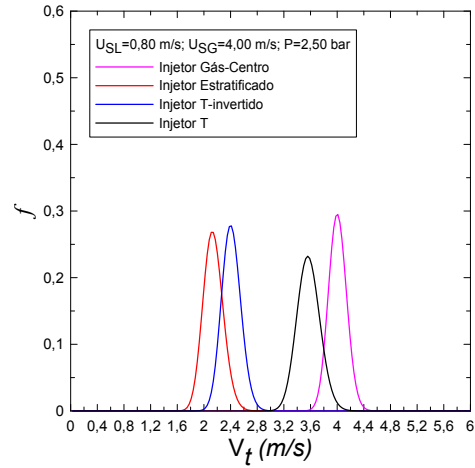


(f) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 30 m.

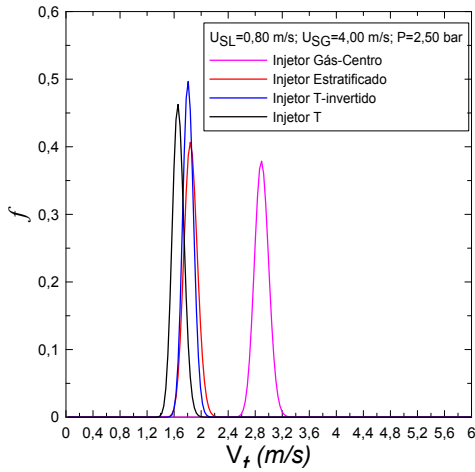
Figura 6.18: Representação dos gráficos de distribuição log-normal de velocidade de translação de bolhas para $V_{SG}=2,00$ m/s e $P=3,00$ bar em posições distintas.



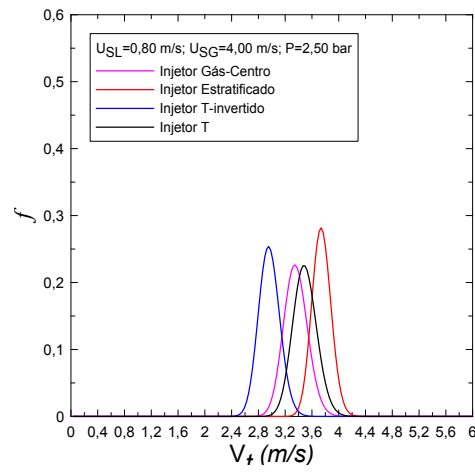
(a) Distribuição para $V_{SL}=0,80 \text{ m/s}$ na posição de 2,5 m.



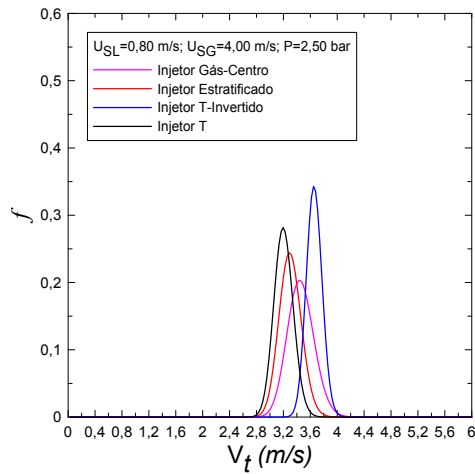
(b) Distribuição para $V_{SL}=0,80 \text{ m/s}$ na posição de 5 m.



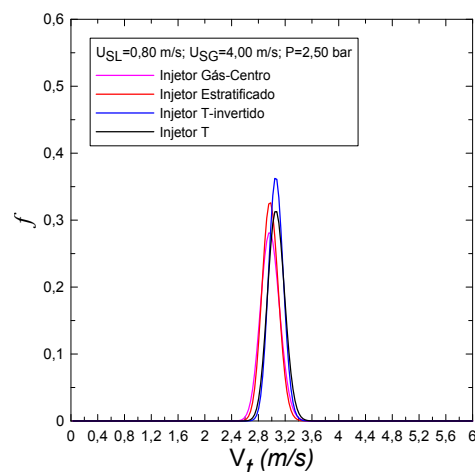
(c) Distribuição para $V_{SL}=0,80 \text{ m/s}$ na posição de 7,5 m.



(d) Distribuição para $V_{SL}=0,80 \text{ m/s}$ na posição de 10 m.



(e) Distribuição para $V_{SL}=0,80 \text{ m/s}$ na posição de 20 m.

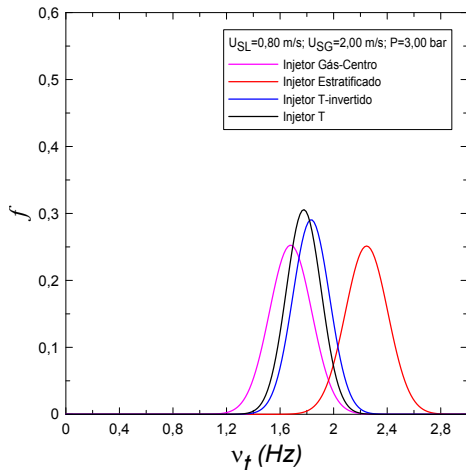


(f) Distribuição para $V_{SL}=0,80 \text{ m/s}$ na posição de 30 m.

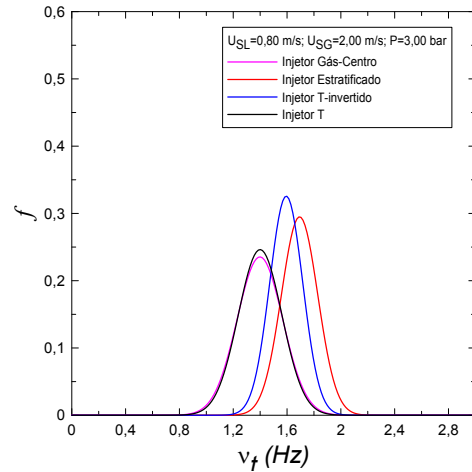
Figura 6.19: Representação dos gráficos de distribuição log-normal de velocidade de translação de bolhas para $V_{SG}=4,00 \text{ m/s}$ e $P=2,50 \text{ bar}$ em posições distintas.

Para os gráficos de velocidades pode-se observar que ao aumentar a velocidade superficial de gás de $V_{SG} = 2,00 \text{ ms}^{-1}$ para $V_{SG} = 4,00 \text{ ms}^{-1}$ houve uma redução na frequência de distribuição. No entanto, os intervalos de velocidade, assim como os intervalos de comprimento, também apresentam aumento de intervalo para maiores velocidades superficiais de gás.

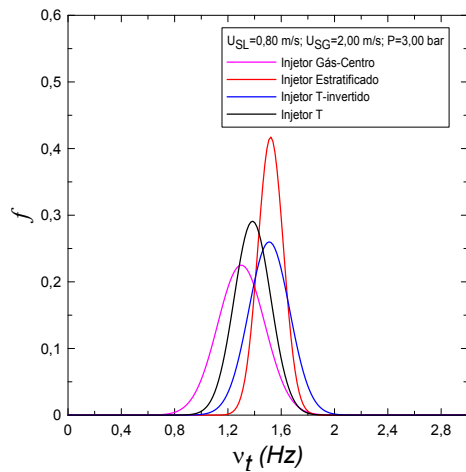
As Figuras 6.20a, 6.20b, 6.20c, 6.20d, 6.20e, 6.20f, 6.21a, 6.21b, 6.21c, 6.21d, 6.21e, 6.21f representam a distribuição log-normal da frequência de passagem de bolhas para uma dada condição de teste.



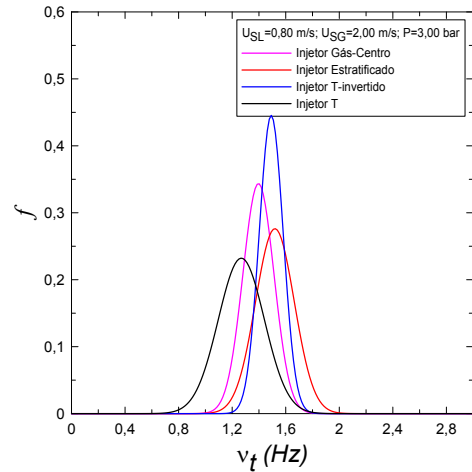
(a) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 2,5 m.



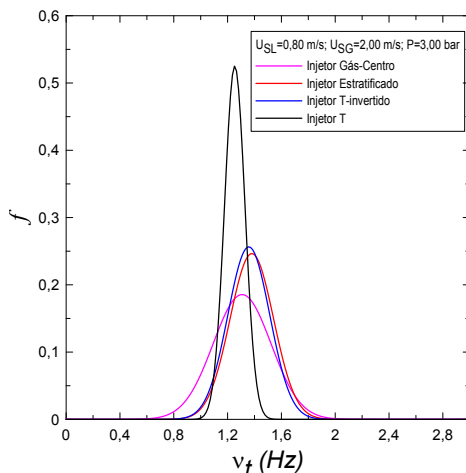
(b) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 5 m.



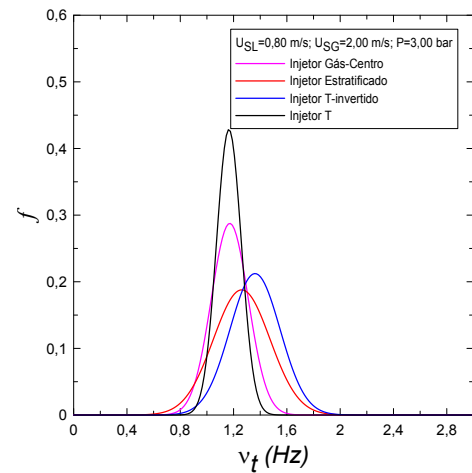
(c) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 7,5 m.



(d) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 10 m.

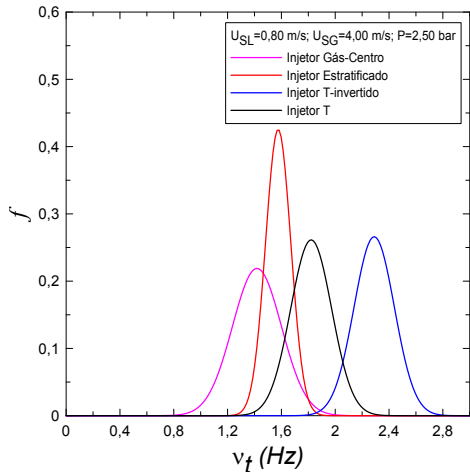


(e) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 20 m.

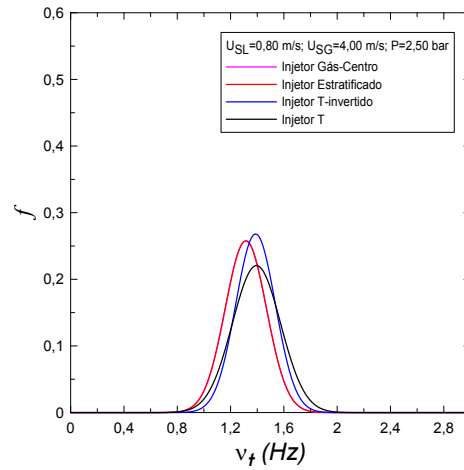


(f) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 30 m.

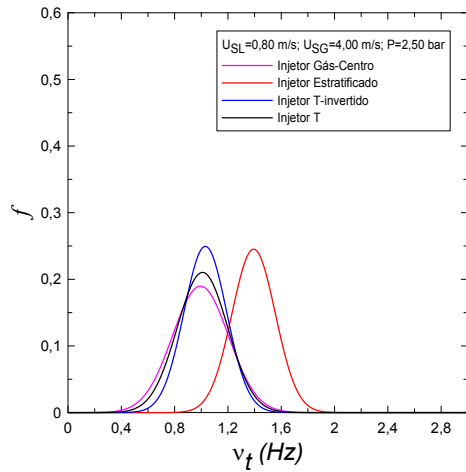
Figura 6.20: Representação dos gráficos de distribuição log-normal de frequência de passagem de bolhas para $V_{SG}=2,00$ m/s e $P=3,00$ bar em posições distintas.



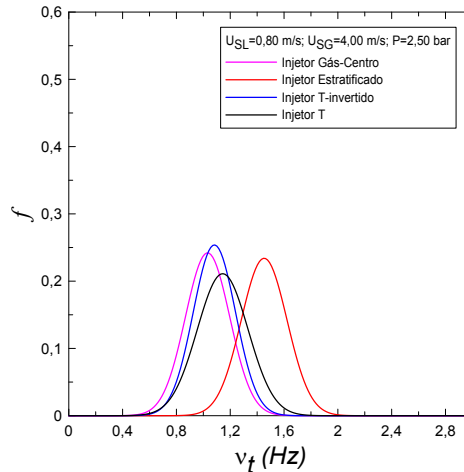
(a) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 2,5 m.



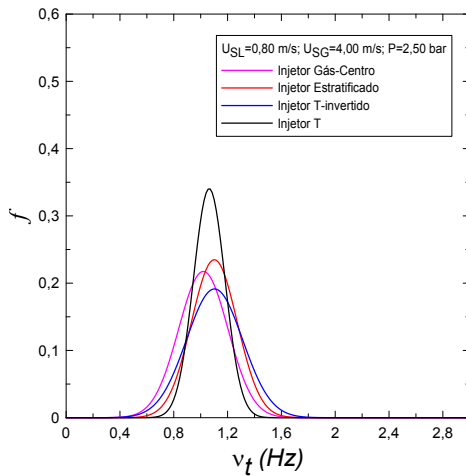
(b) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 5 m.



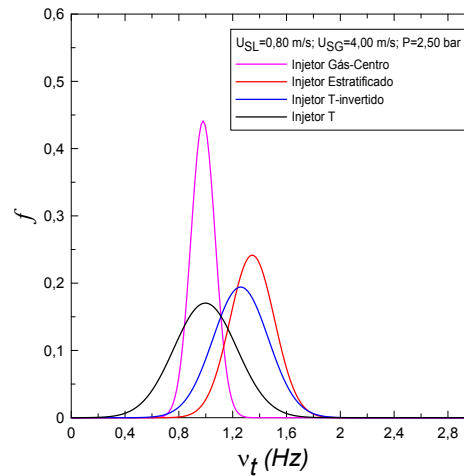
(c) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 7,5 m.



(d) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 10 m.



(e) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 20 m.



(f) Distribuição para $V_{SL}=0,80$ m/s na posição de 30 m.

Figura 6.21: Representação dos gráficos de distribuição log-normal de frequência de passagem de bolhas para $V_{SG}=4,00$ m/s e $P=2,50$ bar em posições distintas.

Para a distribuição log-normal da frequência de passagem de bolhas, observa-se que para a velocidade superficial de gás de $V_{SG} = 2 \text{ ms}^{-1}$ pouca alteração é observada tanto na frequência quanto no intervalo de variação. Assim, com o aumento da velocidade superficial de gás de $V_{SG} = 2 \text{ ms}^{-1}$ para $V_{SG} = 4 \text{ ms}^{-1}$, observa-se que os injetores de gás começam a apresentar comportamento distinto e o formato das curvas de distribuição também começaram a apresentar configurações distintas.

A análise estatística de intervalos de tempo e comprimentos de bolha indicou que estes dados são melhor representados pela distribuição log-normal. Em geral, os intervalos de comprimento e tempos médios tendem a aumentar constantemente com a distância, eventualmente atingindo um estado totalmente desenvolvido. O desvio padrão dos intervalos de tempo tende a ser reduzido com a distância, resultando em bolhas mais regulares no estado totalmente desenvolvido. No entanto, também foi observado que o desvio padrão dos comprimentos das bolhas não varia muito com a distância.

Capítulo 7

Conclusões

O objetivo deste trabalho consistiu em observar e descrever o comprimento de desenvolvimento de escoamentos em golfadas a partir de vazões de gás e líquido, considerando diferentes injetores.

O aparato experimental construído para o presente estudo opera em circuito fechado. Seis combinações de velocidades superficiais de líquido e gás foram utilizadas no experimento. As pressões utilizadas foram 2,5 e 3,00 bar, respectivamente. Os fluidos envolvidos no experimento foram ar comprimido e água proveniente do abastecimento público. Os experimentos foram realizados no Núcleo Interdisciplinar de Dinâmica dos Fluidos da COPPE-UFRJ (NIDF). A velocidade média, comprimento, e frequência de passagem de bolhas foram caracterizadas por meio de sensores eletro-resistivos. A perda de carga foi adquirida por meio de um sistema de aquisição de dados.

Foi de grande importância a realização da análise de incertezas para garantir a credibilidade e confiabilidade dos resultados obtidos. Isto porque foi utilizado apenas o sensor eletro-resistivo como equipamento de medição do comprimento, velocidade e frequência de bolhas. Desta forma, este estudo visa à compreensão do escoamento em golfadas com diferentes formas de injeção de gás, a fim de ter uma revelante contribuição tanto sob o aspecto fundamental quanto aplicado nas indústrias.

No capítulo de metodologia experimental foi citado sete posições de teste, entre elas 2,5, 5, 7,5, 10, 15, 20 e 30 m .

Ao observar as Figuras de 6.12a à 6.13d, pode-se dizer que um grande número de pistões líquidos foram observados nos três primeiros metros da seção de teste (em torno da posição 2,5 m), com a frequência subsequente reduzindo até chegar a um valor totalmente desenvolvido antes do final do tubo. Pode-se dizer que esta redução de frequência se deu devido a influência velocidades superficiais de gás e líquido, ou seja, frequência de golfada aumenta com velocidade superficial do líquido, mas diminui com velocidade superficial do gás. Quando a pressão foi alterada de 3 bar para 2,5 bar, mesmo sendo uma pequena alteração, observou-se que para a

pressão de 3 bar houve um atraso na iniciação da golfada quando comprado ao valor mais baixo, ou seja, a pressão do gás tem o efeito de suprimir o crescimento das ondas, em pressões mais altas, o pico na frequência da golfada é menor. A influência da pressão no retardamento do início de golfadas é devido à redução na compressibilidade do gás, de modo que as flutuações de pressão perto da entrada tenham menos efeito.

De acordo com os dados observados pode-se dizer que as configurações de injetores que mais contribuem para o escoamento se tornar completamente desenvolvido em um comprimento mais curto são os chamados gás-centro e estratificado, já que, as configurações ortogonais conduzem um escoamento altamente turbulento, retardando o estado de completamente desenvolvido do fluido. Este fato é analisado nas seções de comprimento de bolha e velocidade de translação da bolha. Nota-se que as para as configurações de injetor T e T-invertido o comprimento das bolhas são maiores ao longo do escoamento, quando comparado com os outros injetores. Assim, estas mesmas duas configurações apresentam menor velocidade de translação, por isso, pode-se dizer que estes injetores atingem o escoamento completamente desenvolvido mais rápido.

No que diz respeito às análises estatísticas de intervalos de comprimentos, velocidade e tempo de golfada, como pode ser observado por toda a seção de “Funções de Distribuição”, indicaram que estes dados de comprimento e velocidade e frequência de bolhas são melhores representados pela distribuição log-normal. Pode-se dizer que os intervalos de comprimento tendem a aumentar ao longo tubo. No entanto, o desvio padrão dos intervalos de comprimentos das golfadas não varia sistematicamente.

7.1 Sugestões Trabalhos Futuros

No que diz respeito à trabalhos futuros, pode-se pensar na continuação deste estudo, tendo como base os resultados nele presente, por exemplo:

- Implementar as análises aqui realizadas para uma tubulação vertical.
- Realizar o mesmo experimento para fluidos reofluidificantes, como por exemplo, óleo ou carboximetilcelulose (CMC), a fim de compará-los com os resultados aqui obtidos.
- Implementar na tubulação mais de um sensor eletro-resistivo, tendo a possibilidade de adquirir dados em mais de uma posição ao mesmo tempo, a fim de obter resultados estatísticos mais rigorosos.
- Conferir os resultados obtidos por outro equipamento que não seja o sensor eletro-resistivo, como por exemplo, *Shadow Sizer* (Dimensionador por sombras) ou *PIV* (Velocimetria por imagens de partículas) para avaliar a frequência de passagem

de bolhas tanto na entrada quanto ao longo do escoamento.

- Utilizar um outro injetor; no caso de se trabalhar com óleo, pode-se construir uma replica do injetor *WASP*, já citado anteriormente.

Referências Bibliográficas

- [1] MANDHANE, J. M; GREGORY, G. A, A. K. "A flow pattern map for gas liquid flow in horizontal pipes", Int. J. Multiphase Flow,v.1, pp.537-553, 1974.
- [2] THOMAS, J.E., "Fundamentos de Engenharia de Petróleo", editora Interciência, 2 edição, Rio de Janeiro, 2001, 271p.
- [3] WHITE, Frank M. 1991. Viscous fluid flow - Second Edition.
- [4] BAKER, O., 1954, "Simultaneous Flow of Oil and Gas", Oil and Gas Journal, v. 53, pp.185 - 195.
- [5] TAITEL, Y., DUKLER, A. 1976, "A model for predicting flow regime transitions in horizontal and near horizontal gas-liquid flow." AIChE Journal, v. 22, n.1, pp.47- 55.
- [6] ANDRITSOS N.,Williams L. e Hanratty T.J. (1989). "Effect of liquid viscosity on the stratified-slug transition in horizontal pipe flow " Int. J.Multiphase Flow 15: 877–892.
- [7] FAN Z.,Lusseyran F. e Hanratty T.J. (1993). "initiation of slugs in horizontal gas-liquid flows." AIChE J. 39: 1741–1753.
- [8] KORDYBAN E. (1985). "Some details of developing slugs in horizontal 2-phase flow." AIChE J. 31: 802–806.
- [9] DAVIES S.R. (1992). "Studies of two-phase intermittent flow in pipelines". Department of Chemical Engineering and Chemical Technology, Imperial College London.
- [10] HALE C.P. (2000). "slug formation, growth and collapse". Department of Chemical Engineering and Chemical Technology, Imperial College London.
- [11] UJANG, P. M., Lawrence, C. J. e Hewitt, G. F. (2006) "Conservative incompressible slug tracking model for gas-liquid flow in a pipe" Proc. of the 5th BHRG

North American Conference on Multiphase Technology, Banff, Canada: 31 May-2 June 2006.

[12] WALLIS G. B., (1969), "*One dimensional two-phase flow*". New York, McGraw-Hill.

[13] DUKLER, A., HUBBARD, M., 1975, *model for gas-liquid slug flow in horizontal and near horizontal tubes*", Industrial and Engineering Chemistry Fundamentals, v. 14, n. 4, pp. 337 - 347.

[14] TAITEL, Y., BARNEA, D., 1990, "*A consistent approach for calculating pressure drop in inclined slug flow*", Chemical engineering science, v. 45, n. 5, pp. 1199 - 1206.

[15] ANDREUSSI, P; BENKINSEN, K.N. O. "*Void distribution in slug flow*", Int. J. Multiphase Flow, v. 19, pp.817-828,1993.

[16] SCHULKES, A. "*Slug Frequencies Revised*", 15th International Conference on Multiphase Production Technology, v.50, pp.311-325, 2011

[17] XU, J; WU, Y.S.L.L.D. "*Studies on two-phase co-current air/non-newtonian shear-thinning fluid flow in inclined smooth pipes*", Int. J. Multiphase Flow, v. 33, pp.948-969, 2007.

[18] ORELL, A., 2005, "*Experimental validation of a simple model for gas-liquid slug flow in horizontal pipes*", Chemical Engineering Science, v. 60, n. 5 (mar.), pp. 1371 - 1381.

[19] TAITEL, Y., Barnea, D., "*Effect of gas compressibility on a slug tracking model*". Chemical Engineering Science, Vol.53, No. 11, pp. 2089-2097,

[20] BARNEA, D; TAITEL, Y. "*A model for slug length distribution on gas-liquid slugflow*", Int. J. Multiphase Flow, pp. 829-838, 1993.

[21] Zheng G., Brill J.P. e Taitel Y. (1994). "*Slug flow behavior in a hilly terrain pipeline.*" International Journal of Multiphase Flow 20(1): 63-79.

[22] BENDIKSEN, "*An experimental investigation of the motion of long bubbles in inclined tubes*", International Journal of Multiphase Flow, 1984.

[23] SUAREZ, A.; LOUREIRO, J.S.F.A., ("*Turbulence and Bubble Break up in Slug Flow with Wall Injection*"), Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering, v.16, 2016.

- [24] ISO-GUM. 2008. Inmetro(Ed.), JCGM 100:2008 - GUM 1995 com pequenas correções. Avaliação de dados de medição - Guia para a expressão de incerteza de medição.
- [25] AZZOPARDI and WALLEY, "*Effect of flow patterns on two-phase flow in a T junction*", International Journal of Multiphase Flow, 1982.
- [26] SEEGER,W., "*Two-phase flow in a T-junction with a horizontal inlet. Part I: Phase separation*",International Journal of Multiphase Flow, 1986.
- [27] DELMÉE, G.J., "*Manual de Medição de Vazão*", Editora Edgard Blücher Ltda, São Paulo, 1983.
- [28] COOK, M., BEHNIA, M., 2000b, "*Slug length prediction in near horizontal gas-liquid intermittent flow*", Chemical Engineering Science, v. 55, n. 11, pp. 2009 - 2018.
- [29] RAFFEL, M. et al. 2007, "*Particle image velocimetry: a practical guide, second edition*", Springer.
- [30] UJANG 2003, "*Studies of slug initiation and development in two-phase gas-liquid pipeline flow*" Department of Chemical Engineering and Chemical Technology, Imperial College London.
- [31] LIMA JUNIOR, P; SILVEIRA, F.L; SILVA, M.T.X Medições indiretas e propagação da incerteza. Porto Alegre: IF-UFRGS, 2011.Disponível em <[www.if.ufrgs.br/ lang/semderivadas.pdf](http://www.if.ufrgs.br/lang/semderivadas.pdf)>.Acesso em 28 fev.2011.
- [32] MAGALHÃES, G.R; GONÇALVES, G.L.J.F.A. "*An experimental investigation of effects of gas solubility on the properties of horizontal slug flow*", Int. J. Multiphase Flow, pp.33-40,2013.
- [33] BANERJEE, J.;J.T. "*Characterization of two-phase slug flow sub-regimes using flow visualization*. Journal of Petroleum Science and Engineering, pp.561-576,2015.
- [34] DEENDARLIANTO, O.D, "*Experimental Investigation on the initiation and flow development of gas-liquid slug two-phase flow in a horizontal pipe*" Experimental Thermal and Fluid Science, pp.93-108,2017.
- [35] MORALES, R.E.M., "*Characterization of slug initiation for horizontal air-water two-phase*" Experimental Thermal and Fluid Science, pp.80-92,2017.

[36] ANDREOLLI, I., “*Introdução à Elevação e escoamento Monofásico e Multifásico de Petróleo*”, editora Interciência, 1 edição, Rio de Janeiro, 2016.

[37] ORELL, A., “*Experimental Validation of a Simple Model for Gas-Liquid Slug Flow in Horizontal Pipes*”, Chemical Engineering Science, 2005, pages 1371-1381.

Apêndice A

Certificados e Relatórios de Calibração

A.0.1 Incerteza da Medição do Comprimento de Bolhas

A seguir segue as incertezas na medição do comprimento de bolhas. O cálculo para a medição da incerteza segue o raciocínio apresentado na seção de análise de incertezas. Abaixo segue as tabelas A.1, A.2, A.4, A.3, com as incertezas expandida do comprimento de bolhas. Vale lembrar que o cálculo de incerteza contou com 50 amostras para cada medição e que o fator k adotado foi $k=2,01$, de acordo com a probabilidade de abrangência de 95%.

<i>Dist</i> [m]	<i>T1</i>	<i>T2</i>	<i>T3</i>	<i>T4</i>	<i>T5</i>	<i>T6</i>
2,500	0,05	0,03	0,05	0,08	0,03	0,05
5,00	0,03	0,08	0,03	0,09	0,05	0,07
7,50	0,08	0,07	0,03	0,05	0,03	0,06
10,00	0,03	0,05	0,02	0,08	0,02	0,07
15,00	0,04	0,03	0,04	0,09	0,03	0,06
20,00	0,03	0,04	0,03	0,08	0,01	0,05
30,00	0,05	0,03	0,04	0,08	0,03	0,05

Tabela A.1: Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor gás-centro.

<i>Dist</i> [m]	<i>T1</i>	<i>T2</i>	<i>T3</i>	<i>T4</i>	<i>T5</i>	<i>T6</i>
2,50	0,11	0,15	0,04	0,13	0,02	0,06
5,00	0,08	0,10	0,02	0,15	0,02	0,06
7,50	0,03	0,13	0,03	0,06	0,02	0,02
10,00	0,04	0,13	0,02	0,06	0,02	0,06
15,00	0,03	0,15	0,03	0,09	0,03	0,05
20,00	0,04	0,18	0,02	0,16	0,01	0,07
30,00	0,05	0,15	0,03	0,15	0,03	0,05

Tabela A.2: Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor estratificado.

<i>Dist</i> [m]	<i>T1</i>	<i>T2</i>	<i>T3</i>	<i>T4</i>	<i>T5</i>	<i>T6</i>
2,50	0,04	0,12	0,01	0,05	0,02	0,04
5,00	0,04	0,04	0,03	0,09	0,03	0,04
7,50	0,03	0,06	0,03	0,09	0,02	0,04
10,00	0,05	0,03	0,03	0,06	0,02	0,06
15,00	0,04	0,05	0,06	0,06	0,02	0,05
20,00	0,04	0,05	0,03	0,09	0,05	0,05
30,00	0,03	0,02	0,02	0,02	0,02	0,03

Tabela A.3: Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor T.

<i>Dist</i> [m]	<i>T1</i>	<i>T2</i>	<i>T3</i>	<i>T4</i>	<i>T5</i>	<i>T6</i>
2,50	0,06	0,06	0,02	0,06	0,02	0,09
5,00	0,03	0,04	0,02	0,06	0,07	0,09
7,50	0,03	0,05	0,07	0,09	0,03	0,07
10,00	0,04	0,04	0,02	0,09	0,02	0,06
15,00	0,03	0,05	0,04	0,03	0,04	0,09
20,00	0,04	0,05	0,03	0,09	0,05	0,02
30,00	0,03	0,04	0,03	0,06	0,03	0,04

Tabela A.4: Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor T-invertido.

A.0.2 Incerteza da Medição da Velocidade de Translação da Bolha

Já para o cálculo de incerteza da velocidade de translação da bolha, seguiu o mesmo padrão de medição do comprimento de bolha, com 50 amostras para cada teste, fator $K=2,01$ e 95% de abrangência. Abaixo segue as tabelas A.5,A.6,A.8,A.7, representando a incerteza expandida para cada injetor testado.

<i>Dist</i> [m]	<i>T1</i>	<i>T2</i>	<i>T3</i>	<i>T4</i>	<i>T5</i>	<i>T6</i>
2,50	0,02	0,11	0,01	0,08	0,03	0,05
5,00	0,01	0,06	0,03	0,03	0,03	0,04
7,50	0,02	0,10	0,01	0,04	0,01	0,05
10,00	0,01	0,08	0,02	0,06	0,01	0,07
15,00	0,01	0,09	0,02	0,10	0,02	0,09
20,00	0,01	0,09	0,01	0,03	0,01	0,04
30,00	0,08	0,10	0,02	0,06	0,02	0,03

Tabela A.5: Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor gás-centro.

<i>Dist</i> [m]	<i>T1</i>	<i>T2</i>	<i>T3</i>	<i>T4</i>	<i>T5</i>	<i>T6</i>
2,50	0,02	0,05	0,02	0,05	0,03	0,07
5,00	0,03	0,08	0,03	0,06	0,02	0,07
7,50	0,02	0,05	0,02	0,04	0,02	0,03
10,00	0,02	0,09	0,02	0,05	0,01	0,11
15,00	0,01	0,11	0,03	0,03	0,02	0,05
20,00	0,01	0,14	0,02	0,07	0,01	0,05
30,00	0,01	0,14	0,02	0,08	0,02	0,06

Tabela A.6: Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor estratificado.

<i>Dist.</i> [m]	<i>T1</i>	<i>T2</i>	<i>T3</i>	<i>T4</i>	<i>T5</i>	<i>T6</i>
2,50	0,03	0,04	0,01	0,05	0,02	0,03
5,00	0,02	0,05	0,01	0,04	0,02	0,04
7,50	0,03	0,04	0,02	0,04	0,02	0,06
10,00	0,01	0,04	0,01	0,04	0,02	0,08
15,00	0,01	0,03	0,02	0,02	0,02	0,04
20,00	0,04	0,06	0,04	0,03	0,03	0,04
30,00	0,01	0,05	0,02	0,06	0,03	0,03

Tabela A.7: Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor T.

<i>Dist.</i> [m]	<i>T1</i>	<i>T2</i>	<i>T3</i>	<i>T4</i>	<i>T5</i>	<i>T6</i>
2,50	0,01	0,04	0,02	0,04	0,02	0,08
5,00	0,02	0,06	0,01	0,06	0,01	0,07
7,50	0,01	0,07	0,01	0,06	0,01	0,07
10,00	0,01	0,03	0,02	0,05	0,02	0,05
15,00	0,02	0,05	0,03	0,03	0,04	0,07
20,00	0,01	0,07	0,02	0,02	0,02	0,03
30,00	0,01	0,03	0,02	0,06	0,02	0,03

Tabela A.8: Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor T-invertido.

A.0.3 Incerteza da Medição de Frequência de Passagem de Bolhas

Para o cálculo da incerteza da frequência foi seguido exatamente o mesmo padrão de medição do cálculo das incertezas anteriores. Esta estimativa de incerteza foi utilizada, na forma de barras de erro, para os testes de frequência de passagem de bolhas, dados pelo *sensor eletro-resistivo* como visto na seção acima. Nas tabelas A.9, A.10, A.12, A.11 é possível evidenciar a incerteza expandida da frequência de passagem de bolha para cada injetor.

<i>Posio</i> [m]	<i>T1</i>	<i>T2</i>	<i>T3</i>	<i>T4</i>	<i>T5</i>	<i>T6</i>
2,50	0,06	0,06	0,08	0,07	0,03	0,06
5,00	0,07	0,06	0,04	0,05	0,03	0,04
7,50	0,08	0,06	0,05	0,05	0,04	0,07
10,00	0,04	0,07	0,06	0,08	0,06	0,04
15,00	0,04	0,08	0,03	0,05	0,04	0,05
20,00	0,09	0,06	0,07	0,09	0,05	0,04
30,00	0,05	0,06	0,07	0,09	0,03	0,05

Tabela A.9: Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor gás-centro.

<i>Posio</i> [m]	<i>T1</i>	<i>T2</i>	<i>T3</i>	<i>T4</i>	<i>T5</i>	<i>T6</i>
2,50	0,03	0,13	0,05	0,02	0,04	0,05
5,00	0,07	0,13	0,03	0,05	0,04	0,03
7,50	0,09	0,07	0,02	0,04	0,03	0,02
10,00	0,12	0,11	0,03	0,08	0,03	0,04
15,00	0,05	0,06	0,03	0,04	0,02	0,02
20,00	0,03	0,10	0,04	0,06	0,02	0,02
30,00	0,06	0,15	0,04	0,06	0,03	0,01

Tabela A.10: Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor estratificado.

<i>Dist.</i> [m]	<i>T1</i>	<i>T2</i>	<i>T3</i>	<i>T4</i>	<i>T5</i>	<i>T6</i>
2,50	0,06	0,06	0,06	0,07	0,05	0,05
5,00	0,08	0,05	0,05	0,07	0,06	0,06
7,50	0,03	0,08	0,03	0,06	0,05	0,05
10,00	0,04	0,06	0,04	0,07	0,03	0,03
15,00	0,02	0,07	0,05	0,07	0,04	0,07
20,00	0,06	0,06	0,02	0,0	0,03	0,05
30,00	0,05	0,08	0,03	0,06	0,03	0,06

Tabela A.11: Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor T.

<i>Posio</i> [m]	<i>T1</i>	<i>T2</i>	<i>T3</i>	<i>T4</i>	<i>T5</i>	<i>T6</i>
2,50	0,03	0,07	0,04	0,05	0,03	0,07
5,00	0,06	0,07	0,03	0,04	0,02	0,05
7,50	0,05	0,07	0,05	0,03	0,03	0,06
10,00	0,05	0,08	0,03	0,03	0,06	0,05
15,00	0,06	0,08	0,03	0,03	0,06	0,05
20,00	0,03	0,06	0,04	0,05	0,03	0,03
30,00	0,03	0,03	0,04	0,06	0,03	0,07

Tabela A.12: Demonstrativo do cálculo de incerteza expandida para o injetor T-invertido.