

## **Estudo num escoamento tipo Slug Flow bifásico ar-água**

**Samuel dos Santos Araujo**

Orientadores:

**Doutor Luís Frólén Ribeiro**

**Doutor Valdemar Garcia**

**Doutor Nestor Proenza**

**Bragança**

**2020**

## **Estudo num escoamento tipo Slug Flow bifásico ar-água**

**Samuel dos Santos Araujo**

Relatório final da Unidade Curricular de Dissertação/Estágio/Projeto apresentado à

**Mestrado em Engenharia Industrial – Ramo Engenharia Mecânica**

**Escola Superior de Tecnologia e Gestão**

**Instituto Politécnico de Bragança**

Para obtenção do grau de mestre em

**Engenharia Industrial – Ramo Engenharia Mecânica**

**No âmbito da dupla diplomação com o CEFET/RJ**

Orientadores:

**Doutor Luís Frólén Ribeiro**

**Doutor Valdemar Garcia**

**Doutor Nestor Proenza**

**Bragança**

**2020**



## Agradecimentos

Primeiramente gostaria de agradecer a Deus por sempre abençoar a minha vida. À minha família pelo apoio incondicional, por acreditar no meu potencial e sempre me estimular a não desistir dos meus objetivos.

Agradeço ao meu orientador, Professor Doutor Luis Frólén Ribeiro e ao meu co-orientador Professor Doutor Valdemar Garcia do Instituto Politécnico de Bragança, pelo conhecimento transmitido, desde os ensinamentos de escoamento de fluidos bifásicos, até na escrita desta dissertação, por sempre se mostrarem dispostos a ajudar em todas as etapas do trabalho. Agradeço ao meu co-orientador Professor Doutor Nestor Proenza Pérez do Centro Federal de Educação Tecnológica Celso Suckow da Fonseca – campus Angra dos Reis, pelos ensinamentos de mecânica dos fluidos e por se disponibilizar na orientação desse trabalho.

Agradeço também aos técnicos do Laboratório de Geotecnia, João Pires e Otávio Pereira, pelas dicas no manuseio do aparato experimental e suporte dos equipamentos necessários. Agradeço aos técnicos Jorge Paulo e Abílio do Laboratório de Tecnologia Mecânica, pela ajuda na fabricação do mecanismo de quatro barras e manuseio das máquinas de Usinagem. Agradeço imensamente aos meus amigos, em especial, ao meu companheiro de laboratório Gláucio Kenji Matoba, por todo conhecimento transmitido, pela paciência em ensinar, pelo auxílio no manuseio da instalação experimental e ao Renan pela ajuda na utilização do *software Matlab*.

Agradeço ao Instituto Politécnico de Bragança e ao Centro Federal de Educação Tecnológica do Rio de Janeiro, por proporcionar o programa de dupla diplomação.

Por fim, minha eterna gratidão aos meus amigos do IPB e do CEFET, especialmente aos que moraram comigo o Filipe Soares, Glauco Nobrega, Eduardo Marques que ajudaram desde o começo do programa de dupla titulação.

## Resumo

O presente trabalho apresenta um estudo experimental e numérico de um escoamento bifásico, gás-líquido, no padrão *slug flow*. Este padrão é caracterizado por uma sucessão de bolhas alongadas seguidas de pistões de líquido que não ocorrem com tamanhos e periodicidade definidos devido à interação entre as fases que se comportam de maneira intermitente.

Neste trabalho, estudou-se mais precisamente a fração de vazio ou retenção de gás no sistema ar-água em regime *Slug Flow* e em modo co-corrente ascendente e vertical. O estudo experimental foi realizado por dois métodos: *fecho síncrono de válvulas* e *relação de Zuber/Nicklin*. A tubagem de acrílico utilizada possui um diâmetro interno de  $0,032m$  e um comprimento de  $3,56m$ . Realizaram-se 30 testes experimentais e numéricos, à temperatura ambiente de  $19,5^{\circ}C$ , correspondentes a 6 velocidades superficiais de líquido variando entre  $2,1 \times 10^{-2}$  e  $55 \times 10^{-2} m/s$  e 5 velocidades superficiais de gás variando entre  $25 \times 10^{-2}$  e  $43 \times 10^{-2} m/s$ . Realizou-se também o projeto de adaptação e montagem de um mecanismo na instalação experimental para obter a fração de vazio através do fecho rápido e síncrono de válvulas.

O modelo numérico usado é baseado no modelo de mistura e foi implementado no *software Matlab*, tendo-se efetuado as simulações com as mesmas condições experimentais, para comparar os resultados. Nas condições ensaiadas obtiveram-se frações de vazio a variar entre 23,55% e 62,68%. A comparação entre os resultados numéricos e experimentais da fração de vazio apresentou uma incerteza inferior a 15% para os métodos do *fecho síncrono de válvulas* e a *relação de Zuber/Nicklin*, sendo a incerteza média de 6,69% para o fecho síncrono de válvulas e de 3,68% para a *relação de Zuber/Nicklin*. Os resultados obtidos mostram que o modelo de mistura é adequado na previsão da fração de vazio. São apresentadas curvas de densidade de probabilidade para as distribuições da fração de vazio pelo método do *fecho síncrono das válvulas*, mostrando a variabilidade na retenção de gás para as diferentes velocidades superficiais de gás e líquido.

**Palavras-chave:** Escoamento bifásico ar-água, *slug flow*, fração de vazio, modelo de mistura, mecanismo de fecho síncrono de válvulas.

## Abstract

The being work show an experimental and numerical study of a two-phase flow, gas-liquid, in the slug flow pattern. This pattern is characterized by a succession of elongated bubbles followed by liquid that don't occur with defined sizes and periodicity due to the interaction between the phases that behave intermittently.

In this work, it was studied more precisely the void fraction or gas retention in the air-water system in the Slug Flow regime in an upward and vertical co-current mode. The experimental study was carried out by two methods: *quick-closing valves method* and *Zuber/Nicklin relation*. The acrylic pipe used has an inner diameter of 0.032m and a length of 3,56m. 30 experimental and numerical tests were carried out, at room temperature of 19.5 °C, with 6 superficial liquid velocities from  $2,1 \times 10^{-2}$  to  $55 \times 10^{-2} \text{ m/s}$  with 5 superficial gas velocities ranging from  $25 \times 10^{-2}$  to  $43 \times 10^{-2} \text{ m/s}$ . A project was also carried out to adapt and assemble a mechanism in the experimental installation to obtain the void fraction through *quick-closing valves method*. The numerical model that is based on the mixture model, implement in *Matlab software*, were carried out simulations for the same experimental conditions to compare the results. Under the conditions tested, voids fractions between 23.55% and 62.68% were obtained. The comparison between the numerical and experimental results of the void fraction showed an uncertainty of less than 15% for both experimental methods, with an average uncertainty of 6.69% for the *quick-closing valves method* and 3.68% *Zuber/Nicklin relation*. The results obtained showed that the mixture model is adequate to predict the void fraction. Probability density curves are presented for the void fraction distributions by the *quick-closing valves method*, showing the variability in gas retention for the different superficial velocities of gas and liquid.

**Keywords:** Biphasic air-water flow, *slug flow*, void fraction, mixing model, quick-closing valves mechanism.

# Índice

<b>1- Introdução.....</b>	<b>1</b>
1.1 Aplicações do Escoamento Bifásicos .....	1
1.2 Estrutura do Trabalho .....	2
<b>2 - Fundamentação Teórica .....</b>	<b>4</b>
2.1 Velocidade de Subida do Slug.....	5
2.2 Fração de Vazio .....	6
2.3 Escoamento Bifásicos.....	7
2.4 Padrões de Escoamentos.....	7
2.5 Mapa dos padrões de escoamento. ....	10
2.6 Método de análise.....	11
2.7 Método das Secantes. ....	12
2.8 Método do Runge-Kutta de 4ª Ordem. ....	12
2.9 Método Runge Kutta de 4ª ordem Implícito.....	14
2.10 Definição dos parâmetros relacionados ao escoamento bifásico.....	14
2.11 Definição dos parâmetros relacionados ao regime de escoamento <i>Slug</i> .....	17
<b>3. Materiais e Métodos .....</b>	<b>20</b>
3.1 Instalação e Procedimento Experimental .....	20
3.2 Mecanismo para o fecho síncrono das válvulas .....	24
3.2.1 Condição de Grashof .....	25
3.2.2 Dimensionamento do mecanismo (Solidworks).....	27
3.3 Fração de vazio experimental. ....	31
3.3.1 Método do fecho rápido e síncrono das válvulas. ....	31
3.3.2 Método da Relação de <i>Zuber/Nicklin</i> . ....	31
3.4 Distribuição estática da fração de vazio experimental (Distribuição Normal).....	32
3.5 Procedimento Numérico .....	34
3.5.1 Modelo de Mistura .....	34
3.5.2 Padrão de Escoamento.....	37
3.5.3 Fração de Vazio. ....	39
3.5.4 Modelo de Força de Atrito.....	42
3.5.5 Solução do Modelo de Mistura.....	44
3.6 Códigos computacionais do modelo.....	45
3.6.1 - Código para determinação da fração de vazio $\alpha$ e a força de atrito $TW$ para o escoamento <i>slug flow</i> .....	46

3.6.2 - Código para determinação dos comprimentos do pistão de líquido $LS$ e do filme de líquido $LF$ , e das forças de atrito na parede por unidade de volume da bolha alongada $TWC$ e do filme de líquido $TWF$ .....	47
<b>4 - Resultados e discussões.....</b>	<b>51</b>
4.1 Mapa de Padrões de Escoamento.....	51
4.2 Fração de vazio.....	52
4.3 Comparação dos dois Métodos.....	54
<b>5 - Conclusões e Trabalhos Futuros.....</b>	<b>60</b>
5.1 - Conclusões.....	60
5.2 -Trabalhos Futuros.....	61
<b>Referências.....</b>	<b>62</b>

## Lista de Figuras

<b>Figura 2. 1:</b> Representação dos quatro principais padrões de escoamento gás-líquido vertical ascendente (Taitel et al; 1980), adaptado. ....	8
<b>Figura 2. 2:</b> Escoamento vertical ascendente no regime slug flow. ....	9
<b>Figura 2. 3:</b> Mapa dos padrões de escoamento ar-água ascendente vertical para uma tubagem de 50mm de diâmetro. (Taitel et al. 1980).....	11
<b>Figura 2. 4:</b> Representação gráfica do método da secante.....	12
<b>Figura 2. 5:</b> Representação gráfica das estimativas de inclinação do método RK de quarta ordem. ....	13
<b>Figura 2. 6:</b> Representação esquemática do escoamento em regime Slug Flow e seus parâmetros em colunas verticais.....	17
<b>Figura 3. 1:</b> Representação esquemática da instalação experimental.....	20
<b>Figura 3.2:</b> Visão global do aparato experimental.....	21
<b>Figura 3.3:</b> (a) Rotâmetro de água R3, (b) Rotâmetro de água R2, (c) Rotâmetro de água R3. ....	22
<b>Figura 3.4:</b> (a) Rotâmetro de ar (R4), (b) Reservatório de Segurança. ....	23
<b>Figura 3.5:</b> Mecanismo de quatro barras. ....	25
<b>Figura 3.6:</b> Mecanismo quatro barras paralelogramo ou dupla manivela em sua posição colinear. ....	26
<b>Figura 3.7:</b> Ângulo de transmissão mecanismo quatro barras.....	26
<b>Figura 3.8:</b> Ângulo de Transmissão mínimo e máximo. ....	27
<b>Figura 3.9:</b> Mecanismo de fecho síncrono das válvulas Solidworks.....	28
<b>Figura 3.10:</b> Alavanca do mecanismo. ....	29
<b>Figura 3.11:</b> Movimento do mecanismo para o fecho síncrono das válvulas. ....	29
<b>Figura 3. 12:</b> Funcionamento do mecanismo instalado (a) válvulas abertas (b) posição a meio das válvulas (c) válvulas fechadas.....	30
<b>Figura 3.13:</b> Gráfico curva normal. ....	32
<b>Figura 3.14:</b> Curvas normais com variação da média e desvio padrão. ....	33
<b>Figura 3.15:</b> Mapa dos padrões de escoamento ar-água ascendente vertical para uma tubagem de 50mm de diâmetro. (Taitel et al. 1980), adaptado. ....	38
<b>Figura 3.16:</b> Fluxograma da solução do modelo de mistura para o regime de escoamento golfadas.....	44
<b>Figura 4. 1:</b> Mapa dos padrões de escoamento ar-água vertical ascendente em uma tubagem com 32 mm de diâmetro e localização dos pontos experimentais.....	51
<b>Figura 4.2:</b> Padrões de escoamento obtidos na instalação experimental, para um escoamento ar-água ascendente vertical. (a)Bolhas - Bubble Flow, (b)Golfadas – Slug Flow, (c)Esfarrapado – Churn flow e (d)Anular – Annular flow.....	52
<b>Figura 4.3:</b> Distribuições das frações de vazio obtidos pelo método do fecho síncrono das válvulas (a) $JL = 0,021 m/s$ (b) $JL = 0,012 m/s$ (c) $JL = 0,16 m/s$ (d) $JL = 0,24 m/s$ (e) $JL = 0,39 m/s$ (f) $JL = 0,55 m/s$ para todos os $JG$ .....	54
<b>Figura 4.4:</b> Resultado experimental da fração de vazio para todas as velocidades $JL$ e $JG$ testados – Método do fecho síncrono de válvulas. ....	55
<b>Figura 4.5:</b> Resultado experimental da fração de vazio para todas as velocidades $JL$ e $JG$ testadas – Método da relação de Zuber/Nicklin. ....	56
<b>Figura 4.6:</b> Resultados para os erros relativos para todos os $JL$ e $JG$ testados – Método do fecho síncrono das válvulas.....	57

<b>Figura 4.7:</b> Comparação da fração de vazio, $\alpha$ , para os resultados experimentais (eixo-Y) contra os resultados numéricos (eixo-X), as linhas pontilhadas vermelhas correspondem um máximo e mínimo de 15% dos erros experimentais – Método do fecho síncrono das válvulas. ....	57
<b>Figura 4.8:</b> Resultados para os erros relativos para todo os $JL$ e $JG$ testados – Método da Relação de Zuber/Nicklin. ....	58
<b>Figura 4.9:</b> Comparação da fração de vazio, $\alpha$ , para os resultados experimentais (eixo-Y) contra os resultados numéricos (eixo-X), as linhas pontilhadas vermelhas correspondem um máximo e mínimo de 15% dos erros experimentais – Método da relação Zuber/Nicklin. ....	58
<b>Figura 4.10:</b> Resultado da velocidade de subida da Bolha em meio estagnado de água, $V_{\infty, T}$ , utilizado no método da Relação de Zuber/Nicklin. ....	59

## **Lista de Tabelas**

<b>Tabela 2.1:</b> Parâmetros geométricas para interface concêntrica.....	18
<b>Tabela 4. 1:</b> Pontos experimentais para o menor e maior valor da fração de vazio. ....	55

## Lista de Símbolos

<b>Símbolo Gregos</b>	<b>Descrição</b>	<b>Unidade</b>
$\alpha$	Fração volumétrica de gás	[%]
$\beta$	Fator de intermitência	[-]
$\delta$	Espessura de filme de líquido	[-]
$\varepsilon$	Rugosidade da tubagem	[m]
$\Gamma$	Vazão mássica por unidade de volume devido à mudança de fase	[kg/m <sup>3</sup> s]
$\mu$	Viscosidade	[kg/(m.s)]
$\varphi$	Ângulo de transmissão do mecanismo	[°]
$\Psi$	Variável auxiliar	[-]
$\pi$	Constante circular	[rad]
$\rho$	Massa volúmica	[kg/m <sup>3</sup> ]
$\sigma$	Tensão superficial	[N/m]
$\tau_I$	Tensão de cisalhamento interfacial	[N/m <sup>2</sup> ]
$\tau_W$	Tensão de corte da mistura	[Pa]
$\theta$	Ângulo de inclinação da tubagem	[°]
$\zeta$	Desvio padrão	[-]
<b>Símbolos Latinos</b>	<b>Descrição</b>	<b>Unidade</b>
$A$	Área da secção transversal	[m <sup>2</sup> ]
$C_0$	Parâmetro de distribuição	[-]
$C_f$	Coefficiente de atrito	[-]
$C_V$	Coefficiente de covariância da velocidade	[-]
$D$	Diâmetro interno da tubagem	[m]
$Eo$	Número de Eötvös	[-]
$f$	Frequência da célula unitária	[-]
$Fr$	Número de Froude	[-]
$G$	Fluxo mássico da fase	[kg/m <sup>2</sup> s]
$g$	Aceleração da gravidade	[m/s <sup>2</sup> ]
$H$	Espessura	[m]
$J$	Velocidade superficial da fase	[m/s]

$L$	Distância entre as tomas de pressão P1 e P2	[m]
$L_V$	Distância entre as válvulas de fecho síncrono V1 e V2	[m]
$L_{V_{\infty T}}$	Distância entre a toma de pressão P1 e a marcação na tubagem	[m]
$P$	Pressão da mistura	[Pa]
$R_s$	Fração volumétrica de líquido	[%]
$Re$	Número de Reynolds	[-]
$Resp$	Constante específica do gás ideal	[J/KgK]
$S$	Perímetro interno da tubagem	[m]
$T$	Temperatura do escoamento	[K]
$\mathcal{T}_I$	Força de atrito interfacial por unidade de volume	[N/m <sup>3</sup> ]
$\mathcal{T}_W$	Força de atrito na parede por unidade de volume	[N/m <sup>3</sup> ]
$U$	Velocidade real da mistura	[m/s]
$V_{G,J}$	Velocidade de deslizamento média	[m/s]
$V_{\infty,T}$	Velocidade terminal de subida da bolha	[m/s]
$z$	Coordenada axial	[-]

<b>Subscritos</b>	<b>Descrição</b>	<b>Unidades</b>
0	Referência	[-]
B	Bolhas dispersas	[-]
C	Gás na bolha Alongada	[-]
F	Filme de líquido	[-]
G	Gás	[-]
I	Interfacial	[-]
$k$	Fase	[-]
L	Líquido	[-]
S	Corrente líquida no escoamento disperso	[-]
T	Bolha Alongada	[-]



## 1- Introdução

O escoamento multifásico é caracterizado quando simultaneamente escoam mais de uma fase, podendo ser composto por diferentes líquidos, gases ou sólidos. O escoamento bifásico é o caso mais simples, quando as duas fases escoam simultaneamente, como no caso de gás-líquido.

Nos sistemas gás-líquido existem quatro principais tipos de padrões ou de regimes de escoamento: *Bubble flow* (Bolhas), *Slug flow* (Golfadas), *Churn flow* (Esfarrapado) e *Annular flow* (Anular) (Taitel *et al.* 1980).

O objetivo deste trabalho foi o estudo do escoamento ascendente co-corrente, de ar e água em regime permanente, numa tubagem vertical com diâmetro constante. É estudado um parâmetro do padrão de escoamento *Slug Flow*, a fração de vazão  $\alpha$ , por dois diferentes métodos experimentais: fecho síncrono de duas válvulas e pela relação de *Zuber/Nickilin*. Os resultados obtidos experimentalmente foram comparados com os resultados numéricos, para validar o funcionamento do aparato e o modelo numérico, através de um código implementado no software *Matlab*.

### 1.1 Aplicações do Escoamento Bifásicos

Escoamentos bifásicos, e em particular o sistema gás-líquido ocorrem em diversos processos industriais, podem ser encontrados em equipamentos presentes na indústria, química, nuclear, no tratamento de águas ou na extração de petróleo. Devido a essas aplicações, desenvolveram-se métodos para descrever o comportamento destes tipos de escoamentos.

No caso em particular da produção de petróleo em águas profundas, o escoamento bifásico ocorre durante as etapas de produção e o transporte do óleo e gás. Quando gás e líquido escoam ao mesmo tempo nas tubagens que ligam os poços às plataformas, esse tipo de escoamento pode assumir diferentes configurações, caracterizado pelos diferentes padrões de escoamento. Estes são influenciados por parâmetros operacionais, especialmente o caudal de gás e líquido, as propriedades dos fluidos e alguns aspectos geométricos, tais como; o diâmetro da tubagem ou o seu ângulo de inclinação. Essas tubagens são compridas, devido à distância entre o local de extração (reservatório) e as refinarias (plataforma) (Shoham, 2005).

Para assegurar o escoamento pelas tubagens, além dos parâmetros operacionais, deve-se ter conhecimento de características específicas do escoamento bifásico gás-liquido, tais como: a fração de vazio ou retenção de gás, velocidades das fases, queda de pressão, entre outros. Desses que foram citados, um dos parâmetros mais relevantes no escoamento bifásico é concentração volumétrica da fase gás na mistura  $\alpha$ , também nomeada como fração de vazio ou retenção de gás. Portanto, é necessário o desenvolvimento de métodos para determinar a fração de vazio para dimensionar corretamente as tubagens e as instalações das refinarias.

Conhecendo o padrão de escoamento, se pode definir a fração de vazio experimental e podendo também aplicar-se na monitorização da produção de poços que produzem por *gas-lift*. As bombas *gas-lift* são mais uma aplicação do escoamento bifásico gás liquido.

## **1.2 Estrutura do Trabalho**

O primeiro capítulo é composto pela introdução ao tema dos escoamentos bifásicos e um resumo sobre as principais aplicações deste escoamento na indústria e na natureza.

O segundo capítulo é o estado da arte e a fundamentação teórica. No estado da arte são apresentados os parâmetros e características dos escoamentos bifásicos, gás-liquido, e as possíveis áreas de investigação. Em seguida, apresenta-se uma revisão sucinta e pioneira dos parâmetros analisados: a velocidade de subida da bolha e a fração de vazio e de líquido. A primeira parte da fundamentação teórica define o escoamento bifásico, o mapa e os padrões de escoamento e os métodos de análise. Em seguida, apresenta-se a teoria dos métodos numéricos utilizados como: método de Runge-Kutta de 4º ordem e o método da secante. Por fim, são definidas as variáveis cinemáticas do escoamento bifásico e as variáveis relacionadas ao padrão de escoamento *Slug flow*.

No terceiro capítulo apresenta os materiais e métodos utilizados. Este capítulo é separado em duas partes principais: a primeira parte é sobre os procedimentos experimentais e sobre o mecanismo montado na instalação experimental; a segunda parte é sobre os procedimentos numéricos, abordando o modelo numérico utilizado e o método de solução.

O quarto capítulo se apresentam os resultados e discussões. Neste capítulo mostra-se a comparação dos resultados da fração de vazão numérica obtida experimentalmente com os resultados numéricos.

O quinto capítulo são apresentados as conclusões e os trabalhos futuros.

## 2 - Fundamentação Teórica

Este trabalho restringe-se ao escoamento bifásico de ar-água numa tubagem vertical com diâmetro constante. O padrão de escoamento estudado é o *Slug Flow*, em modo co-corrente ascendente, com os fluidos introduzidos na base da tubagem em regime permanente e sem transferência de massa e calor. O parâmetro deste escoamento estudado foi a fração de vazio, comparando-se os resultados obtidos pelas equações do modelo de mistura resolvidas por métodos numéricos com os obtidos pelos métodos experimentais

Os escoamentos onde duas fases escoam simultaneamente são encontrados em diversos ramos da indústria e na natureza, tornando o seu estudo de grande importância, no projeto de equipamentos onde ocorre simultaneamente escoamento de gás e de líquido, por exemplo. O conhecimento das características hidrodinâmicas mais importantes do escoamento, tais como, o tipo de regime de escoamento, as transições entre regimes, as frações de gás-líquido e a diferença de pressão, é fundamental para o dimensionamento adequado dos equipamentos.

As variáveis a considerar que influenciam os escoamentos bifásicos são divididas nos três grupos a seguir:

Características da tubagem: diâmetro interno, comprimento, rugosidade/tipo de material e ângulo de inclinação da tubagem;

Propriedades físicas dos fluidos: viscosidades, massas volúmicas, temperatura, tensões superficiais e estado físico.

Características do escoamento: o fluxo bifásico pode ser dividido de acordo com o sentido e direção. Os sentidos são co-corrente ascendente ou descendente, ou contra-corrente. A direção é consequência da inclinação da tubagem (vertical, horizontal e inclinado). Deve-se também levar em consideração o modo como o gás é inserido na tubagem, se o escoamento é em regime estacionário ou transiente e se há ou não transferência de massa e calor.

E também existem algumas áreas específicas de pesquisa dos escoamentos bifásicos gás-líquido: velocidades de subidas das bolhas, fração de vazio e fração de líquido, gradiente de pressão, mapas de padrões de escoamento, dispersão e transferência de massa e calor entre as fases.

Um resumo dos estudos pioneiros sobre os parâmetros estudados neste trabalho é apresentado nas seções seguintes. Estudos sobre a velocidade de subida das bolhas alongadas, que são bolhas tubulares de grandes dimensões ou também chamadas de bolhas de Taylor, são apresentados na seção 2.1 e sobre a fração de vazio e de líquido na seção 2.2.

## 2.1 Velocidade de Subida do Slug

Os estudos existentes sobre a determinação da velocidade da bolha de gás foram surgindo por meio de estudos teóricos e experimentais em diversas condições. O interesse desse estudo está relacionado com a importância da bolha de gás no escoamento, porque realiza o transporte da maior parte da fase gasosa e conhecer precisamente o seu comportamento é fundamental para a obtenção e cálculo de variáveis como a fração de vazio e de líquido, a diferença de pressão e taxa de transferência de massa e calor.

O estudo do comportamento do movimento de bolhas de gás é uma tarefa complexa, tendo em vista a grande quantidade de fatores que podem estar relacionados com esse movimento. Os principais fatores que influenciam o movimento das bolhas são: a geometria do aparato, a inclinação da tubagem, as propriedades do fluido, tensão superficial e viscosidade.

O movimento das bolhas de gás também pode sofrer influência por fenômenos específicos do escoamento *Slug Flow*, como a interação entre bolhas devido aos efeitos de esteira, que é uma região muito agitada do escoamento contendo várias bolhas dispersas de pequena dimensão na base da bolha tubular. Na figura (2.2), obtida nesse trabalho, pode-se visualizar a Bolha de Taylor e a região da esteira.

Os primeiros estudos experimentais relacionados ao movimento de subida da bolha de gás no escoamento foram realizados para uma única bolha de gás movendo-se verticalmente num meio líquido estagnado.

Dumitrescu (1943) e Davies e Taylor (1949), baseados nas hipóteses de escoamento potencial ao redor do nariz da bolha e dos efeitos de tensão superficial serem desprezíveis obtiveram a relação (2.1), para a velocidade de subida da bolha em tubagem vertical:

$$V_{\infty,T} = 0,351\sqrt{gD} \quad (2.1)$$

Onde  $V_{\infty,T}$  é a velocidade de subida do *slug* ou Bolha de Taylor em líquido estagnado,  $g$  é aceleração da gravidade e  $D$  é o diâmetro interno da tubagem. Uma das características interessante dessa relação é que a velocidade de subida da bolha em meio estagnado depende somente do diâmetro do tubo.

Em 1962, Nicklin *et al*, propuseram uma correlação que descreveria o comportamento da velocidade de translação de uma única bolha inserida em meio líquido escoando verticalmente, descrita na secção (3.5.3), que viria se tornar num dos mais importantes estudos sobre velocidade dessas bolhas no padrão de escoamento *slug flow*.

Duckler e Hubbard (1975) foram os primeiros a generalizar a relação cinemática de uma bolha isolada para uma sequência de bolhas para o escoamento intermitente, *slug flow*.

Taitel e Barnea (1990) propõem a velocidade média de translação da bolha, para uma sequência de bolhas, acrescentando a velocidade da bolha em meio estagnado, baseando-se no modelo proposto por Zuber e Findlay (1965).

## 2.2 Fração de Vazio

Fração de vazio representa a percentagem ocupada pelo gás em um determinado ponto da secção da tubagem. A fração de vazio, somada com a fração de líquido, deve ser igual à unidade. Desse modo, tendo conhecimento da fração de vazio também se conhece o valor da fração de líquido.

Muitos estudos foram realizados no regime de escoamento *slug* para a medição da fração de vazio. Os autores pioneiros foram Nicklin *et al* (1962) no qual se estabelece uma relação simples da razão entre a velocidade superficial da fase gasosa e velocidade das bolhas alongadas, equação (3.22).

Ansari *et al* (1994) calculam as várias retenções de modo indirecto através da resolução de um conjunto de equações que envolvem balanços de massa e expressões explícitas para determinadas variáveis.

A medição experimental da fração de vazio pode realizar-se através de vários métodos. Wu et al (2017) revê e relata os principais métodos, indicando que uma das primeiras abordagens para capturar frações de vazio foi o uso da tomografia, um sistema de raios-x linearizado empregado por Jones e Zuber (1975) para inspecionar o regime de escoamento usando as flutuações da fração de vazio.

Mishima e Hibiki (1996) usaram radiografia de nêutrons e processamento de imagens para medir a fração de vazio. Yamaguchi e Yamazaki (1982), Xue *et al* (2016) utilizaram a técnica de fecho rápido e síncrono das válvulas de esfera, relatando excelente repetibilidade nas medições de retenção de líquido. Schlegel *et al* (2009), determinaram as frações de vazio usando tomografia de impedância elétrica por meio de medidores de impedância. Fotografias e câmeras de alta velocidade também foram utilizadas na medição da fração de vazio por Chalgeri e Jeong (2019).

Neste trabalho, a fração de vazio experimental em regime *slug* foi obtida por dois métodos: fecho síncrono das válvulas de esfera inserida na tubagem e pela relação de Zuber/Niclin.

### **2.3 Escoamento Bifásicos**

O escoamento pode ser classificado pelo número de fases que compõem o sistema fluídico. Os escoamentos monofásicos são os que possuem apenas uma única fase, onde essa fase é representada em seu estado homogêneo, como por exemplo: uma mistura de líquido ou gás totalmente miscíveis que representam uma única fase. Escoamento com mais de uma fase ou componente presentes, são denominados multifásicos. Deste modo, o escoamento bifásico é um caso particular e o mais simples do escoamento multifásico.

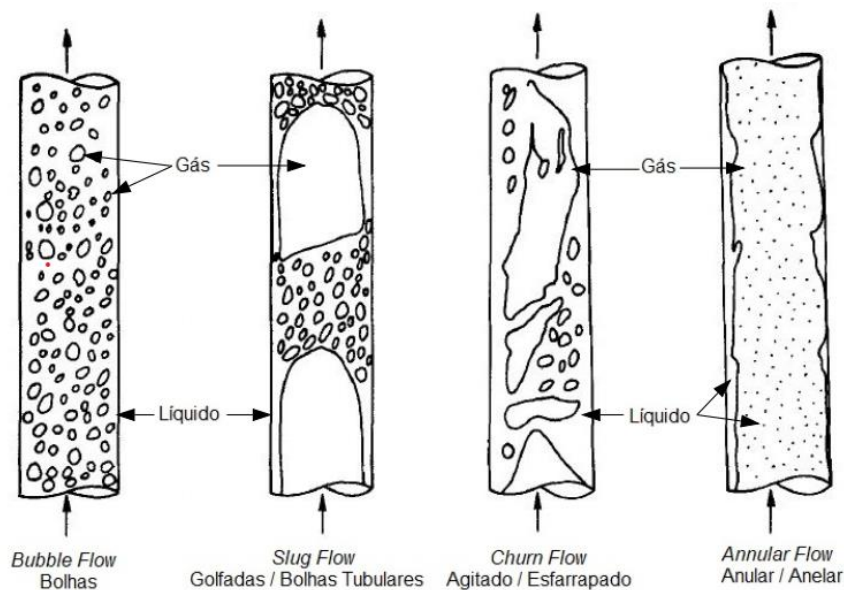
Os escoamentos bifásicos são os mais comuns e podem ocorrer de diversas formas: duas fases com a mesma substância química, por exemplo vapor de água e água ou com substâncias químicas distintas chamadas de bi-componentes por exemplo ar e água ou líquido-líquido imiscíveis. No entanto, a forma mais utilizada para denominar um escoamento simultâneo de duas fases ou componentes é o termo escoamento bifásico (Wallis, 1969).

### **2.4 Padrões de Escoamentos**

No escoamento monofásico o regime é usualmente classificado em laminar ou turbulento dependendo do número de Reynolds. O escoamento bifásico gás-líquido possui uma característica que difere do escoamento monofásico, que é a existência de padrões de escoamentos. Os padrões são definidos pela distribuição geométricas das fases gás e líquido na tubagem. O gás e o líquido escoando simultaneamente na tubagem podem assumir diferentes configurações de fluxo. Essas configurações de fluxo diferem entre si na distribuição interfacial, resultante da característica no fluxo como as velocidades e as frações de líquido e gás das fases. As fases nos regimes de escoamento se distribuem

especialmente ao longo da tubagem dependendo de vários parâmetros e propriedades do fluido: caudais de líquido e gás, diâmetro interno e inclinação, geometria da tubagem e modo como as fases são introduzidas (Shoham, 2005). A associação desses parâmetros e propriedades formam muitos padrões de escoamento gás-líquido que podem ser agrupados em três conjuntos básicos: disperso, separado e intermitente. E esses três principais conjuntos são subdivididos em outros padrões.

A identificação do padrão de escoamento usualmente é realizada de forma visual e isso pode provocar confusão quanto a caracterização do padrão de escoamento. Por esse motivo, a classificação que será utilizada nesse trabalho é de acordo com Taitel *et al* (1980) conforme a Fig (2.1). No caso de escoamentos verticais co-corrente ascendente, existem quatro principais regimes de escoamento: Bolhas, Golfadas/Bolhas Tubulares, Agitado/Esfarrapado, e Anular/Anelar, sendo muitas vezes referidos pelos nomes em inglês: *Bubble flow*, *Slug flow*, *Churn flow* e *Annular flow*.



**Figura 2. 1:** Representação dos quatro principais padrões de escoamento gás-líquido vertical ascendente (Taitel et al; 1980), adaptado.

Um dos padrões de escoamento mais complexos com características instáveis é o escoamento intermitente, caracterizado pela alternância de líquido e ar, que se repetem com uma determinada frequência ao longo da tubagem. Ocorre uma sequência de bolhas alongadas de gás escoando sobre um filme de líquido que são separadas por pistões de líquido que podem conter em seu interior pequenas bolhas. Deste modo, a formação do escoamento intermitente pode ser considerada com a combinação de dois padrões de escoamento, uma região constituída pelo escoamento disperso e acompanhada por uma

região de escoamento separado. E o padrão de escoamento intermitente também é subdividido em: golfadas e golfadas instáveis (Shoham, 2005).

Neste trabalho o padrão de escoamento estudado foi o *Slug Flow* (Golfadas). Este padrão surge a partir da união das bolhas que estavam dispersas no padrão *Bubble flow* com o aumento do caudal de gás, criando-se bolhas alongadas de grande volume que possuem quase o mesmo diâmetro da tubagem, possuem um formato tubular e a frente semiesférica, características da bolha alongada no escoamento vertical, essas bolhas são geralmente chamadas de “Bolhas de Taylor”.

Esse tipo de escoamento existe em toda faixa de inclinação da tubagem e em uma ampla faixa de caudais de gás e líquido.

No escoamento vertical, as Bolhas de Taylor costumam ser simétricas em torno do eixo do tubo, o fluxo consiste em sucessivas Bolhas de Taylor seguido por líquido contínuo que geralmente contém bolhas dispersas em seu meio, na região da esteira. Uma fina película de líquido que fica entre a Bolha Taylor e a tubagem flui para baixo, devido ao movimento de subida do slug, Figura (2.2). A maior parte do gás presente na tubagem nesse regime de escoamento está nas bolhas alongadas (Taitel e Barnea, 1990).



**Figura 2. 2:** Escoamento vertical ascendente no regime *slug flow*.

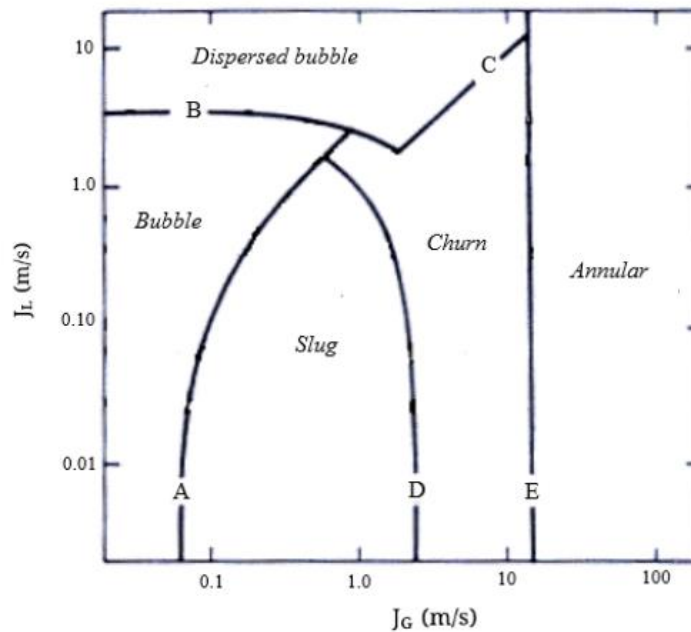
Uma das principais características desse regime de escoamento, é o facto de que as Bolhas de Taylor e o fluxo contínuo de líquido não ocorrerem com tamanho e frequência determinados. Essa incerteza tem origem da relação de coalescência das bolhas devido ao processo de formação (Duarte Milvio, 2007).

## 2.5 Mapa dos padrões de escoamento.

Os mapas dos padrões de escoamentos são diagramas com curvas que limitam a transição entre os padrões de escoamento, que geralmente possuem em seus eixos de coordenadas os parâmetros de velocidades superficiais das fases gás e líquido, devido à possibilidade de medição direta do caudal de gás e líquido nos ensaios experimentais (Kanizawa, 2014).

Existe uma ampla variedade de mapas publicados, no entanto, é comum observar divergências entre eles. Dentre os motivos para tais divergências estão as discordâncias quanto a própria classificação e nomeação dos padrões.

Os mapas podem ser obtidos a partir de bases teóricas dos fenômenos físicos que ocorrem nas transições entre os regimes de escoamento ou obtidos através de dados experimentais e generalizados. Uma vez, definido a forma de obtenção podem ser desenvolvidos modelos matemáticos e expressões analíticas para os limites da transição. Para determinar as curvas entre os padrões de escoamentos necessita-se conhecer os parâmetros que influenciam as transições que ocorrem, como: condições de escoamento das fases fluidas, suas propriedades físicas e característica da tubagem. Deste modo, é possível realizar a classificação dos padrões de escoamento vertical ascendente, estudado nesse trabalho, de acordo com Taitel *et al* (1980) Cheng e Lin (2001) e Wu *et al* (2017) em *Bubble Flow* (Bolhas), *Slug Flow* (Golfadas/Bolhas tubulares), *Churn Flow* (Agitado/Esfarrapado) e *Annular Flow* (Anular/Anelar). A figura (2.3) ilustra um mapa de padrões de escoamento dos mesmos autores. Optou-se em tratar a nomenclatura dos padrões de escoamento em inglês. No eixo das abcissas está representada a velocidade superficial do gás  $J_G$  e no eixo das ordenadas está a velocidade superficial de líquido  $J_L$ .



**Figura 2. 3:** Mapa dos padrões de escoamento ar-água ascendente vertical para uma tubagem de 50mm de diâmetro. (Taitel et al. 1980)

As transições entre os escoamentos são limitadas pelas curvas (A), (B), (C), (D) e (E) serão descritas de acordo com as suas respectivas equações na secção (3.5.2).

## 2.6 Método de análise.

No escoamento bifásico as equações são relativamente mais complicadas ou mais numerosas comparadas com o escoamento monofásico, mas elas obedecem às leis da mecânica dos fluidos. Há diferentes técnicas para análise de escoamento bifásico que são separadas pelo grau de complexidade e o número de informações essenciais para especificar o escoamento (Wallis, 1969).

A correlação de dados experimentais em torno das variáveis escolhidas é um método simples e utilizado na obtenção das equações com um mínimo de trabalho analítico. Contudo que sejam aplicados a condições semelhantes às utilizadas para obter os dados originais, elas podem ser muito satisfatórias dentro dos limites estatísticos geralmente conhecidos (Wallis, 1969)

O método empregado foi a análise diferencial, na qual o campo da velocidade é descrito através das equações diferenciais da conservação da massa e da quantidade de movimento. Este método tem como vantagem a rapidez e facilidade de fazer vários testes e uma boa precisão de descrever o escoamento. Na solução das equações diferenciais é preciso utilizar métodos numéricos. Foram utilizados os métodos de Runge-Kutta de

quarta ordem em conjunto com o método da Secante para solucionar as equações diferenciais.

## 2.7 Método das Secantes.

O método da secante é aplicado para determinar as raízes ou a solução de equações não lineares. Esse método é parecido com o método de Newton, mas possui uma melhoria que ao invés de calcular a derivada da função em cada interação, substitui-se pelo quociente das diferenças (Ruggiero, 1995). Geometricamente, consiste em substituir a função da tangente, no método de Newton, por uma secante, figura (2.4). Sendo necessário dois pontos iniciais para o método convergir para a raiz da equação.

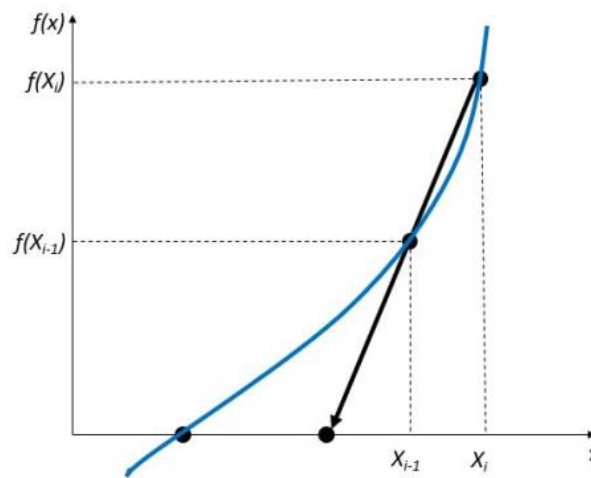


Figura 2. 4: Representação gráfica do método da secante.

A equação para cada iteração do método da Secante é dada por:

$$x_{n+1} = \frac{x_{n-1}f(x_n) - x_n f(x_{n-1})}{f(x_n) - f(x_{n-1})} \quad (2.2)$$

Sendo que os valores de  $x_n$  e  $x_{n-1}$  são conhecidos.

## 2.8 Método do Runge-Kutta de 4ª Ordem.

Diversos problemas técnicos e científicos, como no escoamento de fluidos bifásicos, são descritos matematicamente por Equações Diferenciais Ordinárias que representam as mudanças das quantidades físicas que os descrevem. As equações do modelo de mistura, secção 3.5.1, são equações diferenciais ordinárias homogêneas e implícitas. Para obter a solução dessas equações são utilizados métodos numéricos devido

à sua complexidade. Estas equações são integradas numericamente através de métodos como o Runge-Kutta de 4ª ordem e da secante.

O método do Runge-Kutta de 4ª ordem é o mais utilizado na solução de equações diferenciais ordinárias, pois permite uma maior precisão, mas possui mais cálculos em cada interação. O método envolve uma média ponderada de valores  $y'(x, y)$  em diferentes pontos do intervalo  $x_n \leq x \leq x_{n+1}$  e pode ser escrito de forma genérica como, (Chapra, 2005):

$$y_{k+1} = y_k + \frac{h}{6} (K_1 + 2K_2 + 2K_3 + K_4) \quad (2.3)$$

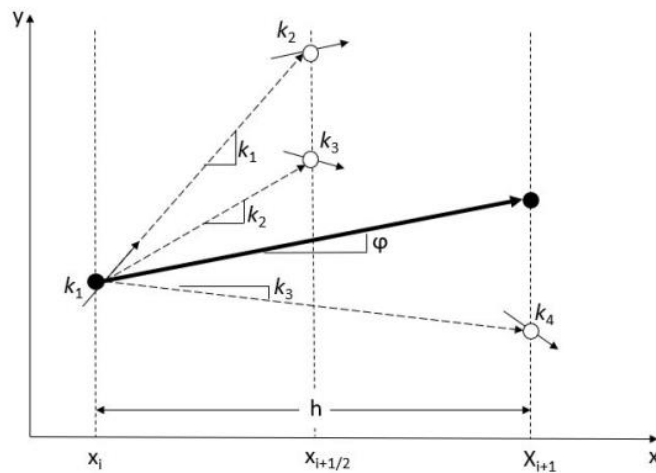
Onde:

$$K_1 = f(x_k, y_k) \quad (2.4)$$

$$K_2 = f\left(x_k + \frac{h}{2}, y_k + \frac{h}{2}K_1\right) \quad (2.5)$$

$$K_3 = f\left(x_k + \frac{h}{2}, y_k + \frac{h}{2}K_2\right) \quad (2.6)$$

$$K_4 = f(x_k + h, y_k + hK_3) \quad (2.7)$$



**Figura 2. 5:** Representação gráfica das estimativas de inclinação do método RK de quarta ordem.

Pode-se observar na Figura (2.5) as inclinações estimadas pelo método para cada passo. Ou seja, o método necessita do cálculo de valores de  $y'(x, y)$  em três pontos distintos,  $K_1$  representa a derivada no primeiro ponto do intervalo  $[x, x + h]$ , que é usada para determinar um ponto no meio do intervalo  $(x + h/2)$  onde se avalia novamente o

valor de  $y'$ , ou  $K_2$ . O valor de  $K_2$  é utilizado para estabelecer um novo ponto no meio do intervalo onde será calculado um novo valor para derivada,  $K_3$ . Por fim,  $K_3$  possibilita determinar um quarto ponto em  $(x + h)$ , onde se novamente avalia o valor de  $y'$ .

Tem-se então 4 valores estimados para  $y'$  no intervalo  $[x, x + h]$ :  $K_1, K_2, K_3$  e  $K_4$ . O valor da derivada usada na aproximação da função no ponto  $(x + h)$  é uma média ponderada dos quatro valores encontrados, sendo que é atribuída maior importância aos dois valores intermédios,  $K_2$  e  $K_3$  (ULisboa, 2019).

## 2.9 Método Runge Kutta de 4ª ordem Implícito.

O movimento dos fluidos é descrito através de equações ordinárias no modelo de mistura. No escoamento bifásico, grande parte dos parâmetros definidos são dependentes de outras variáveis primitivas do escoamento. Sendo assim, é preciso resolver uma equação diferencial ordinária implícita. A solução dessa equação utiliza os dois métodos descrito nas seções anteriores em conjunto. Para cada passo interno do método RK-4, ou seja,  $K_1, K_2, K_3$  e  $K_4$ , deve-se determinar implicitamente o valor da pressão da mistura (P), utilizando o método da secante (Matoba, 2019).

## 2.10 Definição dos parâmetros relacionados ao escoamento bifásico.

Nesta seção serão definidos alguns parâmetros utilizados no escoamento bifásico para um melhor entendimento deste fenômeno. Seja  $k$  uma fase, gás  $G$  ou líquido  $L$ , as variáveis médias na seção transversal da tubagem, de diâmetro interno  $D$ , que representam propriedades das fases ou da mistura no escoamento gás-líquido, são definidas segundo (Shoram, 2005).

**Fração de Líquido,  $R_s$ , e Fração de vazio  $\alpha$**  – a fração de vazio representa o volume ocupado pela fase gasosa no fluxo das duas fases em uma determinada secção recta da tubagem. Da mesma forma a fração de líquido é fração volumétrica que ocupa a fase líquida.

**Velocidade superficial das fases,  $J_L$  e  $J_G$**  – é a velocidade que ocorreria se apenas essa fase estivesse fluindo pela tubagem. Representa o fluxo volumétrico por unidade de área. Desse modo, as velocidades superficiais das fases líquido e gás são, respectivamente:

$$J_L = \frac{Q_L}{A} \quad (2.8)$$

$$J_G = \frac{Q_G}{A} \quad (2.9)$$

Onde  $Q_L$  e  $Q_G$  representam, respectivamente, o caudal volumétrico do líquido e do gás e  $A$  é a área da secção recta da tubagem.

**Velocidade superficial da mistura  $J$  [m/s]** – É definida como a somatório das velocidades superficiais de gás e líquido que corresponde a velocidade do centro de volume da mistura.

$$J = J_L + J_G = U_L R_s + \alpha U_G = (1 - \alpha)U_L + \alpha U_G \quad (2.10)$$

**Velocidade real das fases  $U_L$  e  $U_G$  [m/s]** – A velocidade real das fases está relacionada ao facto de que cada fase ocupa apenas uma fração da seção transversal do tubo. Sendo assim, a velocidade real das fases líquido e gás são, respectivamente:

$$U_L = \frac{Q_L}{A_L} = \frac{Q_L}{A \times R_s} = \frac{J_L}{R_s} \quad (2.11)$$

$$U_G = \frac{Q_G}{A_G} = \frac{Q_G}{A \times \alpha} = \frac{J_G}{\alpha} \quad (2.12)$$

Onde  $A_L$  e  $A_G$  representam, respectivamente, a área da seção transversal ocupada pelo líquido e pelo gás.

**Velocidade real da mistura  $U$  [m/s]** – representa a velocidade do centro da mistura e é determinada através da conservação de fluxo mássico da mistura, ou seja, o fluxo mássico da mistura é igual ao somatório dos fluxos mássicos das fases:

$$U = \frac{\alpha \rho_G U_G + (1 - \alpha) \rho_L U_L}{\rho_m} = \frac{\rho_G J_G + \rho_L J_L}{\rho_m} \quad (2.13)$$

**Massa volúmica da mistura  $\rho_m$  [kg/m<sup>3</sup>]** – As variáveis  $\rho_L$  e  $\rho_G$  são respectivamente as massas volúmicas do líquido e do gás. São consideradas constantes na seção transversal da tubagem, quando o gradiente de pressão na transversal seja baixo (considerado nulo), o que acontece quando a secção transversal da tubagem é constante. A massa volúmica da mistura é definida como o somatório das massas volúmicas de cada fase ponderadas pelas suas frações:

$$\rho_m = \alpha\rho_G + R_S\rho_L = \alpha\rho_G + (1 - \alpha)\rho_L \quad (2.14)$$

O cálculo da massa volúmica do gás é feito através da lei de gás ideal para um escoamento isotérmico,  $\rho_G = P/(R_{esp}T_0)$ . Sendo  $P = P_k$  a pressão da mistura,  $R_{esp}$  a constante específica do gás ideal e  $T_0$  a temperatura do escoamento. Já a massa volúmica do líquido é constante por toda tubagem, uma vez que o líquido é incompressível.

**Velocidade das bolhas em escoamento ascendente** – Nicklin *et al*, em 1962 apontou uma correlação que descreveria o comportamento da velocidade de translação de uma única bolha inserida e meio líquido escoando verticalmente, definindo pelo somatório da velocidade superficial da mistura e da velocidade de subida das bolhas em meio líquido estagnado.

$$U_T = C_{0,T}J + (V_{\infty,T}) \quad (2.15)$$

onde  $C_{0,T}$  é um parâmetro de distribuição da bolha de Taylor na fase líquida e  $V_{\infty,T}$  é a velocidade de subida da bolha de Taylor em um meio estagnado de líquido, ou seja, expressa a magnitude do movimento relativo entre as fases. Essas variáveis dependem do padrão de escoamento, no caso *slug*.

**Fluxo Mássico da Fase,  $G_k$  [kg/m<sup>2</sup>s]** – define-se pelo produto entre a velocidade real da fase e a sua massa específica, ponderada pelas suas respectivas frações:

$$G_L = (1 - \alpha)\rho_L U_L = \rho_L J_L \quad (2.16)$$

$$G_G = \alpha\rho_G U_G = \rho_G J_G \quad (2.17)$$

**Velocidade de deslizamento média  $V_{G,J}$  [m/s]** – As velocidades reais das fases líquida e gasosa são geralmente diferentes. A velocidade de deslizamento representa a diferença entre a velocidade da fase (no caso gasosa) e a velocidade do centro de volume da mistura:

$$V_{G,J} = U_G - J \quad (2.18)$$

**Relações cinemáticas entre as velocidades** – baseado nas definições das velocidades das equações (2.10), (2.13) e (2.18), representa-se as velocidades das fases  $U_G$  e  $U_L$  em função da velocidade real da mistura  $U$  e da velocidade de deslizamento média  $V_{G,J}$ .

$$U_G = U + \frac{\rho_L}{\rho_m} V_{G,J} \quad (2.19)$$

$$U_L = U - \frac{\alpha}{(1 - \alpha)} \frac{\rho_G}{\rho_m} V_{G,J} \quad (2.20)$$

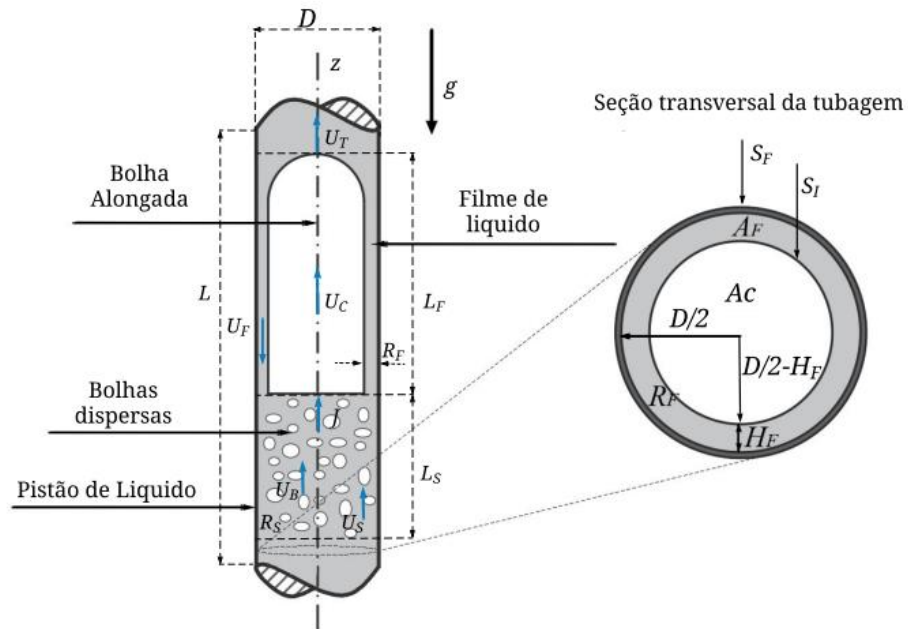
Com essas equações (2.19) e (2.20), determina-se a velocidade superficial da mistura  $J$  em função da velocidade real da mistura  $U$  e da velocidade de deslizamento médio  $V_{G,J}$ :

$$J = U + \alpha \frac{\Delta\rho}{\rho_m} V_{G,J} \quad (2.21)$$

onde  $\Delta\rho = \rho_L - \rho_G$  a diferença entre as massas volumicas do líquido e gás. As relações entre as velocidades serão utilizadas para mostrar a dependência dessas variáveis com a pressão da mistura (P).

### 2.11 Definição dos parâmetros relacionados ao regime de escoamento *Slug*

As propriedades do escoamento Slug são determinadas utilizando o conceito de célula unitária proposto por Wallis (1969), figura (2.6). O pistão de líquido aerado, denominado esteira, de velocidade  $J$  e de comprimento  $L_S$  é seguido por uma bolha alongada de velocidade  $U_T$ . A velocidade do líquido no pistão, de fração de líquido  $R_S$ , corresponde a  $U_S$  e as bolhas dispersas se deslocam com velocidade  $U_B$ . O filme de líquido possui comprimento  $L_F$  e fração  $R_F$ .



**Figura 2. 6:** Representação esquemática do escoamento em regime Slug Flow e seus parâmetros em colunas verticais.

Em colunas verticais a interface é considerada concêntrica. Deste modo, os perímetros da tubagem molhados pelas fases,  $S_C$  e  $S_F$ , o perímetro interfacial  $S_I$ , as áreas ocupadas pelas fases,  $A_C$  e  $A_F$ , os diâmetros hidráulicos das fases,  $D_C$  e  $D_F$  e a fração de filme de líquido  $R_F$ , representam as propriedades geométricas das interfaces conforme a Tabela (2.1).

**Tabela 2.1:** Parâmetros geométricas para interface concêntrica.

Parâmetros geométricos	Interface Concêntrica
$S_C$	0
$S_F$	$\pi D$
$S_I$	$\pi D(1 - 2\delta)$
$A_C$	$\pi D^2(1 - 2\delta)^2/4$
$A_F$	$\pi D^2\delta(1 - \delta)$
$D_C$	$D(1 - 2\delta)$
$D_F$	$D[4\delta(1 - \delta)]$
$R_F$	$4\delta(1 - \delta)$

sendo  $\delta = H_F/D$  a espessura de filme de líquido adimensional. A velocidade do líquido no pistão  $U_S$  é definida pela equação (2.22). Aplicando os balanços volumétricos das fases numa célula unitária, expressa-se a velocidade do gás na bolha alongada  $U_C$  e a velocidade do filme de líquido  $U_F$ , equações (2.23) e (3.24), em termos de  $J$ ,  $U_T$ ,  $U_B$ ,  $R_F$  e  $R_S$ , conforme as definições apresentadas por Taitel e Barnea (1990):

$$U_S = \frac{[J - (1 - R_S)U_B]}{R_S} \quad (2.22)$$

$$U_C = \frac{[(R_S - R_F)U_T - (1 - R_S)U_B]}{(1 - R_F)} \quad (2.23)$$

$$U_F = \frac{[J + (R_F - R_S)U_T - (1 - R_S)U_B]}{R_F} \quad (2.24)$$

onde  $U_T$  é a velocidade de translação da bolha alongada determinada pela lei cinemática proposta por Nicklin *et al* (1962). Além disto, são apresentados dois parâmetros característicos deste padrão de escoamento: fator de intermitência e a frequência da célula unitária.

Por definição, a frequência da célula unitária  $f_e$  é o número médio de células por unidade de tempo, medidas por um observador fixo, Hubbard (1965). Este parâmetro também é definido como a razão entre a velocidade de translação da bolha alongada  $U_T$  pelo comprimento da célula unitária, equação (2.25):

$$f_e = \frac{U_T}{(L_F + L_S)} \quad (2.25)$$

O fator de intermitência  $\beta$  é definido como a fração de tempos, ou de comprimentos das regiões, que constituem o escoamento intermitente (região da bolha alongada, filme de líquido e região do pistão de líquido aerado), representado-se em termos da velocidade da bolha alongada  $U_T$  e da frequência da célula unitária  $f_e$ :

$$\beta = \frac{L_F}{(L_F + L_S)} = \frac{L_F}{(U_T/f_e)} \quad (2.26)$$

Essas variáveis são específicas do escoamento intermitente e serão utilizadas na secção 3.5.1, demonstrando a sua dependência no modelo de mistura.

### 3. Materiais e Métodos

#### 3.1 Instalação e Procedimento Experimental

As experiências efetuadas numa tubagem vertical de acrílico com diâmetro interno de 0,032 m e 3,815 m de comprimento, numa instalação experimental localizada no Laboratório de Mecânica dos Fluidos e Hidráulica do Instituto Politécnico de Bragança, e pode ser visualizada na figura (3.2). A representação esquemática da instalação experimental é mostrada na figura (3.1).

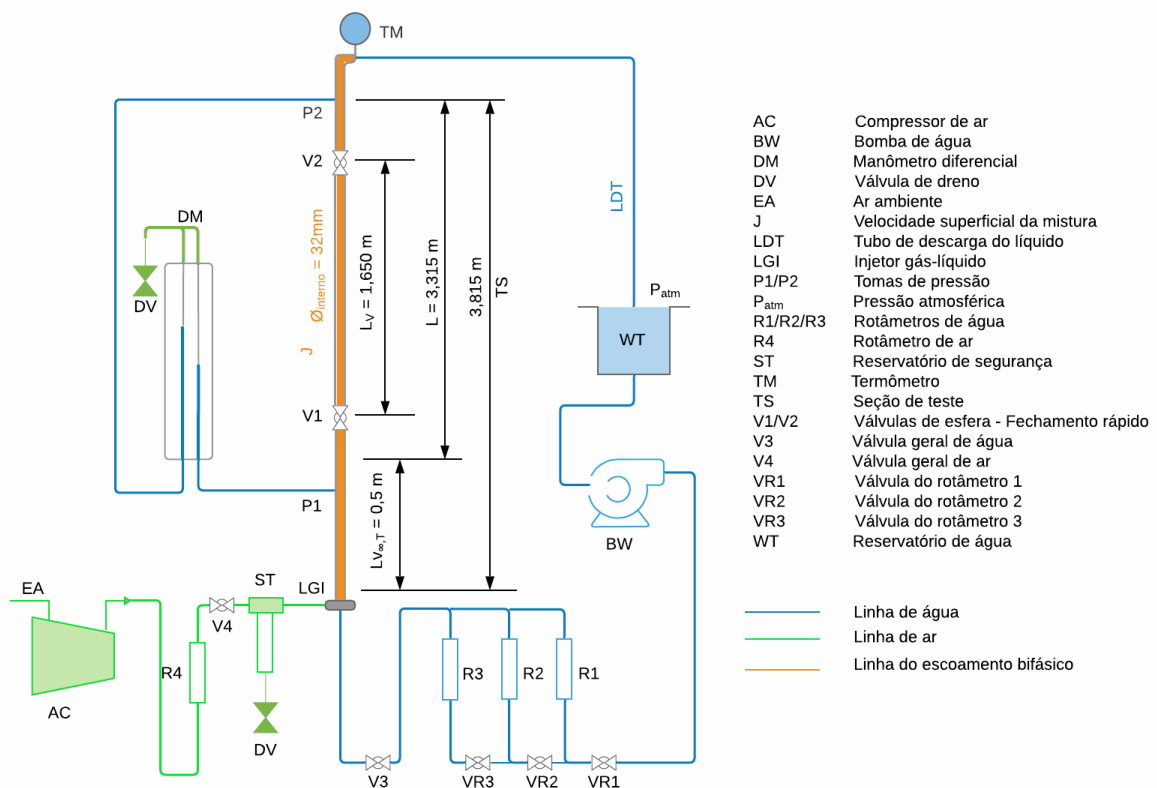


Figura 3. 1: Representação esquemática da instalação experimental.



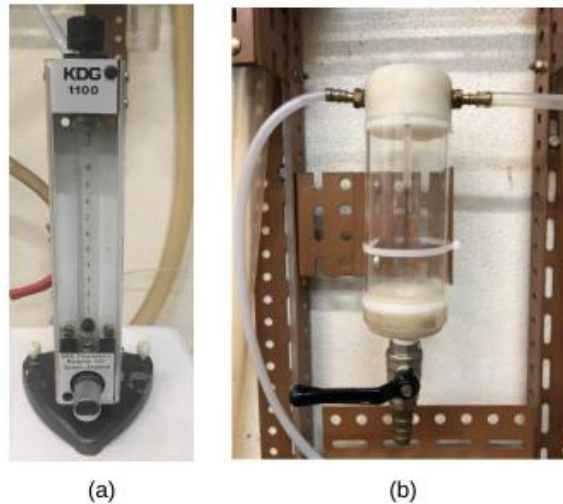
**Figura 3.2:** Visão global do aparato experimental

Na coluna foram instaladas duas válvulas de esfera, V1 e V2, distanciadas 1,650m e também projetou-se e instalou-se um mecanismo, detalhado na secção (3.2), para o fecho síncrono das válvulas para medição da fração de vazio média. A linha azul na figura (3.1) representa o circuito de água. A água é introduzida na base da coluna através de uma bomba centrífuga, BW. O caudal de água é regulado pelas válvulas VR1, VR2 ou VR3, e medida por um dos rotâmetros R1 (KGD – Houdec S7E-60), R2 (RDG – Houdec – S18xE500) ou R3 (KI Instruments– 2540I -5L57) dispostos em paralelo e funcionando isoladamente, com incerteza de 4%. O rotâmetro R2 controla um caudal de 6 à 60l/h, o rotâmetro R3 um caudal de 50 à 500l/h e o rotâmetro R3 um caudal de 227,12 a 2271,2 l/h, figura (3.3).



**Figura 3.3:** (a) Rotâmetro de água R3, (b) Rotâmetro de água R2, (c) Rotâmetro de água R3.

O circuito de ar é representado pelas linhas verdes da Figura (3.1). Utilizou-se um compressor de ar AC, com uma pressão máxima de  $6,00 \times 10^5$  Pa. O caudal é controlado por um rotâmetro R4 (KGD-1100 – tube 6-A-150 – *float* S.S), Figura 3.3(a), que tem capacidade de fornecer um caudal mínimo e máximo de, respectivamente, 200 à 1500 l/h com uma incerteza de 3,5%. A calibração do rotâmetro de ar foi realizada para vários caudais de água e posteriormente utilizada uma escala de conversão fornecida pelo fabricante. Construiu-se um reservatório de segurança para prevenir que a água entrasse no circuito de ar por acidente e prejudicasse a medição do caudal de ar, Figura 3.4(b). O ar era introduzido diretamente na base da coluna através de um orifício da tubagem, um pouco acima de onde a água era introduzida.



**Figura 3.4:** (a) Rotâmetro de ar (R4), (b) Reservatório de Segurança.

Foram testadas seis velocidades superficiais de líquido,  $J_L$ , entre  $2,1 \times 10^{-2}$  m/s e  $55 \times 10^{-2}$  m/s com cinco velocidades superficiais de gás,  $J_G$ , entre  $25 \times 10^{-2}$  m/s e  $43 \times 10^{-2}$  m/s. Foi medida a fração de vazio,  $\alpha$ , para cada par das velocidades superficiais. As medições foram realizadas à temperatura ambiente variando de  $18 \text{ }^\circ\text{C}$  a  $21 \text{ }^\circ\text{C}$ , medidas na secção final de teste, TS, por um termômetro, TM.

Obtiveram-se as medidas das frações de vazio por dois métodos: fecho síncrono das válvulas e relação de *Zuber/Nicklin*. Elaborou-se uma lista com os procedimentos, tendo como referência a Figura (3.1), para evitar erros e padronizar o processo de medição:

- 1 – Verificação se as válvulas estão abertas: V1, V2 e V3;
- 2 – Fecho da válvula V4, para evitar a entrada de água na linha de gás
- 3 – Ligar a bomba de água com o seu caudal máximo para retirar todo o ar do circuito.
- 4 – Introdução do gás, ligando o compressor e abrindo a válvula V4, com baixos caudais aproximadamente 200l/h e pressões 1bar.
- 5 – Regulação o caudal de gás pretendido utilizando o rotâmetro R3, regulando também a pressão que pode variar no compressor para 1 bar.
- 6 – Esperar para que o sistema atinja o estado estacionário, aproximadamente 2 min.

7 – Fecho das duas válvulas V1 e V2 utilizando o mecanismo para o fecho síncrono das válvulas. Desligar o compressor de ar, AC e a bomba de água, BW. Em seguida, fecho da válvula geral de ar V4.

8 – Registo da altura de gás medida ( $L_{gas}$ ) a partir da base da válvula V2 até a interface entre os dois fluidos, para cálculo da fração de vazio, equação (3.4).

9 – Abertura das válvulas V1 e V2, ligar a bomba de água BW para permitir que a coluna fique cheia de água. Desligar a bomba de água BW, para que a coluna fique como meio líquido estagnado.

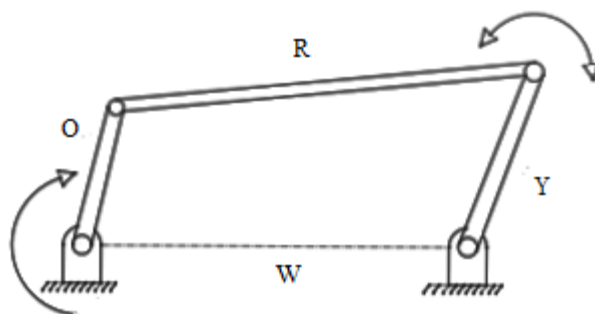
10 –Ligar o compressor de ar e abertura em seguida da válvula V4. Ajuste do caudal de ar pelo rotâmetro R3. Posteriormente fechar a válvula V4 e desligar o compressor de ar AC.

11- Medição da velocidade de subida do *slug*,  $V_{\infty,T}$  no meio líquido estagnado, entre dois pontos da coluna distanciados 1,15 m comprimento,  $L_{V_{\infty,T}}$ . Esperar para que a base do bolha passe pelo primeiro ponto, e medição do tempo de subida com um cronômetro até ao segundo ponto.

### 3.2 Mecanismo para o fecho síncrono das válvulas

Um dos métodos para obtenção da fração de vazio no escoamento de fluidos bifásicos é o método do fecho síncrono de válvulas. Este método necessita que duas válvulas se fechem sincronizadamente ao mesmo tempo. Projetou-se um dispositivo mecânico baseando-se no mecanismo de quatro barras. Objetivo do mecanismo é aproveitar o movimento de rotação de uma das válvulas permitindo o fecho síncrono da segunda, auxiliando na medição da fração de vazio na tubagem.

Em um projeto de mecanismos busca-se utilizar a menor quantidade de peças para simplificar a realização do trabalho, ter menos custos e mais confiabilidade. O mecanismo de quatro barras, ou o quadrilátero articulado, é o mais utilizado e o mais simples dos mecanismos articulados, apresenta uma característica predominante que é o facto de possuir diferentes relações geométricas entre as barras possibilitando relações diferentes entre o tipo de movimento de entrada e saída (Norton, 2011). A variedade de movimentos que podem ser gerados por esse tipo de mecanismo, faz com ele seja encontrado em diversos dispositivos mecânicos. É formado por quatro barras, uma barra fixa (W), uma barra motora (O), uma barra intermediária (R) e uma barra movida (Y), figura (3.5).



**Figura 3.5:** Mecanismo de quatro barras.

A barra fixa ( $W$ ), sustenta o mecanismo. A barra ( $O$ ) denomina-se manivela, por imprimir o movimento de rotação em um sentido ao mecanismo. A barra ( $R$ ) denomina-se acoplador, por ser a peça que acopla a manivela as demais peças do mecanismo, tem movimentos de translação e rotação nos dois sentidos. A barra ( $Y$ ) denomina-se oscilador, quando possui o movimento de rotação nos dois sentidos, sem translação, pois está ligada a estrutura fixa.

### 3.2.1 Condição de Grashof

O dimensionamento de um mecanismo determina o tamanho e proporção das barras de modo a realizar os movimentos desejados. A condição de Grashof é uma técnica muito simples, que prevê a condição de rotatividade do mecanismo de quatro barras se baseando apenas no comprimento das barras, para que o movimento se complete sem haver travamento (Flores, 2007). Para que o mecanismo obedeça a essa condição, a soma dos comprimentos da barra mais curta e a mais comprida tem que ser inferior ou igual a soma dos comprimentos das duas barras restantes, então a barra mais curta pode rodar continuamente:

$$O + R \leq W + Y \quad (3.1)$$

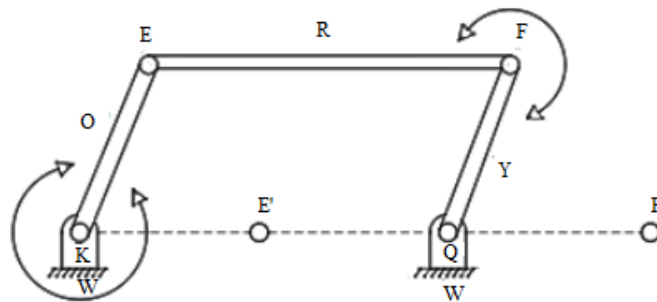
Onde  $O$  é comprimento da barra menor,  $R$  é o comprimento da barra maior,  $W$  e  $Y$  são os comprimentos das barras remanescentes. A montagem do mecanismo respeita à condição de Grashof, e pelo menos um dos elos é capaz de fazer uma revolução completa em torno do eixo de rotação.

Quando a equação (3.1) se iguala, o mecanismo é chamado caso especial de Grashof, e as configurações são chamadas de dupla manivela ou paralelogramo, que é

muito adequada, quando se precisa duplicar o movimento de rotação de uma barra para outra, figura (3.6).

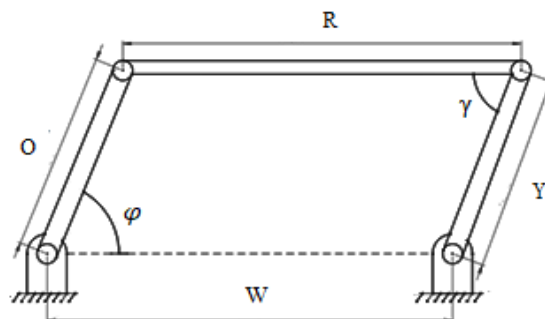
$$O + R = W + Y \quad (3.2)$$

O mecanismo terá dois pontos de mudança para cada revolução da manivela de entrada, quando as barras ficarem colineares assumindo a posição  $KE'F'Q$ , conforme representado na figura (3.6). Nesses pontos de mudança, a resposta será indeterminada. Nessas posições colineares, fica difícil saber, a trajetória do mecanismo, pois ele pode assumir duas configurações. O movimento deve ser limitado para evitar chegar aos pontos de mudanças.



**Figura 3.6:** Mecanismo quatro barras paralelogramo ou dupla manivela em sua posição colinear.

Além dos pontos de mudança outro parâmetro importante deve ser levado em consideração no desenvolvimento do mecanismo de quatro barras, o ângulo de transmissão  $\gamma$ , que é o ângulo medido entre a barra intermediária (R) e a barra movida (Y), como ilustra a figura (3.7).

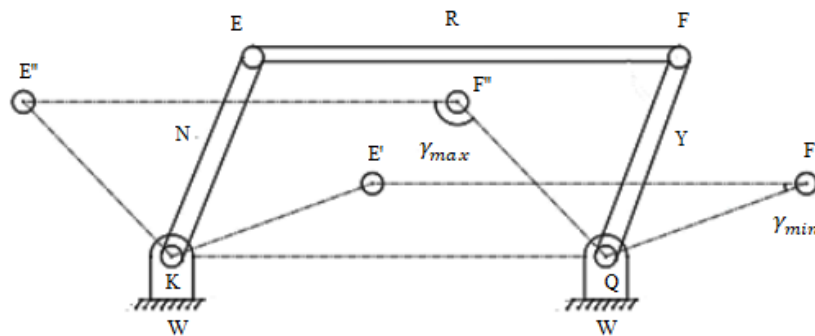


**Figura 3.7:** Ângulo de transmissão mecanismo quatro barras.

A equação que relaciona o ângulo de transmissão com os comprimentos das barras e a posição angular da barra  $O$  pode ser obtida através das leis dos cossenos, que resulta:

$$\gamma = \arccos \left( \frac{R^2 + Y^2 - W^2 - O^2 + 2 \times W \times O \times \cos \varphi}{2 \times R \times Y} \right) \quad (3.3)$$

Considerando a equação (3.3) e tendo o conhecimento dos valores dos comprimentos das barras observa-se que o ângulo de transmissão é apenas em função da variável  $\varphi$ . O valor do  $\gamma$  tem duas soluções que varia continuamente de um mínimo a um valor máximo, assim que o mecanismo vai da sua posição inicial até o extremo de seu movimento. O ângulo de transmissão  $\gamma_{min}$  é mínimo quando a barra  $O$  está na posição  $KE'F'Q$ , e máximo  $\gamma_{max}$  quando a barra  $O$  está na posição  $KE''F''Q$ , como mostrado na Figura (3.8).



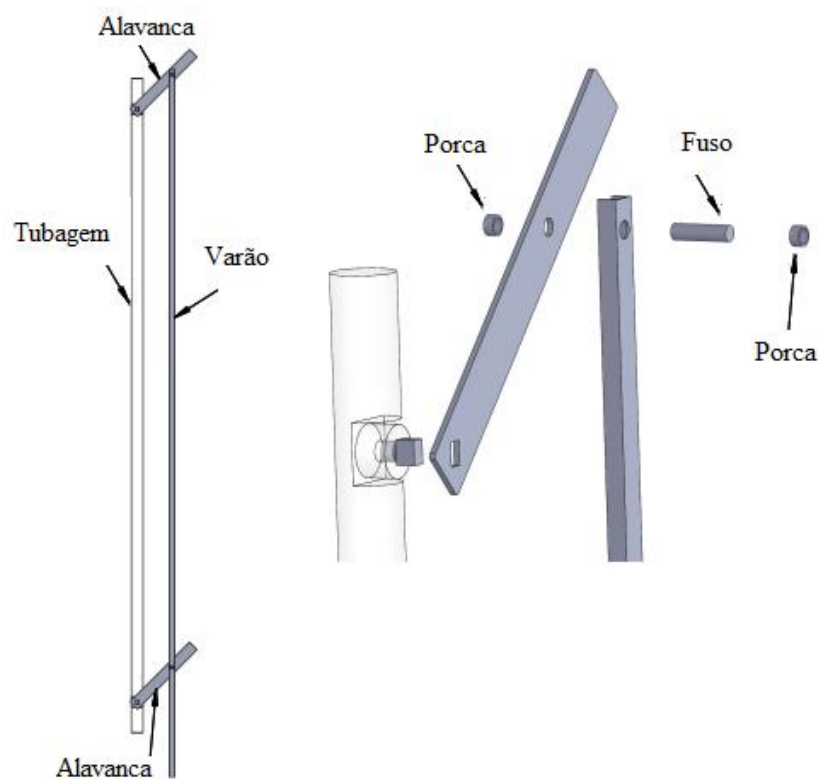
**Figura 3.8:** Ângulo de Transmissão mínimo e máximo.

Assim, quando é projetado um mecanismo de quatro barras o ângulo de transmissão  $\gamma$ , em geral, deve estar compreendido entre  $40^\circ$  e  $140^\circ$ , seus valores mínimo e máximo. Se o ângulo não estiver nesse intervalo, o mecanismo trava, impedindo o movimento porque as barras  $R$  e  $Y$  tendem a ficar alinhadas uma com a outra.

### 3.2.2 Dimensionamento do mecanismo (Solidworks).

Aplicando-se a teoria descrita na secção (3.2.1), foi feito o dimensionamento do mecanismo. Para isso, realizou-se o desenho do mecanismo com auxílio do software Solidworks, figura (3.9).

Considerou-se a tubagem da instalação experimental como a barra fixa que vai sustentar o mecanismo e o comprimento de referência foi a distância entre as válvulas V1 e V2 1,650 m. Projetou-se duas barras (alavancas) com as mesmas dimensões e um acoplador com o mesmo comprimento da distância entre as válvulas. Sendo assim, com os comprimentos iguais da barra fixa e do acoplador, com os comprimentos iguais das outras duas barras, pode-se classificar o mecanismo de quatro barras, como um paralelogramo, dupla manivela ou manivela seguidor, do caso especial de Grashof, de acordo com a equação (3.2).



**Figura 3.9:** Mecanismo de fecho síncrono das válvulas Solidworks.

A alavancas foram projetadas com um furo retangular inclinado a  $45^\circ$ , figura (3.10), permitindo um encaixe de forma correta nas válvulas e garantindo um ângulo de transmissão do mecanismo de  $45^\circ$ , dentro da tolerância desejada, para a transmissão do movimento de rotação e o fecho síncrono das válvulas.



**Figura 3.10:** Alavanca do mecanismo.

Utilizando o software Solidworks também foi feito uma análise preliminar na verificação do movimento correto e manuseio seguro do mecanismo, instalado no aparato experimental.



**Figura 3.11:** Movimento do mecanismo para o fecho síncrono das válvulas.

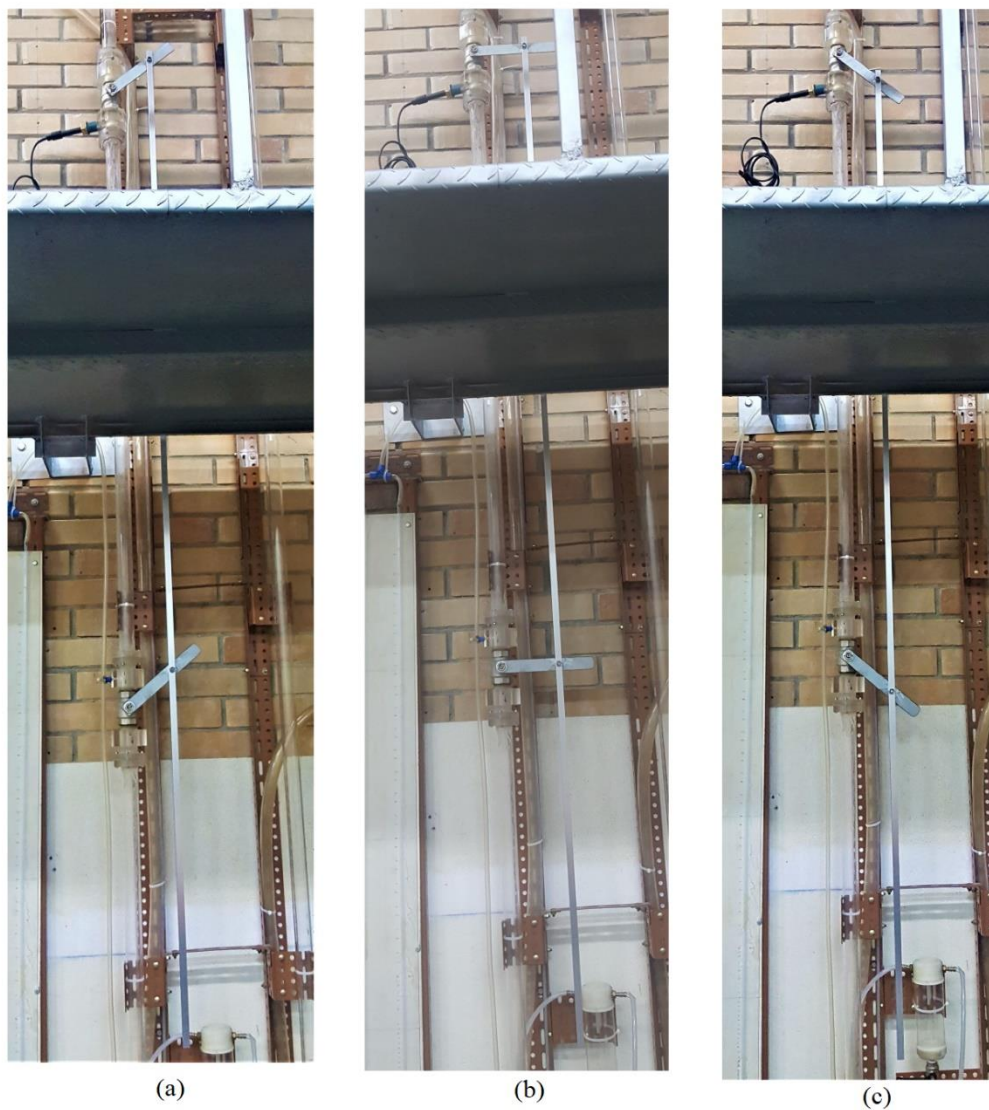
Para o fechamento da válvula de esfera é necessário apenas um quarto de volta da alavanca, ou seja  $90^\circ$ . A interrupção do movimento para que o mecanismo não trave na sua posição colinear é feito pelo próprio funcionamento da válvula, a esfera que gira internamente o trava, quando o fluxo interno do fluido está sendo interrompido, sendo assim, é garantido o movimento correto da alavanca no posicionamento desejado não comprometendo no funcionamento do mecanismo.

Realizaram-se todos os processos de fabricação do mecanismo, listados a seguir no Laboratório de Tecnologia Mecânica do IPB:

- Foi feito um corte no varão de alumínio para redução do seu comprimento e dois furos de 8mm de diâmetro para a passagem dos fusos, a distância entre os furos é de 1650mm
- Cortou-se uma chapa de alumínio de 3mm de espessura, nas dimensões de 235mm de comprimento e 30mm de largura para fabricação das alavancas.
- Foram feitos dois furos na alavanca, um retangular com inclinação de  $45^\circ$  e dimensões de 12mm de comprimento e 8mm de largura.

- Um furo circular com diâmetro de 8mm também foi feito na alavanca para a passagem do fuso

Instalou-se o mecanismo no aparato experimental figura (3.12) e utilizou-se oito porcas e dois fusos para unir o varão de alumínio nas alavancas e garantir a transmissão do movimento de rotação.



**Figura 3. 12:** Funcionamento do mecanismo instalado (a) válvulas abertas (b) posição a meio das válvulas (c) válvulas fechadas.

O funcionamento do mecanismo foi de acordo com o previsto através da simulação do movimento no *software Solidworks*.

### 3.3 Fração de vazio experimental.

Existem diferentes métodos de obtenção da fração de vazio ou retenção de gás. Neste trabalho utilizaram-se dois métodos para a obtenção do mesmo: o primeiro através do fecho rápido e síncrono das duas válvulas, V1 e V2; o segundo utilizando a relação de Zuber/Nicklin (Zuber e Findlay 1965, Nicklin 1962), recorrendo à velocidade de subida da bolha em meio estagnado.

#### 3.3.1 Método do fecho rápido e síncrono das válvulas.

O método do fecho rápido e síncrono das válvulas, envolve a utilização de duas válvulas de esfera em cada extremidade da seção de teste na tubagem, que quando fechadas interrompem completamente a passagem do escoamento bifásico no momento em que as condições de estado estacionário dos caudais de ar e água forem atingidas (Wu *et al*, 2017).

O fecho simultâneo das duas válvulas produz a retenção de ar e água na seção da tubagem que permite de uma forma simples medir a altura de gás  $L_{gas}$ , e assim calcular a fração de vazio que é razão entre a altura de gás e altura total da distância entre válvulas  $L_V$ , Equação:

$$\alpha_{exp} = \frac{L_{gas}}{L_V} \quad (3.4)$$

Este método foi denominado fecho síncrono das válvulas.

#### 3.3.2 Método da Relação de Zuber/Nicklin.

A relação de Zuber e complementado por Nicklin é simples. Relaciona a fração de vazio com a razão entre a velocidade superficial do gás e a velocidade dos *slugs* em seu regime, equação (3.5). Essa relação é obtida através do rearranjo da lei cinemática de deslizamento.

$$\alpha_{exp} = \frac{J_G}{C_0 J + V_{\infty, T}} \quad (3.5)$$

onde  $C_0$  é o valor do parâmetro de distribuição de acordo com Pinto *et al*. (1998) normalmente utilizado como 1,2 considerando o escoamento em regime turbulento

através do número de Reynolds, condição verificada neste trabalho e os valores apresentados no capítulo 4. A velocidade de subida de uma única bolha em meio estagnado,  $V_{\infty,T}$ , foi medido de forma experimental com auxílio de um cronômetro através do comprimento,  $L_{V_{\infty,T}}$  e  $J = J_G + J_L$  é a velocidade superficial da mistura.

### 3.4 Distribuição estática da fração de vazio experimental (Distribuição Normal)

A Distribuição normal é uma distribuição de probabilidade importante sob o ponto de vista de análise estatística de dados experimentais pois permite modelar os fenômenos naturais e possibilita fazer aproximações para calcular probabilidades de variáveis aleatórias (Viali, 2006). A distribuição normal é caracterizada por uma função de probabilidade, que depende de dois parâmetros, a sua média e o seu desvio padrão, conforme a equação:

$$G_{M,\zeta}(x) = \frac{1}{\zeta\sqrt{2\pi}} e^{-\frac{(x-M)^2}{2\zeta^2}} \quad (3.6)$$

Uma vez que a média  $M$  e o desvio padrão  $\zeta$  são determinados, para cada par desses valores temos uma distribuição normal é determinada formando uma curva de densidade de probabilidade, sendo representada como um gráfico em forma de sino que é simétrico em torno da  $M$  conforme mostra a Figura (3.13).

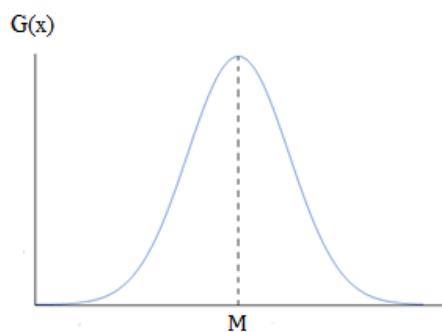


Figura 3.13: Gráfico curva normal.

A importância dessa curva consiste no fato que muitos fenômenos naturais, como medidas de altura, peso, velocidade do vento, apresentam uma distribuição normal ou aproximadamente normal, porque a medida que o número de dados, coletados de uma determinada amostra aumenta, a distribuição tende a apresentar um comportamento normal caracterizando a curva (Devore, 1945).

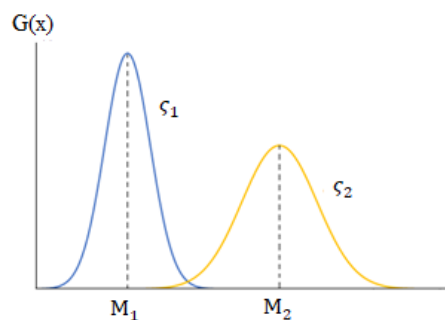
A média é a soma de todos os diferentes valores que foram obtidos, dividido pelo número de vezes que os valores foram medidos equação (3.7).

$$M = \frac{\sum x_i}{N} \quad (3.7)$$

O Desvio padrão, que é definido pela equação, mostra a intensidade que os seus dados são agrupados em torno da média.

$$\zeta = \sqrt{\frac{1}{N-1} \sum_{i=1}^N (x_i - M)^2} \quad (3.8)$$

Também permite comparar as distribuições com dados distintos, através da forma da curva, quanto maior o desvio padrão maior largura terá a curva, Figura (3.14)



**Figura 3.14:** Curvas normais com variação da média e desvio padrão.

Repara-se no efeito do parâmetro  $\zeta$ , um mais pequeno  $\zeta_1$  assegura uma curva de distribuição mais estreita, definindo a dispersão dos valores coletados em torno da  $M_1$ , valores grandes  $\zeta_2$  geram gráficos com grande dispersão em torno da  $M_2$ , enquanto valores pequenos de  $\zeta$  fornecem gráficos com picos altos acima da símbolo média e a maior parte da área do gráfico se aproxima de  $M$ . Além disso, as medidas experimentais forem obtidas com maior precisão, todos os valores se encontrarão perto do valor da  $M$ , assim a curva será mais estreita. Se a dispersão for baixa, os valores encontrados serão muito dispersos e a distribuição será larga e achatada (FCTUC, 2007).

A distribuição normal, das medidas de uma certa quantidade de valores obtidos, descreve como é que os resultados estariam distribuídos depois de um número infinito de medidas. Se uma medida está sujeita a muitas pequenas fontes de erros, o número de

medidas e cuidado na realização das mesmas devem aumentar, para que a  $M$  esperado, se aproxime cada vez mais do valor verdadeiro da grandeza já existente, ou seja, fazendo um número grande de medidas (embora não infinito), o valor médio obtido estará perto do valor previsto.

Na prática, nós não conhecemos a distribuição limite, porque temos sempre um número finito de valores medidos, buscamos chegar à melhor estimativa para  $M$  e  $\zeta$ , baseando-se nos valores medidos. Nesse trabalho serão utilizados gráficos de valores médios bem como funções densidade de probabilidade para analisar a influência do aumento da velocidade superficial de gás  $J_G$  na obtenção do valor médio da fração de vazio devido à variabilidade do comprimento dos slugs ao longo da seção de teste do escoamento.

### **3.5 Procedimento Numérico**

#### **3.5.1 Modelo de Mistura**

O modelo de mistura reduz o modelo de dois fluidos que resulta da aplicação do conceito de mistura em um escoamento bifásico, ou seja, os componentes das misturas são considerados com um único fluido com características de viscosidade e massas volúmicas específicas. Seu modelo é determinado na simplificação do modelo de dois fluidos, sendo assim, o número de equações de transporte para representar o escoamento diminui (Lima, 2011). Existem duas variáveis para serem determinadas no modelo de mistura: a fração de vazio e a força de atrito da mistura. Portanto, é preciso inserir modelos ou equações para determinação destas variáveis de fecho do modelo de mistura, as quais dependem do padrão de escoamento, que neste trabalho foi *Slug flow*.

No modelo de mistura, as variáveis primitivas do escoamento são expressas em termos de variáveis de mistura, permitindo a simplificação dos termos de transferência interfacial, mas mantendo a interação entre as fases através do movimento relativo, permitindo a aplicação do modelo de mistura em escoamentos disperso ou intermitente. (Lima, 2011).

Pauchon *et al* (1994) propuseram uma forma alternativa do modelo de mistura, para as equações de conservação da massa e quantidade de movimento para cada fase da mistura em termos das variáveis primitivas do problema, ao invés de utilizar as propriedades da mistura e a velocidade de difusão. Este modelo foi feito para o estudo em

regime estacionário e transiente. Para o fecho do sistema de equações do modelo é necessário o conhecimento da relação do deslizamento entre as fases da mistura.

O modelo de mistura tem as suas equações mais importantes baseadas na modificação do *drift flux model*. As equações de conservação de massa para as fases gás e líquido são definidas, pelas equações (3.9) e (3.10):

$$\frac{\partial}{\partial t} [\rho_G \alpha_G] + \frac{\partial}{\partial z} [\rho_G \alpha_G U_G] = \Gamma \quad (3.9)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} [\rho_L R_S] + \frac{\partial}{\partial z} [\rho_L R_S U_L] = -\Gamma \quad (3.10)$$

onde  $U_L = J_L/R_S$  e  $U_G = J_G/\alpha_G$  são as velocidades das fases de líquido e gás ponderadas pelas suas frações volumétricas de cada fase, sendo  $\alpha$  a fração de vazio e  $R_S$  a fração de líquido. A variável  $\Gamma$  é o termo condicional de transferência de massa interfacial.

A equação da conservação do movimento do modelo de mistura é definida por (Pauchon et al. 1994):

$$\begin{aligned} & \frac{\partial}{\partial t} [\rho_G \alpha_G U_G + \rho_L R_S U_L] + \frac{\partial}{\partial z} [C_{V,G} \rho_G \alpha_G (U_G)^2 + C_{V,L} \rho_L R_S (U_L)^2] \\ & = -\frac{\partial}{\partial z} P - \frac{f}{2D} [\rho_G \alpha_G + \rho_L R_S] J^2 - [\rho_G \alpha_G + \rho_L R_S] g \cdot \text{sen}(\theta) \end{aligned} \quad (3.11)$$

Sendo  $C_{V,L}$  e  $C_{V,G}$  são os coeficientes de covariância, respectivamente, das velocidades das fases de líquido e gás,  $\rho_L$  e  $\rho_G$  são as massas volúmicas do líquido e gás,  $D$  é o diâmetro interno da coluna,  $f$  é o fator de atrito,  $P$  é a pressão da mistura,  $z$  é a coordenada axial ao longo da coluna que varia de 0 até  $L$ ,  $\theta$  é a inclinação da coluna ( $90^\circ$ ). Quando os escoamentos são turbulentos os perfis de velocidade e concentração são aproximadamente planos, tal que o coeficiente de covariância da velocidade das fases é aproximadamente igual à unidade,  $C_{V,k} \cong 1$ . Portanto, este coeficiente é omitido das equações de conservação de quantidade de movimento e nas equações dos modelos que se seguem (Lima, 2011).

Considerando as condições de contorno, a equação da conservação da massa das fases gás e líquido, na ausência de transferência de massa,  $\Gamma = 0$ , são reduzidas para:

$$\frac{d}{dz} [\rho_k \alpha_k U_k] = 0 \quad \therefore \quad \rho_k \alpha_k U_k = G_k = cte \quad (3.12)$$

$$\frac{d}{dz} [\rho_L R_S U_L] = 0 \quad \therefore \quad \rho_L R_S U_L = G_L = cte \quad (3.13)$$

Com os fluxos mássicos  $G_G$  e  $G_L$  de cada fase mantendo-se constante ao longo da tubagem. Para o estado estacionário e com  $\sin(90^\circ) = 1$ , a equação (3.11) da conservação do momento da mistura fica:

$$\frac{d}{dz} \left[ \sum_{k=G,L} C_{V,k} \rho_k \alpha_k (U_k)^2 \right] = -\frac{d}{dz} P - \frac{f}{2D} [\rho_G \alpha_G + \rho_L R_S] J^2 - [\rho_G \alpha_G + \rho_L R_S] g \quad (3.14)$$

Rearranjando os termos da Equação (3.14) temos:

$$\frac{d}{dz} \left[ P + \sum_{k=G,L} C_{V,k} \rho_k \alpha_k (U_k)^2 \right] = -\frac{f}{2D} [\rho_G \alpha_G + \rho_L R_S] J^2 - [\rho_G \alpha_G + \rho_L R_S] g \quad (3.15)$$

Pode-se simplificar a equação (3.15) utilizando as velocidades das fases,  $U_G$  e  $U_L$ , com as relações de fração de gás e líquido,  $\alpha_G + R_S = 1$ , e a massas específicas da mistura,  $\rho_m = \alpha \rho_G + (1 - \alpha) \rho_L$ , temos:

$$\frac{d}{dz} [P + \alpha \rho_G (U_G)^2 + (1 - \alpha) \rho_L (U_L)^2] = -\mathcal{T}_{W,S} - \rho_m g \quad (3.16)$$

Onde  $\mathcal{T}_{W,S}$  é a força de atrito na parede por unidade de volume da mistura. Na equação (3.16) nota-se que na formulação do modelo de mistura, existem 3 variáveis para serem determinadas:  $P$ ,  $\alpha$  e  $\mathcal{T}_{W,S}$ . Estas variáveis são dependentes do padrão de escoamento, no caso deste trabalho, *slug*.

### 3.5.2 Padrão de Escoamento

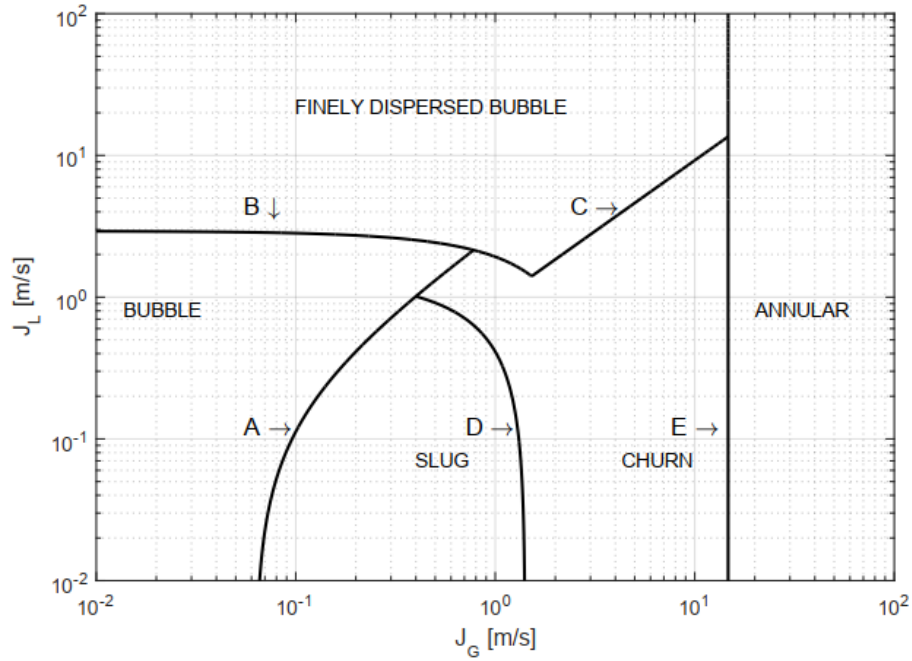
Há uma grande variedade de mapas de padrões de escoamento em tubo vertical na literatura. O algoritmo implementado nesse trabalho é capaz de determinar o padrão de escoamento a partir das velocidades das fases de entrada na tubagem. O mapa de padrão de escoamento segue as equações de transições apresentadas por (Taitel et al. 1980) figura (3.15). A equação (3.17) é a de transição de *Bubble flow* para *Slug flow*:

$$J_G = 3J_G - 1.15 \left[ \frac{g(\rho_L - \rho_G)}{\rho_L^2} \right] \quad (3.17)$$

A equação (3.17) é representada pela curva A da figura (3.15). Onde  $\rho_L$  e  $\rho_G$  são, respectivamente a massa volúmica do líquido e a massa volúmica do gás,  $g$  é a aceleração da gravidade,  $\sigma$  é a tensão superficial gás-líquido. A equação (3.18) que representa a curva (B) figura (3.15), relaciona as velocidades superficiais  $J_L$  e  $J_G$  na qual o regime *Slug flow* não pode existir. O limite máximo do domínio da curva (B), deve acontecer quando a fração de vazio for um valor  $\alpha = 0,52$  e começa a curva (C) da figura (3.15), representada pela equação (3.19).

$$J_L = 4 \left\{ \frac{D^{0,429} (\sigma / \rho_L)^{0,089} \left[ \frac{g(\rho_L - \rho_G)}{\rho_L} \right]^{0,446}}{\left( \frac{\rho_L}{\rho_L} \right)^{0,072}} \right\} - J_G \quad (3.18)$$

$$\frac{J_G}{J_G + J_L} = 0,52 \quad (3.19)$$



**Figura 3.15:** Mapa dos padrões de escoamento ar-água ascendente para uma tubagem de 50mm de diâmetro. (Taitel et al. 1980), adaptado.

A equação (3.20) descreve a curva (D), na figura (3.15), que representa a transição entre o regime *Slug flow* e *Churn flow*.

$$\frac{L_E}{D} = 40,6 \left( \frac{J_G + J_L}{\sqrt{gD}} + 0,22 \right) \quad (3.20)$$

onde  $L_E$  é o comprimento da tubagem. A transição de Churn flow para Annular Flow representada pela equação (3.21) descreve a máxima velocidade que o escoamento do gás atinge, delimitada pela curva (E) da figura (3.15).

$$J_G = \frac{3,1[\sigma g(\rho_L - \rho_G)]^{1/4}}{\rho_g^{1/2}} \quad (3.21)$$

Com essas equações apresentadas e com os parâmetros de velocidades superficiais, massas volúmicas, viscosidades, tensão superficial entre as fases, diâmetro, comprimento e rugosidade do tubo e sua inclinação, é possível elaborar um algoritmo que prevê o padrão de escoamento.

### 3.5.3 Fração de Vazio.

A fração de vazio  $\alpha$ , no caso do padrão de deslocamento slugs, é determinada pelo modelo baseado na lei cinemática de deslizamento proposta por Nicklin et al (1962), que é desenvolvido a partir do balanço volumétrico, em função da velocidade superficial de gás e da velocidade de translação da bolha alongada, equação (3.22):

$$\alpha = \frac{J_G}{U_T} \quad (3.22)$$

onde  $U_T$  é a velocidade de translação da bolha alongada ou Bolha de Taylor. Definida de acordo com a proposta de Nicklin *et al.* (1962), que propôs uma correlação que descreveria o comportamento da velocidade de translação de uma única bolha inserida em meio líquido escoando verticalmente, assumindo que a bolha se desloca com a velocidade da mistura, acrescida da velocidade de deslizamento local, equação (3.23):

$$U_T = C_{0,T}J + V_{\infty,T} \quad (3.23)$$

onde  $V_{\infty,T} = C_{\infty,T}(gD\Delta\rho/\rho_L)^{1/2}$  que na prática é a velocidade de subida de uma bolha em meio líquido estagnado. De acordo com Pinto *et al.* (2007) pode-se utilizar o valor de referência  $V_{\infty,T} = 0,20 \text{ m/s}$ , devido as características geométricas da tubagem e as propriedades dos fluidos, sem que se resulte em um erro considerável no cálculo da velocidade de translação da bolha.

Para a bolha alongada, o parâmetro de distribuição  $C_{0,T}$  e a velocidade de deslizamento local adimensional  $C_{\infty,T}$ , são dependentes da inclinação da tubulação e dos seguintes grupos adimensionais: Reynolds, Froude, Eötvös. No caso escoamento vertical e regime turbulento, de acordo com Bendiksen (1984) e Weber (1981), pode-se considerar  $C_{0,T} = 1,2$  e  $C_{\infty,T}$  determinado pela equação (3.24):

$$C_{\infty,T} = \frac{0,345}{(1 + 3805Eo^{-3,06})^{0,58}} \quad (3.24)$$

onde o parâmetro  $Eo$  é o número de Eötvös definido por  $Eo = \Delta\rho D^2 g / \sigma$ , com  $\Delta\rho = \rho_L - \rho_G$ .

Sabendo que o escoamento intermitente se divide em duas regiões: as bolhas alongadas e pistão de líquido areado. No pistão de líquido, as velocidades das bolhas dispersas  $U_B$  seguem a mesma correlação proposta por Nicklin *et al.* (1962), equação (3.25).

$$U_B = C_{0,B}J + V_{\infty,B} \quad (3.25)$$

Onde  $V_{\infty,B} = C_{\infty,B}(\Delta\rho Dg/\rho_L)^{1/2}$ . Para as bolhas dispersas, o parâmetro de distribuição  $C_{0,B}$  e a velocidade de deslizamento local adimensional  $C_{\infty,B}$  são definidos de acordo com Barnea *et al.* (1985), as equações (3.26) e (3.27), respectivamente.

$$C_{0,B} = 1,0 + 0,2\text{sen}^2(\theta) \quad (3.26)$$

$$C_{\infty,B} = 1,54(R_S)^n Eo^{-1/4} \text{sen}(\theta) \quad (3.27)$$

onde  $n$  é um parâmetro que assume o valor 0 para o regime de bolhas agitadas e 7/4 para bolhas distorcidas, essa classificação é dependente do diâmetro das bolhas. Neste trabalho  $\theta = 90^\circ$  e  $\text{sen}(\theta) = 1$ . Além das propriedades apresentadas o escoamento intermitente também depende da sua fração de líquido no pistão  $R_S$  e a fração de filme de líquido  $R_F$ . A fração de líquido do pistão é por definição a razão entre o volume ocupado pelo líquido e o volume total ocupado pelo pistão, determinada geralmente a partir de correlações, obtidas por dados experimentais, que expressam  $R_S$  com um valor médio para todo o pistão. A correlação utilizada nesse trabalho é de Gomez *et al.* (2000), definida para tubagens com inclinação  $0^\circ \leq \theta \leq 90^\circ$  de acordo com a equação (3.28):

$$R_S = \exp[-(2,48 \times 10^{-6} Re + 0,45\theta)] \quad (3.28)$$

onde  $Re$  é o número de Reynolds calculado por  $Re = \rho_L J D / \mu_L$ . O modelo para descrever o perfil de filme de líquido a partir do modelo de dois fluidos, neste trabalho baseou-se no modelo de Taitel e Barnea (1990). Considerando que a pressão é a mesma para as fases na região do filme, pode-se definir que a taxa de variação da espessura do filme de líquido  $H_F$  com o deslocamento axial  $z_F$  é determinada pela equação (3.29):

$$\frac{dH_F}{dz_F} = \frac{\frac{\tau_{W,F}S_F}{A} - \left(\frac{R_F}{1-R_F}\right)\frac{\tau_{W,C}S_C}{A} - \left(\frac{1}{1-R_F}\right)\frac{\tau_I S_I}{A} + R_F\Delta\rho g \sin(\theta)}{R_F\Delta\rho g \cos(\theta) - \left[\rho_F(U_F - U_T)^2 + \left(\frac{R_F}{1-R_F}\right)\rho_C(U_C - U_T)^2\right]\frac{S_I}{A}} \quad (3.29)$$

Na região em que não há uma variação significativa da espessura de filme  $H_F$  com o deslocamento axial  $z_F$ , onde  $dH_F/dz_F \rightarrow 0$ , simplifica-se para equação (3.30), que é obtida através da relação da equação (3.16) da conservação da quantidade de movimento das fases, de modo a eliminar o gradiente de pressão, permitindo representá-la desse modo:

$$f_1(H_F) = \frac{\tau_{W,F}S_F}{A} - \left(\frac{R_F}{1-R_F}\right)\frac{\tau_{W,C}S_C}{A} - \left(\frac{1}{1-R_F}\right)\frac{\tau_I S_I}{A} + R_F\Delta\rho g \sin(\theta) = 0 \quad (3.30)$$

Sendo  $f_1(H_F)$  uma função implícita de  $H_F$  obtida a partir do balanço de forças e  $\Delta\rho = \rho_L - \rho_G$  a diferença entre as massas específicas do filme de líquido e do núcleo gasoso.

As tensões de cisalhamento na parede da bolha  $\tau_{W,C}$ , do filme de líquido  $\tau_{W,F}$  e a tensão de corte interfacial  $\tau_I$  definida utilizando as velocidades relativas entre o núcleo gasoso e o filme de líquido, são representadas, respectivamente pelas equações (3.31), (3.32) e (3.33):

$$\tau_{W,C} = \frac{C_{f,C}\rho_C U_C |U_C|}{2} \quad (3.31)$$

$$\tau_{W,F} = \frac{C_{f,F}\rho_F U_F |U_F|}{2} \quad (3.32)$$

$$\tau_I = \frac{C_{f,I}\rho_C (U_C - U_F) |U_C - U_F|}{2} \quad (3.33)$$

Os fatores de atrito, da bolha alongada  $C_{f,C}$  e do filme de líquido  $C_{f,F}$  são calculados pela fórmula explícita de Haaland (1983), representada, respectivamente, pelas equações (3.34) e (3.35).

$$C_{f,C} = \{-3,6 \log[(\varepsilon/3,7D_C)^{1,11} + 6,9/Re_C]\}^{-2} \quad (3.34)$$

$$C_{f,F} = \{-3,6 \log[(\varepsilon/3,7D_F)^{1,11} + 6,9/Re_F]\}^{-2} \quad (3.35)$$

Onde  $\varepsilon$  é a rugosidade absoluta da tubagem. Essa fórmula é dependente dos seus respectivos números de Reynolds da bolha alongada  $Re_C$  e do filme de líquido  $Re_F$  definido, respectivamente, pelas equações (3.36) e (3.37):

$$Re_C = \frac{\rho_G U_C D_C}{\mu_G} \quad (3.36)$$

$$Re_F = \frac{\rho_L U_F D_F}{\mu_L} \quad (3.37)$$

O fator de atrito interfacial  $C_{f,I}$  é estimado através da correlação proposta por Wallis (1969) para interface concêntrica, equação (3.38):

$$C_{f,I} = C_{f,C}^* (1 + 300\delta) \quad (3.38)$$

Onde se considera um fator de atrito da bolha alongada constante  $C_{f,C}^* = 0,005$ . A integração da equação (3.29) determina a espessura do filme em cada posição  $z_F$ , até que  $L_F = \sum z_F$  satisfaça o balanço volumétrico de gás determinado por:

$$J_G = (1 - R_S)U_B + (R_S - \overline{R}_F)L_F f_e \quad (3.39)$$

Sendo  $\overline{R}_F = (1/L_F) \int_0^{L_F} R_F dz_F$  a fração de filme de líquido média e o comprimento do pistão de líquido  $L_S$  pode ser determinado pela equação:

$$L_S = \left( \frac{U_T}{f_e} \right) - L_F \quad (3.40)$$

Portanto, a equação é resolvida com a condição de contorno de saída da tubagem, utilizando um método de solução de equações não lineares como o método da secante, para determinar  $H_F$  e as demais variáveis relacionadas. Em passo de integração  $\Delta z$  do modelo de dois fluidos, considera-se a redução de volume da bolha alongada devido ao aumento da pressão.

### 3.5.4 Modelo de Força de Atrito.

O modelo fenomenológico foi utilizado para estimar o valor da força de atrito  $\mathcal{T}_W$ . É um método mais complexo que necessita do conhecimento de como e qual a proporção das fases que estão em contato com a parede. Um modelo que requer que capture a influência das fases e está diretamente relacionado com o padrão de escoamento, que os classifica em: disperso, separado e intermitente.

No caso desse trabalho, padrão intermitente, constitui-se em duas regiões em contato com a parede da tubagem: um filme de líquido com o núcleo gasoso e uma corrente líquida com bolhas dispersas. Esta classificação possibilita a representação de um modelo para  $\mathcal{T}_W$  semelhante ao proposto por Pauchon *et al.* (1993), equação (3.41):

$$\mathcal{T}_W = \beta(\mathcal{T}_{W,C} + \mathcal{T}_{W,F}) + (1 - \beta)\mathcal{T}_{W,S} \quad (3.41)$$

Sendo  $\mathcal{T}_{W,C}$  e  $\mathcal{T}_{W,F}$  as forças de atrito na parede por unidade de volume da bolha alongada e do filme de líquido,  $\mathcal{T}_{W,S}$  a força de atrito na parede por unidade de volume da corrente líquida escoamento disperso. As forças de atrito na parede por unidade de volume são definidas pelo produto entre as suas tensões de corte e o perímetro, pela área da seção transversal das fases que estão em contato com a parede da tubagem, descrita pelas equações (3.42), (3.43) e (3.44):

$$\mathcal{T}_{W,C} = \frac{\tau_{W,C} S_C}{A} \quad (3.42)$$

$$\mathcal{T}_{W,F} = \frac{\tau_{W,F} S_F}{A} \quad (3.43)$$

$$\mathcal{T}_{W,S} = \frac{\tau_{W,S} S}{A} = \frac{2C_f \rho_m J^2}{D} \quad (3.44)$$

Onde  $C_f$  é o fator de atrito da mistura, dado pela fórmula empírica de Haaland (1983), equação (3.45), em função do número de Reynolds da mistura,  $Re_m$ , definido pela equação (3.46). Note-se que o fator de atrito da Equação se relaciona com o fator de atrito  $f$  da Equação por:  $f = 4C_f$ . Estas duas variáveis são dependentes da mistura: massa volúmica  $\rho_m$  e a viscosidade  $\mu_m$  da mistura são, respectivamente, definidas pelas equações (3.47) e (3.48) de acordo com Dukler *et al.* (1964).

$$C_f = \left\{ -3,6 \log \left[ \left( \frac{\varepsilon}{3,7D} \right)^{1,11} + \frac{6,9}{Re_m} \right] \right\}^{-2} \quad (3.45)$$

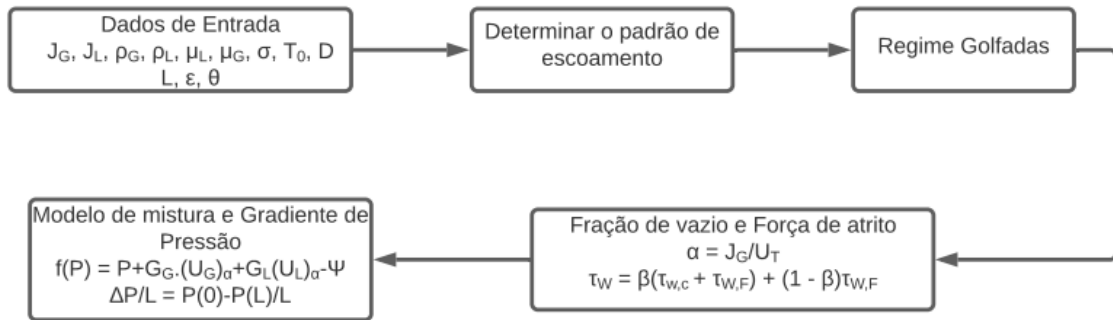
$$Re_m = \frac{\rho_m J D}{\mu_m} \quad (3.46)$$

$$\rho_m = \alpha \rho_G + (1 - \alpha) \rho_L \quad (3.47)$$

$$\mu_m = \alpha\mu_G + (1 - \alpha)\mu_L \quad (3.48)$$

### 3.5.5 Solução do Modelo de Mistura.

Neste trabalho a solução do modelo de mistura desenvolvida, tem como principal referência o trabalho de Lima (2011). Os dados de entrada são definidos no início do modelo, com as propriedades dos fluidos e com as condições geométricas da tubagem. Em seguida determina-se o padrão de escoamento. No caso do padrão de escoamento *slug*, a fração de vazio e a força de atrito são calculados de acordo com as equações (3.22) e (3.41). Outros padrões de escoamento além do *slug*, não serão descritos neste trabalho. O último passo é o cálculo iterativo do gradiente de pressão, que não foi medido experimentalmente, mas faz parte do modelo de solução.



**Figura 3.16:** Fluxograma da solução do modelo de mistura para o regime de escoamento golfadas.

Solucionando a equação (3.14) o modelo de mistura é resolvido. No entanto, a equação (3.14) foi reduzida para uma equação diferencial ordinária não homogênea:

$$\frac{d}{dz} [\Psi(z)] = -\mathcal{T}_{W,S}(z) - \rho(z) \cdot g \cdot \text{sen}(\theta) \quad (3.49)$$

onde  $\Psi(z) = P(z) + G_G U_G(z) + G_L U_L(z)$  é uma função implícita de  $P(z)$ . A partir das equações (2.11), (2.12) e (2.14) é possível mostrar que as variáveis,  $\rho(z)$ ,  $U_G(z)$  e  $U_L(z)$  da equação (3.49) também são dependentes de  $P(z)$  como representado nas equações (3.50), (3.51) e (3.52):

$$U_G(z) = J_G(L)[P(L)/P(z)]/\alpha(z) \quad (3.50)$$

$$U_L(z) = J_L/[1 - \alpha(z)] \quad (3.51)$$

$$\rho(z) = \alpha(z)\rho_G(L)[P(z)/P(L)] + \rho_L[1 - \alpha(z)] \quad (3.52)$$

onde  $L$  é o ponto de medição da segunda toma de pressão dos fluidos na coluna, onde as variáveis são conhecidas. Estas equações são deduzidas das equações da relação cinemática de velocidades (2.19), (2.20) e (2.21). A solução da equação depende da determinação das equações para  $\alpha(z)$  e  $\mathcal{T}_W(z)$ , de acordo com o padrão de escoamento, que estão frequentemente relacionadas às velocidades superficiais das fases, propriedades de transporte e geometria da tubagem, portanto,  $\alpha(z)$  e  $\mathcal{T}_W(z)$  também apresentam dependência com  $P(z)$ .

A equação é numericamente integrada utilizando uma rotina do método numérico Runge-Kutta de quarta ordem, programada em *Matlab*. O passo de integração  $\Delta z$  utilizada foi de  $D/4$ , onde mostrou-se suficiente para a solução do modelo. A variável  $P(z)$  é determinada através de uma solução iterativa de uma função implícita  $f(P)$ , definida por:

$$f(P) = P + G_G U_G + G_L U_L - \Psi = 0 \quad (3.53)$$

A solução da equação pode ser resolvida através do método numérico da secante, referido na secção (2.7), a cada passo de integração  $\Delta z$ .

As condições de contorno para a solução das equações são: as velocidades superficiais das fases  $J_L, J_G$  e a pressão da mistura  $P$ . Também é necessário a definição da temperatura do escoamento  $T_0$  e a propriedades dos fluidos como as viscosidades  $\mu_L$  e  $\mu_G$ , as massas volúmicas  $\rho_G$  e  $\rho_L$  e a tensão superficial  $\sigma$ . Para a geometria da coluna é necessário definir o diâmetro interno  $D$ , o comprimento  $L$  e a rugosidade absoluta  $\varepsilon$ .

Nesse trabalho os valores utilizados foram: para as massas volumicas  $\rho_L = 997 \text{ (kg/m}^3\text{)}$  e  $\rho_G = 1,18 \text{ (kg/m}^3\text{)}$ ; para as viscosidades  $\mu_L = 9,93 \times 10^{-4} \text{ [kg/(m.s)]}$  e  $\mu_G = 1,84 \times 10^{-5} \text{ [kg/(m.s)]}$ ; para a tensão superficial  $\sigma = 0,072 \text{ (N/m)}$ .

### 3.6 Códigos computacionais do modelo.

O código computacional desenvolvido, validado através da comparação dos resultados obtidos com ensaios experimentais, escrito em linguagem de programação *Matlab*, tem como principal referência o modelo da tese de doutoramento de (Lima, 2011). No código da secção a seguir é apresentado o procedimento numérico de solução dos parâmetros de fechamento  $\alpha$  e  $\mathcal{T}_W$  para o escoamento *Slug Flow*.

### 3.6.1 - Código para determinação da fração de vazio $\alpha$ e a força de atrito $\mathcal{J}_W$ para o escoamento *slug flow*.

```
function [Alfa, Tal_W] = algoritmo_5_5(J_G, J_L, J, ro_G, ro_L, delta_ro,
mi_G, mi_L, sigma, D, L, S, A, teta, e, g, P, P_atm)

% clc
% clear all
% close all
% Dados de entrada

%1-Atribuir valores para as massas volumicas e as viscosidades.
ro_C = ro_G; %massa volumica do gas para a bolha alongada
ro_F = ro_L; %massa volumica do liquido para o filme de liquido
mi_C = mi_G; %viscosidade do gas para a bolha alongada
mi_F = mi_L; %viscosidade do liquido para o filme de liquido

%2-Cálculo da frequência da célula unitária
f = 1/Tb; %Frequencia da célula da celula unitaria de [Hz]
Tb = 16100*(D/J)*((J_G/J)^(1.38))*((J_L/J)^(-0.166))*((J/sqrt(g*D))^(-
0.317))*(((ro_L*D*J)/mi_L)^(1.61))*(((ro_L*D*J^2)/sigma)^(-0.564))*
((mi_G/mi_L)^(0.333))*((ro_G/ro_L)^(3.04))+0.087; %Periodo do slug

%3-Cálculo da fração de líquido
R_S1 = exp(-(2.48e-6*Re+0.45*teta));

%4- Calculo da velocidade de translação da bolha alongada
U_T = C_0T*J + V_inf_T; %Velocidade de translação da bolha alongada
(Nicklin_1962)
V_inf_T = C_inf_T*((delta_ro*g*D/ro_L)^(1/2)); %Velocidade da bolha
alongada escoamento em meio estagnado
C_0T = 1.2; %Parametro de distribuição das bolhas alongada
C_inf_T = 0.345/(1+(3805*(E_o^(-3.06))))^(0.58); %Velocidade de
deslizamento local adimensional

%5 - Calculo da velocidade das bolhas dispersas
C_0B = 1.2; %Parametro de distribuição das bolhas
C_inf_B = 1.54*(R_S1^(7/4))*(E_o^(-1/4));
V_inf_B = C_inf_B*((delta_ro*g*D/ro_L)^(1/2));
U_B = C_0B*J+V_inf_B;

%6 - Calculo inicial da fração de vazio
Alfa = J_G/(C_0T*J+V_inf_T);
R_S = 1-Alfa;

%7 - Calcular os comprimentos do pistão de liquido e do filme de liquido.
Calcular as forças de atrito na parede por unidade de volume da bolha
alongada e do filme de liquido.
[L_F, L_S, Tal_WC, Tal_WF] = algoritmo_4_4(J_G, J, ro_C, ro_F, mi_C, mi_F,
D, A, teta, e, f, R_S, U_T, U_B, g, delta_ro);

%8 - Calcular a massa especifica e viscosidade da mistura
ro_S = ((1-R_S)*ro_G) + (R_S*ro_L);
mi_S = ((1-R_S)*mi_G) + (R_S*mi_L);

%9 - Calcular o número de Reynolds da mistura
Re_S = (ro_S*J*D)/(mi_S);
```

```

%10 - Calcular o fator de atrito da mistura
Cf_S = (-3.6*log10((e/(3.7*D))^(1.11)+(6.9/Re_S)))^(-2);

%11 - Calcular a tensão de cisalhamento na parede da mistura
tal_WS = (Cf_S*ro_S*(J^2))/2;

%12 - Calcular a força de atrito na parede da mistura.
Tal_WS = (tal_WS*S)/A;

%13 - Calcular o fator de intermitência.
Beta = (L_F*(P_atm/P)/L_F*(P_atm/P)+L_S);

%14 - Calcular a força de atrito.
Tal_W = ((Beta*(Tal_WC+Tal_WF)+(1-Beta)*Tal_WS));

Tal_W;
Alfa;

end

```

O procedimento numérico de solução dos parâmetros de fechamento  $\alpha$  e  $\mathcal{T}_w$  para o escoamento *Slug Flow*, depende dos valores da determinação do perfil de líquido e demais variáveis relacionadas, do código da secção a seguir.

### 3.6.2 - Código para determinação dos comprimentos do pistão de líquido $L_S$ e do filme de líquido $L_F$ , e das forças de atrito na parede por unidade de volume da bolha alongada $\mathcal{T}_{WC}$ e do filme de líquido $\mathcal{T}_{WF}$ .

```

function [L_F, L_S, Tal_WC, Tal_WF] = algoritmo_4_3(J_G, J, ro_C, ro_F,
mi_C, mi_F, D, A, teta, e, f, R_S, U_T, U_B, g, delta_ro)

%% Dados iniciais do algoritmo 5.5
% clc
% clear all
% close all
% Dados de entrada

%1 - Calcular a espessura do filme de liquido de forma implícita
utilizando o método da secante.
L_F = 0; %Comprimento do filme de liquido
z_F = 0;
DeltaH_F = 1e-3;
if R_S < 1
    R_F = R_S;
    Y = @(X) ((4/D^2)*(X^2)) - ((4/D)*X) + R_F;
    X0 = 0; %Valor aproximado do limite inferior
    X1 = 1; %Valor aproximado do limite superior
    erro = 100;
    tol = 0.000001;
    while erro >= tol
        Xa = X1 - ((feval(Y, X1) .* (X0 - X1)) ./ (feval(Y, X0) - feval(Y, X1)));
        erro = abs((Xa - X1) / Xa);
        X0 = X1;
    end
end

```

```

        X1 = Xa;
    end
    H_F = Xa;
else
    H_F = D - DeltaH_F;
end

%2 - Determinar as propriedades geométricas para uma interface
concentrica
S_C = 0; %perimetro molhado da fase gás
S_F = pi*D; %Perimetro da fase molhada de líquido
S_I = pi*D*(1-2*(H_F/D)); %Perimetro interfacial
D_C = D*(1-(2*(H_F/D))); %Diametro hidraulico de fase gas
D_F = D*(4*(H_F/D)*(1-(H_F/D))); %Diamtro hifraulico da fase liquida
R_F = 4*(H_F/D)*(1-(H_F/D)); %Fracao de filme de liquido

%3 - Calcular as velocidades, do gás na bolha alongada e do filme de
liquido.
U_C = (((R_S-R_F)*U_T)+((1-R_S)*U_B))/(1-R_F);
U_F = (J+((R_F-R_S)*U_T)-(U_B*(1-R_S)))/R_F;

%4 - Calcular os números de Reynolds, para a bolha alongada e para o
liquido.
Re_C = (ro_C*U_C*D_C)/mi_C;
Re_F = (ro_F*U_F*D_F)/mi_F;

%5 - Calcular os fatores de atrito, da bolha alongada, do filme de
liquido e interfacial.
Cf_C = (-3.6*log10((e/(3.7*D_C))^(1.11)+(6.9/Re_C)))^(-2);
Cf_F = (-3.6*log10((e/(3.7*D_F))^(1.11)+(6.9/Re_F)))^(-2);
Cf_I = Cf_C*(1+300*(H_F/D));

%6 - Calcular as tensões de cisalhamento, da bolha alongada, do filme
de liquido e interfacial.
tal_WC = (Cf_C*ro_C*(U_C^2))/2;
tal_WF = (Cf_F*ro_F*(U_F^2))/2;
tal_WI = (Cf_I*ro_C*((U_C-U_F)^2))/2;

%7 - Calcular a força de atrito por unidade de volume, da bolha
alongada e do filme de liquido.
Tal_WC = (tal_WC*S_C)/A;
Tal_WF = (tal_WF*S_F)/A;

%8 - Calcular a variação da espessura de filme de liquido com o
delocamento.
dH_F = numerador/denominador;
numerador = (tal_WF*S_F/A)-((R_F/(1-R_F))*((tal_WC*S_C)/A))-((1/(1-
R_F))*((tal_WI*S_I)/A))+ (R_F*delta_ro*g);
denominador = -((ro_F*(U_F-U_T)^2)+((R_F/(1-R_F))*ro_C*((U_C-
U_T)^2)))*(S_I/A);

%9 - Atribuir as grandezas H_F, R_F, Tal_WC, Tal_WF serão as grandezas
medias.
H_F_media = 0;
R_F_media = 0;
Tal_WC_media = 0;
Tal_WF_media = 0;

%10 - Condição para atribuir valores para espessura do filme de
liquido e retomar a etapa 2.

```

```

if dH_F >= 0
    H_F = H_F -DeltaH_F;

else
    posicao=0;

%11 - Não atribuindo a condição da etapa 10, atribuir essa condição e
repetir as etapas de 2 até 8.
    while J_G >= (1-R_S)*U_B+(R_S-R_F_media)*L_F*f
        posicao=posicao+1
        H_F = H_F-DeltaH_F;
        z_F = z_F + DeltaH_F/dH_F;
        L_F = z_F;

%12 - Repetição das etapas de 2 até 8.
%2 - Determinar as propriedades geometricas para uma interface
    %concentrica
    S_C = 0; %perimetro molhado da fase gás
    S_F = pi*D; %Perimetro da fase molhada de líquido
    S_I = pi*D*(1-2*(H_F/D)); %Perimetro interfacial
    D_C = D*(1-(2*(H_F/D))); %Diametro hidraulico de fase gas
    D_F = D*(4*(H_F/D)*(1-(H_F/D))); %Diamtro hifraulico da fase
liquida
    R_F = 4*(H_F/D)*(1-(H_F)/D); %Fracao de filme de liquido

%3 - Calcular as velocidades, do gás na bolha alongada e do filme de
liquido.
    U_C = ((R_S-R_F)*U_T)+((1-R_S)*U_B)/(1-R_F);
    U_F = (-1)*(J+((R_F-R_S)*U_T)-(U_B*(1-R_S)))/R_F;

%4 - Calcular os números de Reynolds, para a bolha alongada e para o
liquido.
    Re_C = (ro_C*U_C*D_C)/mi_C;
    Re_F = (ro_F*U_F*D_F)/mi_F;

%5 - Calcular os fatores de atrito, da bolha alongada, do filme de
liquido e interfacial.
    Cf_C = (-3.6*log10((e/(3.7*D_C))^(1.11)+(6.9/Re_C)))^(-2);
    Cf_F = (-3.6*log10((e/(3.7*D_F))^(1.11)+(6.9/Re_F)))^(-2);
    Cf_F =real(Cf_F)^2+imag(Cf_F)^2;
    Cf_I = Cf_C*(1+300*(H_F/D));

%6 - Calcular as tensões de cisalhamento, da bolha alongada, do filme
de liquido e interfacial.
    tal_WC = (Cf_C*ro_C*(U_C^2))/2;
    tal_WF = (Cf_F*ro_F*(U_F^2))/2;
    tal_WI = (Cf_I*ro_C*((U_C-U_F)^2))/2;

%7 - Calcular a força de atrito por unidade de volume, da bolha
alongada e do filme de liquido.
    Tal_WC = (tal_WC*S_C)/A;
    Tal_WF = (tal_WF*S_F)/A;

%8 - Calcular a variação da espessura de filme de liquido com o
delocamento.
dH_F = numerador/denominador;
numerador = (tal_WF*S_F/A)-((R_F/(1-R_F))*((tal_WC*S_C)/A))-((1/(1-
R_F))*((tal_WI*S_I)/A))+ (R_F*delta_ro*g);
denominador = -((ro_F*(U_F-U_T)^2)+((R_F/(1-R_F))*ro_C*((U_C-
U_T)^2)))*(S_I/A);

```

%13 - Criar uma variável auxiliar e atribuir valores médios para as grandezas, espessura do filme de líquido, fração do filme de líquido, forças de atrito por unidade de volume da bolha alongada e do filme de líquido.

```
H_F_media = (H_F_media+(H_F*DeltaH_F/(dH_F)))/L_F;  
R_F_media = (R_F_media+(R_F*DeltaH_F/(dH_F)))/L_F;  
Tal_WC_media = (Tal_WC_media+(Tal_WC*DeltaH_F/(dH_F)))/L_F;  
Tal_WF_media = (Tal_WF_media+(Tal_WF*DeltaH_F/(dH_F)))/L_F;
```

end

```
H_F = H_F_media;  
R_F = R_F_media;  
Tal_WC = Tal_WC_media;  
Tal_WF = Tal_WF_media;
```

%14 - Calcular o comprimento do pistão de líquido.

```
L_S = (U_T/f)-L_F;
```

end

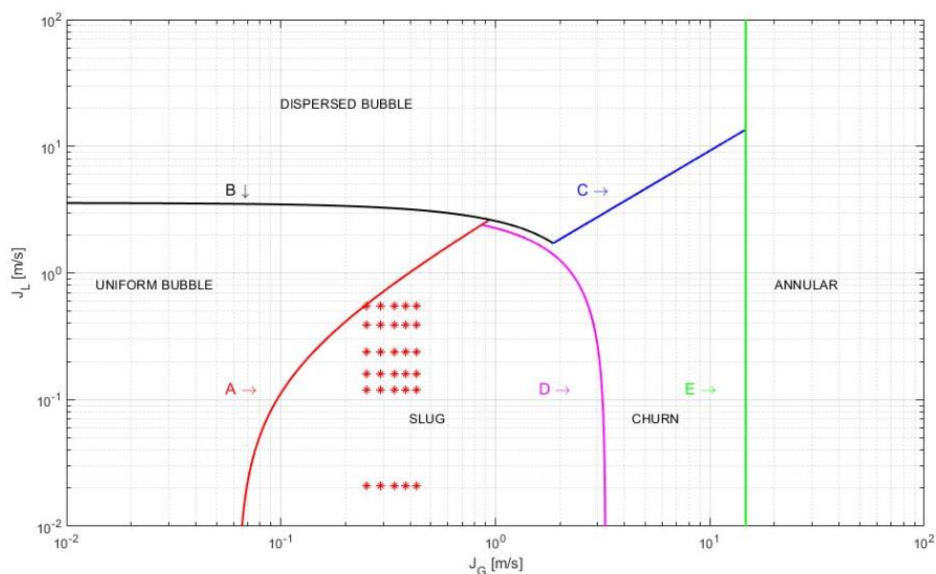
end

## 4 - Resultados e discussões.

O trabalho incidiu sobre a fração de vazio ou retenção de gás, num escoamento ascendente de ar – água, numa tubagem vertical no padrão de *Slug flow*. Realizou-se um estudo experimental e numérico para validar o modelo de mistura com 30 testes experimentais. Utilizou-se diferentes velocidades superficiais de gás e líquido: 6 velocidades superficiais de líquido  $J_L$  variando de  $2,1 \times 10^{-2}$  até  $55 \times 10^{-2} \text{ m/s}$  e 5 velocidades superficiais de gás  $J_G$  variando de  $25 \times 10^{-2}$  até  $43 \times 10^{-2} \text{ m/s}$ . O escoamento deu-se em regime turbulento, com base na velocidade da mistura  $J = J_G + J_L$ . O número de Reynolds baseado na velocidade superficial da mistura e nas propriedades da água, calculado por  $Re = \rho_L J D / \mu_L$ , variou entre 8707 e 31486. O número de Reynolds baseado na velocidade e nas propriedades da mistura, calculado pela equação (3.46) variou entre 14107 e 25530. Ambos os valores são para o regime turbulento de acordo com Pinto *et al.* (1998).

### 4.1 Mapa de Padrões de Escoamento.

Para resolver o modelo de mistura, como visto na secção (3.5.5), primeiro é necessário determinar o padrão ou regime de escoamento a partir das velocidades superficiais, das propriedades físicas dos fluidos e da geometria da tubagem. Utilizou-se neste trabalho o mapa de padrões de escoamento obtido por (Matoba 2019), representado na figura (4.1).

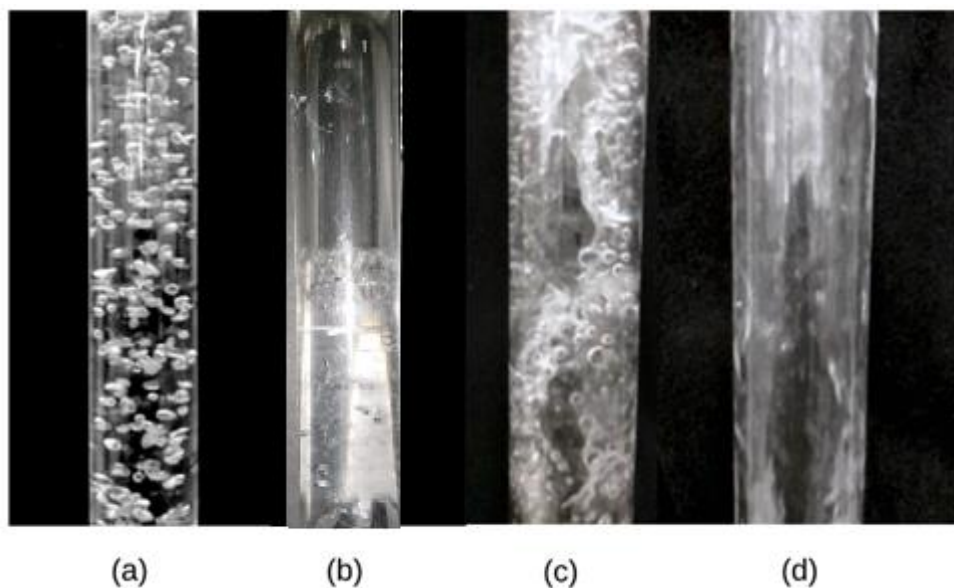


**Figura 4. 1:** Mapa dos padrões de escoamento ar-água vertical ascendente em uma tubagem com 32 mm de diâmetro e localização dos pontos experimentais.

Esperava-se um mapa idêntico ao apresentado por Taitel *et al.* (1980), figura (2.3), por ter utilizado as mesmas equações de transição. As curvas de transição entre cada padrão de escoamento são descritos pelas equações. Equação (3.17) – curva A; Equação (3.18) – curva B; Equação (3.19) – curva C; Equação (3.20) – Curva D; Equação (3.21) – curva E.

Na figura (4.1) observa-se os 30 pontos experimentais, a vermelho, escolhidos nos testes para obtenção dos dados de fração de vazio. Todos os pontos estão dentro da região do mapa correspondente ao padrão *slug flow*, uma vez que os valores das velocidades,  $J_G$  e  $J_L$ , ensaiados permitem ultrapassar o limite da curva A do padrão de escoamento *bubble flow*. Este padrão de escoamento, *slug flow*, mostra-se na Figura 4.2(b). As formas e trajetórias dos slugs são influenciados pelas interações dinâmicas causadas pela esteira e também pelas pequenas bolhas presentes no pistão de líquido.

Realizou-se também a visualização dos padrões de escoamento por dois métodos: a olho nu e através de uma câmara de alta velocidade. Os padrões são mostrados na figura (4.2).



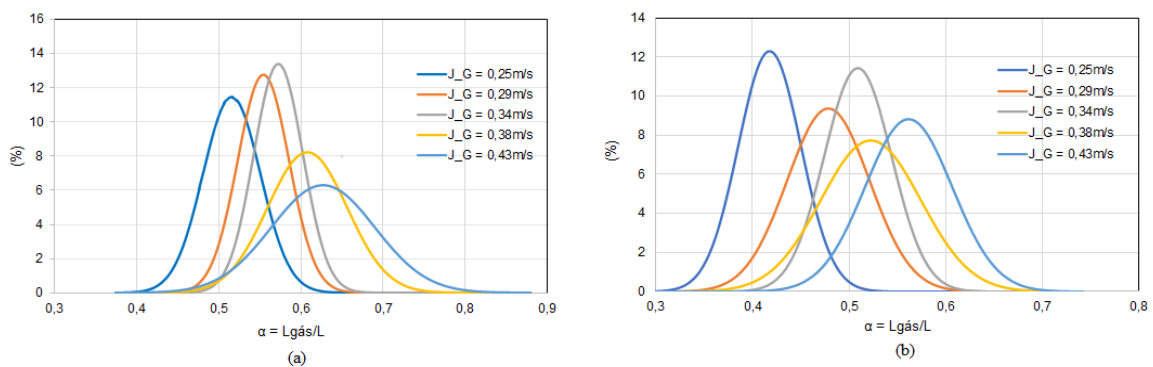
**Figura 4.2:** Padrões de escoamento obtidos na instalação experimental, para um escoamento ar-água ascendente vertical. (a)Bolhas - Bubble Flow, (b)Bolhas Alongadas – Slug Flow, (c)Esfarrapado – Churn flow e (d)Anular – Annular flow.

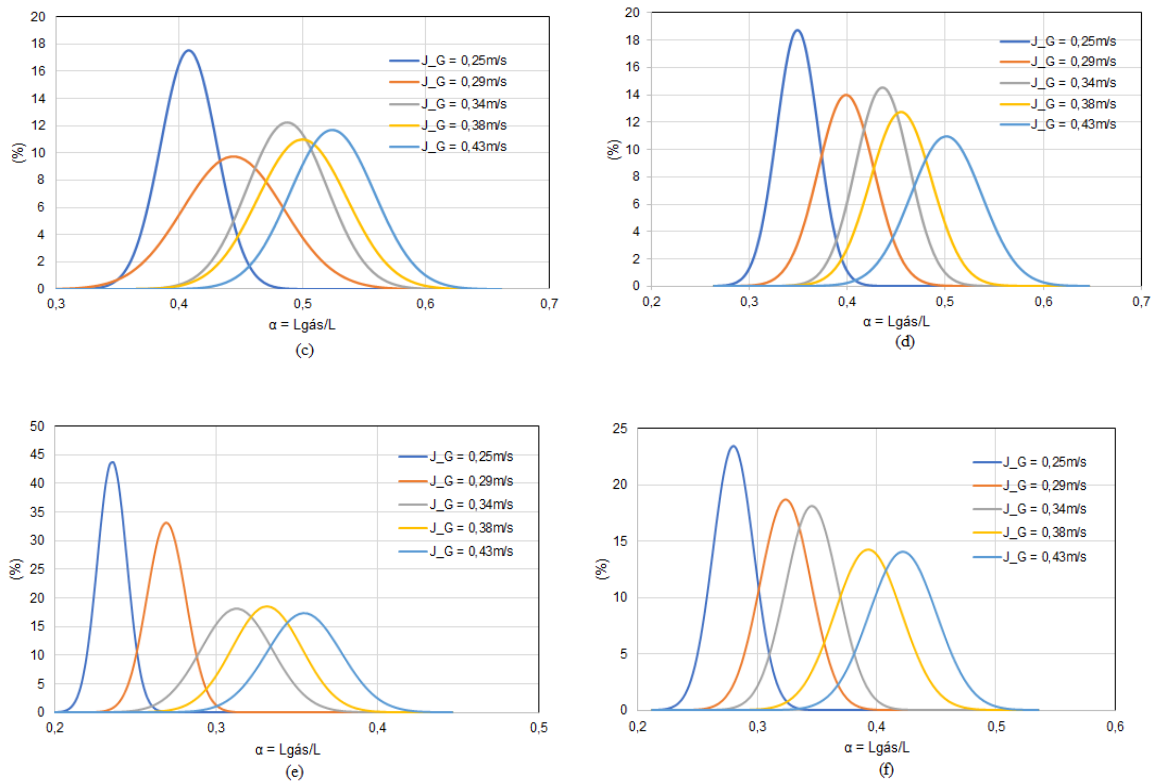
#### 4.2 Fração de vazio.

A análise da fração de vazio foi realizada comparando os dois métodos experimentais descrito na secção (3.3), o método de fecho síncrono das válvulas e o

método da relação de Zuber/Nicklin, com os resultados numéricos obtidos a partir do modelo de mistura apresentado.

Os resultados experimentais da fração de vazio obtidos pelo método do fecho síncrono das válvulas que são mostrados na Figura (4.3), foram analisados através da distribuição estatística que se aproximam de uma distribuição normal. Realizou-se 20 medições da fração de vazio para fazer os gráficos da distribuição normal. Esses gráficos mostram a evolução dos valores médios e desvio padrão da fração de vazio para os diferentes pares de velocidades superficiais de gás e líquido, revelam como as frações de vazio estão distribuídas ao redor da média no trecho da tubagem em que se realizou a medição. Nota-se um comportamento distinto, nas distribuições estatísticas nos pontos experimentais à medida que temos um distanciamento da curva A, Figura (4.2) do mapa dos padrões de escoamento. Nelas observa-se que os valores médios e desvio padrão da fração de vazio nos diferentes pontos experimentais sofrem uma maior variabilidade devido ao aumento das velocidades superficiais que influenciam a formação dos *slugs*. Observou-se uma não uniformidade no tamanho e na frequência dos *slugs* durante o escoamento.





**Figura 4.3:** Distribuições das frações de vazio obtidos pelo método do fecho síncrono das válvulas (a)  $J_L = 0,021 \text{ m/s}$  (b)  $J_L = 0,012 \text{ m/s}$  (c)  $J_L = 0,16 \text{ m/s}$  (d)  $J_L = 0,24 \text{ m/s}$  (e)  $J_L = 0,39 \text{ m/s}$  (f)  $J_L = 0,55 \text{ m/s}$  para todos os  $J_G$ .

Os pontos experimentais utilizados nesta análise estatística foram obtidos mantendo-se o valor da velocidade superficial do líquido  $J_L$  constante e aumentando-se o valor da velocidade superficial do gás  $J_G$ . Com isso observa-se que o aumento da velocidade superficial do gás aumenta o desvio padrão da distribuição e o valor médio da fração, diminuindo a precisão dos valores medidos, devido à formação instável no comprimento dos *slugs*. O aumento do desvio padrão devido indica que as interações entre as bolhas ao longo da tubagem são atenuadas com aumento da velocidade superficial de gás. Nota-se também que à medida que a velocidade do gás aumenta as distribuições se deslocam para a direita o que indica um aumento da média e o aparecimento de bolhas com tamanho superior. O aumento no tamanho da bolha é esperado devido à queda de pressão na tubagem e a eventual coalescência de bolhas.

### 4.3 Comparação dos dois Métodos

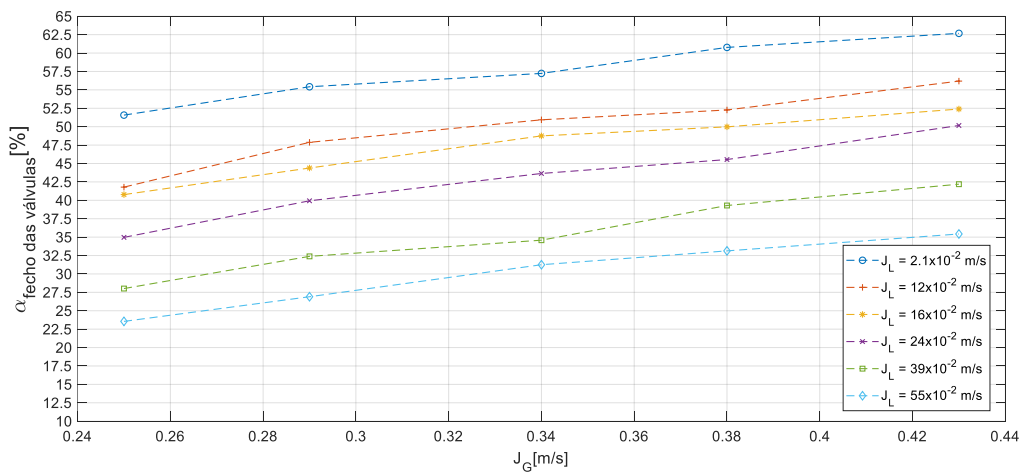
Nesta seção são apresentados os resultados experimentais referentes respectivamente a fração de vazio obtidos pelos dois métodos, Figuras (4.4) e (4.5). Para o método do fecho *síncrono das válvulas* e o método da relação de *Zuber/Nicklin*. Nota-se que para uma velocidade superficial de líquido constante a fração de vazio aumenta

com o aumento da injeção de gás, porque há mais gás na coluna. Por outro lado, para uma velocidade superficial de gás constante a fração de vazio diminui com o aumento da velocidade superficial de líquido, isto é consequência do aumento da velocidade dos fluidos na coluna e quanto maior a velocidade da mistura, maior será a velocidade das bolhas alongadas e menor o seu tempo de permanência na coluna. Este comportamento foi mencionado por (Wallis 1969) e também observado em todos os resultados numéricos e experimentais. O menor e o maior valor da fração de vazio experimental obtido pelos métodos são apresentados na tabela (4.1):

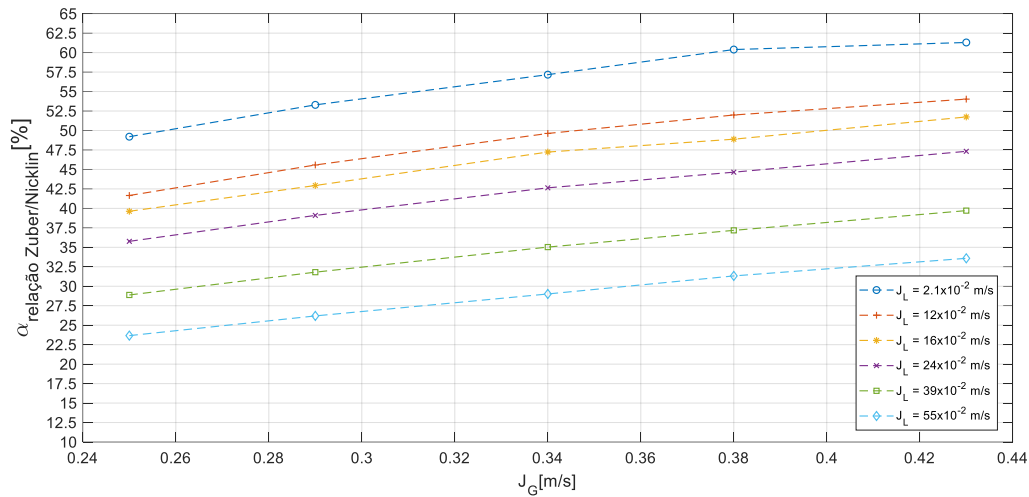
**Tabela 4. 1:** Pontos experimentais para o menor e maior valor da fração de vazio.

Velocidades Superficiais (m/s)		Fração de vazio (%)	
$J_L$	$J_G$	Fecho Síncrono	Zuber/Nicklin
$55 \times 10^{-2}$	$25 \times 10^{-2}$	23,55	23,66
$2,1 \times 10^{-2}$	$48 \times 10^{-2}$	62,68	61,30

Estes valores da fração de vazio eram esperados, uma vez que o padrão de escoamento é o *Slug* e a fração de vazio neste escoamento é maior do que 25,00%. Nas figuras (4.4) e (4.5) são mostrados, respectivamente, os valores da fração experimental obtidos pelo método do fecho síncrono de válvulas e a relação de Zuber/Nicklin.



**Figura 4.4:** Resultado experimental da fração de vazio para todas as velocidades  $J_L$  e  $J_G$  testados – Método do fecho síncrono de válvulas.



**Figura 4.5:** Resultado experimental da fração de vazio para todas as velocidades  $J_L$  e  $J_G$  testadas – Método da relação de Zuber/Nicklin.

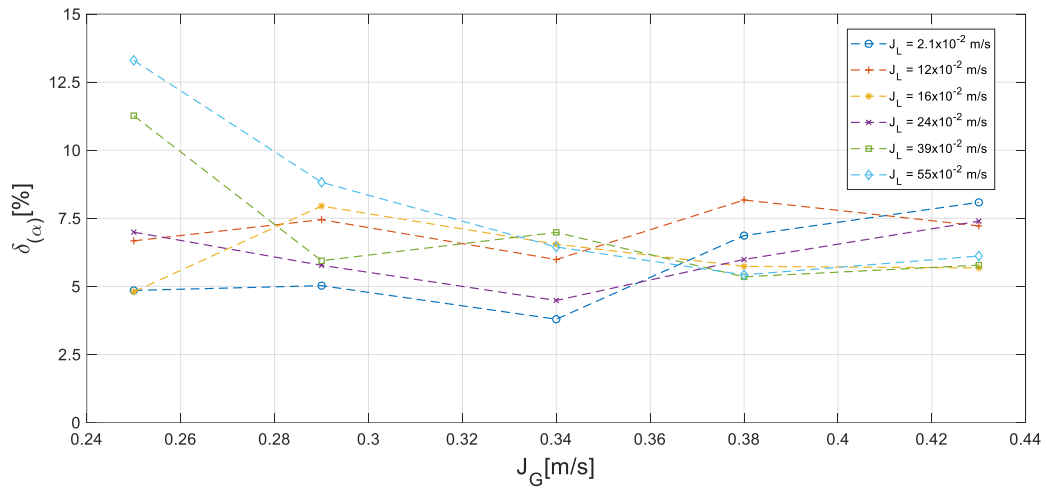
A precisão dos dados obtidos do modelo analisado é baseada no erro relativo percentual  $\delta_\alpha$ , para os 30 pontos experimentais testados, equação (4.1).

$$\delta_\alpha = 100 \frac{\alpha_{num} - \alpha_{exp}}{\alpha_{exp}} \quad (4.1)$$

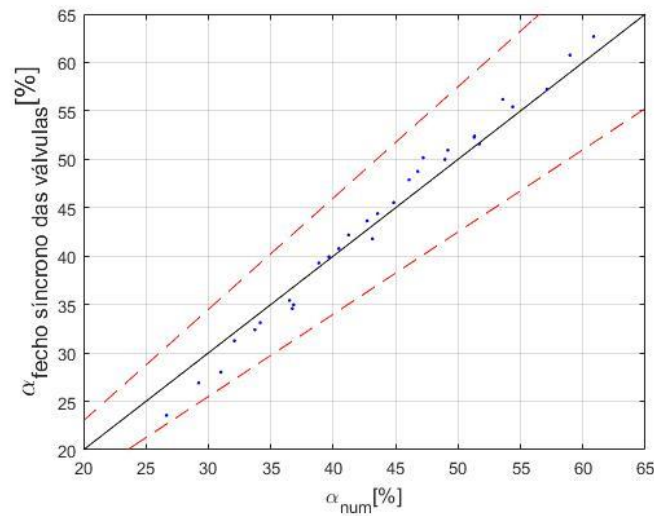
O erro relativo percentual da fração de vazio experimental é apresentado nas Figuras (4.6) e (4.8) para os métodos utilizados. A comparação dos resultados numéricos com os resultados experimentais do método do fecho síncrono das válvulas resultou que a média do erro relativo foi de 6,70%, a média do erro relativo para a menor velocidade de gás  $25 \times 10^{-2} \text{ m/s}$  foi de 7,98% e a média do erro relativo para a maior velocidade superficial de gás de  $43 \times 10^{-2} \text{ m/s}$  foi de 6,70%. O desvio padrão do erro relativo foi de 1,93% e o método mostrou uma variação de diminuição do erro com o aumento da velocidade superficial de gás.

Observa-se ainda na Figura (4.6), que para os baixos valores de velocidade superficial de gás os resultados numéricos foram sobrestimados em mais de 13%, enquanto para os altos valores de velocidade de gás os resultados numéricos subestimaram os resultados em mais de 7%, ou seja, para menores valores de velocidade superficial de gás maior é o erro relativo. Isso ocorre devido ao fato de que a formulação do modelo de mistura, trabalha com médias e não prevê efeitos de interação entre bolhas, . Deste modo, a utilização desta formulação do modelo de mistura só produz resultados satisfatórios quando aplicado em escoamentos de *slugs* completamente desenvolvidos,

que não era o caso da maioria dos pontos experimentais analisados. E na figura (4.7), observa-se que o erro relativo ( $\delta_{(\alpha)}$ ) para a fração de vazio não excedeu 15%.



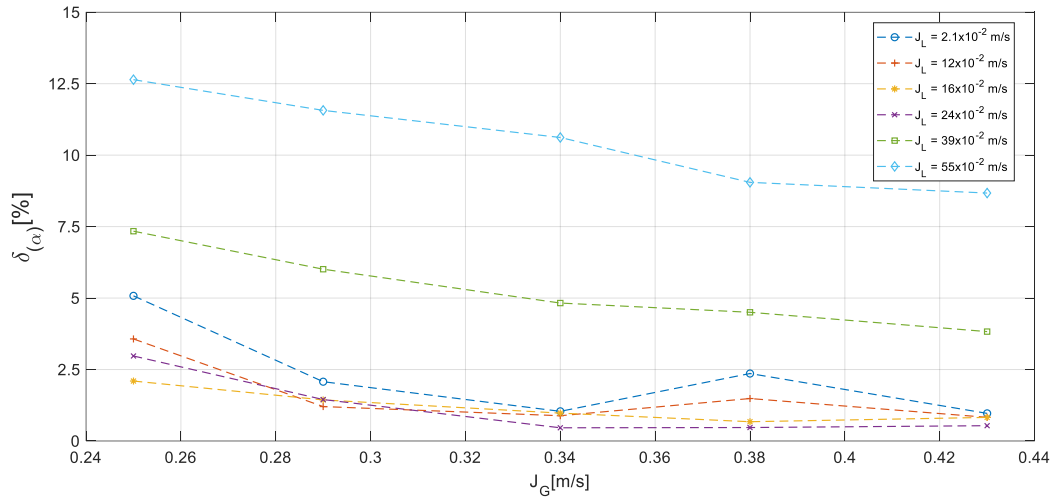
**Figura 4.6:** Resultados para os erros relativos para todos os  $J_L$  e  $J_G$  testados – Método do fecho síncrono das válvulas.



**Figura 4.7:** Comparação da fração de vazio,  $\alpha$ , para os resultados experimentais (eixo-Y) contra os resultados numéricos (eixo-X), as linhas pontilhadas vermelhas correspondem um máximo e mínimo de 15% dos erros experimentais – Método do fecho síncrono das válvulas.

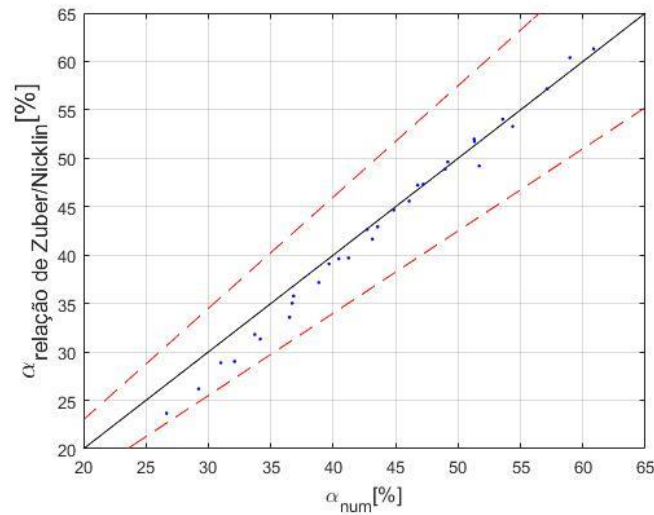
Comparando os resultados numéricos com os resultados experimentais utilizando o método da *relação de Zuber/Nicklin*, Figura (4.8), resultou um erro médio de 3,68%. O desvio padrão da média dos erros relativos foi quase duas vezes mais o valor do método de fecho síncrono das válvulas, 1,93% contra 3,62%. A média do erro relativo para a menor velocidade superficial de gás  $25 \times 10^{-2} \text{ m/s}$  foi de 5,62% e a média do erro relativo para a maior velocidade superficial de gás de  $43 \times 10^{-2} \text{ m/s}$  foi de 2,61%, repetindo o que se observou no método do fecho síncrono das válvulas, uma diminuição

do erro com o aumento da velocidade superficial de gás. A dispersão dos valores experimentais foi menor e com exceção de quatro leituras todos os valores numéricos foram maiores do que a fração de vazio experimental.



**Figura 4.8:** Resultados para os erros relativos para todos os  $J_L$  e  $J_G$  testados – Método da Relação de Zuber/Nicklin.

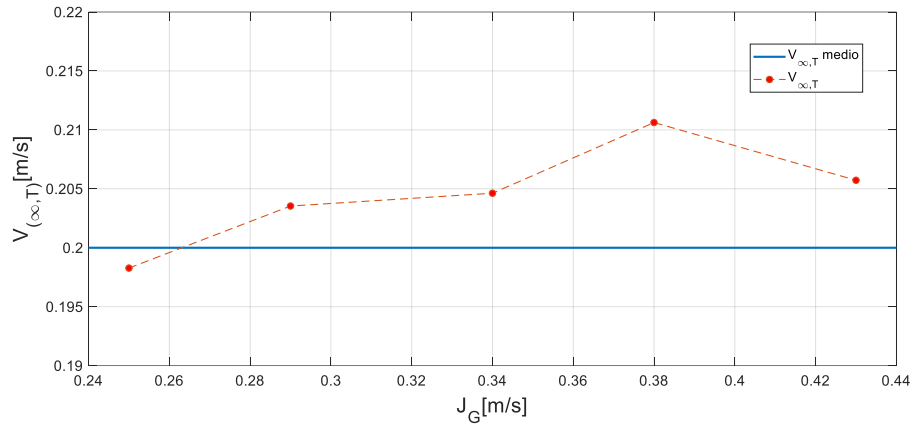
Mostra-se na Figura (4.9), que o erro relativo ( $\delta(\alpha)$ ), entre o valor numérico e o valor experimental da fração de vazio, não excedeu o valor de 15% para o método da relação de Zuber/Nicklin.



**Figura 4.9:** Comparação da fração de vazio,  $\alpha$ , para os resultados experimentais (eixo-Y) contra os resultados numéricos (eixo-X), as linhas pontilhadas vermelhas correspondem um máximo e mínimo de 15% dos erros experimentais – Método da relação Zuber/Nicklin.

Relativamente ao parâmetro  $V_{\infty,T}$ , nos testes experimentais efetuados, para a velocidade de uma bolha de Taylor em meio líquido estagnado, obtiveram-se valores

entre  $0,198 \text{ m/s}$  e  $0,210 \text{ m/s}$  com um valor médio de  $0,205 \text{ m/s}$ . Os valores obtidos de  $V_{\infty,T}$  vão ao encontro do que foi escrito na secção (2.1), isto é um valor de  $V_{\infty,T}$  em torno de  $0,20 \text{ m/s}$ , como mostrado na figura (4.10).



**Figura 4.10:** Resultado da velocidade de subida da Bolha em meio estagnado de água,  $V_{\infty,T}$ , utilizado no método da Relação de Zuber/Nicklin.

## 5 - Conclusões e Trabalhos Futuros

### 5.1 - Conclusões

Na instalação experimental usada, que permite o estudo de escoamentos bifásicos de gás e de líquido, observaram-se os 4 principais padrões de escoamento no sistema ar-água: *Bubble flow* (Bolhas); *Slug flow* (Golfadas); *Churn flow* (Esfarrapado) e *Annular flow* (Anular). Neste trabalho, o estudo realizado restringe-se ao padrão *Slug flow*. A partir das velocidades das fases, das propriedades dos fluidos e das características da tubagem, verificou-se o padrão *Slug flow* em todos os ensaios experimentais.

Mais precisamente, neste trabalho realizou-se um estudo numérico e experimental sobre escoamento bifásico de ar-água, vertical ascendente em modo co-corrente, no padrão *Slug flow*. O objetivo principal foi verificar a influência da variação das velocidades superficiais das fases na fração de vazio do escoamento e comparar os valores experimentais deste parâmetro com os valores obtidos numericamente através do modelo de mistura.

Medidas experimentais da fração de vazio foram realizadas em 30 pares de velocidades superficiais de gás e líquido, sendo 6 velocidades superficiais de líquido variando entre  $2,1 \times 10^{-2}$  e  $55 \times 10^{-2} \text{ m/s}$  e 5 velocidades superficiais de gás variando de  $25 \times 10^{-2}$  até  $43 \times 10^{-2} \text{ m/s}$ . Com estes valores, o regime de escoamento foi sempre turbulento, com o número de Reynolds baseado na velocidade e nas propriedades da mistura a variar entre 14107 e 25530.

Projetou-se e instalou-se um mecanismo de fecho rápido e síncrono de válvulas para a instalação experimental que permitiu a aquisição de valores da fração de vazio com maior exatidão pelo método do *fecho síncrono das válvulas*. Além disso, o equipamento experimental também permitiu o cálculo da fração de vazio pela *relação de Zuber/Nicklin* através da medição da velocidade de subida das bolhas alongadas (*slugs* ou bolhas de Taylor).

Ambos os métodos usados na obtenção da fração de vazio experimental foram coerentes e aceitáveis. O erro entre os valores obtidos numericamente e os obtidos experimentalmente foram sempre inferiores a 15%. O método do fecho síncrono das válvulas apresentou um erro médio relativo 6,69% com um desvio padrão de 1,93%, para valores da fração de vazio a variar entre 23,55% e 62,68%. Já o método da relação de

Zuber/Nicklin apresentou um erro médio de 3,68% e o desvio padrão de 3,62%, para valores fração a variar entre 23,66% e máximo de 61,30%. Seguindo esses valores, as experiências servem para validar o modelo de mistura, pode se dizer os resultados experimentais da retenção de gás, comparados com o modelo de mistura, funcionam relativamente bem para prever a fração de vazio em regime *Slug flow*.

Além disso a análise feita pelas curvas de densidade probabilidade da distribuição da fração de vazio pelas diferentes velocidades superficiais de gás e líquido mostraram que, para uma mesma velocidade superficial de líquido com o aumento da velocidade superficial de gás há um aumento no desvio padrão, ou seja, apresenta uma maior variabilidade no comprimento das bolhas, um fluxo mais instável e bolhas mais alongadas, resultado natural do efeito de coalescência e da expansão do gás.

## **5.2 -Trabalhos Futuros.**

Podem ser feitas melhorias na instalação experimental, para maior precisão dos dados experimentais obtidos:

- Instalação de um sensor eletrônico/óptico de velocidade alterando o procedimento de medição manual com um cronómetro do tempo de subida da bolha.
- Substituição do manómetro diferencial por sensores de pressão eletrônicos, para possibilitar a medição do gradiente de pressão em regimes de escoamento com uma maior expansão de gás.
- Substituição do rotâmetro de gás, por medidor eletrônico, que permita uma maior faixa de caudais de gás e maior precisão nos valores da velocidade superficial do gás.

Como trabalho futuro pode-se analisar os parâmetros específicos em escoamento gás-líquido em regime *Slug Flow* para a mesma configuração: comprimento das bolhas alongadas e comprimento mínimo entre as bolhas para um escoamento mais estável.

Outros parâmetros podem ser listados, por exemplo, a transferência de massa entre as fases, em diferentes configurações de escoamento gás-líquido em regime *Slug flow*, mas também noutros regimes como *Bubble flow*, *Churn flow* e no *Annular flow*.

## Referências

- ANSARI, A. M.; Sylvester, N. D.; Sarica C.; Shoham O e Brill J. P. **A comprehensive mechanistic model for upward two-phase flow in wellbores**. SPE Production and Facilities, p. 143–165, 1994.
- BARNEA, D et al. **Gas-liquid flow in inclined tubes: Flow pattern transitions for upward flow**. Chemical Engineering Science, 1985.
- BENDIKSEN, K. H. **An experimental investigation of the motion of long bubbles in inclined tubes**. International Journal of Multiphase Flow, 1984.
- CHALGERI, V. S.; JEONG, J. H. **Flow patterns of vertically upward and downward air-water two-phase flow in a narrow rectangular channel**. International Journal of Heat and Mass Transfer, v. 128, p. 934–953 2019.
- CHAPRA, R. P. C. S. C. **Numerical methods for Engineers**. 6. ed. McGraw Hill – Higher Education, 2005.
- CHENG, T.-W.; LIN, T.-L. **Characteristics of gas-liquid two-phase flow in small diameter inclined tubes**. Chemical Engineering Science, Elsevier BV, v.56, n.21-22, p. 6393-6398, nov. 2001
- DAVIES, R. M.; TAYLOR, G. **The mechanics of large bubbles rising through extended liquids and through liquids in tubes**. Proceedings of the Royal Society of London. Series A, Mathematical and Physical Sciences, Cambridge University Press, v. 200, n. 1062, p. 375-390, 1950
- DEVORE, J. L. **Probabilidade e Estatística para engenharia e Ciências**. 1.ed. Thomson, 1945
- DUARTE, M. **Influência da Viscosidade Sobre o escoamento Gás-Líquido Horizontal Intermitente**. 206p. Tese (Mestrado) – Faculdade de Engenharia Mecânica Universidade de Campinas, Campinas, fev. 2007.
- DUKLER, A. E.; HUBBARD, M. G. **A model for gas-liquid slug flow in horizontal and near horizontal tubes**. Industrial a Engineering and Chemistry Fundamentals , v. 14, p. 337–347, 1975.
- DUKLER, A. E.; WICKS, M.; Cleveland, R. G. **Frictional pressure drop in 2-phase flow: B . an approach through similarity analysis**. AIChE Journal, v. 10, p. 44–51, 1964.
- DUMITRESCU, D. T. **Strömung na einer luftblase in senkrechten rihr**. In: Z. Angew Math. Mech ., v. 23, pp. 139–149, 1943
- FCTUC,. **Técnicas Laboratoriais de Física**. Departamento de Física, 2007.
- FLORES, P.; Claro, J. C. P. **Cinemática de Mecanismo - Análise Descritiva de Mecanismo**. Universidade do Minho – Escola de Engenharia, Guimarães, 2007.

- GARCIA, V. R. R. **Oxigenação em borbulhadores verticais e inclinados.** Tese (Doutorado) – University of Porto – Portugal., 2005.
- GOMEZ, L. E.; SHOHAM O.; TAITEL. Y. **Prediction of slug liquid holdup: horizontal to upward vertical flow.** International Journal of Multiphase Flow, v.26, n. 3, pp. 517-521, 2000.
- HAALAND, S. E. **Simple and explicit formulas for the friction factor in turbulent pipe flow.** J. Fluids Eng, The Norwegian Institute of Technology, Trondheim, v. 105, n. 1, 1983.
- JONES, O. C.; ZUBER, N. **The interrelation between void fraction fluctuations and flow patterns in two-phase flow.** International Journal of Multiphase Flow, Elsevier BV, v. 2, n. 3, p. 273-306, dez. 1975.
- KANIZAWA, F. T. **Estudo teórico e experimental sobre padrões de escoamento, fração de vazio e perda de pressão durante escoamento bifásico água-ar cruzado ascendente externo a banco de tubos.** Tese (Doutorado) – Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de São Carlos, 2014.
- LIMA, L. E. M. **Análise do modelo de mistura aplicado em escoamentos isotérmicos gás-líquido.** Tese (Doutorado) – Universidade Estadual de Campinas, 2011.
- MATOBA, G. K. **Análise Experimental e numérica de um escoamento vertical ascendente bifásico ar-água.** Tese (Mestrado) – Instituto Politécnico de Bragança, 2019
- MISHIMA, K.; HIBIKI, T. **Some characteristics of air-water two-phase flow in small diameter vertical tubes.** International Journal of Multiphase Flow, Elsevier BV, v. 22, n. 4, p. 703-712, ago. 1996.
- NICKLIN, D. J., 1962. **Two-phase bubble flow.** Chemical Engineering Science, 17, p. 693-702.
- NICKLIN, D. J.; Wilkes. J. O.; Davidson. J. F. **Two-phase flow in vertical tubes.** Trans. Inst Chem., v.40, p. 41–68, 1962.
- NORTON, R. L. **Cinemática e dinâmica dos mecanismos.** 1. ed. Mc Graw Hill, AMGH, 2011
- PAUCHON, C. et al Tacite: **Comprehensive mechanistic model two-phase flow.** In: **Wilson, A. (ed).** 6th International Conference on Multi Phase Production. Cannes, France : Mechanical Engineering Publications Ltd., p. 29–50, 1993.
- PAUCHON et al. Tacite: **A transient tool for multiphase pipeline and well simulation.** Society of Petroleum Engineers., 1994.
- PINTO, A. M. F. R.; CAMPOS, J. B. L. M; MAYOR. T. S. **Hydrodynamics of gas-liquid slug flow along vertical pipes in turbulent regime.** Centro de Estudos de Fenômenos de Transporte, Departamento de Engenharia Química, Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto, 2007.

- PINTO, A. M. F. R.; COELHO PINHEIRO, M. N. C.; CAMPOS, J. B. L. M. **Coalescence of two gas slugs rising in a co-current flowing liquid in vertical tubes.** Chemical Engineering Science. 51, p. 2973-2983.
- RUGGIERO, M. A. R.; LOPES, V. L. R. **Cálculo numérico: aspectos teóricos e teóricos computacionais.** 2. Ed. Pearson, 1995.
- SCHLEGEL, J. P. et al. **Void fraction and flow regime in adiabatic upward two-phase flow in large diameter vertical pipes.** Nuclear Engineering and Design, Elsevier BV, v. 239, n. 12, p. 2864–2874, dez. 2009.
- SHOHAM, O. **Mechanistic Modeling of Gas Liquid Two-Phase Flow in Pipes.** 1.ed, Society of Petroleum Engineers, 2005.
- TAITEL, Y.; BARNEA, D. **Two-Phase Slug Flow.** In: Hartnett, J. P.; Irvine JR., T.F (Ed.). Elsevier, 1990, (Advances in Heat Transfer, v. 20). p. 83-132.
- TAITEL, Y.; BORNEA, D.; DUKLER, A. E. **Modelling flow pattern transitions for steady upward gas-liquid flow in vertical tubes.** AI-ChE Journal, Wiley, v. 26, n. 3, p. 345–354, 1980.
- ULisboa. **Modelação Numérica – Equações Diferenciais Ordinárias,** Universidade de Lisboa, 2019.
- VIALI, L. **Contribuições para o ensino da distribuição normal ou curva de Gauss em cursos de Graduação.** Pontifícia Universidade Católica do Rio Grande do Sul, 2006.
- WEBER, M. E. **Drift in intermittent two-phase flow in horizontal pipes.** Canadian Journal of Chemical Engineering, v. 59, n. 3, p. 398-399, 1981.
- WU, B. et al. **A critical review of flow maps for gas-liquid flows in vertical pipes and annuli.** Chemical Engineering Journal, Elsevier BV, v. 326, p. 350-377, out. 2017.
- XUE et al. **Investigation on the void fraction of gas-liquid two-phase flows in vertically-downward pipes.** International Communications in Heat and Mass Transfer, Elsevier BV, v. 77, p. 1–8, out 2016.
- ZUBER, N.; FINDLAY, J. A. **Average volumetric concentration in two-phase flow systems.** Journal of Heat Transfer, v.87, n. 4, p. 453-468, 1965
- YAMAGUCHI, K.; YAMAZAKI, Y. **Characteristics of countercurrent gas-liquid two-phase flow in vertical tubes.** Journal of Nuclear Science and Technology, Informa UK Limited, v. 19, n. 12, p. 985–996, 1982.