



# **Caracterização do escoamento bifásico em linhas submarinas na presença de um homogeneizador de fluxo**

**Projeto de Graduação**

**Departamento de Engenharia Mecânica**

**Aluno:** Rodrigo dos Santos Navarro de Mesquita

**Matrícula:** 1112428

**Orientador:** Igor Braga de Paula

**Rio de Janeiro, 7 de julho de 2016**

---

## Agradecimentos

Concluir uma graduação em engenharia mecânica não é fácil, portanto, uma seção de agradecimentos, neste trabalho, a todos que, de alguma forma, me deram forças para atingir meus objetivos é obrigatória.

Gostaria de agradecer primeiramente à minha família e em especial meus pais Ricardo e Gilsilene pelo amor, apoio incondicional e incentivo durante todo este período.

Um muito obrigado a "Tia" Rita que me trouxe para a PUC e mudou minha vida.

Não posso deixar de destacar meu avô Hortêncio, juntamente com meu tio Roberto por terem sido àqueles que me serviram como exemplo e inspiração para me tornar engenheiro.

Depois de tantos anos juntos e todos eles durante a faculdade, não posso deixar de agradecer a minha namorada Ana pelo amor, paciência e principalmente compreensão.

Agradecimentos não podem faltar aos meus amigos e companheiros que enfrentaram junto comigo esta jornada, Pedro, Felipe, Luiz Guilherme, Vinicius, Bruno, Eduardo, Matheus, Daniel dentre outros. Todas as vezes que estudamos juntos, fizemos trabalhos juntos, batemos cabeça, discutimos e principalmente nos divertimos e relaxamos juntos valeram muito a pena.

Um obrigado aos meus companheiros de trabalho no Laboratório de Engenharia de Fluidos, Leozinho, Márcio, Alexandre, Helena, Jubs, Fabão, Luciana que muito me ensinaram no tempo em que fui aluno de iniciação científica (2013-2015), em especial a Paula que foi minha chefe

---

e parceira por boa parte da graduação e, com muita cobrança e confiança em mim, teve enorme participação no meu crescimento profissional.

Quero agradecer ao professor Luis Fernando, por ter me acolhido no laboratório, pelo exemplo, amizade e toda ajuda que, sempre que pode, oferece.

O maior agradecimento, contudo, vai para o meu orientador, Igor. Além da amizade e companheirismo construídos, tenho muito a agradecer por tudo que aprendi direta e indiretamente com ele desde 2013. Neste trabalho em especial, sua presença foi sempre marcante, orientando, guiando, ensinando e tirando dúvidas a todo momento (literalmente). Obrigado por ser um exemplo, por buscar a excelência no que faz e ao mesmo tempo buscar ensinar o aluno, enfim, por se importar.

---

## Resumo

Este trabalho tem seu escopo voltado para a caracterização do escoamento intermitente em tubulação horizontal, na presença de um homogeneizador de fluxo. O equipamento testado foi reproduzido em escala laboratorial, respeitando as condições de similaridade com o protótipo em escala de campo. O projeto foi baseado no trabalho de Fonseca (2012). Para satisfazer as condições de similaridade, foi utilizada uma solução de glicerina e ar como fluidos de trabalho em uma tubulação com 41 *mm* de diâmetro interno. Um sensor ultrassônico foi utilizado para medir a variação do nível de líquido no homogeneizador. Além disso, foram colocadas tomadas de pressão na entrada e saída do homogeneizador para a avaliação da perda de carga induzida pelo dispositivo. O escoamento intermitente na entrada do homogeneizador foi caracterizado com um sistema de interruptores de feixe infravermelho. Com isso, foi possível realizar um estudo do comportamento estatístico dos comprimentos de pistão de líquido, das frequências de passagem dos pistões e do comprimento da bolha alongada. Todos esses dados foram coletados para diferentes vazões de gás e líquido. O objetivo foi caracterizar o comportamento do sistema em diferentes regiões de operação.

## Palavras-chave

Escoamento bifásico intermitente horizontal; gás-líquido; comportamento estatístico; homogeneizador de fluxo;



---

## Abstract

This work has focused its scope for the characterization of the gas-liquid intermittent flow through a horizontal pipe, at the presence of a flow homogenizer. The equipment tested was build in laboratorial scale, respecting the conditions of similarity with a prototype in field scale. The project was based on the work of Fonseca (2012). To satisfy the conditions of similarity a glycerine solution and air were used as working fluids in a test section formed by a 41 *mm* internal diameter pipe. An ultrasonic sensor was used to measure the variation of liquid level in the homogenizer. Additionally, pressure taps were placed in the homogenizer inlet e outlet for the evaluation of pressure loss induced by the device. Intermittent flow in the homogenizer inlet was characterized with a system of infrared optical switches. hus, it was possible to carry out a study of the statistical behavior of the liquid piston lengths , the frequency of passage of the pistons and the length of the elongated bubble. All these data were collected for different flow rates of gas and liquid. The objective was to characterize the system behavior in different operating regions.

## Keywords

Two-phase intermittent slug flow; gas-liquid; statistics behavior; flow homogenizer;

# Sumário

<b>Lista de Figuras</b>	<b>iii</b>
<b>Lista de Tabelas</b>	<b>vi</b>
<b>Lista de símbolos</b>	<b>vii</b>
<b>1 Introdução</b>	<b>1</b>
1.1 Organização do trabalho . . . . .	5
<b>2 Revisão bibliográfica</b>	<b>6</b>
2.1 Conceitos e fundamentos básicos . . . . .	6
2.2 Modelagem do escoamento intermitente e o problema do fechamento . . . . .	11
2.3 Desenvolvimento . . . . .	12
2.4 Comprimento do pistão de líquido . . . . .	15
2.5 Frequência de passagem dos pistões de líquido . . . . .	15
<b>3 Montagem experimental</b>	<b>17</b>
3.1 Descrição geral da montagem experimental . . . . .	17
3.2 Sistema de bombeamento da fase líquida . . . . .	19
3.3 Sistema de escoamento de ar . . . . .	20
3.4 Estação de medição . . . . .	21

---

3.4.1	Sistema de interruptores de feixe . . . . .	21
3.4.2	Homogeneizador de Fluxo . . . . .	23
3.4.3	Tomadas de pressão . . . . .	25
3.5	Nível de líquido no interior do Homogeneizador . . . . .	26
<b>4</b>	<b>Procedimento experimental</b>	<b>28</b>
4.1	Operação da seção de testes . . . . .	28
4.2	Sistema de interruptores de feixe . . . . .	29
4.3	Cálculo dos Parâmetros de interesse . . . . .	31
<b>5</b>	<b>Resultados</b>	<b>33</b>
5.1	Matriz de testes . . . . .	34
5.2	Comprimento do pistão de líquido . . . . .	35
5.3	Frequência da passagem dos pistões de líquido . . . . .	37
5.4	Velocidade de translação da frente da bolha . . . . .	40
<b>6</b>	<b>Conclusões</b>	<b>42</b>
<b>7</b>	<b>Referências Bibliográficas</b>	<b>43</b>

# Lista de Figuras

Figura 1.1	Desenho esquemático de alguns dos principais padrões de escoamento gás-líquido na configuração horizontal onde a fase de cor cinza denota líquido e a branca gás, escoamento da esquerda para direita. (Baseado em Hewitt, 1982). . . . .	2
Figura 1.2	Homogeneizador de fluxo em acrílico projetado em escala laboratorial . .	4
Figura 2.1	Esboço de uma célula unitária baseado em Dukler and Hubbard (1975) . .	8
Figura 2.2	Perfis de velocidade na região da golfada de líquido e sua relação com a velocidade do nariz da bolha. Adaptado de Taitel and Barnea (1990) . . .	11
Figura 2.3	Comprimento da tubulação (em diâmetros) onde a distribuição estatística da fração de vazios apresenta um único pico. Golfadas desenvolvidas (símbolos abertos)– retirado de Nydal et al. (1992) . . . . .	14
Figura 2.4	Comprimento médio das golfadas desenvolvidas (símbolos fechados) e em desenvolvimento (símbolos abertos)– retirado de Nydal et al. (1992) .	14
Figura 2.5	Comportamento da frequência adimensional com resultados de vários autores para diversos diâmetros.– retirado de Fossa et al. (2003) . . . . .	16
Figura 3.1	Visão geral da seção de testes . . . . .	18
Figura 3.2	Bomba de cavidade progressiva utilizada na seção de testes. . . . .	19

---

Figura 3.3	Curva de calibração da bomba fornecida pelo fabricante. . . . .	20
Figura 3.4	Compressor centrífugo utilizado na seção de testes. . . . .	20
Figura 3.5	Posicionamento interruptores de feixe . . . . .	22
Figura 3.6	Interruptores de feixe . . . . .	22
Figura 3.7	Modelo em escala laboratorial do homogeneizador de fluxo . . . . .	24
Figura 3.8	Homogeneizador de Fluxo em atividade . . . . .	25
Figura 3.9	Detalhe da tomada de pressão na entrada do homogeneizador . . . . .	25
Figura 3.10	Curva de calibração transdutor de pressão . . . . .	26
Figura 3.11	Curva de calibração sensor de nível . . . . .	27
Figura 4.1	Desenho esquemático da montagem do sistema de interruptores de feixe. .	29
Figura 4.2	Pulso característico do sensor na região da bolha alongada e do pistão de líquido: na vizinhança da frente da bolha, o pulso apresenta picos de alta frequência devido a quantidade variada de tamanhos de bolhas dispersas de ar. . . . .	30
Figura 4.3	Pulsos característicos dos sensores na detecção da passagem a frente da bolha alongada . . . . .	32
Figura 5.1	Mapa de padrão de escoamento horizontal ar-água para tubulação com 25 mm de diâmetro interno a 25°C e 1bar (Extraído de Mandhane et al. (1974)). A linha contínua delimita as transições a partir de observações experimentais e as regiões hachuradas representam previsões teóricas. . .	34
Figura 5.2	"Ajuste" <i>lognormal</i> para $j_L = 0,4418$ e $j_G = 0,2946$ . . . . .	36
Figura 5.3	"Ajuste" <i>lognormal</i> para $j_L = 0,526$ e $j_G = 0,2314$ . . . . .	36
Figura 5.4	"Ajuste" <i>lognormal</i> para $j_L = 0,5891$ e $j_G = 0,1473$ . . . . .	37

---

Figura 5.5	Distribuição da frequência de passagem dos pistões para $j_L = 0,4418$ e $j_G = 0,2946$ . . . . .	38
Figura 5.6	Distribuição da frequência de passagem dos pistões para $j_L = 0,526$ e $j_G = 0,2314$ . . . . .	38
Figura 5.7	Distribuição da frequência de passagem dos pistões para $j_L = 0,5891$ e $j_G = 0,1473$ . . . . .	39
Figura 5.8	Comportamento do número de Strouhal com a variação da fração de volume de líquido (adaptado de Wang et al. (2007)) . . . . .	39
Figura 5.9	Comportamento da velocidade da frente da bolha em relação ao teste 1 . .	40
Figura 5.10	Comportamento da velocidade da frente da bolha em relação ao teste 2 . .	41
Figura 5.11	Comportamento da velocidade da frente da bolha em relação ao teste 3 . .	41

# Lista de Tabelas

5.1 Matriz de testes . . . . . 35

5.2 Propriedades da solução em glicerina e do ar utilizadas . . . . . 35

# Lista de símbolos

$\alpha$  fração volumétrica

$\alpha_{Gf}$  fração de vazios na região do filme

$\alpha_{GS}$  fração de vazios na região do pistão de líquido

$\alpha_G$  fração de vazios

$\alpha_{Lf}$  holdup de líquido na região do filme

$\alpha_{LS}$  holdup de líquido na região do pistão de líquido

$\alpha_L$  fração volumétrica de líquido

$\lambda_L$  Fração de volume (*holdup*) de líquido

$\mu$  Viscosidade dinâmica

$\nu$  Viscosidade cinemática

$\rho$  Densidade do fluido

$A$  área da seção transversal da tubulação

$A_G$  área da seção transversal da tubulação correspondente a fase gasosa



---

$A_L$	área da seção transversal da tubulação correspondente a fase líquida
$f_s$	Frequência da passagem de pistão de líquido
$Fr$	Número de Froude
$h_{Lf}$	altura média do filme de líquido
$J$	Velocidade de mistura das fases
$j$	velocidade superficial
$j_G$	velocidade superficial da fase gasosa
$j_L$	velocidade superficial da fase líquida
$j_m$	velocidade superficial da mistura
$L_B$	comprimento da bolha alongada
$L_S$	comprimento do pistão de líquido
$L_u$	comprimento da célula unitária
$Q$	Vazão volumétrica
$Q_G$	Vazão volumétrica correspondente a fase gasosa
$Q_L$	Vazão volumétrica correspondente a fase líquida
$Re$	Número de Reynolds
$St$	Número de Strouhal
$u$	velocidade média

---

$u_{bS}$     velocidade média das bolhas dispersas de gás na região do pistão de líquido

$u_B$     velocidade média de translação do nariz da bolha alongada

$u_{Gf}$     velocidade média do gás na região do filme

$u_{GS}$     velocidade média do gás na região do pistão de líquido

$u_G$     velocidade média correspondente a fase gasosa

$u_{Lf}$     velocidade média do líquido na região do filme

$u_{LS}$     velocidade média do líquido na região do pistão de líquido

$u_L$     velocidade média correspondente a fase líquida

$u_T$     velocidade média correspondente a traseira da bolha alongada

# Capítulo 1

## Introdução

Escoamentos de gás e líquido em tubulações ocorrem com frequência em aplicações de engenharia. Encontram-se exemplos na indústria nuclear, onde o escoamento gás-líquido ocorre nos geradores de vapor que alimentam os reatores nucleares, na indústria petrolífera, onde ocorre na produção de hidrocarbonetos nos poços e nas linhas de transporte submarinas. Portanto, se faz necessária a busca de um entendimento sólido e fundamentado dos mecanismos físicos que regem esta classe de escoamento.

Sob determinadas condições, as fases líquida e gasosa distribuem-se geometricamente de várias formas distintas e intrigantes. A esta configuração topológica dá-se o nome de padrão ou regime de escoamento (Hewitt, 1982).

A figura a seguir apresenta de forma ilustrativa alguns dos principais padrões de escoamento gás-líquido para uma configuração horizontal, ocorrendo configurações semelhantes no escoamento vertical e inclinado. Vale ressaltar que no caso horizontal há um fator complicador adicional: a presença da gravidade tende a estratificar as fases, causando uma assimetria axial no escoamento. Um maior detalhamento e discussão a respeito dos diversos padrões de escoamento é

encontrado no texto de (Hewitt, 1982). Aqui, somente uma breve descrição é apresentada:

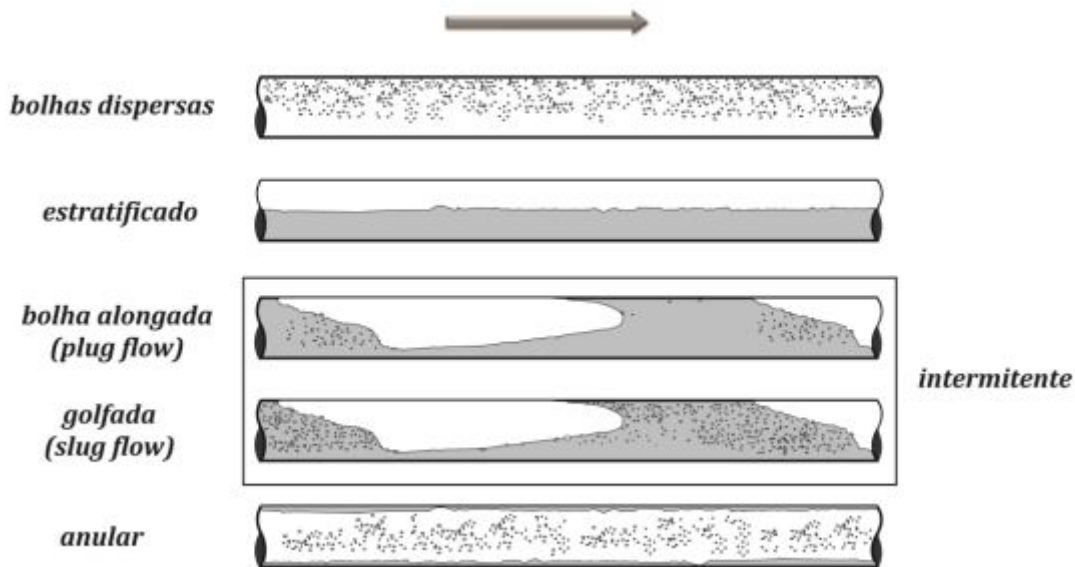


Figura 1.1: Desenho esquemático de alguns dos principais padrões de escoamento gás-líquido na configuração horizontal onde a fase de cor cinza denota líquido e a branca gás, escoamento da esquerda para direita. (Baseado em Hewitt, 1982).

- Padrão bolhas dispersas (*dispersed bubble flow*): as bolhas são dispersas numa fase líquida contínua tendendo a aglomerar-se próximo a parte superior da tubulação; aumentando-se as velocidades das fases, as bolhas distribuem-se mais uniformemente, semelhante ao aspecto de espuma.
- Padrão estratificado (*stratified flow*): a separação gravitacional é completa, com líquido distribuindo-se ao longo da parte inferior da tubulação e o gás na parte superior; se a velocidade do gás aumenta, ondas formam-se na interface gás-líquido, originando o padrão conhecido como ondulado-estratificado (*stratified-wavy flow* ou *wavy flow*).
- Padrão intermitente (*intermittent flow*): caracterizado pela alternância no tempo e no espaço de pistões ou golfadas de líquido e bolhas alongadas de gás, comumente chamadas de bolhas

---

de Benjamin no caso horizontal e bolhas de *Taylor* no caso vertical; a vazões relativamente baixas de líquido e principalmente de gás, os pistões de líquido podem apresentar-se praticamente livres de pequenas bolhas dispersas e acompanhados por longas bolhas de *Benjamin*, sendo o escoamento denominado "bolha alongada" (*elongated bubble flow ou plug flow*); quando as vazões das fases aumentam, o escoamento então transita para um padrão mais complexo onde os pistões de líquido podem conter grandes quantidades de bolhas dispersas (pistões aerados) com as bolhas de *Benjamin* se afastando do topo da tubulação; este padrão é denominado "golfada" ou *slug flow*. É comum denominar ambos os padrões de intermitente.

- Padrão anular (*annular flow*): ocorre para elevadas velocidades de gás; a fase gasosa concentra-se na parte central da tubulação formando um núcleo gasoso, enquanto que a fase líquida escoar em forma de um filme fino, próximo à parede. A interface entre o filme líquido e o núcleo de gás é dinâmica, apresentando um perfil ondulatório. Elevadas velocidades de gás podem "arrancar" pequenas gotículas do filme de líquido, podendo penetrar na fase gasosa e sendo carregadas pelo núcleo. Devido ao efeito da gravidade, a espessura do filme de líquido na parte inferior é maior que no topo, dependendo das vazões relativas de gás e líquido. Para baixas razões de vazão de gás e de líquido, a maior parte do líquido concentra-se na parte inferior da tubulação, enquanto ondas estáveis de líquido cobrem a superfície restante, eventualmente molhando a parte superior da tubulação (Farias, 2010).

Pesquisadores do CENPES/Petrobras vêm desenvolvendo um conceito de um homogeneizador de fluxo para ser utilizado em sistemas de bombeio centrífugo instalados no leito marinho. Esse projeto tem por objetivo eliminar o padrão de escoamento intermitente na entrada das bombas centrífugas. O homogeneizador de fluxo tem como princípio básico de funcionamento a passagem

---

do escoamento intermitente por um conjunto de furos devidamente posicionados no interior de um vaso acumulador de fluido, promovendo, em sua saída, um escoamento no padrão de bolhas dispersas. Esse padrão pode ser alimentado na entrada da bomba centrífuga monofásica sem comprometer seu funcionamento. O novo conceito de bombeamento centrífugo submerso apresenta uma grande vantagem em relação ao método convencional, onde sistema de bombeamento fica inserido no poço. Neste caso há uma maior flexibilidade de manutenção da bomba além de ser possível manter a produção durante as paradas para intervenções no sistema de bombeio. Essas características possibilitam uma redução significativa dos custos de produção, o que torna o conceito bem atrativo.

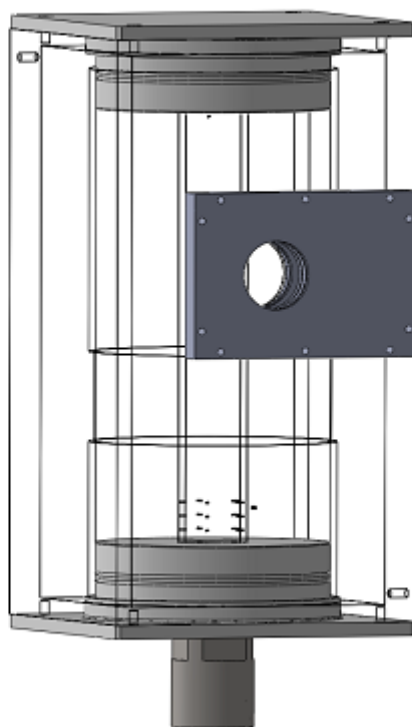


Figura 1.2: Homogeneizador de fluxo em acrílico projetado em escala laboratorial

---

O presente trabalho teve como finalidade uma caracterização do escoamento intermitente na configuração horizontal, na presença do homogeneizador de fluxo. Foi utilizada uma solução com 50% de glicerina e ar como fluidos de trabalho para reproduzir em escala laboratorial o comportamento de um protótipo já existente. O comportamento do protótipo foi reproduzido respeitando-se as condições de similaridade, conforme sugerido no trabalho de Fonseca (2012). Para a caracterização do escoamento no modelo, foram realizadas medições de parâmetros estatísticos do escoamento intermitente. Os dados obtidos foram comparados com os resultados e modelos encontrados na literatura. Foram feitas, também, medidas de pressão na entrada e saída do homogeneizador, além do monitoramento de nível de líquido no interior do homogeneizador a fim de verificar as condições de operação do equipamento quando sujeito ao escoamento intermitente.

## **1.1 Organização do trabalho**

Esta obra está organizada em *seis* capítulos. No capítulo 2 é apresentada uma revisão bibliográfica dos principais trabalhos disponíveis na literatura, que contribuíram para a elucidação de fatos e dúvidas importantes que surgiram ao longo do desenvolvimento deste trabalho.

O capítulo 3 descreve as características de toda a montagem experimental, enquanto o capítulo 4 apresenta os procedimentos experimentais adotados para a realização dos ensaios experimentais. Em conjunto, é apresentada a metodologia para a redução da grande quantidade de dados obtidos.

O capítulo 5 apresenta os resultados obtidos em conjunto com uma extensa comparação com dados disponíveis na literatura.

O capítulo 6 finaliza as discussões desenvolvidas ao longo dessa dissertação, detalhando as conclusões provenientes dos resultados obtidos.

# Capítulo 2

## Revisão bibliográfica

Neste capítulo é apresentada uma visão geral de trabalhos científicos que contribuíram para o entendimento das características particulares e intrigantes de alguns fenômenos do escoamento intermitente. Nesta dissertação, os trabalhos serão sucintamente descritos e, quando necessário, será apresentada uma descrição mais profunda neste ou em capítulos subsequentes.

### 2.1 Conceitos e fundamentos básicos

No escoamento intermitente a velocidade média  $u$  de cada fase é parâmetro importante. Uma simples relação desta a partir da vazão respectiva é dada por:

$$u_L = \frac{Q_L}{A_L} \quad (2.1)$$

$$u_G = \frac{Q_G}{A_G} \quad (2.2)$$

onde  $Q$  denota a vazão volumétrica,  $A$  a área da seção transversal da tubulação e os subscritos  $L$  e  $G$  referem-se as fases líquida e gasosa, respectivamente. A razão entre a área ocupada por cada fase e a área total é chamada de fração volumétrica  $\alpha$ , definida como:



---


$$\alpha_L = \frac{A_L}{A} \quad (2.3)$$

$$\alpha_G = \frac{A_G}{A} \quad (2.4)$$

sendo  $\alpha_L$  mais conhecido na literatura como *holdup* de líquido, ou simplesmente *holdup* e  $\alpha_G$  como *fração de vazios* (*void fraction*). Com estas equações definidas, a seguinte relação é satisfeita:

$$\alpha_L + \alpha_G = 1 \quad (2.5)$$

O conhecimento do *holdup* de líquido ou da *fração de vazios* é importante na caracterização do escoamento intermitente, no entendimento da transição deste padrão e também como uma equação auxiliar em modelos numéricos simplificados, no entanto, sua medição experimental é uma tarefa complicada e diversas técnicas experimentais têm sido propostas ao longo dos anos.(Andreussi et al., 1993; Reinecke et al., 1998; Ghajar and Tang, 2009)

Outra simples definição que é amplamente utilizada é o conceito de velocidade superficial de cada fase (também denominada de fluxo volumétrico e denotada por  $j$ ), definida como a velocidade média que a fase teria caso escoasse sozinha na tubulação:

$$j_L = \frac{Q_L}{A} \quad (2.6)$$

$$j_G = \frac{Q_G}{A} \quad (2.7)$$

As velocidades superficiais são alguns dos parâmetros conhecidos que definem várias características do escoamento gás-líquido, entre elas a ocorrência de um ou outro padrão de escoamento. Sendo de medição simples em laboratório, seu conhecimento torna-se conveniente em mapas de padrões de fases como o de Mandhane et al. (1974). Uma vez que as fases escoam juntas na tubulação, é conveniente a definição de uma velocidade de mistura ( $j_m$ ) na forma:

$$j_m = \frac{Q}{A} = \frac{Q_L + Q_G}{A} = j_L + j_G \quad (2.8)$$

A velocidade de mistura também pode ser escrita em função da velocidade média de cada fase e do quanto cada fase ocupa da seção transversal da tubulação. Para isso, basta isolar  $Q_L$  e  $Q_G$  nas Eqs. (2.1) e (2.2) e combinar com as definições de *holdup* de líquido e de *fração de vazios* nas Eqs. (2.3) e (2.4) respectivamente:

$$j_m = u_L \alpha_L + u_G \alpha_G \quad (2.9)$$

Neste momento, um importante conceito do escoamento intermitente é definido: a célula unitária. Região que abrange por definição um pistão de líquido seguido por uma bolha alongada (Wallis, 1969). Trata-se de uma idealização física fundamental, onde o escoamento intermitente é assumido como uma sucessão de células unitárias que se repetem ordenada e periodicamente no tempo e no espaço. Quando um referencial se move juntamente com a célula unitária, nada muda no tempo, de modo que o escoamento é considerado em regime permanente. Esse é o estado da arte na modelagem do escoamento intermitente e deve-se à clássica publicação de Dukler and Hubbard (1975).

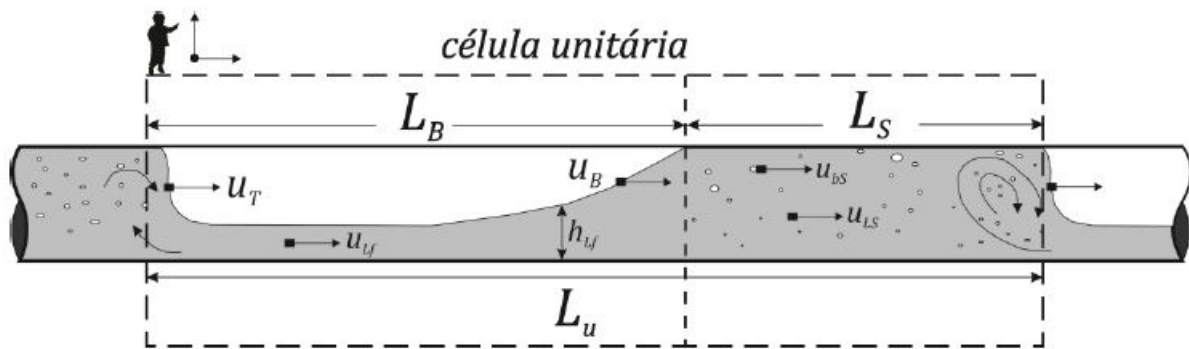


Figura 2.1: Esboço de uma célula unitária baseado em Dukler and Hubbard (1975)

A velocidade média da traseira e da frente do pistão de líquido é representada na Figura

2.1 por  $u_T$  e  $u_B$ , respectivamente. Note que  $u_B$  é a velocidade média de translação do nariz da bolha alongada. A velocidade média do líquido na região do pistão de líquido é denotada por  $u_{LS}$  e a velocidade média das bolhas dispersas de gás, nesta mesma região, por  $u_{bS}$ . Já a velocidade média do líquido na região do filme é denotada por  $u_{Lf}$ . Por definição, o comprimento da célula unitária  $L_u$  é soma do comprimento do pistão de líquido  $L_S$  e da bolha alongada  $L_B$ :

$$L_u \equiv L_S + L_B \quad (2.10)$$

Assumindo a hipótese de que a massa específica de ambas as fases permanece constante ao longo da célula unitária, a conservação de massa de ambas as fases leva à (Nydal et al., 1992; Woods et al., 2006):

$$Q_G + Q_L = A \left( \frac{Q_G}{A} + \frac{Q_L}{A} \right) = A (j_G + j_L) = \text{constante} \quad (2.11)$$

Dividindo a Eq. (2.11) por  $A$ , conclui-se que a velocidade de mistura  $j_m$  também é constante ao longo da célula unitária:

$$j_G + j_L = j_m = \text{constante} \quad (2.12)$$

Logo, a Eq. (2.12) deve ser satisfeita tanto na região do pistão de líquido quanto na região do filme de líquido. Usando essa conclusão, a Eq. (2.9) pode ser escrita em cada uma destas regiões como:

$$j_m = u_{LS}\alpha_{LS} + u_{GS}\alpha_{GS} = u_{GS}\alpha_{GS} + (1 - \alpha_{GS})u_{LS} \quad (2.13)$$

$$j_m = u_{Lf}\alpha_{Lf} + u_{Gf}\alpha_{Gf} = u_{Gf}\alpha_{Gf} + (1 - \alpha_{Gf})u_{Lf} \quad (2.14)$$

O escorregamento  $S$  (*slip*) entre as fases líquida e gasosa na região do pistão de líquido é

---

definido como a razão entre as velocidades médias de cada fase nesta região (Woods and Hanratty, 1996):

$$S \equiv \frac{u_{GS}}{u_{LS}} \quad (2.15)$$

Combinando as Eqs. (2.13) e (2.15), conclui-se que a velocidade média da fase líquida na região do pistão,  $u_{LS}$ , é uma função da velocidade de mistura na forma:

$$u_{LS} = \frac{j_m}{1 + (S - 1) \alpha_{GS}} \quad (2.16)$$

Dois casos particulares podem ser observados em 2.16: quando a fração de vazios na região do pistão de líquido é nula ( $\alpha_{GS} = 0$ ) ou quando não há escorregamento entre as fases  $S = 1$ , a velocidade média da fase líquida na região do pistão se iguala à velocidade de mistura. Woods and Hanratty (1996) utilizando uma seção de 95,3 mm de diâmetro e 26,5 m de comprimento para água e ar, em configuração horizontal, observaram experimentalmente que a baixas velocidades de mistura ( $j_m < 4 \text{ m/s}$ ),  $S \cong 1$ , enquanto que a velocidade de mistura mais elevadas o escorregamento é considerável, ficando em torno de  $S \cong 1,3 - 1,5$ . Como consequência  $u_{LS}$  possui maior dependência da velocidade de mistura, como observado por Barnea and Brauner (1985) que sugeriram que nas golfadas suficientemente longas a velocidade do nariz da bolha está relacionada à velocidade máxima do líquido a sua frente,  $u_B = (u_{LS})_{mx} = 1,2 j_m$ . Nydal et al. (1992) sugeriram uma relação ainda maior:  $u_B = 1,3 j_m$ .

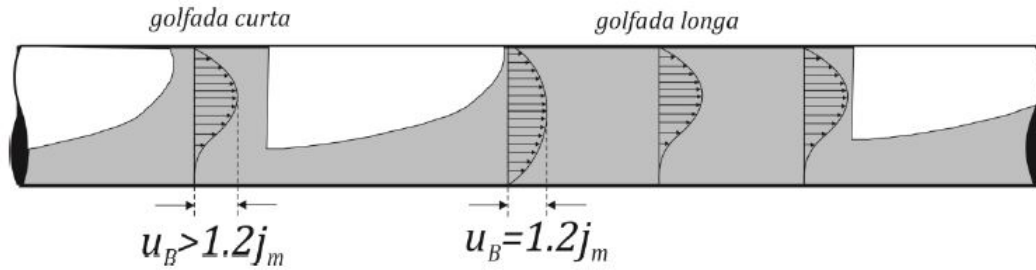


Figura 2.2: Perfis de velocidade na região da golfada de líquido e sua relação com a velocidade do nariz da bolha. Adaptado de Taitel and Barnea (1990)

## 2.2 Modelagem do escoamento intermitente e o problema do fechamento

Há consenso na literatura de que as clássicas equações de Navier-Stokes regem com precisão o movimento de fluidos newtonianos, desde que os limites impostos pela mecânica do contínuo não sejam ultrapassados. Assim, o escoamento gás-líquido, incluso o escoamento intermitente, pode ser precisamente descrito a partir das soluções dessas equações. Problemas surgem nesta abordagem: as soluções diretas das equações de Navier-Stokes em todas as escalas de tempo e espaço relevantes envolvem um grande esforço computacional, na maioria dos casos, ainda proibitivo para aplicações práticas de engenharia.

Particularizando para o escoamento intermitente, o estado da arte na modelagem tem início com a utilização do conceito de célula unitária definido por Wallis (1969) e utilizado no modelo de Dukler and Hubbard (1975) onde as equações de conservação de massa e quantidade de movimento foram escritas na forma unidimensional para um referencial horizontal que translada à mesma velocidade que a célula unitária. Quando essas hipóteses são assumidas, o escoamento

---

torna-se permanente com o passar do tempo, idealizando a intermitência à periodicidade e introduzindo simplificações nas equações, permitindo a previsão de variados parâmetros como a queda de pressão ao longo da célula, o comprimento do pistão de líquido, etc. Taitel and Barnea (1990) propuseram um modelo de célula unitária que abrange qualquer inclinação. Esse modelo é conhecido na literatura como modelo de célula unitária ou estacionário e possui a vantagem de ser simples e intuitivo, no entanto, pelas restrições assumidas este modelo depende de várias equações auxiliares, de origem experimental, tais como a velocidade da golfada, o comprimento ou a frequência de passagem da golfada, a fração de vazios na golfada, a espessura do filme de líquido, etc. Este é o *problema de fechamento*, o principal desafio da modelagem: "toda vez que hipóteses restritivas são assumidas na teoria, um conhecimento empírico em maior ou em menor grau torna-se necessário" (Boure and Delhaye, 1982)

## 2.3 Desenvolvimento

Uma vez formadas, as golfadas adquirem altas velocidades sendo alimentadas pelo filme de líquido. Entretanto, como visto na seção anterior, é possível que não atinjam velocidade suficiente para sustentar o seu crescimento contínuo. Desde que a tubulação tenha comprimento suficiente essas golfadas naturalmente decairão. Golfadas com essa característica são denominadas de golfadas não desenvolvidas.

Muitos pesquisadores sugerem a existência de um comprimento mínimo, abaixo do qual as golfadas são instáveis, embora existam divergências quanto a esse valor: Nydal et al. (1992) encontraram  $(L_s/D)_{min} = 8$ ; Grenier (1997),  $(L_s/D)_{min} = 9$ ; Cook and Behnia (2000),  $(L_s/D)_{min} = 10$ ; Woods et al. (2006),  $(L_s/D)_{min} = 5$ . Diferentes diâmetros foram usados e nenhuma discussão sobre a influência desse fato foi reportada, de modo que o tema exige maior esclarecimento.

---

O desenvolvimento do escoamento intermitente ainda é um assunto não elucidado e poucas discussões a respeito de suas características são encontrados. Nydal et al. (1992), utilizando uma seção relativamente curta de comprimento de  $17m$ , diâmetros de  $53mm$  e  $90mm$  e larga faixa de velocidades superficiais ( $j_L = 0,6 - 3,5m/s$  e  $j_G = 0,5 - 20m/s$ ) observaram a existência de golfadas não desenvolvidas em seus experimentos, propondo que sua existência é caracterizada por um segundo pico na distribuição estatística da fração de vazios. Segundo os autores, esse segundo pico ocorre quando a velocidade superficial do gás é elevada ou quando a estação de medição localiza-se próximo à entrada – região com intensa formação das golfadas. Algumas características importantes das golfadas em desenvolvimento foram observadas:

- são mais aeradas e curtas que as desenvolvidas: a Figura 2.6 ilustra os comprimentos médios obtidos pelos autores;
- tendem a evoluir para desenvolvidas: quanto maior as velocidades superficiais de líquido e principalmente a de gás, mais comprimento é necessário para que ocorra esta evolução. Esta última observação pode ser claramente vista na Figura 2.5 para  $j_L = 0,6m/s$  e  $6m/s$ : a presença das golfadas em desenvolvimento (símbolos fechados) desaparece quando o comprimento da seção é dobrado de 300 para 600 diâmetros.

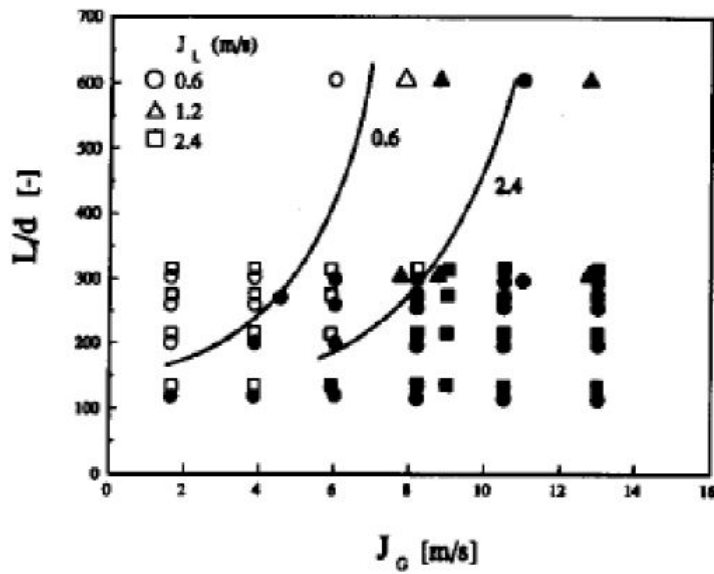


Figura 2.3: Comprimento da tubulação (em diâmetros) onde a distribuição estatística da fração de vazios apresenta um único pico. Golfadas desenvolvidas (símbolos abertos)– retirado de Nydal et al. (1992)

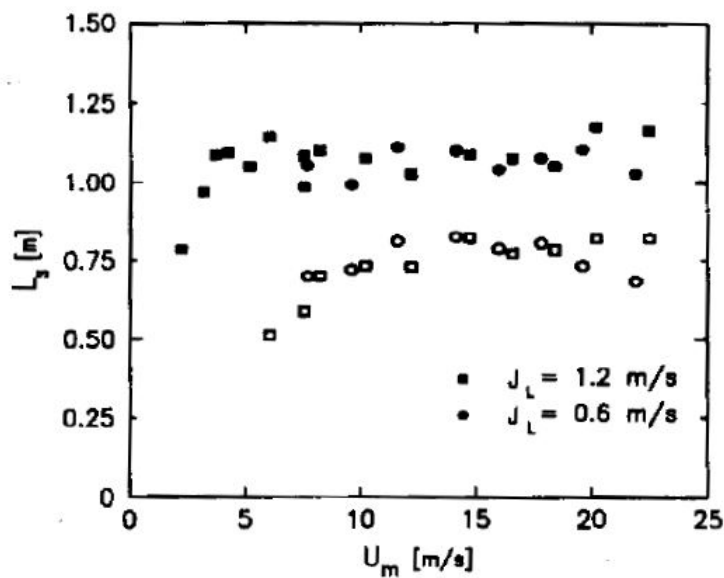


Figura 2.4: Comprimento médio das golfadas desenvolvidas (símbolos fechados) e em desenvolvimento (símbolos abertos)– retirado de Nydal et al. (1992)

Como neste trabalho trabalhou-se com velocidades superficiais de líquido ( $j_L = 0,2 -$



---

0,5m/s) e principalmente de gás ( $j_G = 0,7 - 1,9m/s$ ) bem abaixo das utilizadas por Nydal et al. (1992), um comprimento para a seção de testes de cerca de  $350D$  foi utilizado.

## 2.4 Comprimento do pistão de líquido

Estimar o comprimento do pistão de líquido é importante já que modelos estacionários requerem uma estimativa desse comprimento como uma equação auxiliar de fechamento. Além disso, ao projetar equipamentos diversos como trocadores de calor e separadores, o comprimento de pistão de líquido é informação fundamental.

O comprimento do pistão de líquido é uma função da distância axial ao longo da seção: no início quando, recém formados, eles se apresentam curtos, eventualmente decaindo ou evoluindo ao longo da seção de teste.(Nydal et al., 1992; Ujang et al., 2006) Ujang et al. (2006) utilizaram testes estatísticos para a determinação da distribuição que melhor descreve o comportamento aleatório deste parâmetro e identificaram como sendo a distribuição *lognormal* a mais adequada para a maioria dos casos.

## 2.5 Frequência de passagem dos pistões de líquido

O número de pistões de líquido que passam na tubulação por unidade de tempo também é importante para dimensionamento de equipamentos. O inverso deste parâmetro é a frequência.

De acordo com Ujang et al. (2006), a formação dos pistões de líquido é dependente da distância axial a partir da entrada, na qual pistões curtos e de alta frequência são formados com maior intensidade. Longe o bastante da entrada, é possível atingir um comprimento estabilizado, resultando assim numa frequência média com valor praticamente independente do local da medi-

ção. A frequência apresenta uma distribuição de valores ao redor de uma média, sendo o formato da distribuição geralmente bem descrito por uma *lognormal*. (Ujang et al., 2006)

Fossa et al. (2003) e Woods and Hanratty (1996) discutiram que o comportamento da frequência torna-se praticamente independente do diâmetro quando adimensionais apropriados são utilizados. Uma correlação foi desenvolvida por Fossa et al. (2003) baseada no denominado número de *Strouhal*  $St$  e na *fração de volume de líquido*, ou o *holdup* de líquido  $\lambda_L$ :

$$St \equiv \frac{f_s D}{j_G} = \frac{a_1 \lambda_L}{1 + a_2 \lambda_L + a_3 \lambda_L^2} \quad (2.17)$$

$$\lambda_L \equiv \frac{j_L}{j_L + j_G} = \frac{j_L}{j_m} \quad (2.18)$$

onde  $a_1 = 0,044$   $a_2 = -1,71$  e  $a_3 = 0,70$ . Wang et al. (2007) confirmaram experimentalmente a boa concordância da correlação de Fossa et al. (2003) numa seção com comprimento de 133 m.

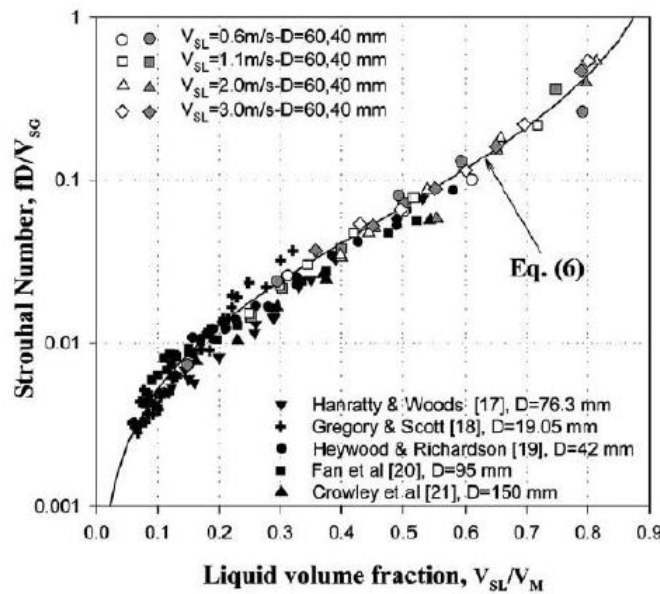


Figura 2.5: Comportamento da frequência adimensional com resultados de vários autores para diversos diâmetros.– retirado de Fossa et al. (2003)

## **Capítulo 3**

# **Montagem experimental**

Este capítulo tem o objetivo de apresentar a descrição da montagem e dos equipamentos utilizados para o desenvolvimento do trabalho experimental proposto. Primeiramente será discutida uma visão geral e, em seguida, as características detalhadas dos elementos constituintes dos principais sistemas que compõem toda a montagem.

### **3.1 Descrição geral da montagem experimental**

A seção de testes é formada basicamente por quatro conjuntos: o sistema de escoamento de ar, o sistema de escoamento da solução de água e glicerina, o o homogeneizador de fluxo e a estação de medição.

O sistema de escoamento de ar é aberto, onde o ar é obtido de um ambiente interno ao laboratório, comprimido por um compressor, encaminhado a entrada da seção de testes. Já o sistema de escoamento de fluido de trabalho é fechado: uma bomba de cavidade progressiva realiza a sucção da solução de água e glicerina de um reservatório, encaminhando o fluido para a entrada da seção de testes, onde ao final, a solução retorna para o reservatório.

---

A estação de medição era composta pelos instrumentos necessários para a detecção da passagem dos pistões de líquido e das bolhas alongadas e pela captura das imagens, os interruptores de feixe, conectados a uma placa de conversão analógico/digital. As informações fornecidas pela placa de aquisição são utilizadas para a análise estatística do escoamento intermitente no futuro, as rotinas desenvolvidas podem ser usadas também para a sincronização dos equipamentos.

A bancada de testes é constituída por uma tubulação de acrílico com diâmetro interno de 41 mm e comprimento total de aproximadamente 18 m ( $L/D \approx 440$ ). Para apoiar a tubulação e o homogeneizador de fluxo, foi utilizada uma estrutura construída a partir de perfis de alumínio *Bosch*®, com dimensões de 45x60 mm. Assim, garantindo-se uma montagem rígida e com possibilidade de ajuste do nível e altura em todas as partes da estrutura.

Para a mistura das fases foi utilizada uma entrada com formato de "Y" para a entrada de líquido e de gás.



Figura 3.1: Visão geral da seção de testes

---

## 3.2 Sistema de bombeamento da fase líquida

O sistema de bombeamento da fase líquida foi composto por uma bomba de cavidade progressiva da marca *NEMO*<sup>®</sup>, com potência de 2 CV, controlada por inversor de frequência da marca *WEG*<sup>®</sup>.

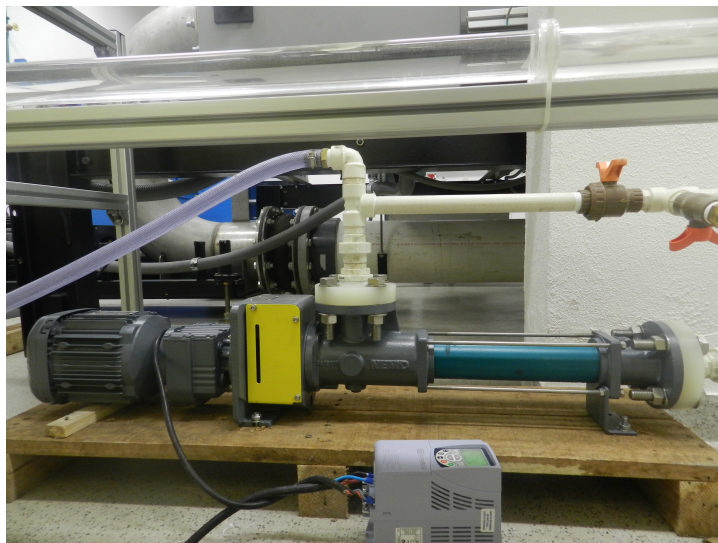


Figura 3.2: Bomba de cavidade progressiva utilizada na seção de testes.

Por ser uma bomba do tipo volumétrica, a vazão de líquido pôde ser obtida através da curva de calibração da bomba, fornecida pelo fabricante.

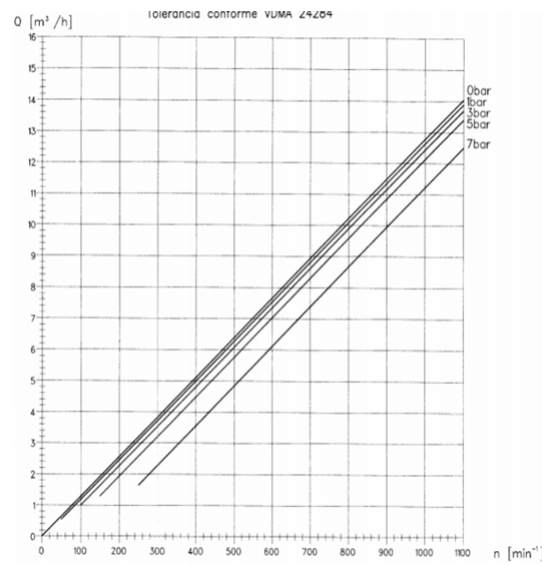


Figura 3.3: Curva de calibração da bomba fornecida pelo fabricante.

### 3.3 Sistema de escoamento de ar

O escoamento de ar foi produzido por um compressor centrífugo, de 3 CV da marca *WEG*<sup>®</sup>, controlado por um inversor de frequência da mesma marca.



Figura 3.4: Compressor centrífugo utilizado na seção de testes.

---

A vazão de ar foi obtida por um rotâmetro de ar da marca *AppliTech*<sup>®</sup>, com faixa de operação de 0,25 à 2,5  $m^3/h$ . A leitura do rotâmetro permitiu estimar as velocidades de gás e líquido. O equipamento foi fixado em um dos perfis de alumínio na parte onde apenas ar escoava.

### 3.4 Estação de medição

Cerca de 400 diâmetros após a entrada de líquido e gás, um sistema de interruptores de feixe foi utilizado para detectar a passagem de pistões de líquido. A passagem das golfadas pelos interruptores geram um sinal pré-condicionado por um circuito lógico e adquirido por um conversor analógico/digital. O sinal digital coletado pelo sistema de aquisição foi interpretado por um computador através de uma rotina desenvolvida em ambiente *LabView*<sup>®</sup>.

Ao final da seção está posicionado o homogeneizador de fluxo, reproduzido em escala laboratorial respeitando as condições de similaridade com um protótipo em escala de campo. Foram feitas tomadas de pressão na entrada e saída do homogeneizador, com a finalidade de verificar a perda de carga. Além disso, um sensor ultrassônico de nível de líquido foi fixado na tampa superior do mesmo.

#### 3.4.1 Sistema de interruptores de feixe

A uma distância de aproximadamente 400 diâmetros da entrada, foram montados os três interruptores de feixe da marca *Pasco*<sup>®</sup>. Os sensores consistem num emissor/detector fotossensível de um feixe de onda no espectro infravermelho que emite um sinal de voltagem quando o feixe é interrompido. Na ocorrência da passagem do pistão de líquido, o feixe de infravermelho emitido é interrompido e não encontra o dispositivo fotossensível receptor, gerando assim uma mudança na saída em voltagem do sensor. Este sinal, capturado por um circuito eletrônico, é interpretado pelas



---

rotinas desenvolvidas em *LabView*<sup>®</sup>. As figuras a seguir ilustram a montagem dos interruptores de feixe, separados igualmente a uma distância de  $0,3\text{ m}$ .



Figura 3.5: Posicionamento interruptores de feixe



Figura 3.6: Interruptores de feixe

Maiores detalhes sobre o funcionamento dos interruptores de feixe e sobre os procedimentos para obtenção dos parâmetros estatísticos encontram-se no capítulo 4.



---

### 3.4.2 Homogeneizador de Fluxo

O conceito do homogeneizador de escoamento que está sendo estudado foi proposto no trabalho de Fonseca (2012). Existe um equipamento disponível comercialmente que possui objetivos similares ao homogeneizador concebido pelo CENPES. O equipamento é fabricado pela empresa Framo. No entanto, não foi encontrado na literatura um estudo sobre a dinâmica do escoamento no interior do dispositivo, de modo que o seu funcionamento não é bem compreendido.

Recentemente, no trabalho de Fonseca (2015), o homogeneizador foi avaliado em condições mais próximas às de campo. Os resultados reportados em ambos os trabalhos mostraram que, de fato, o aparato é capaz de promover homogeneização do escoamento bifásico sem impor uma perda de carga significativa ao sistema. Um aparato similar ao que foi utilizado naqueles trabalhos, foi projetado na PUC-Rio para ser utilizado em escala de laboratório.

O modelo de homogeneizador estudado na PUC-Rio foi projetado e construído respeitando condições de similaridade com o protótipo testado em campo, garantindo assim a manutenção das variáveis adimensionais entre o protótipo e o modelo. Para se obter as relações de similaridade foi utilizado o método do Teorema Pi de Buckingham.

De acordo com a análise dos parâmetros adimensionais do problema, obteve-se as seguintes relações entre o protótipo e o modelo:

$$\left[ \begin{array}{l} \frac{1}{Fr_{prot}^2} = \frac{1}{Fr_{mod}^2} \\ Re_{prot} = Re_{mod} \end{array} \right] \quad (3.1)$$

Onde,  $Fr = \frac{J}{\sqrt{gD}}$  e  $Re = \frac{JD}{\nu}$ , sendo  $\nu$  a viscosidade cinemática dada por  $\nu = \frac{\mu}{\rho}$ .

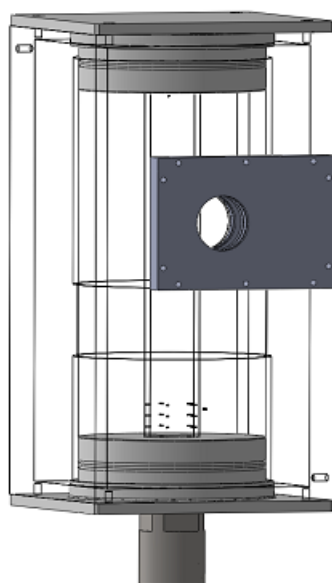


Figura 3.7: Modelo em escala laboratorial do homogeneizador de fluxo



Figura 3.8: Homogeneizador de Fluxo em atividade

### 3.4.3 Tomadas de pressão

Com a finalidade de observar a perda de carga gerada pelo homogeneizador de fluxo, tomadas de pressão foram instaladas na entrada e saída do mesmo.

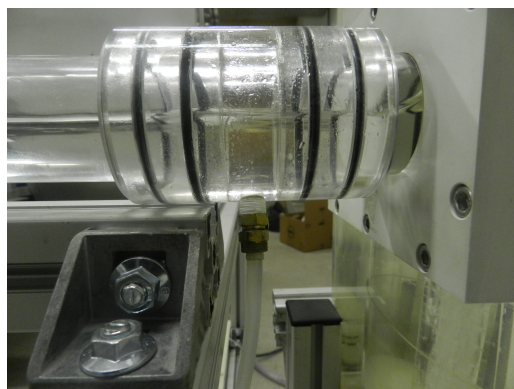


Figura 3.9: Detalhe da tomada de pressão na entrada do homogeneizador

O transdutor da marca *Validyne*<sup>®</sup>, dá uma saída de 0 a 5 V de acordo com a deformação da sua membrana interna causada pelo diferencial de pressão. O transdutor foi calibrado, tendo um manômetro como referência e segue a seguinte curva de calibração:

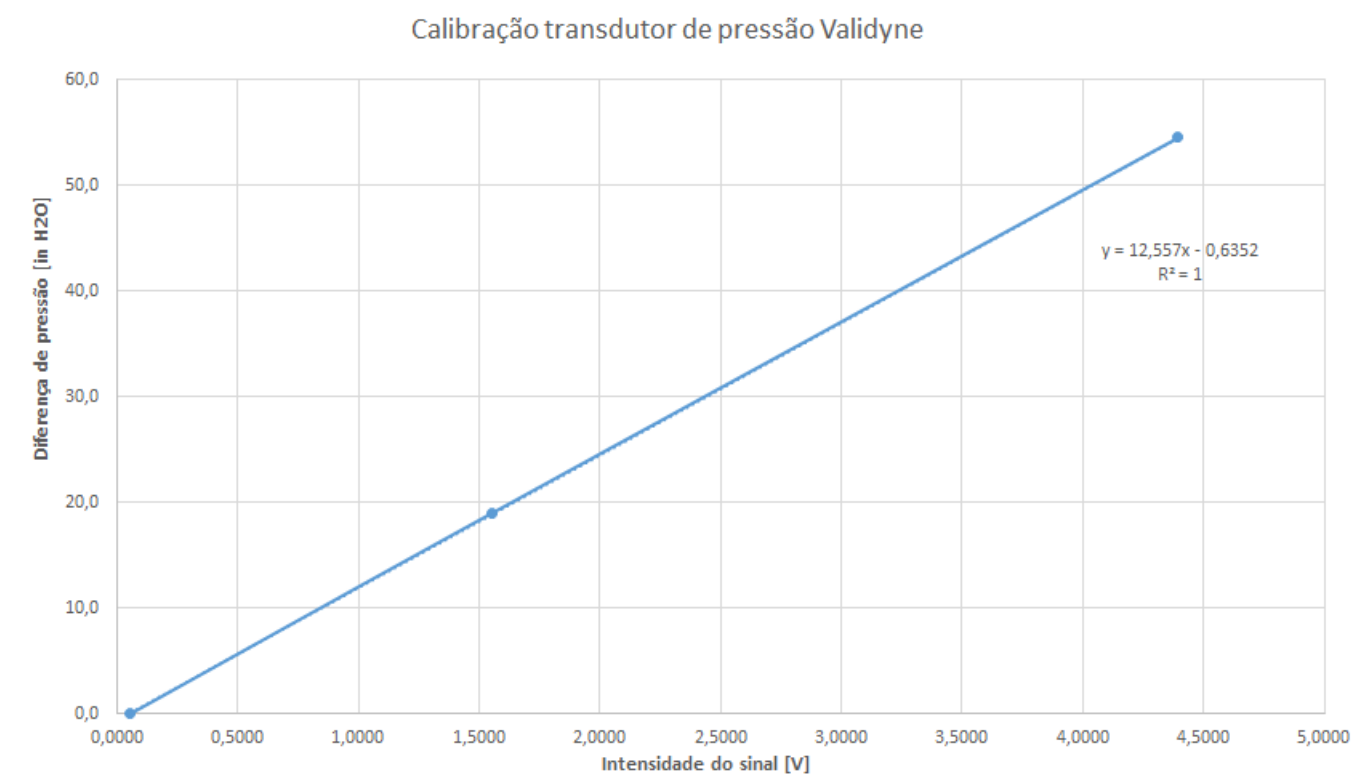


Figura 3.10: Curva de calibração transdutor de pressão

### 3.5 Nível de líquido no interior do Homogeneizador

O sensor *U-GAGE* da série *T30UXUA08* da marca *BANNER*<sup>®</sup> funciona emitindo ondas ultrassônicas e um receptor que capta as ondas refletidas ao encontrarem o nível de líquido do reservatório, no caso o homogeneizador. Este equipamento dá uma saída de 0 a 10V de acordo com os limites máximos e mínimos, configurados pelo usuário. Este valor em voltagem, é interpretado pela rotina *LabView*<sup>®</sup>. Após os limites configurados, uma curva de calibração pôde ser levantada:

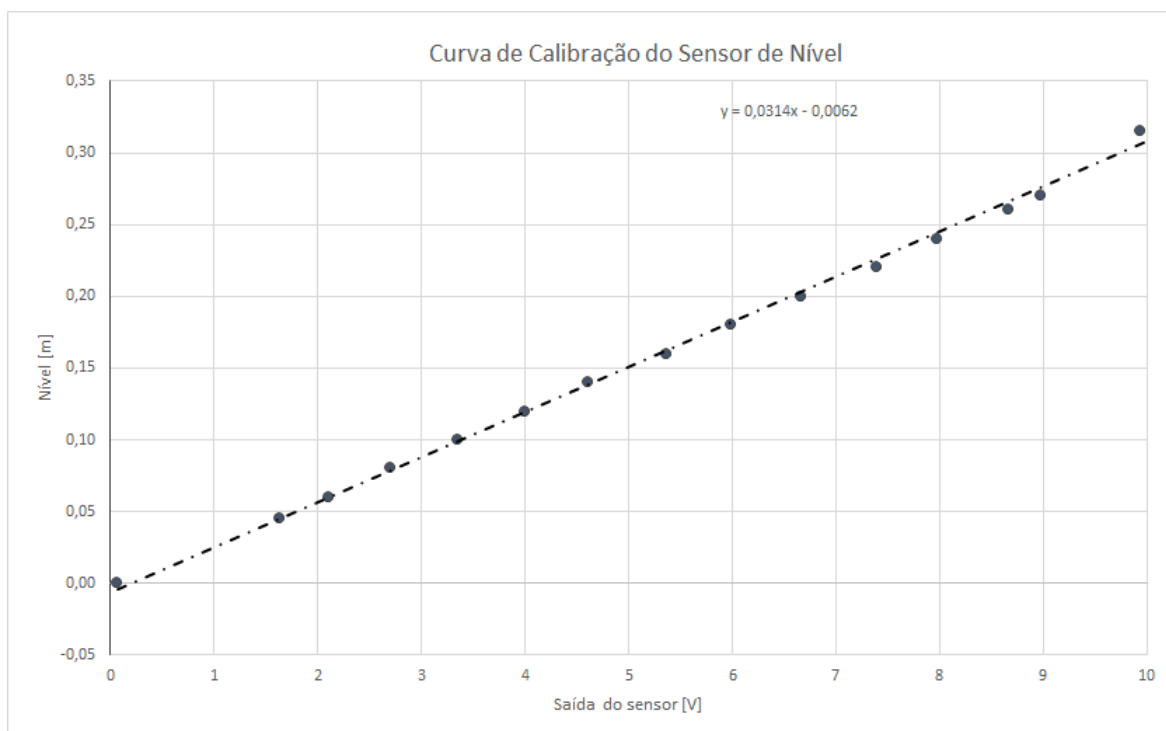


Figura 3.11: Curva de calibração sensor de nível

# Capítulo 4

## Procedimento experimental

Neste capítulo são apresentados os procedimentos de operação da seção de testes e uma explicação com mais detalhes do funcionamento dos interruptores de feixe, juntamente com a descrição da metodologia utilizada para a extração das informações estatísticas do escoamento com o processamento dos sinais destes sensores.

### 4.1 Operação da seção de testes

A operação da seção de testes começa pela verificação e configuração do transdutor de pressão para garantir que o mesmo esteja marcando 0 Pa. Para isso, há uma válvula que permite curto circuitar as entradas do medidor fazendo com que a pressão exercida nos dois lados do medidor de pressão seja igual. Em seguida, liga-se o inversor de frequência de gás e líquido e através deles controla-se a vazão até o limite desejado para o teste. Com as vazões de ar e líquido ajustadas, espera-se cerca de 20 a 30 minutos antes da realização de medidas. Esse tempo é necessário para a estabilização do sistema. Assim, minimiza-se os possíveis efeitos transientes provenientes da ligação dos equipamentos.

Realizado o procedimento de inicialização da seção de testes, a rotina *LabView*<sup>®</sup> é acionada para realizar as medições e gerar gráficos para que os parâmetros fossem monitorados.

## 4.2 Sistema de interruptores de feixe

Foi utilizado um sistema de interruptores de feixe para extrair informações estatísticas de diferentes parâmetro importantes para a caracterização do escoamento bifásico intermitente. Os interruptores consistem, basicamente, de um conjunto emissor/detector fotossensível de feixe de luz no espectro infravermelho, que emitem um sinal quando o feixe é interrompido pela passagem do pistão de líquido. A Figura 4.1 ilustra esquematicamente a montagem em sequência dos três sensores utilizados.

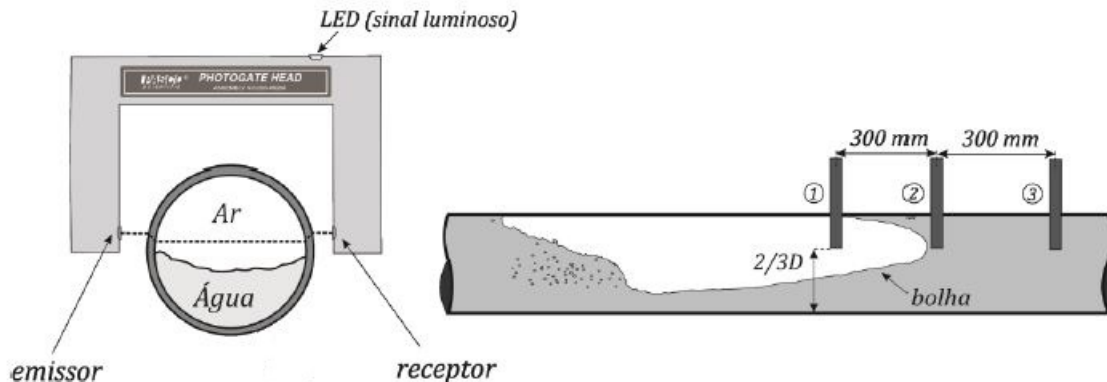


Figura 4.1: Desenho esquemático da montagem do sistema de interruptores de feixe.

Detectar a passagem do pistão de líquido é possível devido a interrupção do feixe quando o mesmo passa. A tensão de saída de cada sensor mantinha seu valor lógico enquanto o feixe estivesse interrompido. Um circuito do tipo "*OU exclusivo (exclusive OR)*" foi utilizado nos sinais dos sensores 1 e 2 com o objetivo de criar um pulso característico cada vez que uma frente da bolha alongada estivesse entre os sensores. Conhecendo a distância entre os sensores e medindo o

intervalo de tempo de duração deste pulso, é possível então obter a velocidade da frente da bolha alongada. A largura do pulso é medida via *hardware* no contador da placa de aquisição a uma taxa de 20 *MHz* garantindo uma alta precisão na medida. O terceiro sensor, tem a função de gatilho (*trigger*) para que já em posse do valor medido da velocidade e da distância entre os sensores, a rotina *LabView*® pudesse calcular o tamanho do pistão de líquido.

A maior dificuldade na utilização deste método se deve a presença de bolhas dispersas no escoamento. Algumas destas permitem a passagem momentânea do feixe de luz, ocasionando medições equivocadas de velocidade da frente da bolha alongada. A Figura 4.2 ilustra de forma esquemática as consequências distintas deste problema em relação ao sinal de saída.

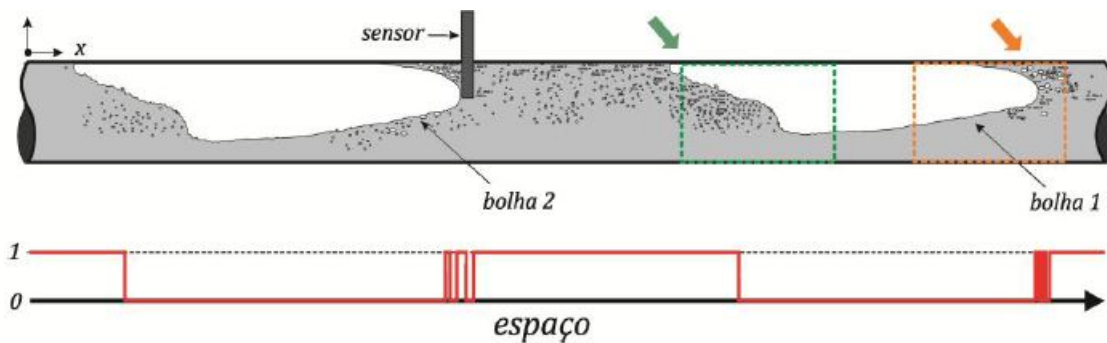


Figura 4.2: Pulso característico do sensor na região da bolha alongada e do pistão de líquido: na vizinhança da frente da bolha, o pulso apresenta picos de alta frequência devido a quantidade variada de tamanhos de bolhas dispersas de ar.

Para minimizar o ruído gerado pelas bolhas dispersas sobre a medida de quantidades físicas, um filtro digital e um eletrônico foram projetados. Através da rotina de controle, criou-se, um critério de seleção de dados válidos, no qual pistões de líquido com comprimento menores ou iguais a 3 diâmetros eram descartados. A nível eletrônico, foi projetado um filtro passa-baixa para remover altas frequências do sinal.



---

### 4.3 Cálculo dos Parâmetros de interesse

Os parâmetros de interesse neste trabalho foram a medida da distribuição estatística da velocidade da frente da bolha, do comprimento do pistões de líquido e a frequência de passagem dos pistões.

Conforme descrito na seção anterior, foram utilizados três sensores. Nos dois primeiros foi aplicada a poeração lógica "*OU exclusiva*" (*XOR*) e a largura do pulso resultante, denotada por  $\Delta_{t_1}$ , foi medida. Em posse da distância  $\Delta_{d_{sensor}}$  entre os sensores 1 e 2, e o intervalo de tempo  $\Delta_{d_{sensor}}$ , a velocidade da frente da bolha pôde ser calculada:

$$u_B = \frac{\Delta_{d_{sensor}}}{\Delta_{t_1}} \quad (4.1)$$

Após a passagem pelos sensores 1 e 2, o pistão de líquido passa pelo sensor 3, que mede o intervalo de tempo  $\Delta_{t_2}$ , em que o feixe fica interrompido. Como  $\Delta_{t_2}$  é substancialmente maior do que  $\Delta_{t_1}$  a contagem do intervalo é feita via *software*. De posse do intervalo de tempo  $\Delta_{t_2}$  e da velocidade  $u_B$ , determina-se o comprimento do pistão de líquido como sendo:

$$L_S = u_B \Delta_{t_2} \quad (4.2)$$

A rotina construída permite, através dos contadores, reconhecer o tempo entre eventos consecutivos e assim medir o tempo de passagem de uma célula unitária. Este tempo, denotado por  $\Delta_{t_3}$ , está relacionado com a frequência de passagem da célula unitária:

$$f_S = 1/\Delta_{t_3} \quad (4.3)$$

A partir dos valores de intervalo de tempo  $\Delta_{t_2}$ , relativo ao pistão de líquido, e  $\Delta_{t_3}$ , relativo a célula

unitária é possível extrair o comprimento da bolha alongada como sendo a diferença entre esses intervalos vezes a velocidade da mesma:

$$L_B = u_B \Delta t_3 - \Delta t_2 \quad (4.4)$$

A figura a seguir mostra esquematicamente os detalhes dos pulsos obtidos pelos sensores.

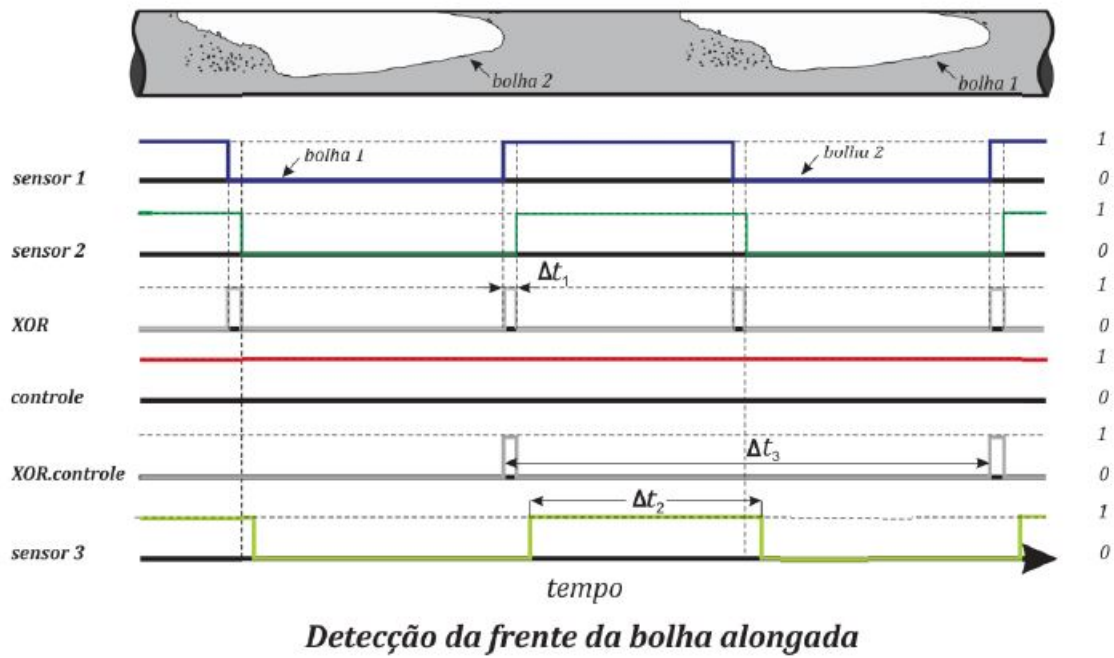


Figura 4.3: Pulsos característicos dos sensores na detecção da passagem a frente da bolha alongada

## Capítulo 5

### Resultados

Neste capítulo, os resultados experimentais para o escoamento intermitente horizontal gás-líquido são apresentados. Os mesmos foram obtidos através das técnicas descritas nos capítulos anteriores. É feita uma comparação dos parâmetros estatísticos importantes do escoamento intermitente com dados disponíveis na literatura. Com esta análise, espera-se validar os dados obtidos e comprovar que os resultados são representativos da dinâmica do escoamento e, portanto, independentes de influências significativas da montagem do experimento ou da técnica proposta.

## 5.1 Matriz de testes

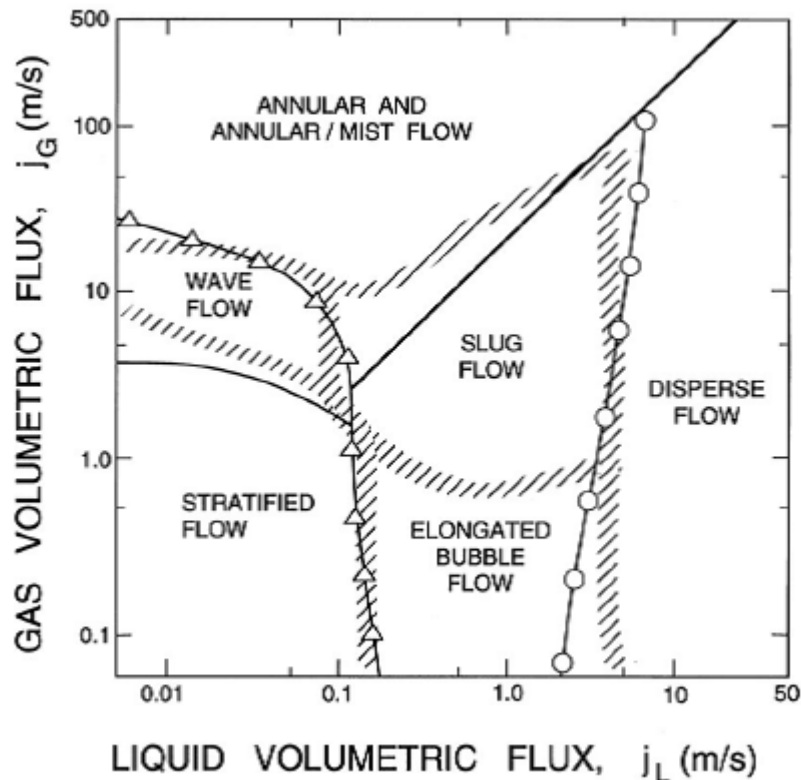


Figura 5.1: Mapa de padrão de escoamento horizontal ar-água para tubulação com 25 mm de diâmetro interno a 25°C e 1 bar (Extraído de Mandhane et al. (1974)). A linha contínua delimita as transições a partir de observações experimentais e as regiões hachuradas representam previsões teóricas.

Com base no mapa empírico de Mandhane et al. (1974), foram selecionados os parâmetros de escoamento nos regimes cobertos por este presente trabalho, com o objetivo de investigar o escoamento intermitente próximo a zona de transição do regime de "bolha alongada" para o regime de "golfada".

Foram analisadas três velocidades superficiais de líquido e três velocidades superficiais de gás.

Em todos os casos foram utilizados uma solução em glicerina e ar como fluidos de trabalho, numa tubulação horizontal com diâmetro interno de 41 mm. Nos regimes investigados,

os números de *Reynolds* estavam sempre acima de 2300, que de acordo com Hurlburt and Hanratty (2002) configura regime turbulento. Combinando as velocidades superficiais escolhidas eo diâmetro interno utilizado, o número de *Froude* do escoamento variou em torno de 1, 17.

Tabela 5.1: Matriz de testes

Teste	$j_L$ (m/s)	$j_G$ (m/s)	$j_m$ (m/s)	$Re_m$	$Fr_m$
1	0,4418	0,2946	0,7364	6369,705	1,161
2	0,526	0,2314	0,7574	6551,350	1,194
3	0,5891	0,1473	0,7364	6369,705	1,161

A tabela a seguir apresenta as propriedades da solução em glicerina e do ar utilizadas.

Tabela 5.2: Propriedades da solução em glicerina e do ar utilizadas

Propriedade	Unidades	Valor
Massa específica do ar	(kg/m <sup>3</sup> )	1,2
Viscosidade do ar	(kg/ms)	1,8x10 <sup>-5</sup>
Massa específica da solução	(kg/m <sup>3</sup> )	1126
Viscosidade da solução	(kg/ms)	0,00533724

A caracterização da solução foi feita no Laboratório de Caracterização de Fluidos da PUC-Rio.

## 5.2 Comprimento do pistão de líquido

A distribuição do comprimento dos pistões de líquido típica para este tipo de medida, segundo (Nydal et al., 1992), é a distribuição *lognormal*. Para testar esta conjectura, a distribuição do comprimento do pistão foi analisada para cada caso.

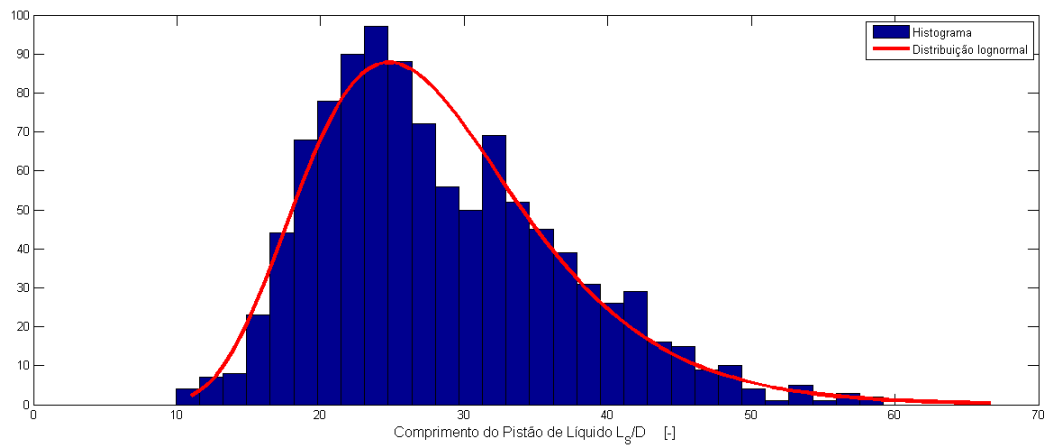


Figura 5.2: "Ajuste" *lognormal* para  $j_L = 0,4418$  e  $j_G = 0,2946$

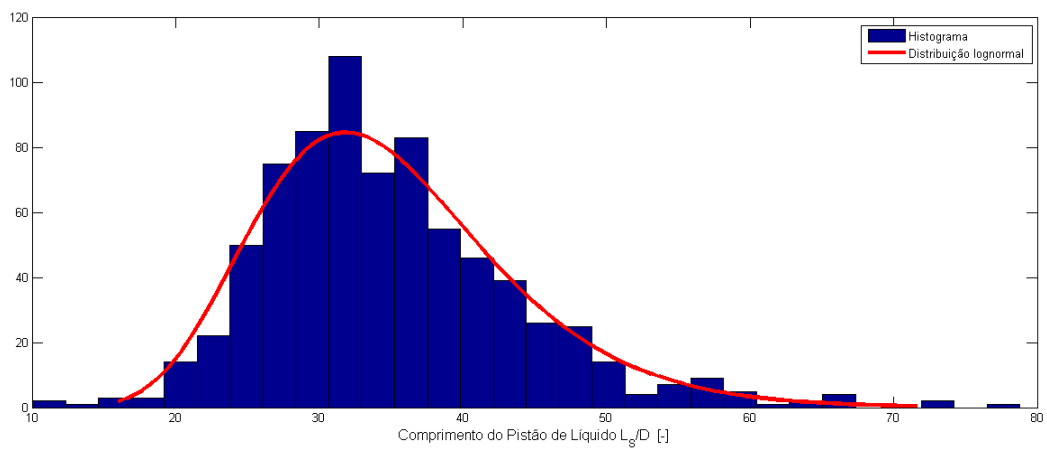


Figura 5.3: "Ajuste" *lognormal* para  $j_L = 0,526$  e  $j_G = 0,2314$

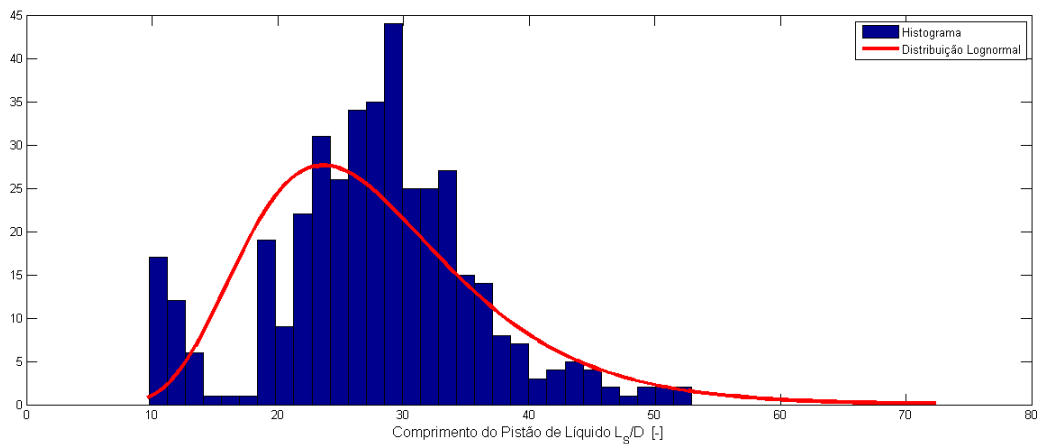


Figura 5.4: "Ajuste" *lognormal* para  $j_L = 0,5891$  e  $j_G = 0,1473$

Como ilustrado nas figuras acima, o comportamento da população de comprimento de pistões de líquido é razoavelmente bem representada por uma distribuição *lognormal*.

### 5.3 Frequência da passagem dos pistões de líquido

Segundo Ujang et al. (2006), a distribuição lognormal também é a mais adequada na descrição da distribuição de frequências de passagem dos pistões. Esta característica também foi observada no presente trabalho, como podemos ver a seguir.

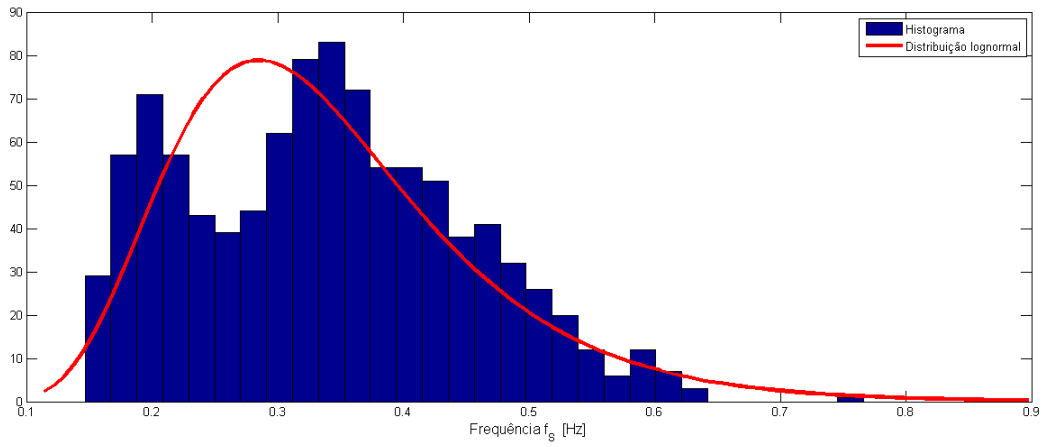


Figura 5.5: Distribuição da frequência de passagem dos pistões para  $j_L = 0,4418$  e  $j_G = 0,2946$

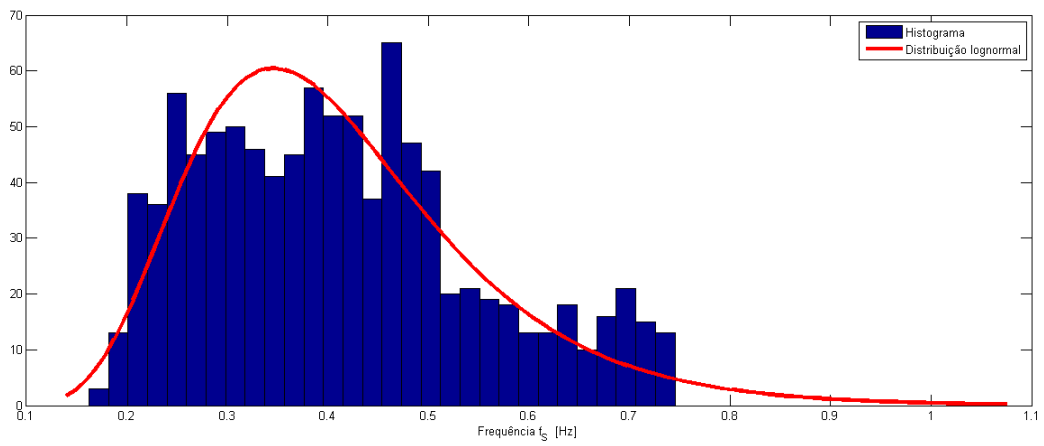


Figura 5.6: Distribuição da frequência de passagem dos pistões para  $j_L = 0,526$  e  $j_G = 0,2314$



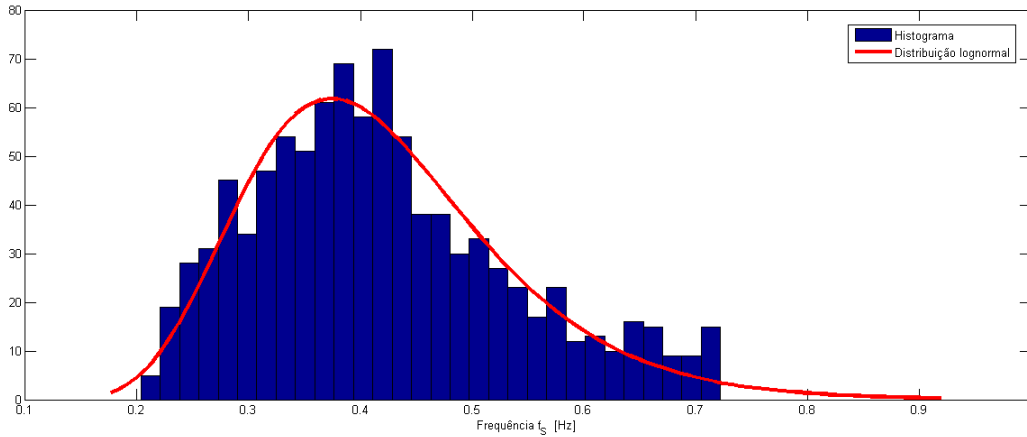


Figura 5.7: Distribuição da frequência de passagem dos pistões para  $j_L = 0,5891$  e  $j_G = 0,1473$

Fossa et al. (2003) e Woods and Hanratty (1996) sugeriram que o comportamento da frequência torna-se praticamente independente do diâmetro quando adimensionais apropriados são utilizados. No trabalho de Fossa et al. (2003) uma correlação baseada no denominado número de *Strouhal* ( $St$ ) e na fração de volume de líquido ( $\lambda_L$ ) foi desenvolvida (ver Cap. 2). Os resultados de Wang et al. (2007) apresentaram boa concordância com a correlação de Fossa et al. (2003).

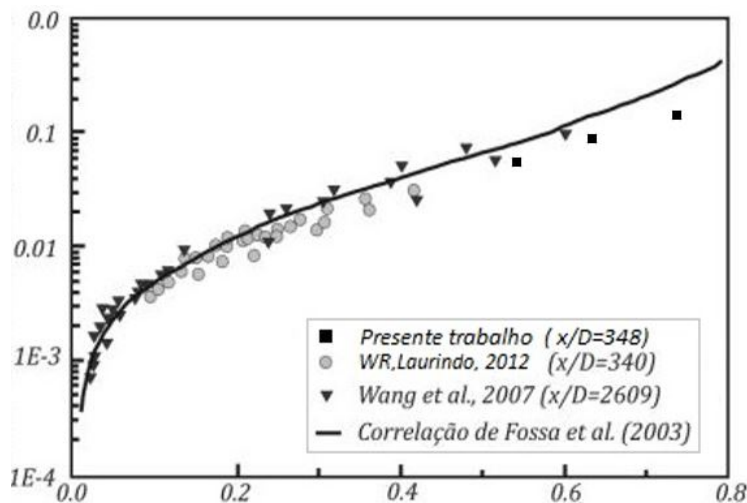


Figura 5.8: Comportamento do número de Strouhal com a variação da fração de volume de líquido (adaptado de Wang et al. (2007))

Pode-se notar uma boa concordância entre os trabalhos. Isso reforça a validação da ban-

---

cada de testes utilizada neste presente trabalho.

## 5.4 Velocidade de translação da frente da bolha

A velocidade média de translação da frente da bolha alongada  $u_B$  está correlacionada com a velocidade da mistura  $j_m$ , como visto na revisão bibliográfica. Os gráficos abaixo apresentam os resultados experimentais obtidos no presente trabalho, juntamente com uma reta que representa a correlação  $u_B = 1,2j_m$ . (Bendiksen, 1984)

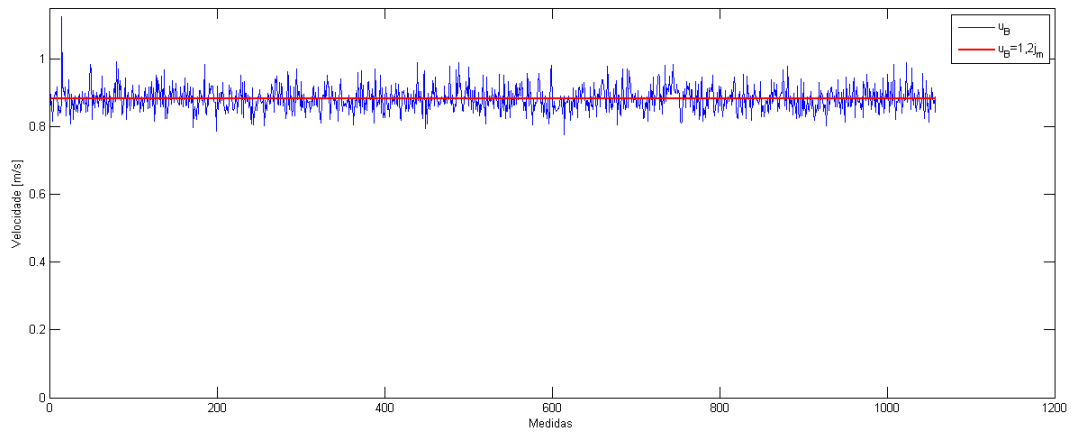


Figura 5.9: Comportamento da velocidade da frente da bolha em relação ao teste 1

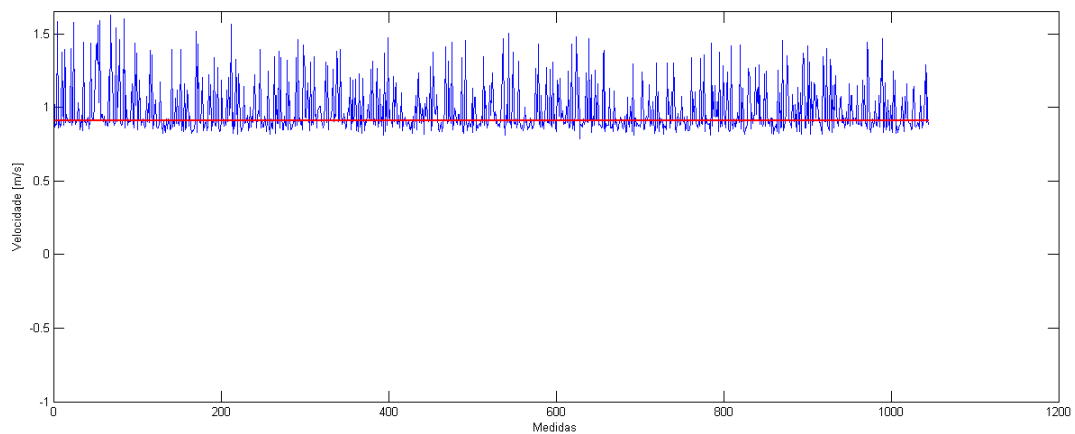


Figura 5.10: Comportamento da velocidade da frente da bolha em relação ao teste 2

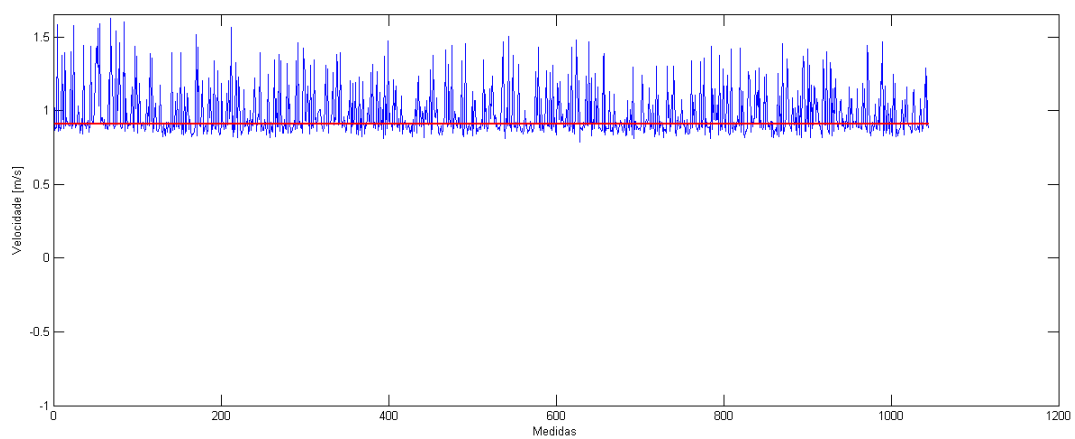


Figura 5.11: Comportamento da velocidade da frente da bolha em relação ao teste 3

## Capítulo 6

### Conclusões

O escoamento intermitente foi analisado sobre diversos aspectos, ao longo deste trabalho, iniciando-se por uma avaliação de parâmetros estatísticos característicos importantes através da utilização do sistema de interruptores de feixe.

A avaliação da distribuição do comprimento dos pistões de líquido confirmou que a distribuição *lognormal* é adequada na descrição do comportamento aleatório deste parâmetro, em acordo com as afirmações de Nydal et al. (1992) e Ujang et al. (2006).

Quanto a frequência de passagem dos pistões, novamente a distribuição *lognormal* demonstrou-se adequada. A correlação de Fossa et al. (2003) para o ajuste da frequência adimensional, demonstrou-se adequada quando comparada aos resultados obtidos.

A velocidade média da frente da bolha alongada foi investigada através do sistema de interruptores de feixe, que provou ser eficiente quanto a esta medição.

Desta forma, pode-se considerar a seção e os métodos de medição utilizados, validados para serem utilizados em trabalhos futuros.

# Capítulo 7

## Referências Bibliográficas

- Andreussi, P., Bendiksen, K., and Nydal, O. (1993). Void distribution in slug flow. *International journal of multiphase flow*, 19(5):817–828.
- Barnea, D. and Brauner, N. (1985). Holdup of the liquid slug in two phase intermittent flow. *International Journal of Multiphase Flow*, 11(1):43–49.
- Bendiksen, K. H. (1984). An experimental investigation of the motion of long bubbles in inclined tubes. *International journal of multiphase flow*, 10(4):467–483.
- Boure, J. and Delhay, J. (1982). General equations and two-phase flow modeling.
- Cook, M. and Behnia, M. (2000). Slug length prediction in near horizontal gas–liquid intermittent flow. *Chemical Engineering Science*, 55(11):2009–2018.
- Dukler, A. E. and Hubbard, M. G. (1975). A model for gas-liquid slug flow in horizontal and near horizontal tubes. *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals*, 14(4):337–347.
- Farias, P. S. C. d. (2010). *Método óptico para caracterização do filme líquido em escoamento horizontal bifásico anular*. PhD thesis, PUC-Rio.

- 
- Fonseca (2012). Avaliação experimental do comportamento do escoamento intermitente no skid-bcss. *V Seminário de Elevação Artificial e Escoamento Petrobras*.
- Fonseca (2015). Avaliação experimental do comportamento do escoamento intermitente no skid-bcss – fase ii – ensaios no neat. ct tee 101/15. cenpes/pdep/tee. *V Seminário de Elevação Artificial e Escoamento Petrobras*.
- Fossa, M., Guglielmini, G., and Marchitto, A. (2003). Intermittent flow parameters from void fraction analysis. *Flow Measurement and instrumentation*, 14(4):161–168.
- Ghajar, A. J. and Tang, C. C. (2009). Advances in void fraction, flow pattern maps and non-boiling heat transfer two-phase flow in pipes with various inclinations. *Advances in Multiphase Flow and Heat Transfer*, 1:1–52.
- Grenier, P. (1997). *Evolution des longueurs de bouchons en écoulement intermittent horizontal*. PhD thesis.
- Hewitt, G. F. (1982). Flow regimes. *Handbook of multiphase systems*.
- Hurlburt, E. and Hanratty, T. (2002). Prediction of the transition from stratified to slug and plug flow for long pipes. *International journal of multiphase flow*, 28(5):707–729.
- Mandhane, J., Gregory, G., and Aziz, K. (1974). A flow pattern map for gas—liquid flow in horizontal pipes. *International Journal of Multiphase Flow*, 1(4):537–553.
- Nydal, O., Pintus, S., and Andreussi, P. (1992). Statistical characterization of slug flow in horizontal pipes. *International Journal of Multiphase Flow*, 18(3):439–453.
- Reinecke, N., Petritsch, G., Schmitz, D., and Mewes, D. (1998). Tomographic measurement

---

techniques—visualization of multiphase flows. *Chemical engineering & technology*, 21(1):7–18.

Taitel, Y. and Barnea, D. (1990). Two-phase slug flow. *Adv. Heat Transfer*, 20:83–132.

Ujang, P. M., Lawrence, C. J., Hale, C. P., and Hewitt, G. F. (2006). Slug initiation and evolution in two-phase horizontal flow. *International Journal of Multiphase Flow*, 32(5):527–552.

Wallis, G. B. (1969). One-dimensional two-phase flow.

Wang, X., Guo, L., and Zhang, X. (2007). An experimental study of the statistical parameters of gas–liquid two-phase slug flow in horizontal pipeline. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 50(11):2439–2443.

Woods, B. and Hanratty, T. (1996). Relation of slug stability to shedding rate. *International journal of multiphase flow*, 22(5):809–828.

Woods, B. D., Fan, Z., and Hanratty, T. J. (2006). Frequency and development of slugs in a horizontal pipe at large liquid flows. *International Journal of Multiphase Flow*, 32(8):902–925.