

PONTIFÍCIA UNIVERSIDADE CATÓLICA  
DO RIO DE JANEIRO



**Celso Loureiro Pessoa de Melo**

**Estudo do escoamento bifásico  
intermitente em uma expansão súbita**

**Projeto de Graduação**

Projeto de Graduação apresentado ao Departamento  
de Engenharia Mecânica da PUC-Rio.

Orientador: Prof. Igor Braga de Paula

Rio de Janeiro  
Dezembro de 2017

## **Agradecimentos**

Primeiro e em especial agradeço ao meu orientador Igor, não apenas pela didática impecável, mas também pela disponibilidade, apoio e seriedade como me orientou e auxiliou com seus ensinamentos, tornando possível a realização deste trabalho. Seu companheirismo fez a diferença na minha formação acadêmica, inclusive pessoal.

Agradeço à PUC e ao CNPq pela estrutura e apoio concedidos no desenvolvimento deste trabalho.

Agradeço ao Rodrigo que me auxiliou na montagem para processamento e medição dos dados.

Agradeço ao Márcio e ao Alexandre da equipe da oficina que tornou possível a confecção da estrutura e tubulações necessárias ao experimento.

Agradeço a minha namorada Julia pelo apoio, presença em todos os momentos, paciência e motivação durante a realização deste trabalho e minha graduação.

Agradeço aos tios avós Rose e Paulo, aos tios Otto e Adília e aos irmãos Ivan e Christiane pelo apoio, presença, motivação e acompanhamento nestes anos da graduação.

Agradeço aos meus pais Ivan e Evely que, sempre pacientes, priorizaram minha educação, me incentivaram em todos os momentos e me acalmaram nos momentos mais difíceis desta trajetória.

## **Resumo**

### **Estudo do escoamento bifásico intermitente em uma expansão súbita**

Escoamentos bifásicos gás-líquido são muito comuns em aplicações industriais, especialmente nas indústrias de petróleo e gás, química e nuclear. Conforme variam as condições operacionais, ocorrem diferentes configurações geométricas conhecidas como padrões de escoamento. No caso da produção de petróleo, o padrão encontrado com maior frequência é o de golfadas, onde se alternam regiões contínuas de líquido (pistões) e regiões de preponderância gasosa (bolhas alongadas). O bombeio centrífugo submerso submarino (BCSS) é um dos métodos de elevação artificial do petróleo, em poços onde a pressão do reservatório não é suficiente para fazer este petróleo chegar à plataforma com a vazão desejada. Trata-se, basicamente, de uma bomba centrífuga de múltiplos estágios, acionada por um motor elétrico, sendo este conjunto motor-bomba instalado fora do poço. A presença de movimento intermitente na sucção da bomba pode causar danos aos sistemas de bombeio. Por isso, o emprego, em escoamento multifásico, de misturadores a montante da sucção é uma estratégia interessante. No presente trabalho, buscou-se caracterizar o funcionamento de um misturador sob diferentes condições do escoamento intermitente na entrada do dispositivo. Foram utilizados sensores de nível, pressão e interruptores feixe para medição do nível de líquido no misturador, perda de carga e estatísticas das golfadas à montante do homogeneizador. Foi caracterizado também o comportamento do escoamento bifásico (gás e líquido) na saída desse homogeneizador quando submetido à uma expansão súbita no diâmetro da tubulação cilíndrica horizontal. O objetivo, nesse caso, foi simular a entrada de uma bomba submarina centrífuga em sistemas SKID-BCSS. O comportamento do escoamento foi observado através de aquisições de imagens. Os resultados são comparados com um protótipo com as dimensões próximas a escala de campo. Uma boa concordância é observada.

### **Palavras-chave**

Escoamento bifásico; escoamento em golfadas; homogeneizador de fluxo; escoamento com expansão súbita

## **Abstract**

### **The Study of Intermittent Bi-phase Flow in a Sudden Expansion**

Bi-phases gas-liquid flows are very common in industry applications, especially in the oil and gas industry, chemistry and nuclear. According to the variation of operational conditions, different geometric configurations occur known as flow patterns. In case of production of oil, the pattern found with the highest frequency is the slug, where continuous liquid regions alternate (pistons) and regions of gaseous preponderance (elongated bubbles). Submerged Submarine Centrifugal Pump (SSCP) is one of the methods of oil artificial lift, in wells where the pressure of the oil reservoir isn't sufficient to make the oil arrive at a platform with a desired flow. Basically, a centrifugal pump of multiple stages, turned on by an electrical motor, being in combined this motor-pump, which is installed outside the well. The presence of intermittent movement at the suction pump can cause damage to the pumping systems. Because of that, applying in the multiphase flow, the upstream mixers' suction is an interesting strategy. In the present project, it was sought to characterize the functioning of a mixer under different conditions of intermittent flow at the entrance of the device. Level sensors, pressure, and photogates were used for measuring the level of liquid in the mixer, pressure drop and statistical data of the upstream homogenizer slugs. It was also characterized the bi-phase flow (liquid and gas) behavior at this homogenizer's output when submitted to a sudden expansion in its diameter of the horizontal cylindrical pipeline. The objective in this case was to simulate the entrance of submersible centrifugal pump in SKID-SSCP systems. The flow's behavior was observed through image acquisitions. The results are compared with a prototype with the field scale close dimensions. A good compliance is noticed.

## **Keywords**

Two-phase flow; Slug flow; flow homogenizer; flow with sudden expansion

## Sumário

1 Introdução	13
2 Revisão Bibliográfica	16
2.1 Padrões de Escoamento	16
2.1.1 Mapas de Fluxo	17
2.2 Golfadas	21
2.2.1 Golfadas Severas	23
2.2.2 Golfadas Hidrodinâmicas	25
2.3 Escoamento bifásico (gás e líquido) em tubulação com expansão súbita	26
2.4 Conceitos e fundamentos básicos	28
2.5 Modelagem do escoamento intermitente e o problema do fechamento	32
2.6 Desenvolvimento	33
2.7 Comprimento do pistão de líquido	33
2.8 Frequência de passagem dos pistões de líquido	34
3 Metodologia experimental	36
3.1 Descrição geral da montagem do experimento	36
3.2 Sistema de escoamento de ar	38
3.3 Sistema de escoamento da solução de água e glicerina	38
3.3.1 Bomba de cavidades progressivas e inversor de frequência	39
3.3.2 Tanque de líquido	39
3.4 Homogeneizador	39
3.5 Estação de medição	44
3.5.1 Sistema de interruptores de feixe	45
3.6 Tubulação com expansão súbita	45
4 Resultados	48
4.1 Resultados obtidos na entrada do homogeneizador	48
4.2 Resultados obtidos no interior do homogeneizador	53
4.3 Resultados obtidos na saída do homogeneizador	66
5 Conclusão	74
6 Referências bibliográficas	75

## Lista de figuras

Figura 2.1 - Padrões de escoamento para tubulações horizontais (Fonseca Junior, 2009).	17
Figura 2.2 - Mapa ilustrando a região de transição entre as configurações para diferentes diâmetros: linha pontilhada (12,5mm), linha sólida (25mm), linha pontilhada e tracejada (50mm) e linha tracejada (300 mm). Disponível em (Brennen, 2005).	18
Figura 2.3 - Comparação dos mapas de fluxo de Taitel <i>et al.</i> (1980), Mishima e Ishii (1984) e McQuillan e Whalley (1985). Ar-água; D=25 mm; l/D=250; pressão atmosférica. Dados experimentais obtidos pelo Laboratório 2PFG/DE/UNICAMP.	19
Figura 2.4 - Mapa proposto por (Baker, 1953) para escoamento bifásico horizontal.	20
Figura 2.5 - Algoritmo de (Taitel e Dukler,1976), para escoamento bifásico horizontal.	20
Figura 2.6 - Mapa de padrões de escoamento proposto por Mandhane et. al. (1974).	21
Figura 2.7 - Representação esquemática do escoamento em golfadas com pistão aerado.	22
Figura 2.8 - Representação esquemática de escoamento em golfadas severas (Taitel,1985).	24
Figura 2.9 - Representação esquemática de escoamento em	24

golfadas severas (Sarica e Tengesdal, 2000).

Figura 2.10 - Representação esquemática de escoamento em  
golfadas em tubulação com expansão súbita. 27

Figura 2.11 - Esboço de uma célula unitária baseado em Dukler and  
Hubbard (1975). 30

Figura 2.12 - Comportamento da frequência adimensional com  
resultados de vários autores para diversos diâmetros.– retirado de  
Fossa et al. (2003). 35

Figura 3.1 - Representação esquemática da bancada experimental. 38

Figura 3.2 - Detalhe do tanque de separação. 39

Figura 3.3 – Esquema do modelo de homogeneizador e filtro  
concebido pelo CENPES. 40

Figura 3.4 – Comparação entre testes executados na PUC-Rio e no  
NEAT. 42

Figura 3.5 – Exemplos de configurações do cilindro interno. 42

Figura 3.6 – Sistema de interruptores de feixe infravermelho. 44

Figura 3.7 – Medição visual na saída do homogeneizador. 45

Figura 3.8 - Representação esquemática da bomba do CENPES. 46

Figura 3.9 - Representação esquemática do protótipo. 46

Figura 3.10 – Detalhe do protótipo com o tarugo interno.	47
Figura 3.11 – Detalhe do homogeneizador e protótipo instalados.	47
Figura 4.1 - Velocidade das golfadas.	49
Figura 4.2 - Frequência de passagem das golfadas.	51
Figura 4.3 - Comprimento das golfadas.	52
Figura 4.4 - Perda de carga no interior do homogeneizador por velocidade do gás.	54
Figura 4.5 - Perda de carga no interior do homogeneizador por velocidade do líquido.	55
Figura 4.6 - Oscilação da perda de carga.	56
Figura 4.7 - Nível de líquido no interior do homogeneizador com configuração normal.	58
Figura 4.8 - Nível de líquido no interior do homogeneizador com configuração de 3mm.	59
Figura 4.9 - Amplitude de oscilação do nível de líquido no interior do homogeneizador.	61
Figura 4.10 - Variação do nível de líquido do homogeneizador com configuração normal.	63
Figura 4.11 - Variação do nível de líquido do homogeneizador com	64

configurações de 3mm.

Figura 4.12 - Variação do nível de líquido do homogeneizador durante os testes com protótipo. 65

Figura 4.13 - Distância da saída do homogeneizador para o início das golfadas sem a expansão súbita. 67

Figura 4.14 – Imagens dos casos 1, 2, 7 e 8 do cilindro com furo de 2,4mm mostrando a distância da saída do homogeneizador para o início das golfadas sem a expansão súbita. 68

Figura 4.15 – Imagens dos casos 1, 2, 7 e 8 do cilindro com furo tangencial de 3mm mostrando a distância da saída do homogeneizador para o início das golfadas sem a expansão súbita. 69

Figura 4.16 – Imagens dos casos 1, 2, 7 e 8 do cilindro com furo Carbone de 3mm mostrando a distância da saída do homogeneizador para o início das golfadas sem a expansão súbita. 70

Figura 4.17 – Imagens dos casos 1, 2, 7 e 8 do cilindro com furo de 2,4mm mostrando o escoamento estratificado no interior da tubulação com a expansão súbita. 71

Figura 4.18 – Imagens dos casos 1,2, 7 e 8 do cilindro com furo tangencial de 3mm mostrando o escoamento estratificado no interior da tubulação com expansão súbita. 72

Figura 4.19 – Imagens dos casos 1,2, 7 e 8 do cilindro com furo Carbone de 3mm mostrando o escoamento estratificado no interior da tubulação com expansão súbita 73

## **Lista de tabelas**

Tabela 3.1 – Comparação entre testes executados na PUC-Rio e no NEAT.	41
Tabela 3.2 – Equivalência entre os filtros.	43
Tabela 3.3 - Configurações dos cilindros internos testadas na PUC-Rio.	43
Tabela 3.4 – Matriz de testes para cada configuração.	44

## Lista de variáveis

### Letras latinas

$A$  - Área da seção transversal da tubulação ( $m^2$ )

$A_G$  - Área da seção transversal da tubulação correspondente a fase gasosa ( $m^2$ )

$A_L$  - Área da seção transversal da tubulação correspondente a fase líquida ( $m^2$ )

$D$  - Diâmetro da tubulação (m)

$f_s$  - Frequência da passagem de pistão de líquido (Hz)

$Fr$  - Número de Froude (adimensional)

$g$  - Aceleração da gravidade ( $m/s^2$ )

$lm$  - Comprimento da região de aceleração do filme líquido (m)

$j$  - Velocidade superficial (m/s)

$j_G$  - Velocidade superficial da fase gasosa (m/s)

$j_L$  - Velocidade superficial da fase líquida (m/s)

$j_m$  - Velocidade superficial de mistura (m/s)

$L_B$  - Comprimento da bolha alongada (m)

$L_S$  - Comprimento do pistão de líquido (m)

$L_S$  - Comprimento da região do pistão líquido (m)

$L_U$  - Comprimento da célula unitária (m)

$Q$  - Vazão volumétrica ( $m^3/s$ )

$Q_G$  - Vazão volumétrica correspondente a fase gasosa ( $m^3/s$ )

$Q_L$  - Vazão volumétrica correspondente a fase líquida ( $m^3/s$ )

$Re$  - Número de Reynolds (adimensional)

$s$  - Razão de escorregamento (*slip ratio*) (adimensional)

$S_t$  - Número de Strouhal (adimensional)

$u$  - Velocidade média da fase (m/s)

$u_G$  - Velocidade média da fase gasosa (m/s)

$u_L$  - Velocidade média da fase líquida (m/s)

$u_B$  - Velocidade média de translação do nariz da bolha alongada (m/s)

$u_T$  - Velocidade média da traseira da bolha alongada (ou frente do pistão de líquido) (m/s)

$u_{BS}$  - Velocidade média das bolhas dispersas de gás na região do pistão de líquido (m/s)

$u_{Gf}$  - Velocidade média do gás na região do filme líquido (m/s)

$u_{GS}$  - Velocidade média do gás na região do pistão de líquido (m/s)

$u_{Lf}$  - Velocidade média do líquido na região do filme líquido (m/s)

$u_{LS}$  - Velocidade média da fase líquida na região do pistão de líquido (m/s)

$u_{sm}$  - Velocidade superficial da mistura (m/s)

## Letras gregas

$\alpha_L$  - Fração de líquido (*Hold-up*) (adimensional)

$\alpha_{Gf}$  - Fração de vazios na região do filme (adimensional)

$\alpha_{GS}$  - Fração de vazios na região do pistão de líquido (adimensional)

$\alpha_{Lf}$  - Holdup de líquido na região do filme (adimensional)

$\alpha_{LS}$  - Holdup de líquido na região do pistão de líquido (adimensional)

$\lambda_L$  - Fração de volume (holdup) de líquido (adimensional)

## Subscritos

B - Bolha dispersa

G - Fase gás

L - Fase líquido

f - Região de filme líquido

m - Mistura

s - Região do pistão de líquido

## Siglas

BCP - Bomba de Cavidades Progressivas

BCSS - Bombeio Centrífugo Submerso Submarino

NEAT - Núcleo Experimental de Atalaia

SSCP - Submerged Submarine Centrifugal Pump

# 1 INTRODUÇÃO

Escoamentos multifásicos são caracterizados pelo escoamento simultâneo de mais de uma fase, podendo ser compostos por diferentes líquidos, gases ou sólidos. Este tipo de escoamento é comum em meios naturais como, por exemplo, em transporte de sedimentos nos rios, em correntes marítimas e atmosféricas. Em aplicações industriais, podem ser encontrados em motores de combustão interna, geradores de vapor, refrigeradores e diversos outros equipamentos presentes nas indústrias químicas, nucleares e especialmente petrolíferas.

Escoamentos multifásicos são comumente encontrados na produção e transporte de óleo e gás. Neste tipo de escoamento, as fases presentes podem escoar dispostas em diferentes configurações no interior do duto, denominadas de padrões de escoamento. Na produção, a retirada do petróleo do seu reservatório é realizada através dos métodos de elevação. Elevação é o termo utilizado na indústria petrolífera para caracterizar o processo de ascensão do fluido contido em um reservatório até a superfície. Essa elevação pode ocorrer naturalmente ou de forma artificial.

A elevação natural ocorre quando a pressão do reservatório é suficiente para que o fluido alcance livremente a superfície, utilizando a própria energia do reservatório, não sendo necessária uma energia adicional para que isto aconteça. Neste caso diz-se que o poço é surgente.

Já a elevação artificial ocorre quando há necessidade de uma energia auxiliar para que os fluidos sejam conduzidos até a superfície. Para esse processo, utilizam-se diversos métodos, tais como, o gás lift, o bombeio mecânico e o bombeio centrífugo submerso.

Vários fatores influenciam na escolha do método de elevação artificial, dentre eles temos: características dos poços e dos fluidos, número de poços contidos em um reservatório, disponibilidade de energia e economia.

O gás-lift é uma técnica de elevação que usa a energia de um gás pressurizado para elevar o fluido contido em um poço, de um nível mais baixo até a superfície. O gás injetado reduz a densidade do fluido produzido, tornando-o

mais leve e, conseqüentemente, mais fácil de escoar, uma vez que a pressão requerida para deslocá-lo torna-se menor.

O bombeio mecânico é um dos métodos mais antigos de elevação artificial no qual uma unidade de bombeamento é instalada na cabeça do poço, na superfície, a fim de transformar o movimento rotativo de um motor elétrico ou de combustão interna em movimento alternativo. Esse movimento alternativo é transmitido por uma coluna de hastes para o fundo do poço, acionando uma bomba que eleva os fluidos produzidos pelo reservatório para a superfície.

O bombeio centrífugo submerso é um método que suplementa a energia natural do reservatório através de uma bomba centrífuga localizada no fundo do poço. A energia elétrica é transmitida ao sistema de bombeamento através de um cabo elétrico, sendo convertida em energia mecânica por um motor, o qual está diretamente ligado a uma bomba centrífuga que transmite energia para o fluido através de pressão, elevando-o para superfície.

Com o objetivo de melhorar a durabilidade do sistema de bombeio centrífugo submerso, reduzir os custos operacionais e permitir um projeto independente têm-se buscado alternativas para a aplicação do conjunto fora do poço. Nesse contexto, os sistemas de bombeamento centrífugo submerso, localizados no leito marinho, tem se mostrado como uma alternativa muito atrativa.

Como os processos de elevação, tipicamente, envolvem o transporte de fluidos com mais de uma fase, a eficiência desses métodos está sujeita ao comportamento e a disposição de cada uma das fases no interior da tubulação. Dá-se o nome de padrões de escoamento às diferentes disposições geométricas das fases na tubulação. No caso de sistemas de bombeamento de petróleo no leito-marinho que utilizam bombas centrífugas do tipo BCSS (Bombeio Centrífugo Submerso Submarino), o percentual de gás tolerado no sistema é baixo, pois essas bombas são predominantemente monofásicas e que foram adaptadas para escoamento bifásico. Esta baixa presença de gás consegue ser manuseada pela BCSS se o padrão de escoamento de fluxo for do tipo bolhas dispersas.

Em casos em que o padrão de fluxo seja do tipo golfada, é necessário que se criem mecanismos que permitam a instalação do conjunto fora do poço, reduzindo

o risco de sobreaquecimento do sistema por falta de refrigeração devido a presença de grandes bolhas de gás.

No caso da produção de petróleo, o padrão encontrado com maior frequência é o de golfadas, onde se alternam regiões contínuas de líquido (pistões) e regiões de preponderância gasosa (bolhas alongadas). O tamanho dessas bolhas e pistões tende a ser maior em trechos da tubulação horizontal. Isso dificulta a instalação de sistemas de bombeamento centrífugo no leito marinho. Por isso, é importante estudar a dinâmica dos misturadores, pois esses dispositivos podem viabilizar o uso da técnica de elevação.

Além da dinâmica na entrada e no interior do misturador, é importante observar o escoamento na saída do dispositivo e na entrada do sistema de bombeamento. Na entrada das bombas o escoamento passa por uma expansão repentina. A dinâmica do escoamento multifásico nessas geometrias ainda não é bem esclarecida, pois inexistente um modelo de padrão já estabelecido. Assim, deve-se investigar também o escoamento nessa região do sistema.

O objetivo deste trabalho é investigar o escoamento bifásico (gás e líquido) a montante, no interior e a jusante de um homogeneizador. Os resultados obtidos com a caracterização do funcionamento do homogeneizador sob diferentes condições do escoamento intermitente na entrada do dispositivo serão analisados e comparados na ausência e na presença de uma expansão súbita na saída do dispositivo.

Este trabalho está organizado em 6 capítulos. O capítulo 1 introduz o trabalho, apresentando as justificativas e o objetivo da realização deste estudo. O capítulo 2 apresenta uma fundamentação teórica dos assuntos relevantes para realização do trabalho. No capítulo 3 é descrita a metodologia utilizada no experimento, compreendendo a descrição do experimento, com os equipamentos que são usados na realização dos testes, a descrição dos procedimentos adotados nas medições e as técnicas empregadas no processamento dos dados. Já no capítulo 4 são apresentadas as análises realizadas sobre os resultados experimentais, enquanto no capítulo 5 são apresentadas as conclusões do trabalho e proposta para estudos futuros. Por fim, o capítulo 6 contém as referências bibliográficas utilizadas no trabalho.

## 2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Para melhor entendimento das características do escoamento intermitente, apresentamos neste capítulo alguns fundamentos sobre os padrões de escoamento, as terminologias utilizadas no escoamento multifásico e as principais grandezas de interesse do escoamento em golfada, com uma revisão geral de trabalhos científicos.

### 2.1 Padrões de Escoamento

Conforme variam as condições operacionais tais como vazões das fases, dimensão das tubulações e propriedades físicas dos fluidos, ocorrem diferentes configurações geométricas conhecidas como padrões de escoamento.

De acordo com Whalley (1996), o regime de escoamento depende:

- das vazões de líquido e de gás;
- das propriedades dos fluidos (massa específica, viscosidade e tensão superficial);
- das condições de operação (pressão, temperatura, gravidade, etc);
- das características geométricas do duto: forma, diâmetro e inclinação.

O padrão de fluxo depende principalmente das velocidades do gás e do líquido, e da relação gás/líquido. A classificação das diferentes configurações geométricas das fases gás e líquido em padrões de escoamento surge como uma ferramenta para facilitar o estudo de escoamento multifásico. Não existe, porém, um consenso entre os autores sobre quantos arranjos existem e quais os limites entre eles. Enquanto alguns buscam um maior nível de detalhe, outros tentam ser mais práticos e minimizar o número de classificações.

De acordo com Fonseca Júnior (2012), uma classificação bastante aceita na literatura para tubulações horizontais pode ser ilustrada conforme a Figura 2.1. Nessa classificação, os casos com velocidades muito altas do líquido e baixas relações gás/líquido aparentam um padrão de tipo bolhas dispersas. Para baixas velocidades de líquido e gás, um fluxo estratificado liso ou estratificado ondulado é esperado. Com o aumento da velocidade de gás, podemos ter um fluxo com

bolhas alongadas ou um fluxo de golfadas (slug). Para velocidades de gás muito altas, o fluxo anular é observado.

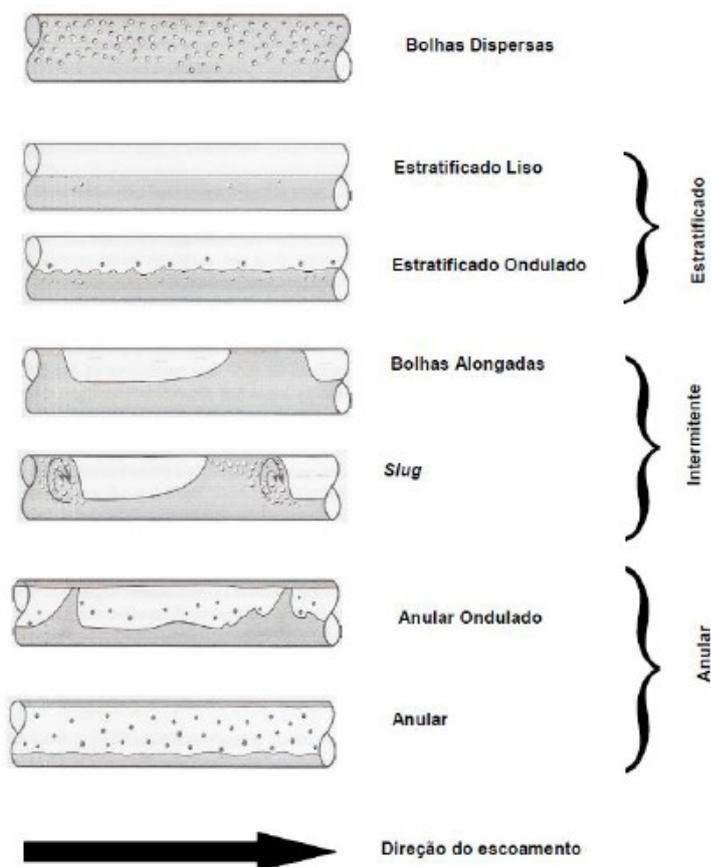


Figura 2.1 - Padrões de escoamento para tubulações horizontais (Fonseca Junior, 2009).

### 2.1.1 Mapas de Fluxo

A identificação dos padrões de escoamento e de suas transições a partir de parâmetros do escoamento é, tipicamente, realizada através de mapas de padrões, sendo que os limites que definem as transições podem ser estabelecidos a partir de métodos analíticos, modelos matemáticos ou fenomenológicos, fundamentados em base teórica.

Os vários mapas existentes dividem os padrões de escoamento em regiões, de modo que, conhecidos determinados parâmetros, fica possível determinar a configuração na qual o escoamento se encontra.

Estes mapas podem utilizar variáveis dimensionais, adimensionais ou ambas, para definir os valores nos eixos. Apesar de muitos dependerem apenas de parâmetros adimensionais (geralmente número de Reynolds, número de Froude e

relações entre vazões), não existem mapas universais que possam ser aplicados para qualquer situação.

Diversos mapas já foram propostos, para configurações horizontais, verticais e inclinadas, os quais, em geral, dividem as regiões por linhas, sendo que os pontos perto de tais linhas devem ser considerados como uma região mal caracterizada, de transição entre os diferentes tipos de escoamento.

A aplicação dos mapas deve ser acompanhada de avaliações críticas, pois, em geral, existem divergências entre os modelos de transição, sendo, portanto, de grande relevância a análise dos modelos para a escolha do modelo mais adequado para representar transições entre padrões de escoamento.

Mesmo para geometrias simples, cuidados devem ser tomados na utilização de mapas para diâmetros de tubulação diferentes daquelas utilizadas no experimento e diferentes pares de fluidos, por exemplo, pois configurações diferentes da esperada podem ocorrer (Brennen, 2005). A Figura 2.2 mostra como diferentes diâmetros da tubulação podem levar a diferentes regiões de transição. Neste mapa, as coordenadas são expressas pela velocidade superficial de cada fase.

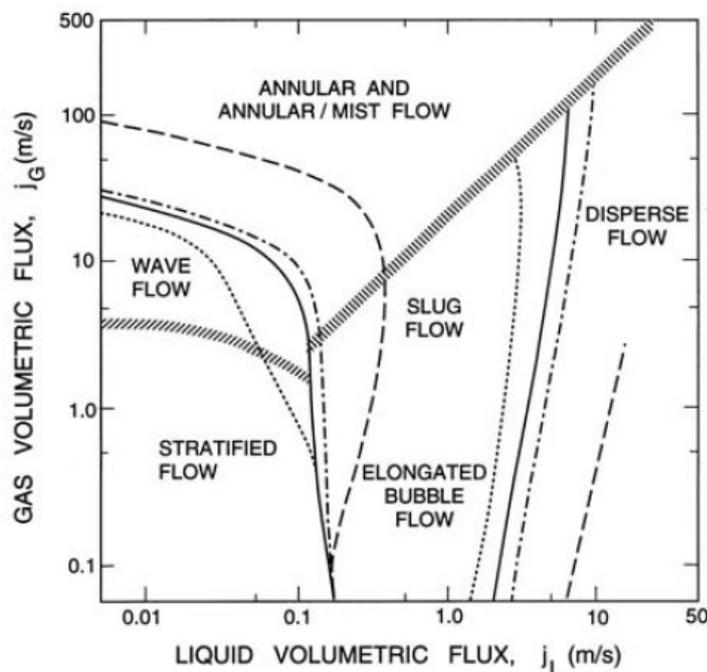


Figura 2.2 - Mapa ilustrando a região de transição entre as configurações para diferentes diâmetros: linha pontilhada (12,5mm), linha sólida (25mm), linha pontilhada e tracejada (50mm) e linha tracejada (300 mm). Disponível em (Brennen, 2005).

Alguns mapas são baseados em dados experimentais, como o proposto por (Mandhane, et al., 1974) e outros são baseados em modelos matemáticos, como o proposto por (Taitel & Dukler, 1976).

Para escoamento bifásico líquido-gás em tubulações verticais os mapas de fluxo mais utilizados são (Taitel, et al., 1980), (Mishima e Ishii, 1984) e (McQuillan e Whalley, 1985). A comparação destes mapas para um escoamento de ar e água à pressão de 1 atm, em um tubo de diâmetro 25 mm e para um comprimento de entrada de 6,25m ( $l/D=250$ ) encontra-se ilustrada na Figura 2.3.

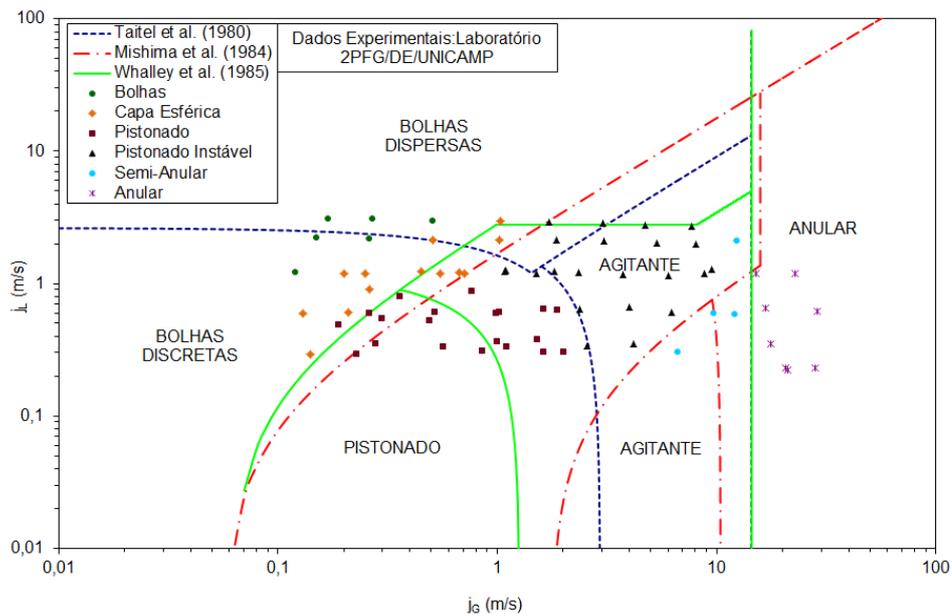


Figura 2.3 - Comparação dos mapas de fluxo de Taitel *et al.* (1980), Mishima e Ishii (1984) e McQuillan e Whalley (1985). Ar-água;  $D=25$  mm;  $l/D=250$ ; pressão atmosférica. Dados experimentais obtidos pelo Laboratório 2PFG/DE/UNICAMP.

Para escoamento bifásico líquido-gás em tubulações horizontais, a previsão do padrão de escoamento pode ser feita, por exemplo, através do chamado “mapa de Baker”, ilustrado na Figura 2.4, através do modelo de (Taitel e Dukler, 1976), cujo algoritmo encontra-se esquematizado na Figura 2.5 e outros.

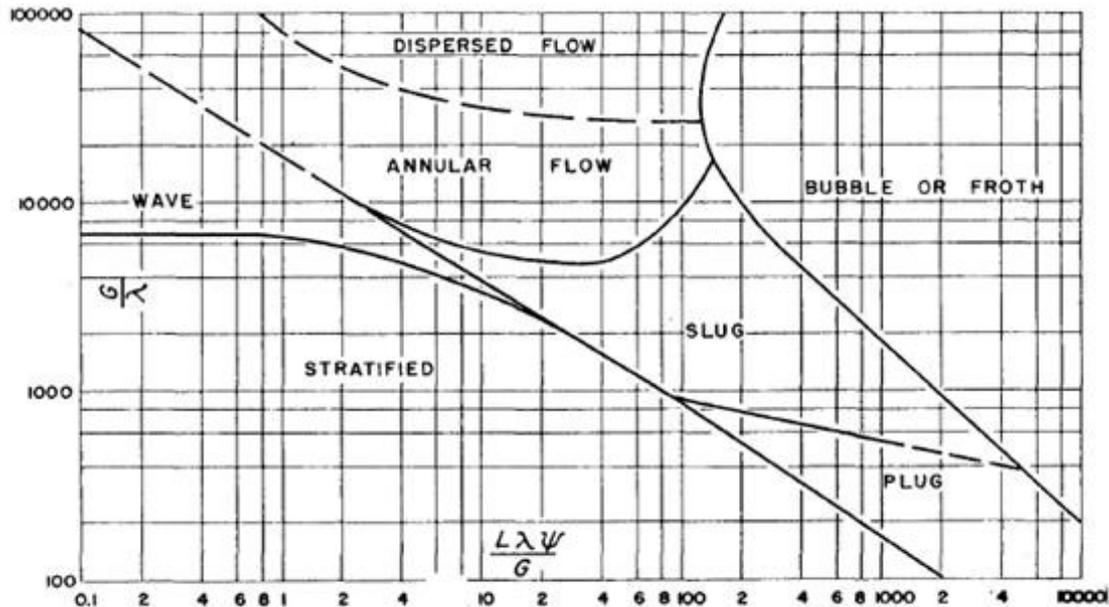


Figura 2.4 - Mapa proposto por (Baker, 1953) para escoamento bifásico horizontal.

ALGORITMO MODELO DE TAITEL & DUKLER (1976):

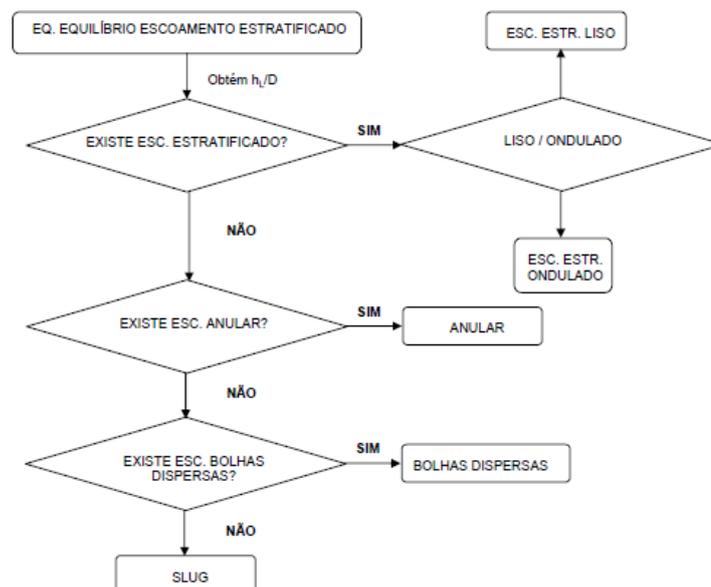


Figura 2.5 - Algoritmo de (Taitel e Dukler, 1976), para escoamento bifásico horizontal.

Mandhane et. al. (1974), além de avaliar alguns dos métodos de previsão existentes, propôs um novo mapa de padrões de escoamento baseado em seu banco de dados. Este mapa possui velocidades superficiais do líquido e do gás em seus eixos coordenados e encontra-se ilustrado na Figura 2.6.

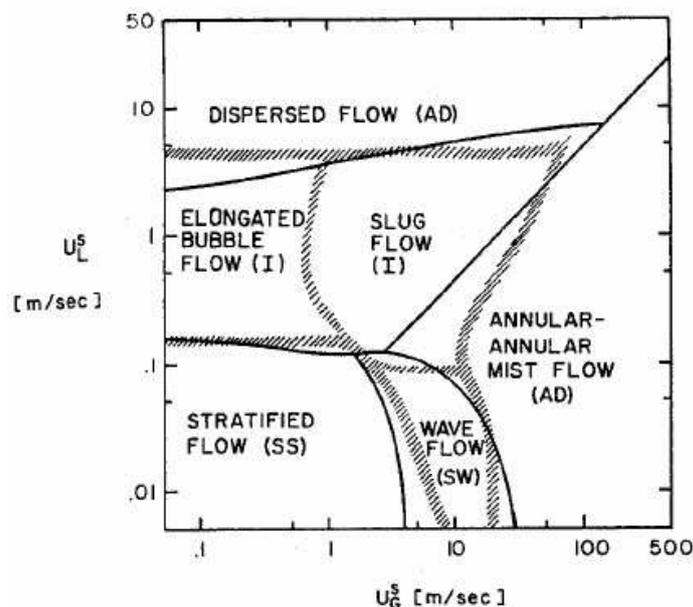


Figura 2.6 - Mapa de padrões de escoamento proposto por Mandhane et. al. (1974).

Apesar de todas as restrições descritas, os mapas de padrões de escoamento possuem vasta aplicação, sendo amplamente utilizados na indústria e em pesquisas em laboratórios.

## 2.2 Golfadas

De acordo com Dukler (1975), escoamentos intermitentes ou em golfadas existem para uma grande variação de vazões e tamanhos moderados de tubulações na configuração de escoamento horizontal.

Este tipo de padrão de escoamento é inerentemente instável com grandes variações temporais de vazão mássica, pressão e velocidade em todas as seções transversais da tubulação. Isto ocorre mesmo quando as vazões de gás e líquido entrando no sistema estão estáveis. Como resultado, processos de transferência de calor e massa ficam também instáveis com flutuações na temperatura e na concentração. Além do mais, por ser um regime de fluxo cíclico, alterna períodos com nenhuma produção de líquido, seguido de períodos de grande produção de líquido, o que leva a grandes dificuldades e problemas ao projetista destes sistemas. Por estes motivos, são necessárias estratégias que evitem a golfada na tubulação ou minimizem os efeitos da mesma.

Escoamento em golfadas ocorre em dutos horizontais, inclinados e verticais para uma grande faixa de vazões de líquido e gás, sendo caracterizado pelo

escoamento intermitente de bolhas alongadas e pistões de líquidos. O pistão de líquido pode conter alguma fração de gás, que aparece no formato de pequenas bolhas dispersas. Em dutos horizontais ou levemente inclinados, a bolha alongada e o filme de líquido são dispostos em uma configuração estratificada, com o gás ocupando a parte superior do duto, enquanto em tubos verticais a bolha e o filme de líquido dispõem-se num arranjo anular, com o gás ocupando a porção central da seção transversal e o líquido escoando entre a bolha alongada e a parede do tubo (Shoham, 2006). A região que compreende uma bolha alongada e um pistão de líquido foi definida por Wallis (1969) como uma célula unitária. A Figura 2.7 mostra uma representação esquemática do escoamento em golfadas horizontal, vertical e inclinado, destacando-se as regiões da célula unitária: pistão (aerado) e bolha alongada.

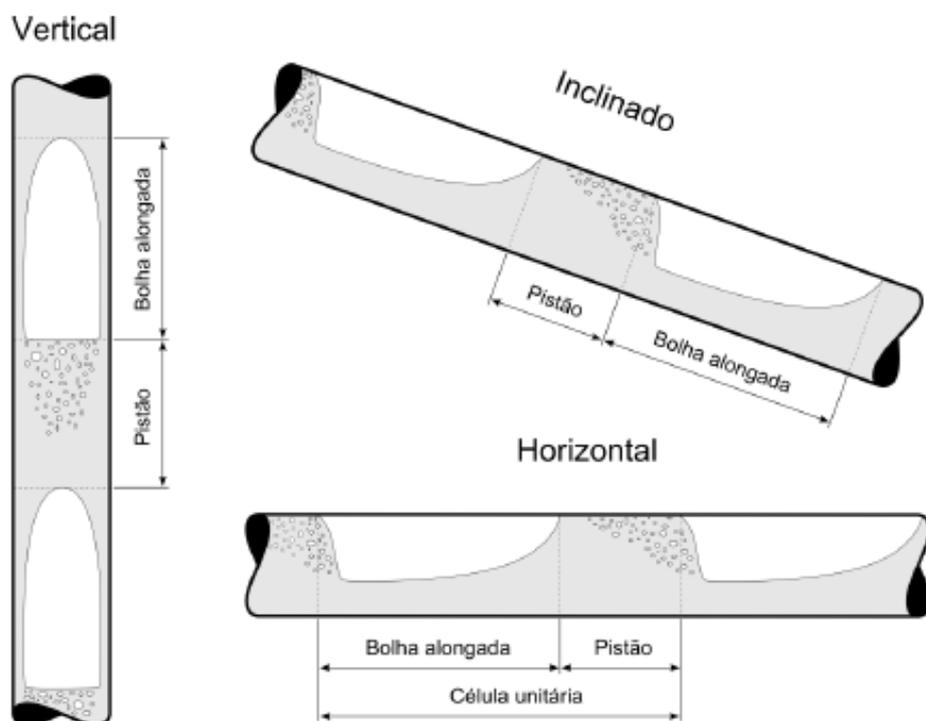


Figura 2.7 - Representação esquemática do escoamento em golfadas com pistão aerado.

Dentre os diversos padrões de escoamento, o padrão de escoamento intermitente é de especial interesse. De acordo com Fonseca et. al.(2009), as vazões típicas observadas em campo, ficam na região dos mapas de escoamento correspondente ao regime intermitente. Esse padrão de escoamento apresenta uma

complexidade tal que dificulta o entendimento completo dos fenômenos físicos responsáveis pela formação dos pistões de líquido. A principal característica desse padrão de escoamento é o fato que os pistões de líquido bem como as bolhas de gás não apresentam tamanhos e frequências bem definidos.

Em geral o padrão de escoamento em golfadas não é desejável, pois a passagem das golfadas de líquido pelas tubulações induz elevados níveis de pressão, vibrações, erosão, corrosão e diminuição da capacidade de produção relacionada com a eficiência dos separadores e demais equipamentos de superfície. Conseqüentemente, diminui a confiabilidade do sistema e aumenta os custos de manutenção e operação.

### **2.2.1 Golfadas Severas**

A golfada severa é um regime de produção que pode ser encontrada em poços de produção de petróleo. É caracterizada por uma elevada produção de líquido em seguida de uma elevada produção de gás, após um determinado período sem produção significativa.

De acordo com Taitel (1986), para a formação de uma golfada severa deve inicialmente existir um escoamento estratificado de gás e de líquido, que acumule líquido na região mais baixa do arranjo e com isso bloqueie a passagem de gás. A pressão, na região anterior ao bloqueio, se eleva e ocasiona a compressão do gás. Quando a pressão anterior a montante do bloqueio está maior que a da jusante somada com a pressão hidrostática do líquido, o pistão de líquido se desloca. Caso a região de líquido atinja o topo do riser, que é o trecho vertical, e a região de gás não tiver atingido o fundo, ocorre uma situação instável e uma pequena perturbação faz com que a região de líquido se mova em alta velocidade, enquanto o gás se expande. Tal situação encontra-se esquematizada na Figura 2.8. O chamado blowout caracteriza as golfadas severas.

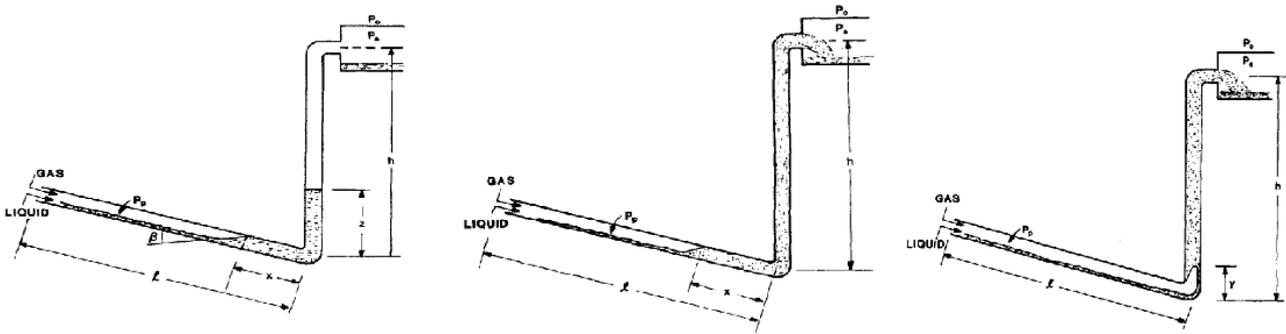


Figura 2.8 - Representação esquemática de escoamento em golfadas severas (Taitel, 1985).

De acordo com Sarica e Tengedal (2000), a golfada severa é um regime cíclico que é dividido em quatro partes. O regime se inicia com o bloqueio do gás devido ao acúmulo de líquido na base do trecho vertical, Figura 2.9a. Após o bloqueio a pressão do gás bloqueado e a coluna de líquido crescem, e quando a coluna de líquido atinge o topo do riser, ocorre a produção de líquido, Figura 2.9b. Depois do início da produção de líquido, a pressão de gás bloqueado continua aumentando até um valor máximo. Devido a isso, o gás age como um pistão eliminando o líquido presente no riser para o separador, tendo assim um blowout (Figura 2.9c). Com a queda do diferencial de pressão entre a base e o topo do trecho vertical, há uma redução de velocidade do gás ocasionando uma queda no líquido presente no topo trecho vertical para a base, bloqueando o gás novamente, conforme ilustrado na Figura 2.9d.

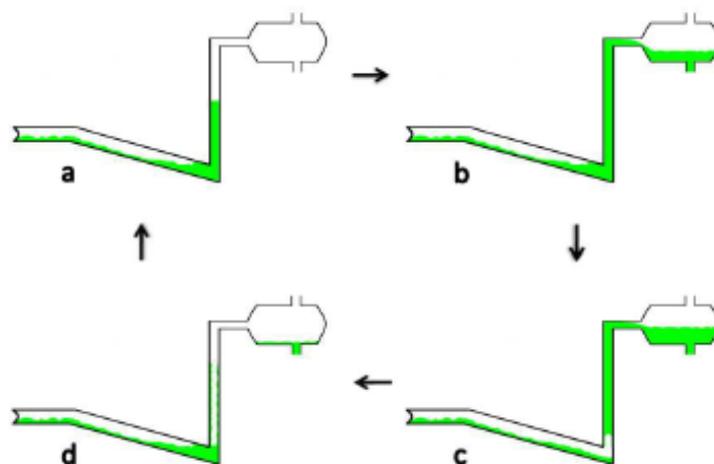


Figura 2.9 - Representação esquemática de escoamento em golfadas severas (Sarica e Tengedal, 2000).

### 2.2.2 Golfadas Hidrodinâmicas

As golfadas hidrodinâmicas são formadas por crescimentos de ondas na interface gás-líquido sob certas condições de escoamento. As amplitudes dessas ondas aumentam e podem obstruir o tubo. Esse tipo de golfada tende a ser mais longa quando o tubo é longo.

Hurlburt et al. (2002) combinou três teorias em uma única metodologia para explicar a formação e desenvolvimento da golfada hidrodinâmica a partir do escoamento estratificado. Essas teorias são:

- Teoria invíscida de Kelvin-Helmholtz,
- Teoria de instabilidade de uma onda longa e viscosa e
- Teoria de estabilidade da golfada.

A teoria de Kelvin-Helmholtz explica a transição do escoamento estratificado para o escoamento intermitente a partir de ondulações na interface gás-líquido. A teoria assume que ambos os fluidos têm viscosidade desprezíveis (são invíscidos), são incompressíveis e que alguma perturbação eleva a interface gás-líquido, fazendo com que a velocidade da fase gás aumente, diminuindo, conseqüentemente, a pressão neste ponto (efeito Bernoulli). A instabilidade ocorre quando a diminuição da pressão faz com que a interface tenda a se elevar ainda mais, tendência que se opõe à gravidade e à tensão superficial (em menor escala). Nesta situação, a sucção é um efeito desestabilizador e a gravidade um efeito estabilizador, que pode ser utilizado para prever quando o escoamento estratificado irá se tornar um escoamento intermitente (Ujang et al. 2006).

Lin et al. (1986) incluíram os efeitos de viscosidade e observaram que para líquidos com viscosidade entre 1 e 500 cp, a teoria viscosa prevê condições críticas de instabilidade mais moderadas.

Para fluidos muito viscosos, ambas as teorias prevêem os mesmos critérios de instabilidade.

Já a teoria de estabilidade da golfada foca nas condições que levam a golfada ser estável e não nas condições de instabilidade que levam o escoamento estratificado a se tornar intermitente, conforme as duas teorias anteriores. Esta teoria é baseada na quantidade de líquido que entra e sai do pistão de líquido,

visto que o mesmo possui uma velocidade média superior ao filme líquido na região de bolha. Quando a taxa de líquido que entra é igual à que sai, o pistão não cresce ou decresce, mas permanece com o mesmo comprimento, garantindo uma altura mínima do filme líquido que possa suprir a vazão volumétrica necessária para a estabilidade do escoamento.

De acordo com Hurlburt et al. (2002), a estabilidade da golfada pode determinar a transição para o regime de escoamento intermitente.

### **2.3 Escoamento bifásico (gás e líquido) em tubulação com expansão súbita**

Na maioria dos sistemas com escoamento bifásico são encontrados diferentes componentes de tubulação, tais como mudanças repentinas da área, dobras, válvulas e junções. Geralmente, é necessário um esforço considerável para calcular a mudança de pressão ao longo do caminho do fluxo. Isto é particularmente verdadeiro para o fluxo através de uma expansão súbita em uma área de duto, uma vez que uma descrição física detalhada do mecanismo de fluxo ainda não é possível. Embora tenha sido feita uma extensa pesquisa no fluxo bifásico através de tubos diretos, há apenas pesquisas limitadas sobre este fluxo através de diferentes singularidades de tubulação. Modelos confiáveis para avaliar as perdas de pressão locais, bem como o efeito desses componentes nas características de fluxo a montante e a jusante são importantes para a concepção de tais sistemas. As mudanças de pressão através de expansão súbita são mais frequentemente estimadas, sendo necessário continuar investigando o desenvolvimento do fluxo de duas fases a montante e a jusante de uma expansão súbita.

O fluxo através das expansões súbitas da área foi estudado (Lottes, 1960; Mendler, 1963; Janssen e Kervinen, 1966; McGee, 1966; Attou e Bolle, 1997; Attou et al., 1997; Attou e Bolle, 1999), no entanto, a maioria desses esforços tem sido focada em estimar a recuperação da pressão em toda a expansão.

Várias investigações experimentais do fluxo de duas fases em expansões súbitas foram realizadas para fluxo borbulhante vertical (Bel Fdhila et al., 1991; Rinne e Loth, 1996; Aloui et al., 1999), onde os parâmetros locais de fluxo de duas fases, tais como fração de vazio, concentração da área interfacial, velocidade

da bolha, frequência e tamanho foram medidas. Houve menos investigações experimentais do fluxo de duas fases em expansões súbitas horizontais. Aloui e Souhar (1996a) relataram dados experimentais para fluxo borbulhante sobre uma placa plana horizontal com uma expansão súbita e os resultados experimentais foram caracterizados por uma recuperação de pressão muito pequena em relação à pressão do sistema. A velocidade de massa do líquido neste estudo foi mantida suficientemente alta para evitar a estratificação e nenhuma alteração no regime de fluxo foi observada durante o fluxo borbulhante disperso.

Normalmente, a mudança na fração de vazio e a recuperação de pressão são usadas para caracterizar o fluxo em expansões súbitas da área. No entanto, a redistribuição das duas fases na região em desenvolvimento e o comprimento em desenvolvimento a jusante da expansão súbita são importantes para obter modelos de fluxo mais confiáveis do fluxo de duas fases em expansões bruscas. Yang et al. (2001) e Ahmed et al. (2001) relataram uma variedade de mudanças no padrão de fluxo em expansões repentinas da área e contrações com base em observações e sinais de sonda de fibra óptica. Eles concluíram que a expansão súbita teve um efeito considerável na redistribuição de fase imediatamente a jusante da expansão.

A Figura 2.10 simplifica o fluxo através de uma expansão súbita em uma área de duto.

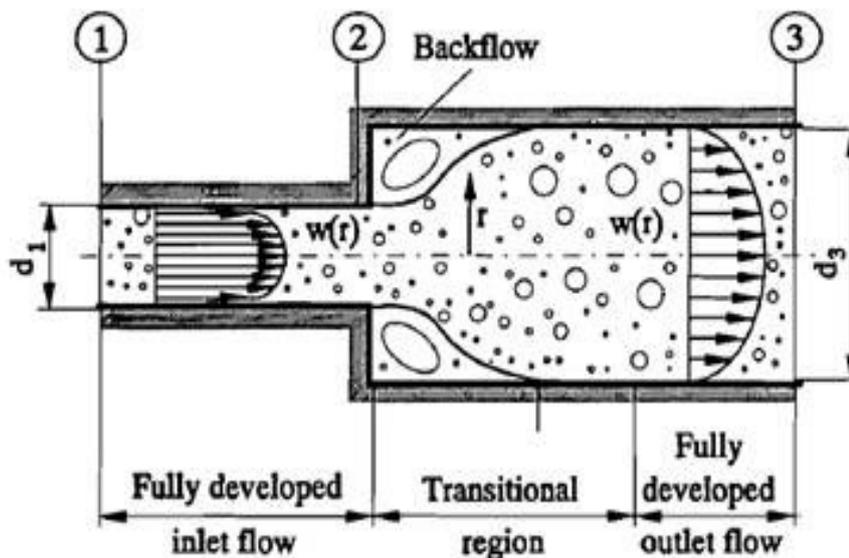


Figura 2.10 - Representação esquemática de escoamento em golfadas em tubulação com expansão súbita.

## 2.4 Conceitos e fundamentos básicos

Como no estudo de qualquer fenômeno físico, no escoamento multifásico, existem grandezas de interesse, que são utilizadas para modelar ou definir o regime. Aqui serão expostas as terminologias utilizadas no escoamento multifásico e as principais grandezas de interesse do escoamento em golfada.

No escoamento bifásico gás-líquido, é comum a utilização do subscrito  $G$  para se referir à fase gás e  $L$  para a fase líquida. O conceito mais simples é o de velocidade média de cada fase,  $u$ , definida nas equações (2.1) e (2.2),

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

$$u_G = \frac{Q_G}{A_G} \quad (2.1)$$

$$u_L = \frac{Q_L}{A_L} \quad (2.2)$$

onde  $Q$  denota a vazão volumétrica,  $A$  a área da seção transversal da tubulação e os subscritos  $L$  e  $G$  referem-se as fases líquida e gasosa, respectivamente.

$$\alpha_G = \frac{A_G}{A} \quad (2.3)$$

$$\alpha_L = \frac{A_L}{A} \quad (2.4)$$

A razão entre a área ocupada por cada fase e a área total é chamada de fração volumétrica  $\alpha$ , definida como sendo  $\alpha_L$  mais conhecido na literatura como holdup de líquido, ou simplesmente holdup e  $\alpha_G$  como fração de vazios (void fraction). Com estas equações definidas, a seguinte relação é satisfeita:

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

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

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

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

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

As velocidades superficiais são alguns dos parâmetros conhecidos que definem várias características do escoamento gás-líquido, entre elas a ocorrência de um ou outro padrão de escoamento.

Sendo de medição simples em laboratório, seu conhecimento torna-se conveniente em mapas de padrões de fases como o de Mandhane et al. (1974). Uma vez que as fases escoam juntas na tubulação, é conveniente a definição de uma velocidade de mistura ( $j_m$ ) na forma:

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

A velocidade de mistura também pode ser escrita em função da velocidade média de cada fase e do quanto cada fase ocupa da seção transversal da tubulação.

Para isso, basta isolar  $Q_L$  e  $Q_G$  nas Eqs. (2.1) e (2.2) e combinar com as definições de holdup de líquido e de fração de vazios nas Eqs. (2.3) e (2.4) respectivamente:

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

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

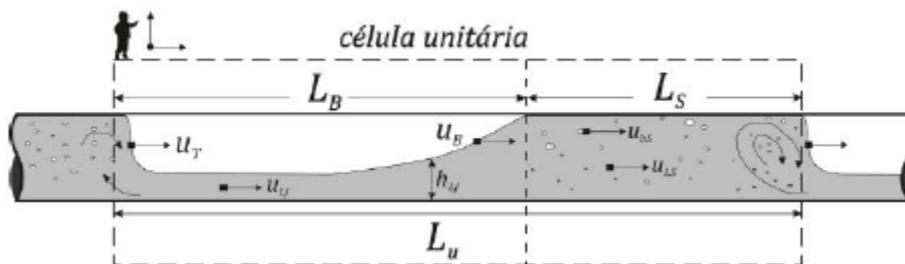


Figura 2.11 - Esboço de uma célula unitária baseado em Dukler and Hubbard (1975).

A velocidade média da traseira e da frente do pistão de líquido é representada na Figura 2.11 por  $u_T$  e  $u_B$ , respectivamente. Note que  $u_B$  é a velocidade média de translação do nariz da bolha alongada. A velocidade média do líquido na região do pistão de líquido é denotada por  $u_{LS}$  e a velocidade média das bolhas dispersas de gás, nesta mesma região, por  $u_{BS}$ . Já a velocidade média do líquido na região do filme é denotada por  $u_{LF}$ . Por definição, o comprimento da célula unitária  $L_U$  é soma do comprimento do pistão de líquido  $L_S$  e da bolha alongada  $L_B$ :

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

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

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

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

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

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

$$j_m = u_{Lf} \alpha_{Lf} + u_{Gf} \alpha_{Gf} = u_{Gf} \alpha_{Gf} + (1 - \alpha_{Gf}) u_{Lf} \quad (2.13)$$

$$j_m = u_{LS} \alpha_{LS} + u_{GS} \alpha_{GS} = u_{GS} \alpha_{GS} + (1 - \alpha_{GS}) u_{LS} \quad (2.14)$$

O escorregamento  $s$  (slip) entre as fases líquida e gasosa na região do pistão de líquido é definido como a razão entre as velocidades médias de cada fase nesta região (Woods and Hanratty, 1996):

$$s = \frac{u_{GS}}{u_{LS}} \quad (2.15)$$

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

$$u_{LS} = \frac{j_m}{1 + (s - 1)\alpha_{GS}} \quad (2.96)$$

Dois casos particulares podem ser observados em 2.16: quando a fração de vazios na região do pistão de líquido é nula ( $\alpha_{GS} = 0$ ) ou quando não há escorregamento entre as fases  $s = 1$ , a velocidade média da fase líquida na região do pistão se iguala à velocidade de mistura.

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

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

Particularizando para o escoamento intermitente, o estado da arte na modelagem tem início com a utilização do conceito de célula unitária definido por Wallis (1969) e utilizado no modelo de Dukler and Hubbard (1975) onde as equações de conservação de massa e quantidade de movimento foram escritas na forma unidimensional para um referencial horizontal que translada à mesma velocidade que a célula unitária. Quando essas hipóteses são assumidas, o escoamento torna-se permanente com o passar do tempo, idealizando a intermitência à periodicidade e introduzindo simplificações nas equações, permitindo a previsão de variados parâmetros como a queda depressão ao longo da célula, o comprimento do pistão de líquido, etc. Taitel and Barnea (1990) propuseram um modelo de célula unitária que abrange qualquer inclinação. Esse modelo é conhecido na literatura como modelo de célula unitária ou estacionário e possui a vantagem de ser simples e intuitivo, no entanto, pelas restrições

assumidas este modelo depende de várias equações auxiliares, de origem experimental, tais como a velocidade da golfada, o comprimento ou a frequência de passagem da golfada, a fração de vazios na golfada, a espessura do filme de líquido, etc. Este é o problema de fechamento, o principal desafio da modelagem: "toda vez que hipóteses restritivas são assumidas na teoria, um conhecimento empírico em maior ou em menor grau torna-se necessário"(Boure and Delhaye, 1982).

## 2.6 Desenvolvimento

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

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

## 2.7 Comprimento do pistão de líquido

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

O comprimento do pistão de líquido é uma função da distância axial ao longo da seção: no início quando, recém formados, eles se apresentam curtos, eventualmente decaindo ou evoluindo ao longo da seção de teste. Nydal et al., (1992), Ujang et al. (2006) utilizaram testes estatísticos para a determinação da

distribuição que melhor descreve o comportamento aleatório deste parâmetro e identificaram como sendo a distribuição lognormal a mais adequada para a maioria dos casos.

## 2.8 Frequência de passagem dos pistões de líquido

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

$$S_t = \frac{f_s D}{j_G} \quad (2.107)$$

$$\lambda_L = \frac{j_L}{j_L + j_G} \quad (2.118)$$

De acordo com Ujang et al. (2006), a formação dos pistões de líquido é dependente da distância axial a partir da entrada, na qual pistões curtos e de alta frequência são formados com maior intensidade. Longe o bastante da entrada, é possível atingir um comprimento estabilizado, resultando assim numa frequência média com valor praticamente independente do local da medição. A frequência apresenta uma distribuição de valores ao redor de uma média, sendo o formato da distribuição geralmente bem descrito por uma lognormal. (Ujang et al., 2006) Fossa et al. (2003) e Woods and Hanratty (1996) discutiram que o comportamento da frequência torna-se praticamente independente do diâmetro quando adimensionais apropriados são utilizados. Uma correlação foi desenvolvida por Fossa et al. (2003) baseada no denominado número de Strouhal  $St$  e na fração de volume de líquido, ou o holdup de líquido  $j_L$ :

Wang et al. (2007) confirmaram experimentalmente a boa concordância da correlação de Fossa et al. (2003) numa seção com comprimento de 133 m.

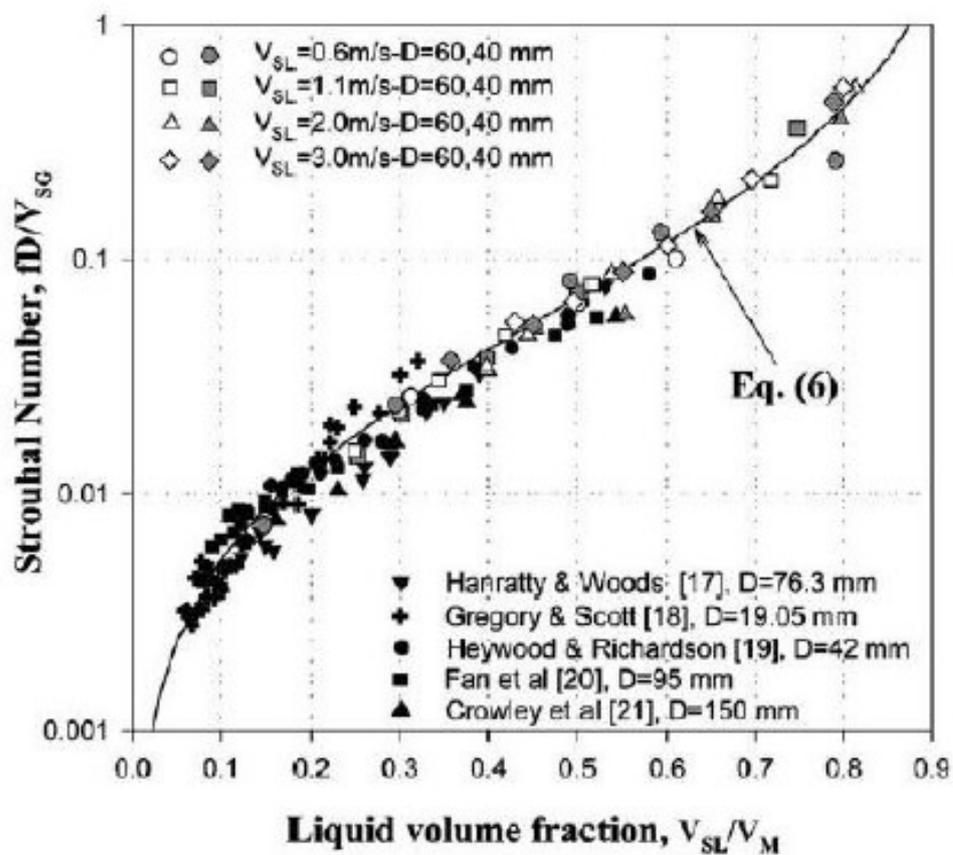


Figura 2.12 - Comportamento da frequência adimensional com resultados de vários autores para diversos diâmetros.– retirado de Fossa et al. (2003).

### 3 METODOLOGIA EXPERIMENTAL

Neste capítulo é mostrada a metodologia experimental utilizada no desenvolvimento do presente trabalho, compreendendo a descrição do experimento, com os equipamentos que são usados na realização dos testes, a descrição dos procedimentos adotados nas medições e as técnicas empregadas no processamento dos dados.

Para execução dos experimentos foram realizados primeiramente os testes na ausência da expansão súbita na tubulação horizontal com o objetivo de caracterizar o funcionamento do homogeneizador sob diferentes condições de escoamento intermitente. Em sequência, os mesmos testes foram realizados já com o protótipo com expansão súbita em seu diâmetro instalado na tubulação na saída do homogeneizador, cuja consequência será analisada e comparada através dos resultados apurados.

Os parâmetros de interesse nestas medições foram:

- na entrada do homogeneizador: velocidade das golfadas, frequência de passagem das golfadas, comprimento das golfadas;
- no interior do homogeneizador: perda de carga e nível de líquido; e
- na saída do homogeneizador: distância da saída do homogeneizador para o início das golfadas e imagens no interior da tubulação na ausência e na presença da expansão súbita.

#### 3.1 Descrição geral da montagem do experimento

Os testes foram realizados utilizando a bancada experimental do Laboratório de Fluidos da PUC-RIO no edifício de laboratório de pesquisa Pe. Laércio Dias de Moura S.J.

A bancada de testes é formada basicamente por tubos de acrílico transparente com diâmetro interno de 41 mm, com 5mm de espessura de parede e comprimento total de aproximadamente 18 m ( $L/D \approx 443$ ), uma bomba centrífuga, dois sopradores de ar em série, dois rotâmetros, um tanque de fluidos e um homogeneizador de escoamento.

Para melhor conhecimento do comportamento do escoamento bifásico (gás e líquido) na entrada da bomba submarina em sistemas SKID-BCSS, após a

primeira fase dos experimentos, instalou-se uma tubulação cilíndrica horizontal com expansão súbita em seu diâmetro com o objetivo de simular a entrada desta bomba, permitindo uma análise comparativa da interface entre fases na ausência e na presença desta expansão súbita.

Toda a seção e equipamentos são apoiados sobre uma estrutura montada com perfis de alumínio Bosch de 45x45mm, que garantem a rigidez e o alinhamento necessário ao experimento.

A seção de testes deste trabalho é formada basicamente por cinco conjuntos: o sistema de escoamento de ar, o sistema de escoamento da solução de água e glicerina, o homogeneizador de fluxo, a estação de medição e a tubulação com expansão súbita.

O sistema de escoamento de ar é aberto, onde o ar é obtido de um ambiente interno ao laboratório, comprimido por um compressor e encaminhado a entrada da seção de testes.

O sistema de escoamento da solução de água e glicerina é fechado, no qual uma bomba de cavidade progressiva realiza a sucção da solução de um reservatório e encaminha o fluido para a entrada da seção de testes.

Os fluidos são misturados na entrada da seção, por um tubo em formato de “Y” e escoam pela tubulação de acrílico. Ao final da seção, o líquido retorna ao tanque e o ar volta à atmosfera.

A solução utilizada é uma mistura de água e glicerina de viscosidade igual a 61,20 cP.

A estação de medição é composta pelos instrumentos necessários para a detecção da passagem dos pistões de líquido e das bolhas alongadas e pela captura das imagens através de interruptores de feixe, conectados a uma placa de conversão analógico/digital. Todos os equipamentos de medição estão conectados a um sistema supervisor, que faz o monitoramento das condições do escoamento.

A temperatura, para a realização dos experimentos foi controlada com um banho termostático e permaneceu praticamente constante em torno de 17.5°C.

Na Figura 3.1 é mostrada uma representação esquemática da bancada experimental.

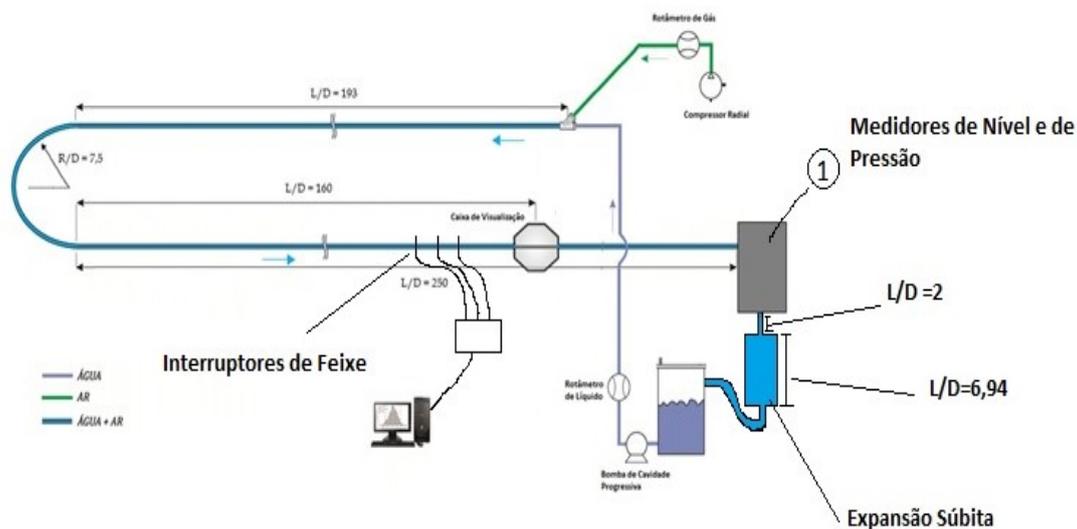


Figura 3.1 - Representação esquemática da bancada experimental.

### 3.2 Sistema de escoamento de ar

O escoamento de ar na seção de testes é produzido por um compressor centrífugo, controlado por um inversor de frequência da mesma marca.

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

### 3.3 Sistema de escoamento da solução de água e glicerina

O sistema de escoamento de líquido é composto por uma bomba de cavidades progressivas (BCP), utilizada para impulsionar o fluido para a seção de testes. As bombas de cavidades progressivas são recomendadas para o estudo de escoamento intermitente, pois a vazão volumétrica não é muito influenciada pela pressão a jusante, e, conseqüentemente, sofre poucas variações com mudanças na queda de pressão na tubulação.

A BCP é acionada por um inversor de frequência, que altera a rotação da bomba e, assim, controla a vazão do líquido. Também faz parte do sistema um tanque de armazenamento de líquido.

### 3.3.1 Bomba de cavidades progressivas e inversor de frequência

A bomba utilizada no experimento é da marca Netzsch, modelo NM031, controlada por inversor de frequência da marca WEG R.

### 3.3.2 Tanque de líquido

A mistura, após percorrer a seção de acrílico, vai para um tanque, onde ocorre a separação das fases, com o ar sendo liberado de volta à atmosfera. As válvulas, na parte inferior, permitem que o mesmo seja esvaziado sem necessidade de desmontar a seção. A Figura mostra um desenho do tanque utilizado.

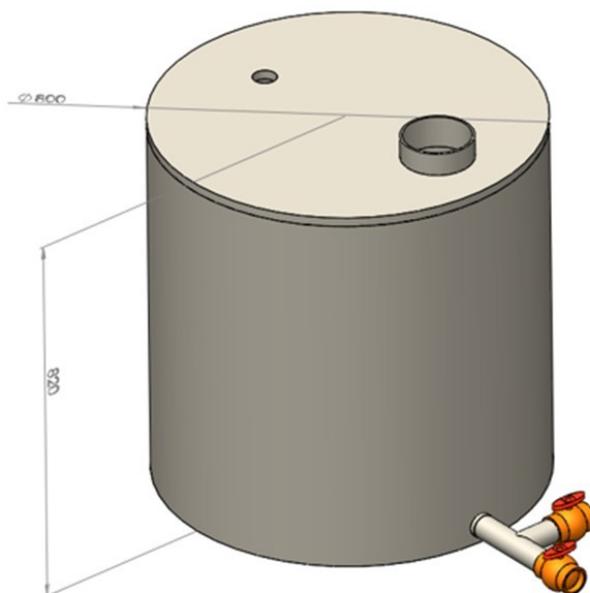


Figura 3.2 - Detalhe do tanque de separação.

## 3.4 Homogeneizador

Para tornar os sistemas BCSS mais robustos, principalmente na presença de escoamentos intermitentes (golfadas), foi desenvolvido na PUC-Rio, sob coordenação do CENPES/PETROBRAS, um homogeneizador de fluxo para ser instalado a montante do sistema BCSS, conforme descrito nos trabalhos de Fonseca (2011) e (2015).

A geometria do homogeneizador e os dados de campo utilizados foram fornecidos pela PETROBRAS. Ele consiste basicamente em dois cilindros concêntricos, sendo o de menor diâmetro fechado na parte superior inserido no de maior diâmetro fechado em ambas as extremidades, conforme pode ser observado no esquema da Figura 3.3.

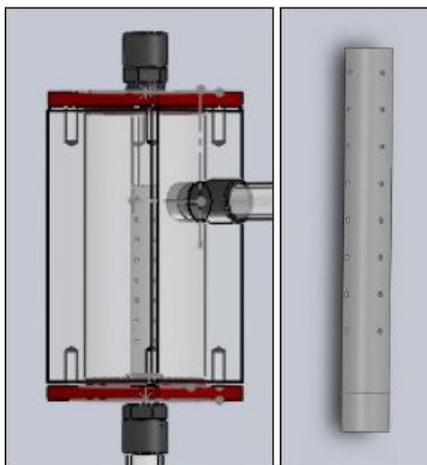


Figura 3.3 – Esquema do modelo de homogeneizador e filtro concebido pelo CENPES.

O fluxo multifásico entra horizontalmente no homogeneizador, por uma entrada lateral no cilindro externo. O que se espera é que as grandes bolhas, ao entrarem no homogeneizador, sejam forçadas a passar pelos pequenos orifícios do cilindro interno, fazendo-as se quebrarem em pequenas bolhas na saída.

Foram instaladas tomadas de pressão na entrada e saída do homogeneizador de fluxo, a fim de observar a perda de carga gerada pelo mesmo. O nível é observado visualmente com o auxílio de uma fita métrica, com isso é possível observar a oscilação do nível.

Antes da realização dos testes com o homogeneizador, foi necessário ajustar as condições do experimento para garantir uma similaridade entre os ensaios realizados no campo pela PETROBRAS (NEAT), com o protótipo, e os ensaios que estão sendo realizados na PUC-Rio, com um modelo.

Nas experiências realizadas por Fonseca (2011), avaliou-se somente a queda de pressão e realizou-se uma inspeção visual do escoamento no homogeneizador, não tendo sido possível identificar qual a melhor configuração de operação. Ainda assim, esses ensaios preliminares apresentaram resultados promissores. No entanto, para a implementação do dispositivo em campo ainda é necessário um melhor conhecimento do funcionamento do homogeneizador sob diferentes

condições de operação. No trabalho de Carbone (2015), realizou-se a simulação numérica do escoamento no interior do dispositivo para se compreender um pouco melhor o funcionamento do equipamento e buscou-se encontrar uma configuração que melhorasse a eficiência do homogeneizador. Já no trabalho de Fonseca (2015), foram realizados ensaios em campo acerca de um homogeneizador com dimensões próximas àsquelas do campo.

Como as dimensões das tubulações e demais dispositivos são diferentes, buscou-se manter a relação de similaridade entre protótipo e modelo.

Nos ensaios realizados na PUC-Rio, a equivalência do número de Froude ( $Fr = u_{sm}/\sqrt{gD}$ ) com os testes do NEAT, foi obtida através da variação da velocidade superficial da mistura ( $u_{sm}$ ). Como o diâmetro ( $D$ ) e a gravidade são parâmetros fixos do problema, o parâmetro ajustado foi a velocidade da mistura.

Para garantir similaridade também no número de Reynolds, escolheu-se ajustar a viscosidade cinemática do líquido através da mistura de água e glicerina. A viscosidade da mistura foi ajustada iterativamente, sendo adicionada água e glicerina e realizadas as medições da viscosidade no Laboratório de Reologia da PUC-Rio até que se atingisse a viscosidade desejada.

Portanto, a equivalência dos números de Froude e Reynolds entre dois ensaios foi obtida através do ajuste das propriedades da mistura.

Com os adimensionais atendidos, foi possível determinar a matriz de testes da PUC-Rio. A Tabela 3.1 e a Figura 3.4 ilustram a comparação entre os testes executados na PUC-Rio e no NEAT.

Teste	Protótipo	Fração de gás	Velocidade superficial do líquido (m/s)	Velocidade superficial do gás (m/s)	Velocidade superficial da mistura (m/s)
Teste 1	NEAT	10%	0.10	0.91	1.02
	PUC-RIO		0.07	0.67	0.74
Teste 2	NEAT	20%	0.20	0.81	1.02
	PUC-RIO		0.15	0.60	0.74
Teste 3	NEAT	30%	0.30	0.71	1.02
	PUC-RIO		0.22	0.52	0.74
Teste 4	NEAT	40%	0.41	0.61	1.02
	PUC-RIO		0.30	0.45	0.74
Teste 5	NEAT	10%	0.13	1.14	1.27
	PUC-RIO		0.09	0.84	0.93
Teste 6	NEAT	20%	0.25	1.02	1.27
	PUC-RIO		0.19	0.74	0.93
Teste 7	NEAT	30%	0.38	0.89	1.27
	PUC-RIO		0.28	0.65	0.93
Teste 8	NEAT	40%	0.51	0.76	1.27
	PUC-RIO		0.37	0.56	0.93

Tabela 3.1 – Comparação entre testes executados na PUC-Rio e no NEAT.

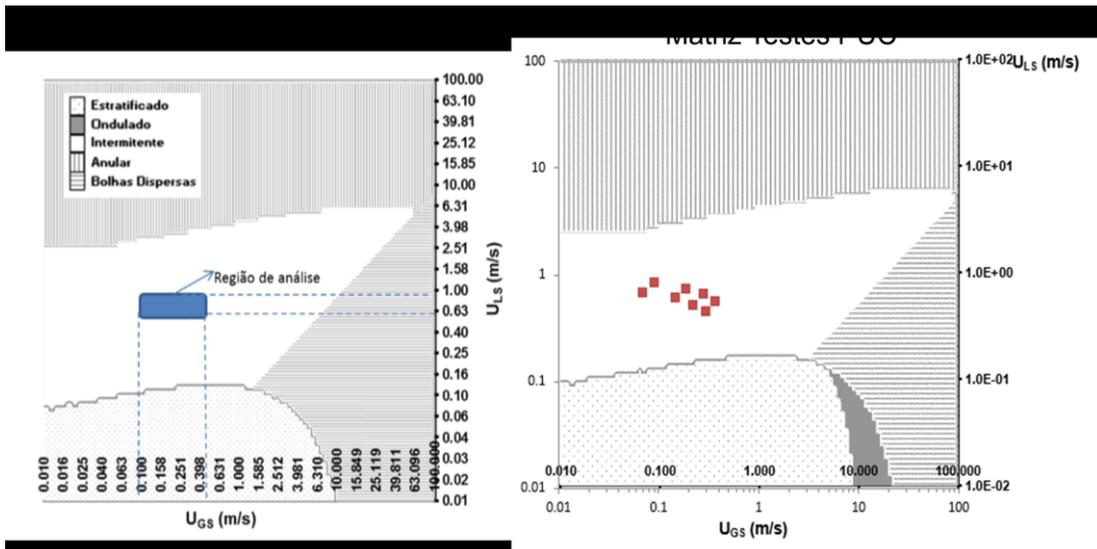


Figura 3.4 – Comparação entre testes executados na PUC-Rio e no NEAT.

Conforme pode ser observado na Figura 3.5, no cilindro interno foram feitas diversas configurações de furos, por onde o fluxo multifásico é forçado a passar para conseguir sair pela parte inferior deste cilindro. Este cilindro é substituído para modificar o tamanho e a disposição dos furos internos, de forma a verificar a influência da geometria na perda de carga do sistema e no comportamento do escoamento na saída do homogeneizador.

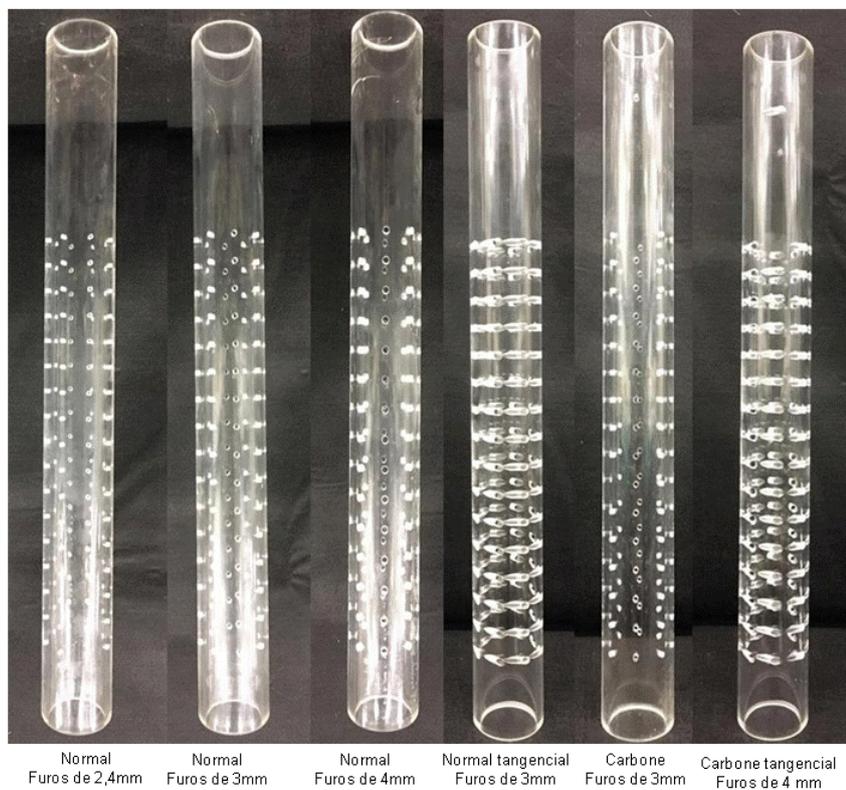


Figura 3.5 – Exemplos de configurações do cilindro interno.

Foram estudadas as configurações dos protótipos testados pelo CENPES (NEAT) e respeitadas as similaridades necessárias para fabricação dos cilindros internos em acrílico, ou seja, mesma área de passagem em relação a área da tubulação. O diâmetro dos furos no filtro do homogeneizador também foi calculado de modo a se obter números de Reynolds parecidos com os do protótipo.

A Tabela 3.2 mostra a relação de equivalência entre os filtros dos ensaios de campo e os filtros do laboratório.

<b>DIÂMETRO</b>	
<b>Protótipo testado por Fonseca (2015)</b>	<b>Modelo testado na PUC-Rio</b>
3mm	1,5mm
5mm	2,4mm
6mm	3mm
8mm	4mm

Tabela 3.2 – Equivalência entre os filtros.

Foram realizados testes com os tubos fora de centro na caixa do homogeneizador nas configurações detalhadas na Tabela 3.3.

<b>CONFIGURAÇÃO</b>		
	<b>FILTRO</b>	<b>DIÂMETRO</b>
Tubo fora de centro na caixa do homogeneizador	Normal	2,4mm
	Normal	3mm
	Normal Tangencial	3mm
	Normal	4mm
	Carbone	3mm
	CarboneTangencial	3mm

Tabela 3.3 - Configurações dos cilindros internos testadas na PUC-Rio.

Para cada configuração de cilindro interno estão sendo avaliados diferentes casos, conforme listados na Tabela 3.4.

Matriz de testes para cada configuração									
Caso	alfa_g	Usl	Usg	QL (m3/h)	Hz_bomba	QG (m3/h)	Froude	um_teor	Temp (°C)
1	0,1	0,67	0,1	3,2	30,8	0,3	1,2	3,3	17,5
2	0,2	0,60	0,2	2,9	27,7	0,7	1,2	3,0	17,5
3	0,3	0,52	0,2	2,5	24,0	1,0	1,2	2,6	17,5
4	0,4	0,45	0,3	2,1	20,8	1,4	1,2	2,2	17,5
5	0,1	0,84	0,1	4,0	38,8	0,4	1,5	4,2	17,5
6	0,2	0,74	0,2	3,5	34,1	0,9	1,5	3,7	17,5
7	0,3	0,65	0,3	3,1	30,0	1,3	1,5	3,2	17,5
8	0,4	0,56	0,4	2,7	25,8	1,8	1,5	2,8	17,5

Tabela 3.4 – Matriz de testes para cada configuração.

O comportamento do homogeneizador foi avaliado a partir de dados de saída de velocidade, pressão, nível de líquido e comprimento das golfadas.

### 3.5 Estação de medição

A estação de medição é o ponto da seção no qual os dados são adquiridos.

Para a caracterização do escoamento na entrada do homogeneizador foi utilizado um sistema de interruptores de feixe infravermelho, o qual pode ser visualizado na Figura 3.6. A partir dos sinais lógicos dos interruptores de feixe, é possível medir a velocidade e os comprimentos das bolhas alongadas e pistões de líquidos que passam na tubulação.



Figura 3.6 – Sistema de interruptores de feixe infravermelho.

Na saída do equipamento é observado também a distância necessária para que as golfadas se iniciem novamente na tubulação. A Figura 3.7 mostra como essas distâncias são medidas visualmente através da utilização de uma fita métrica colada à tubulação. Também são realizados vídeos para posterior análise.



Figura 3.7 – Medição visual na saída do homogeneizador.

### 3.5.1 Sistema de interruptores de feixe

Cerca de 400 diâmetros após a entrada de líquido e gás, um sistema de três interruptores de feixe da marca Pasco R é utilizado para detectar a passagem de pistões de líquido.

Os interruptores consistem, basicamente, de um conjunto emissor/detector de feixe de luz no espectro infravermelho que detectam a interrupção do feixe durante a passagem de um pistão de líquido.

Na ocorrência da passagem do pistão de líquido, o feixe de infravermelho emitido é interrompido e não encontra o dispositivo fotossensível receptor, gerando assim uma mudança na saída em voltagem do sensor. Este sinal, capturado por um circuito eletrônico, é interpretado pelas rotinas desenvolvidas em ambiente LabView R.

### 3.6 Tubulação com expansão súbita

A bomba submarina utilizada pelo CENPES encontra-se esquematizada na Figura 3.8. Observa-se a presença da expansão súbita de diâmetro na sua entrada cuja consequências serão analisadas no experimento. A distância entre o rotor da bomba e a sua entrada é de um diâmetro.

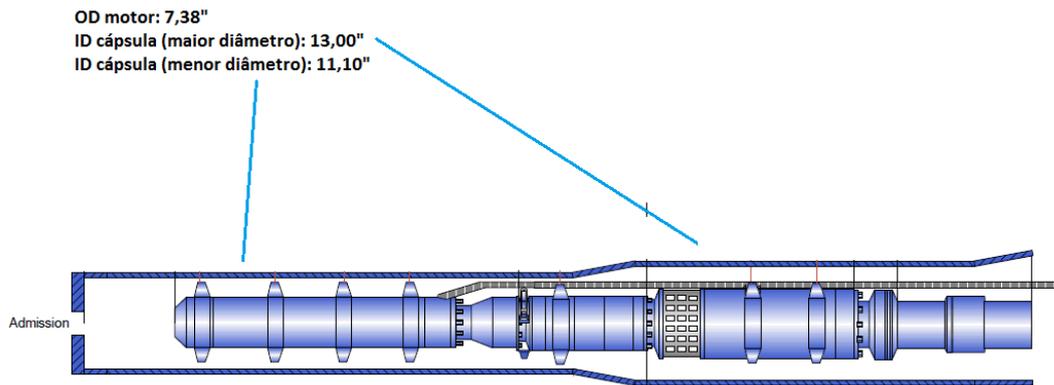


Figura 3.8 - Representação esquemática da bomba do CENPES.

A partir da análise de similaridade foi projetado e construído um protótipo com expansão súbita em seu diâmetro com o objetivo de simular a entrada da bomba projetada pelo CENPES. A Figura 3.9 mostra um desenho esquemático do modelo. Escolheu-se confeccionar o equipamento em acrílico, transparente, para garantir acesso óptico. Para simular o rotor da bomba, foi utilizado um tarugo de teflon, o qual foi colocado a 14,4 cm de distância da tampa do protótipo, conforme pode ser observado na Figura 3.10.

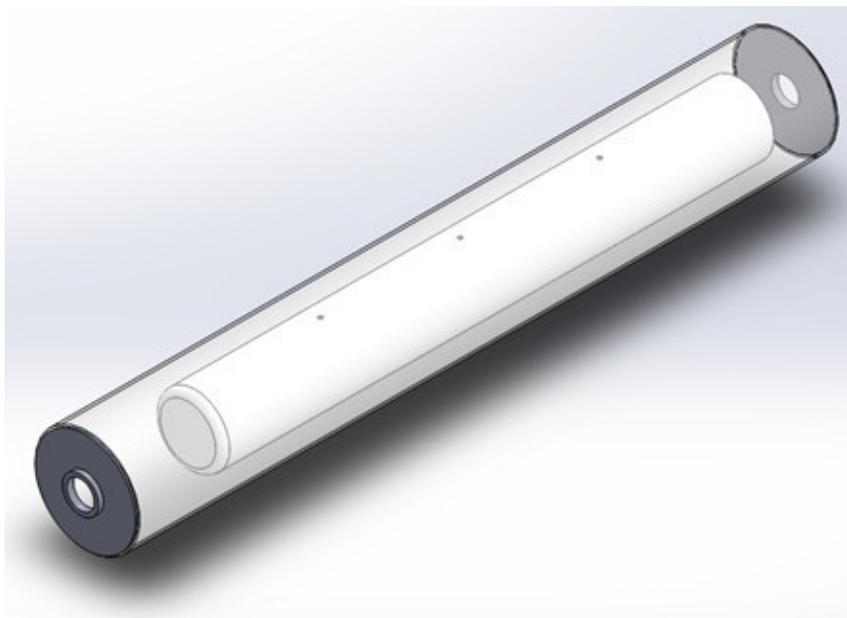


Figura 3.9 - Representação esquemática do protótipo.

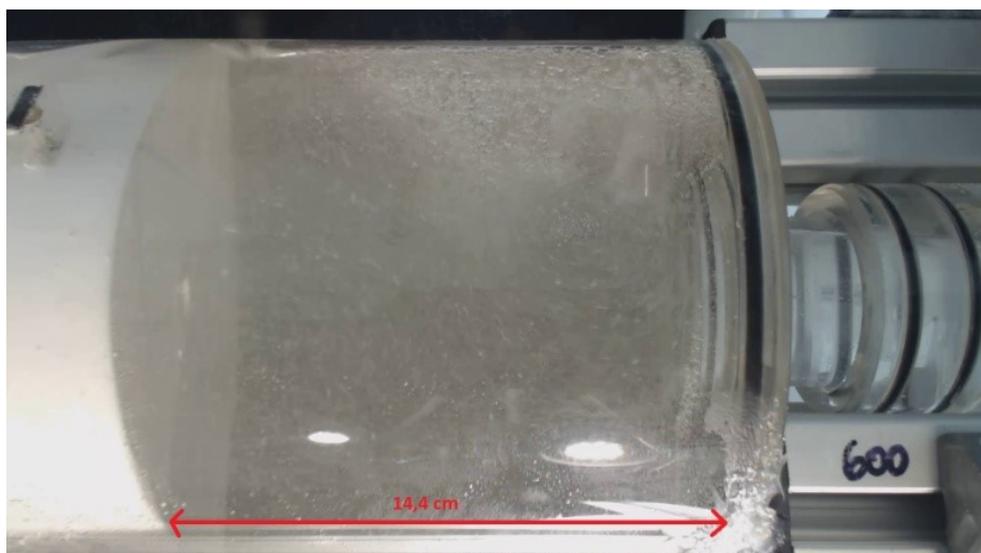


Figura 3.10 – Detalhe do protótipo com o tarugo interno.

A Figura 3.11 mostra o protótipo já instalado na saída do homogeneizador.

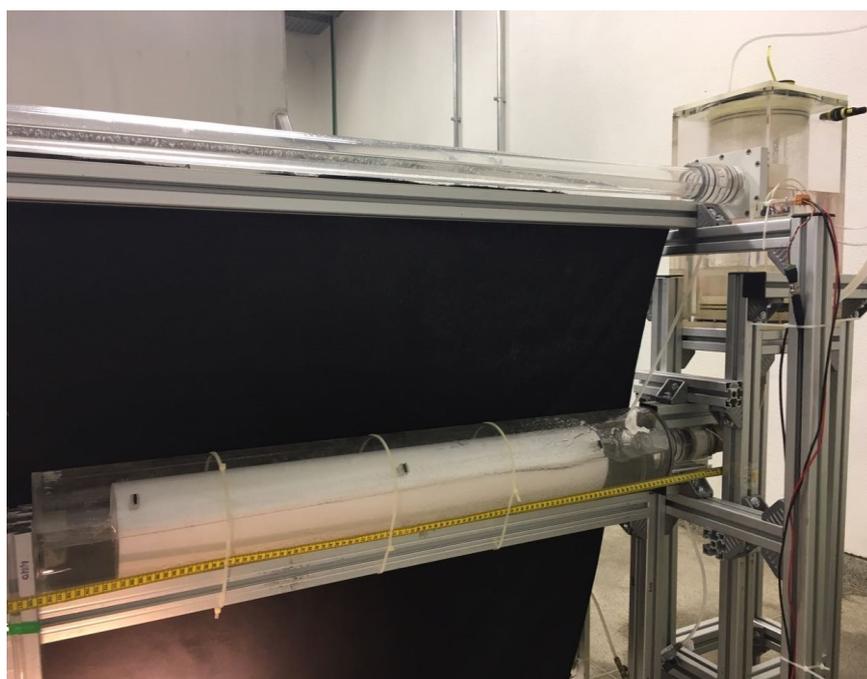


Figura 3.11 – Detalhe do homogeneizador e protótipo instalados.

## 4 RESULTADOS

Neste capítulo são apresentados os resultados obtidos na seção de testes considerando duas situações:

- Investigação do comportamento do escoamento bifásico (gás e líquido) através de uma tubulação cilíndrica horizontal, sem expansão súbita em seu diâmetro, considerando diferentes condições do escoamento intermitente em um homogeneizador (diferentes configurações geométricas);

- Investigação do comportamento do escoamento bifásico (gás e líquido) através de uma tubulação cilíndrica horizontal quando submetido à uma expansão súbita em seu diâmetro, considerando diferentes condições do escoamento intermitente em um homogeneizador (diferentes configurações geométricas), com o objetivo de simular a entrada de uma bomba submarina em sistemas SKID-BCSS.

Conforme já explicitado no Capítulo 3, as medições ocorreram na entrada, no interior e na saída do homogeneizador, considerando as duas situações descritas acima (na ausência e na presença de expansão súbita) e serão analisadas comparativamente segundo este critério.

### 4.1 Resultados obtidos na entrada do homogeneizador

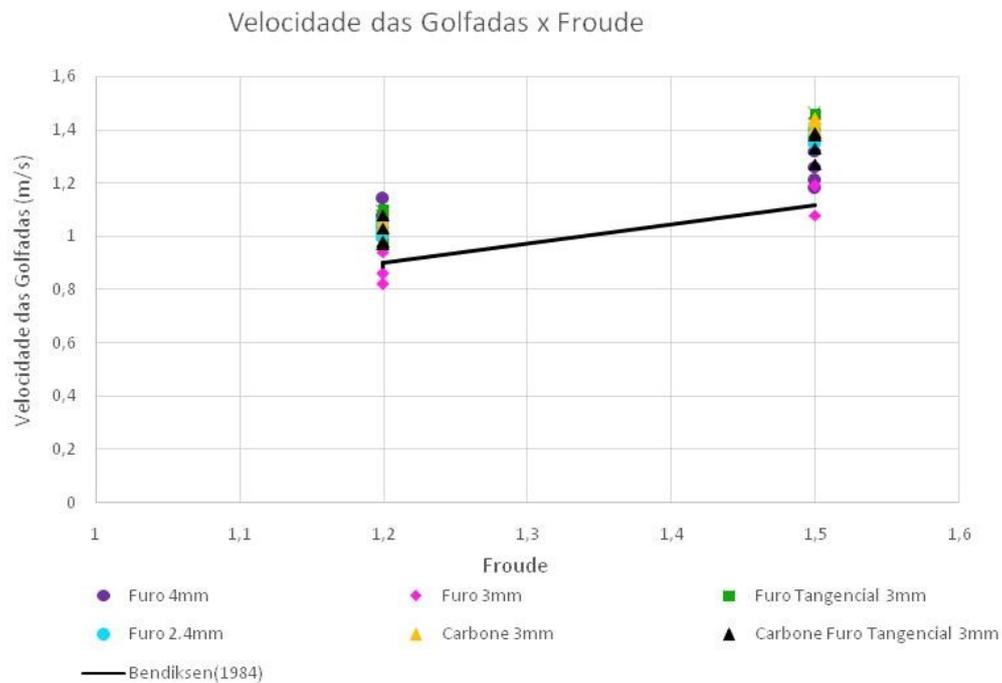
Os parâmetros de interesse nestas medições foram velocidade, frequência de passagem e comprimento das golfadas;

Os gráficos apresentados nas Figuras 4.1, 4.2 e 4.3 mostram as velocidades, a frequência de passagem e o comprimento das golfadas medidas durante os ensaios.

Na Figura 4.1 observa-se que a velocidade das golfadas está coerente com o modelo proposto por Bendiksen (1984).

# Velocidade das golfadas

## Sem expansão súbita



## Com expansão súbita

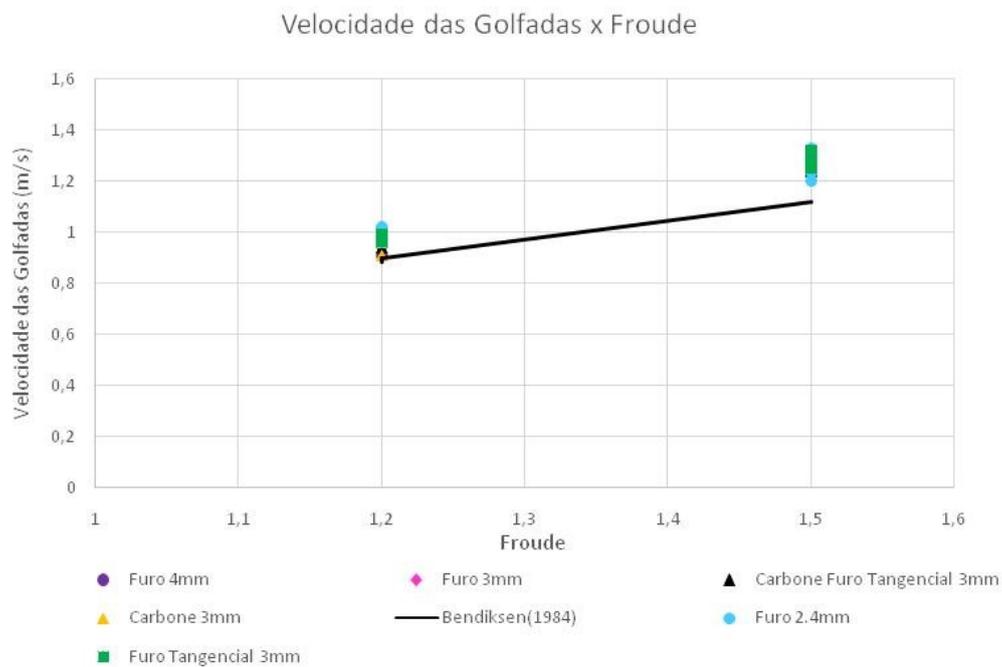


Figura 4.1 - Velocidade das golfadas.

O número adimensional de Froude foi utilizado na figura para representar a razão entre a velocidade do fluxo e a velocidade de propagação de uma onda no fluido. Esse adimensional é interessante em escoamentos bifásicos e ajuda a definir os tipos de regime de escoamento.

Já na Figura 4.2 pode-se observar que a estatística de frequência de passagem das golfadas concorda com o modelo proposto por Wang (2007). A razão  $f_s D / j_G$  é chamada de Número de Strouhal  $S_t$  e pode ser considerada como um fator de calibração (adimensional) utilizado para descrever as relações entre a frequência de passagem das golfadas ( $f_s$ ), a velocidade do gás ( $j_G$ ), considerando o diâmetro da tubulação ( $D$ ). Já a razão entre a velocidade superficial de líquido ( $j_L$ ) e a velocidade superficial de mistura ( $j_m$ ) representa a Fração de volume de líquido ( $\lambda_L$ ).

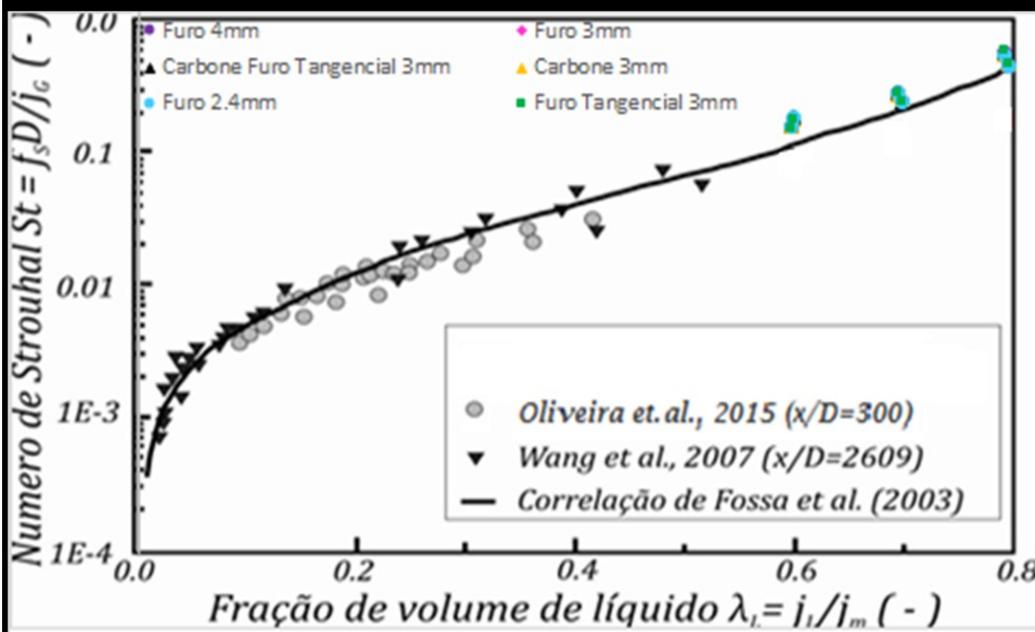
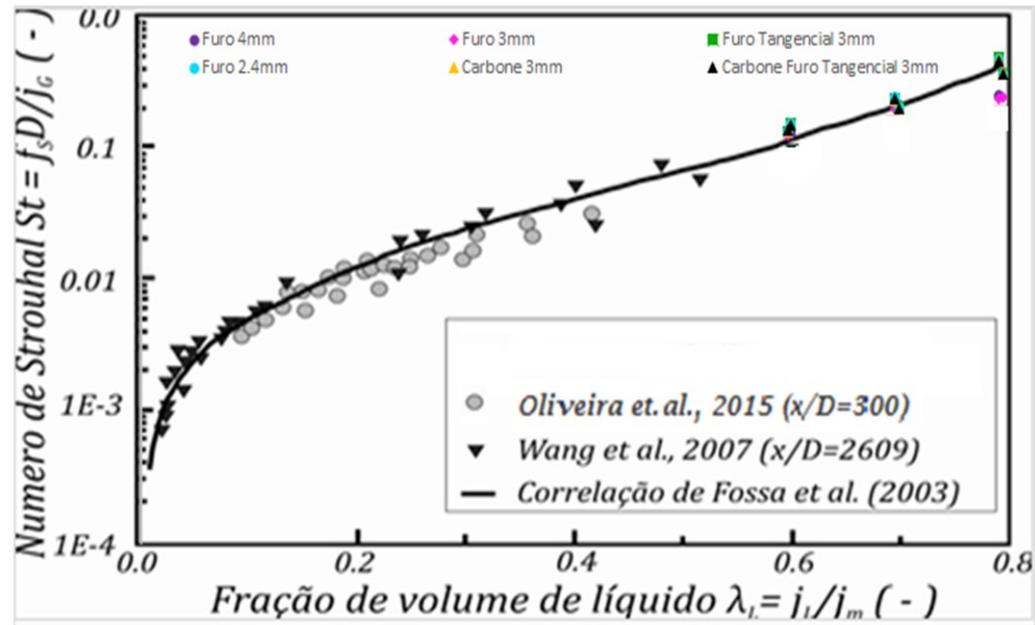


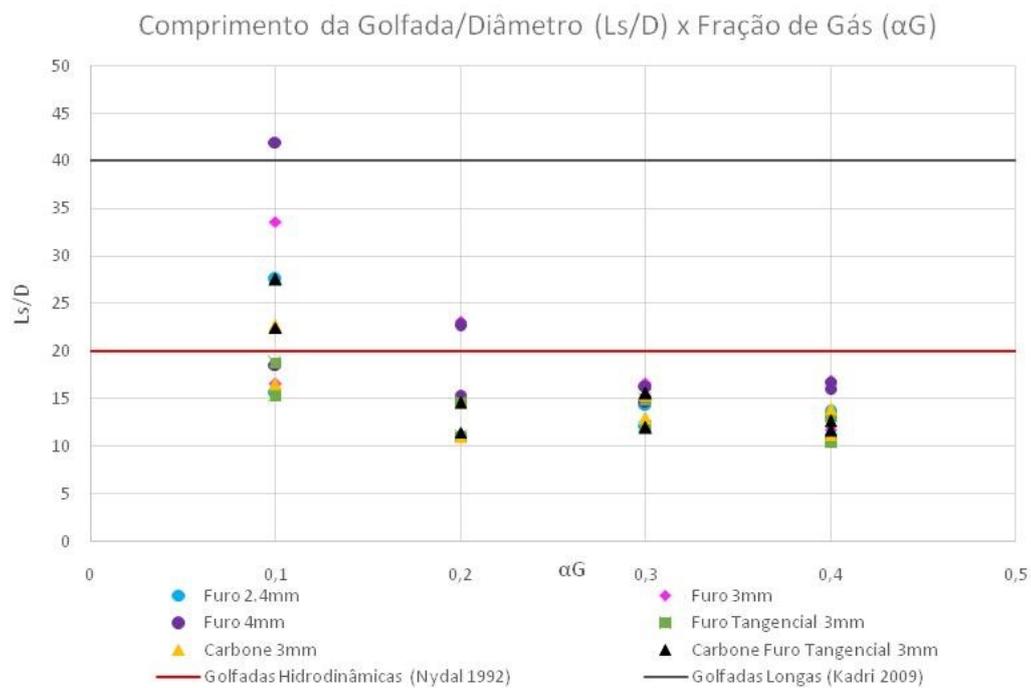
Figura 4.2 - Frequência de passagem das golfadas.

Os resultados apresentados na Figura 4.3 mostram uma tendência similar aos casos com e sem expansão súbita. De acordo com a figura, casos com fração

de gás ( $\alpha_G$ ) mais baixa se aproximam de golfadas longas. Já casos com maiores frações de gás correspondem a golfadas hidrodinâmicas.

## Comprimento das golfadas

### Sem expansão súbita



### Com expansão súbita

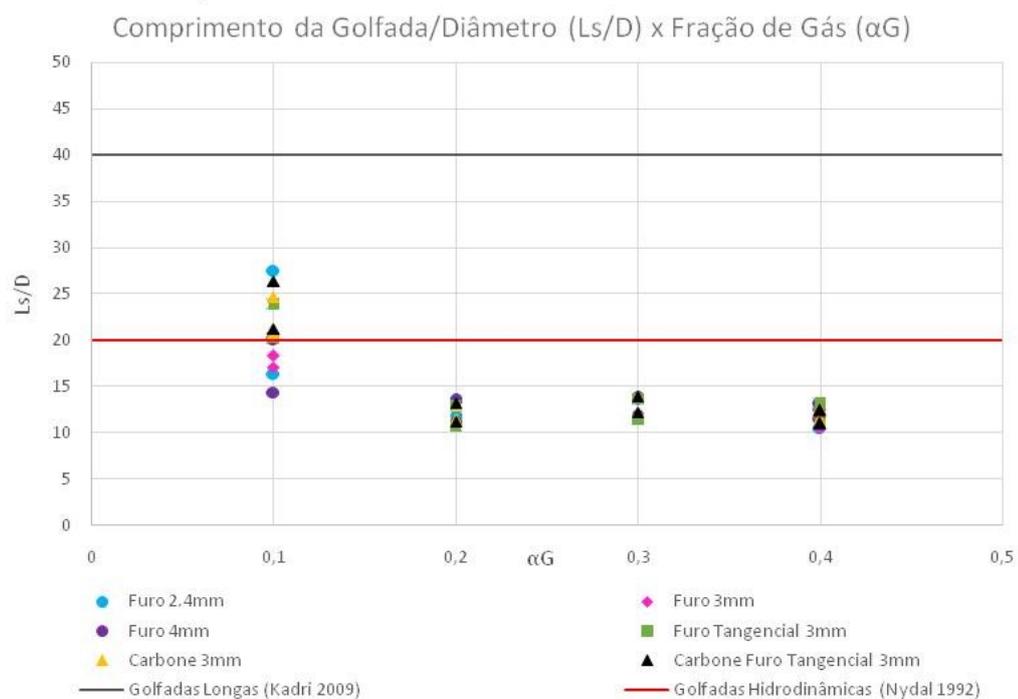


Figura 4.3 - Comprimento das golfadas.

Pode-se observar que os resultados obtidos seguem a mesma tendência dos resultados e modelos reportados na literatura nas duas situações analisadas (sem e com expansão súbita). Tais resultados indicam que a caixa/homogeneizador não altera o comportamento das golfadas e também indicam que não houve alteração com a presença da expansão súbita na tubulação.

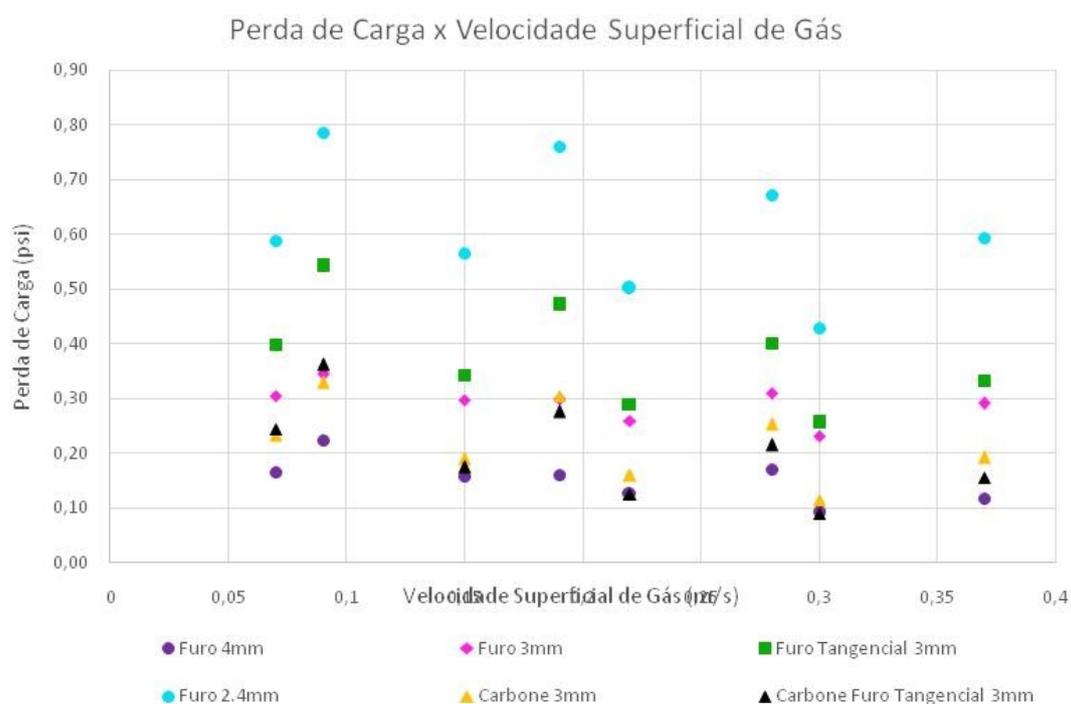
## **4.2 Resultados obtidos no interior do homogeneizador**

Os parâmetros de interesse nestas medições foram perda de carga e o nível de líquido dentro do homogeneizador.

De acordo com as Figuras 4.4 e 4.5, observa-se que a perda de carga apresentou pouca variação dentre os casos analisados, exceto para o cilindro com furo de 2,4mm, que apresentou maior perda de carga. Cabe ressaltar que, pelos resultados apresentados nos gráficos da Figura 4.4, não é possível identificar uma correlação entre variação da perda de carga e a velocidade do gás. Já, pelos resultados apresentados nos gráficos da Figura 4.5, pode-se considerar que a variação da perda de carga é proporcional à velocidade do líquido. Houve uma pequena redução da perda de carga na presença da expansão súbita em todos os casos.

# Perda de carga no interior do homogeneizador por velocidade do gás

## Sem expansão súbita



## Com expansão súbita

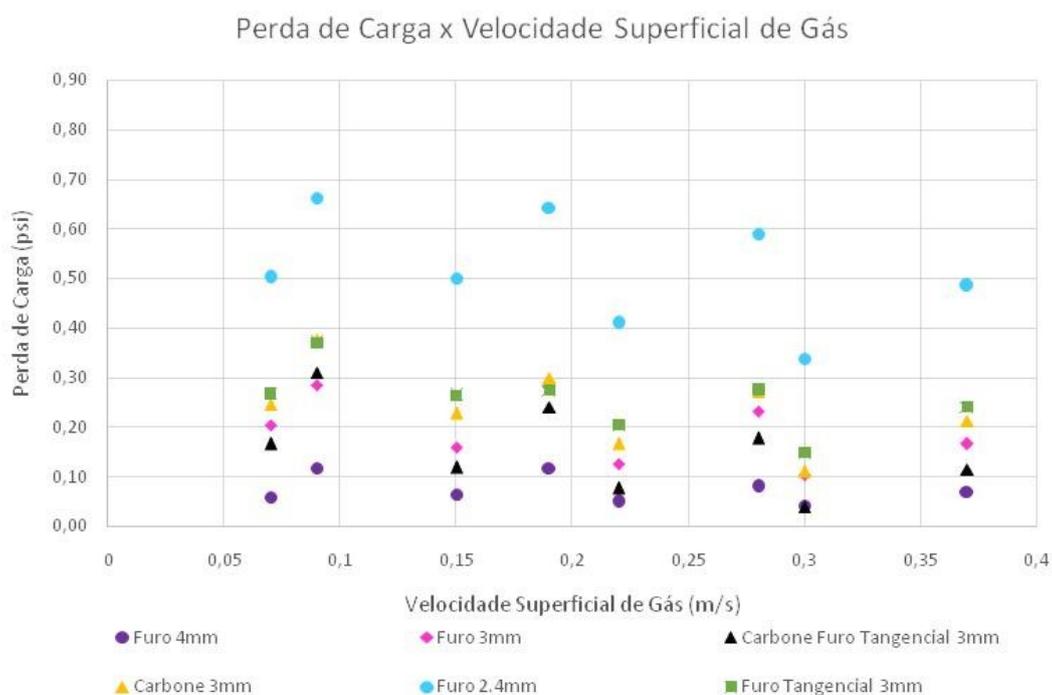
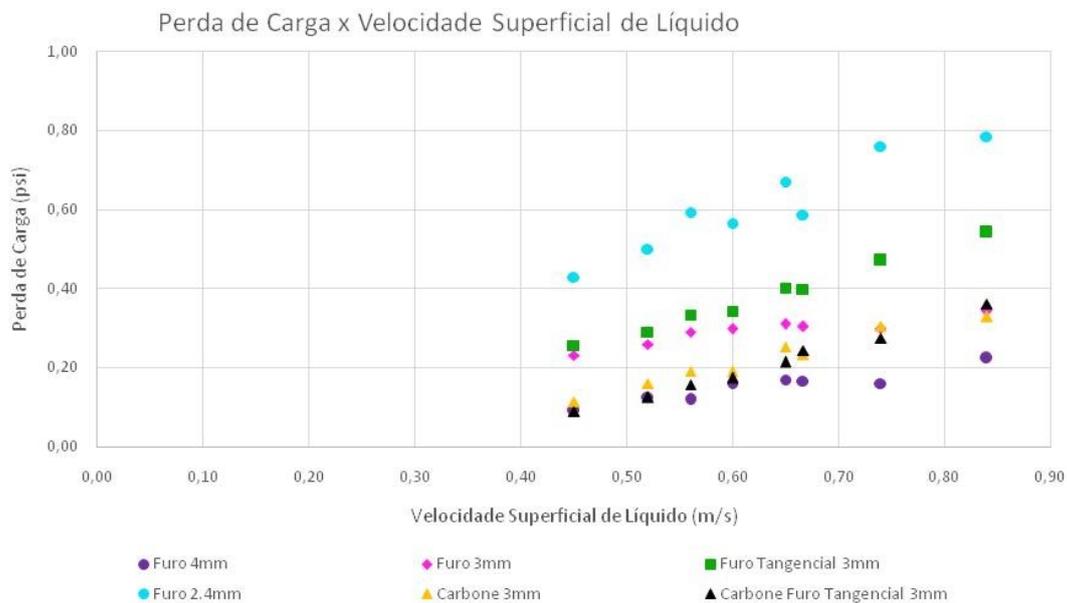


Figura 4.4 - Perda de carga no interior do homogeneizador por velocidade do gás.

## Perda de carga no interior do homogeneizador por velocidade do líquido

### Sem expansão súbita



### Com expansão súbita

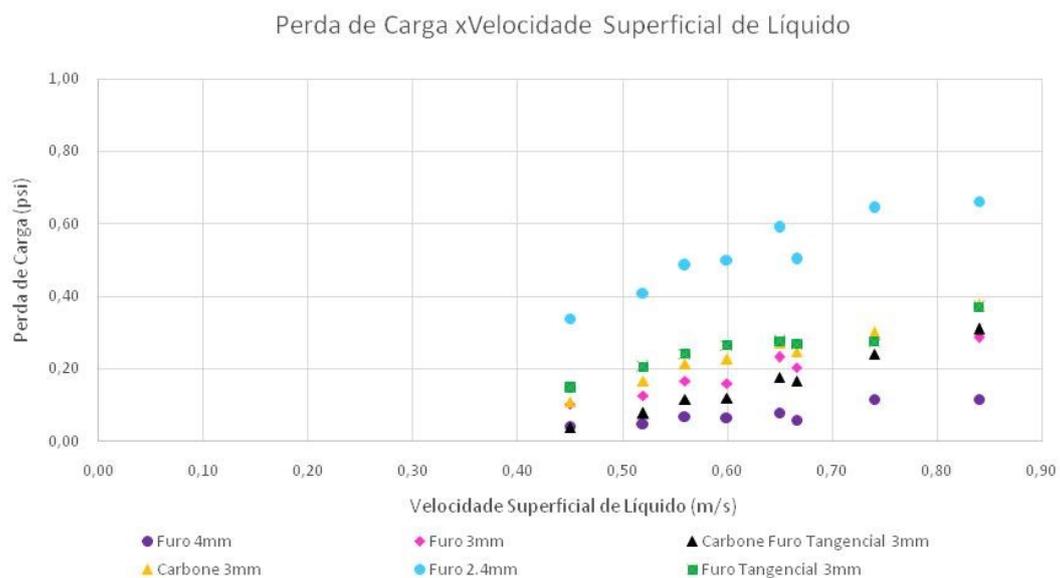


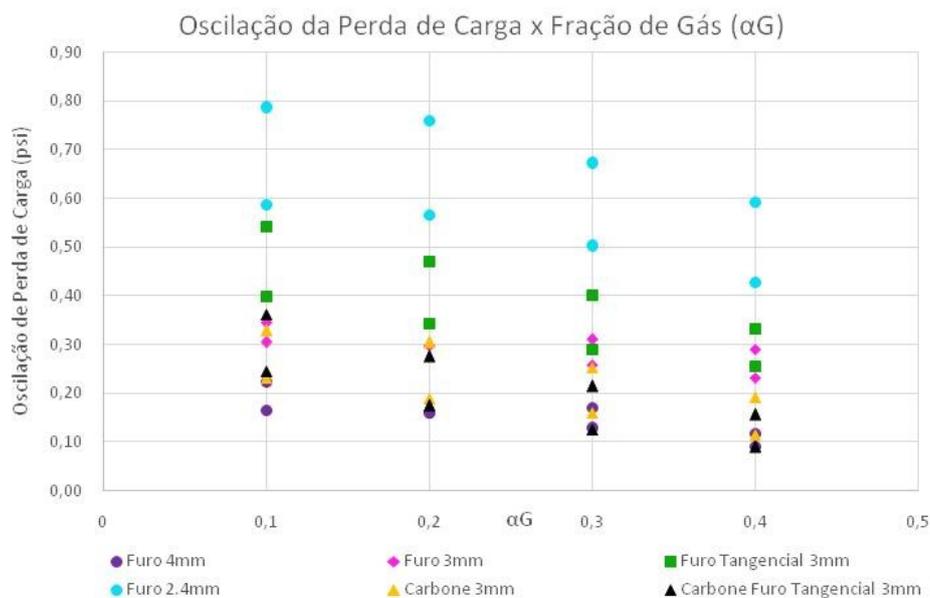
Figura 4.5 - Perda de carga no interior do homogeneizador por velocidade do líquido.

Analisando a oscilação da perda de carga com a fração de gás mostrada na Figura 4.6, pode-se verificar que essa oscilação é maior para os casos do cilindro com furo de 2,4mm, que também é o caso de maior perda de carga. Aparentemente, a oscilação diminui à medida que se aumenta a fração de gás.

Houve redução da oscilação da perda de carga na presença da expansão súbita em todos os casos.

## Oscilação da perda de carga

### Sem expansão súbita



### Com expansão súbita

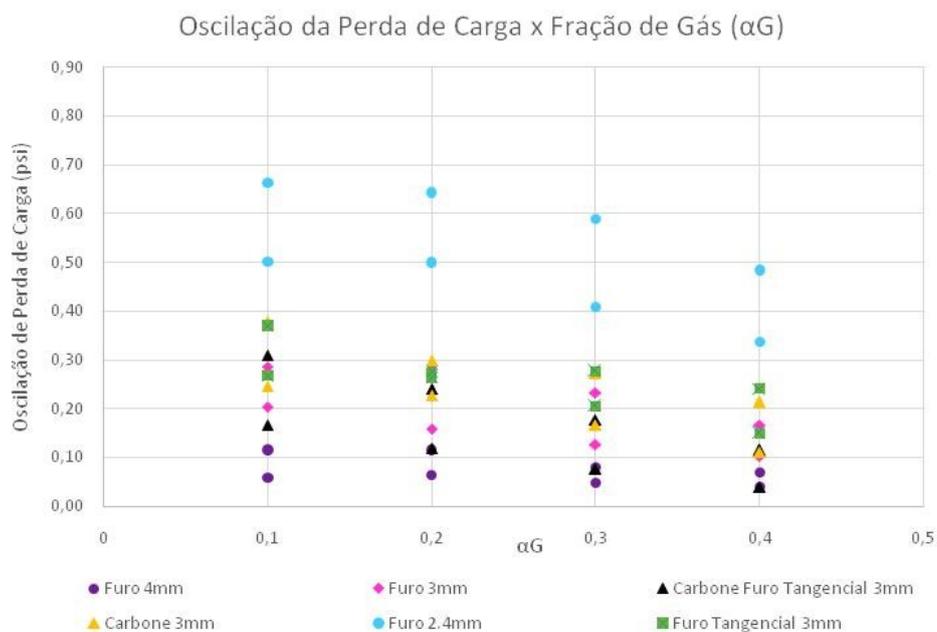
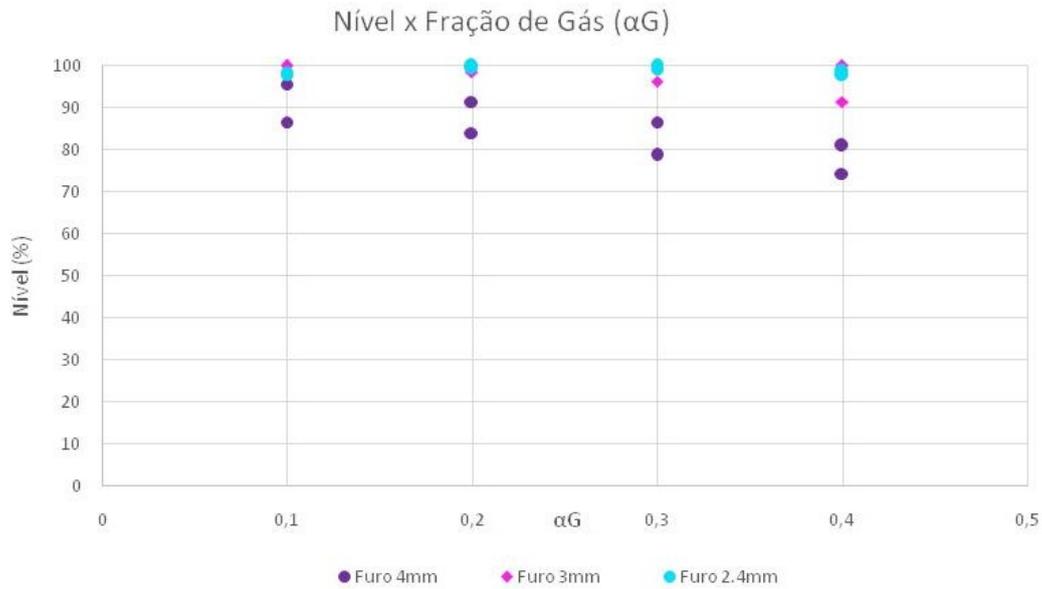


Figura 4.6 - Oscilação da perda de carga.

Os gráficos apresentados nas Figuras 4.7 e 4.8 mostram o nível de líquido no interior do homogeneizador com a variação da fração de gás. Sem a expansão súbita, os resultados mostram que o nível sofreu pouca mudança em cada configuração, sendo que as configurações com arranjos sugeridos no trabalho de Carbone (2015) apresentam níveis mais baixos e com maior influência da variação da fração de gás. Comparando com os resultados obtidos com a expansão súbita, verificam-se níveis um pouco mais baixos nos cilindros internos com configuração normal. Também não foram observadas alterações significativas do nível nos casos dos cilindros com a geometria sugerida no trabalho de Carbone (2015). Além disso, as configurações com furos tangenciais não apresentaram diferenças significativas de nível quando comparadas com as respectivas configurações de furos simples.

# Nível de líquido no interior do homogeneizador

## Sem expansão súbita



## Com expansão súbita

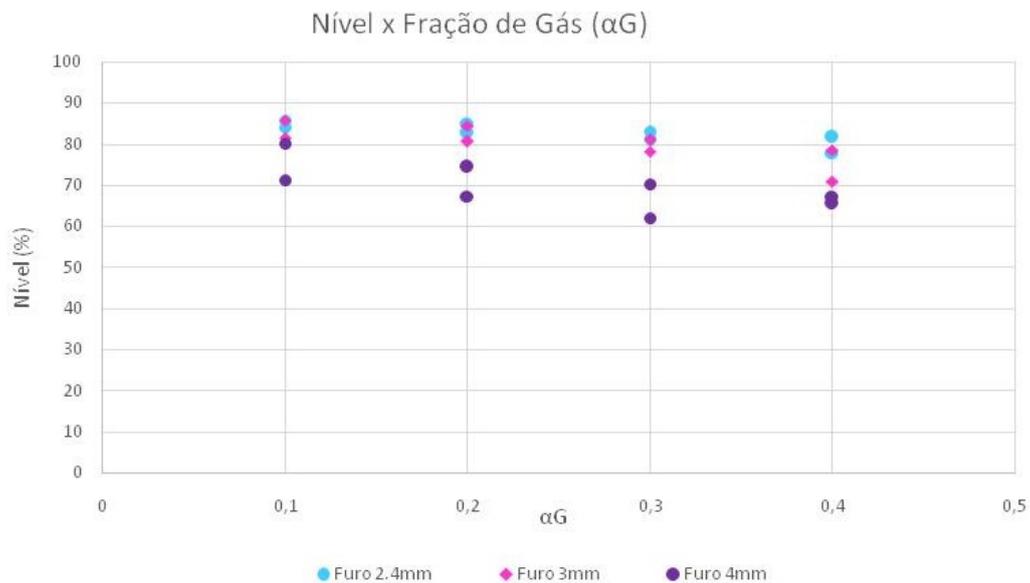
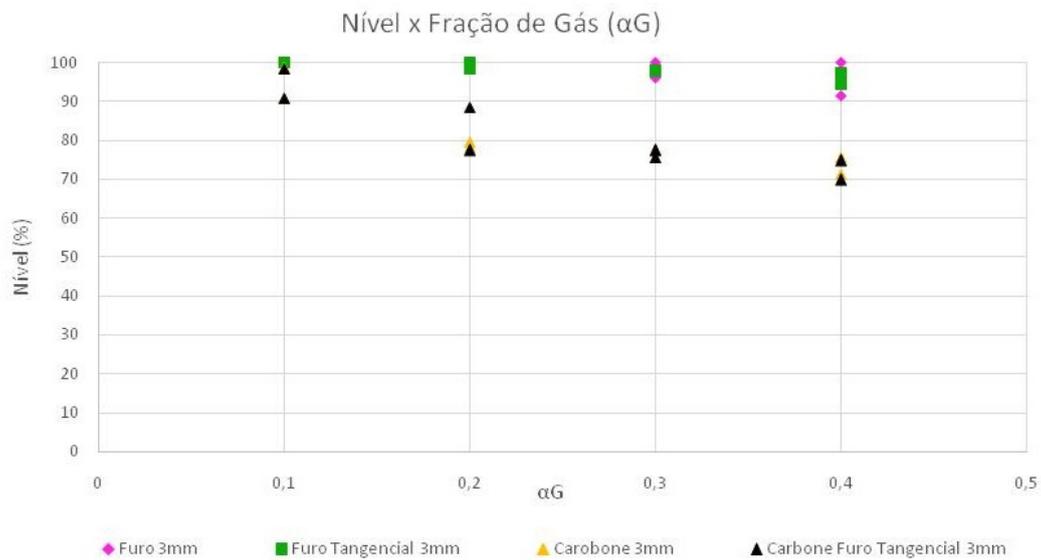


Figura 4.7 - Nível de líquido no interior do homogeneizador com configuração normal.

## Nível de líquido no interior do homogeneizador

### Sem expansão súbita



### Com expansão súbita

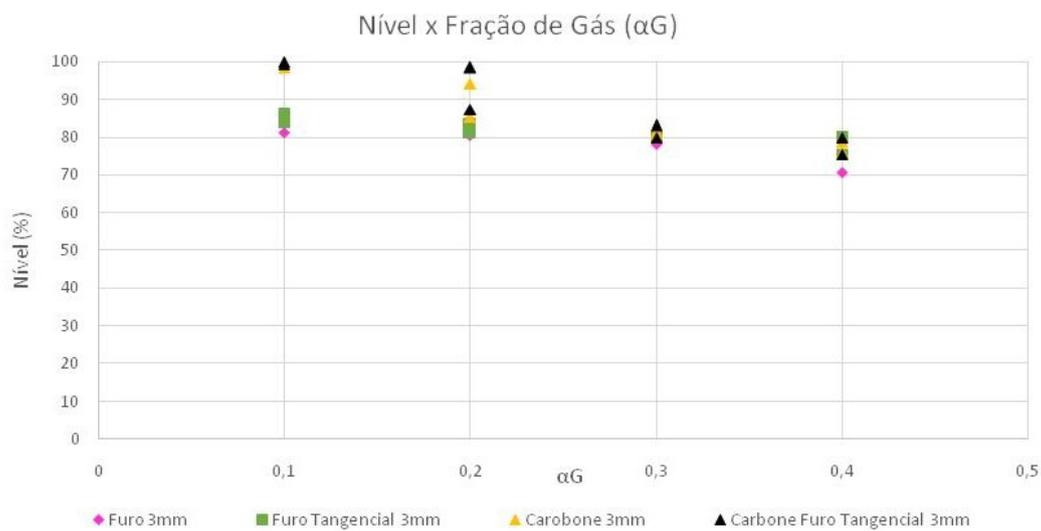
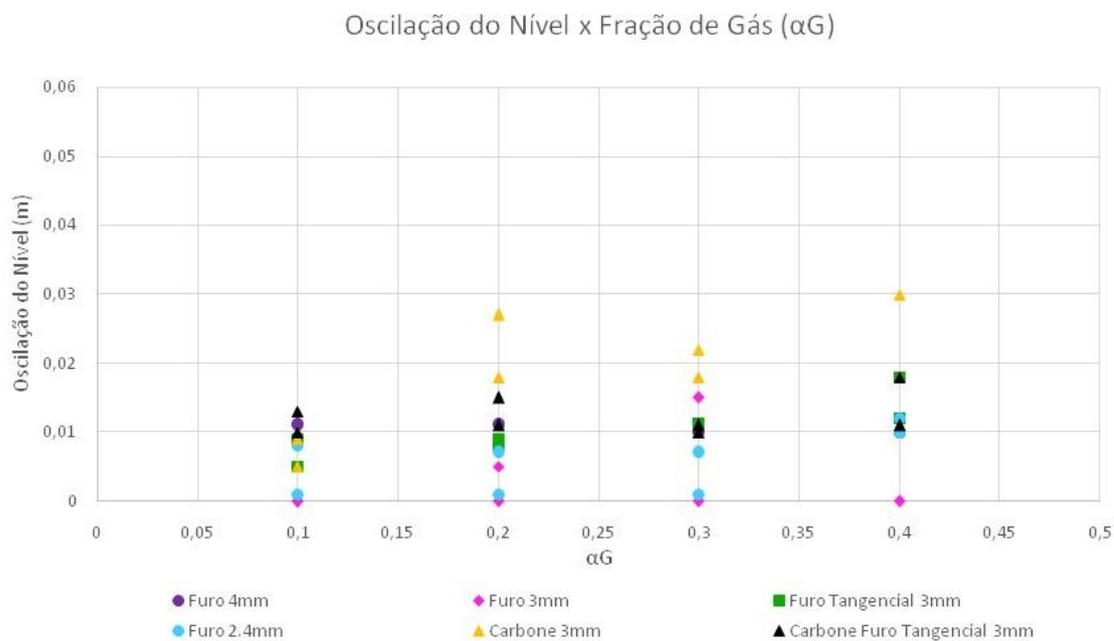


Figura 4.8 - Nível de líquido no interior do homogeneizador com configuração de 3mm.

A oscilação do nível com a variação da fração de gás pode ser analisada nos gráficos da Figura 4.9. Na ausência da expansão súbita, esta oscilação é maior para o cilindro sugerido por Carbone com furo de 3mm, caso de menor percentual de nível de líquido. Houve maior influência no nível de líquido no interior do homogeneizador nos testes com a expansão súbita. Esta diferença é maior para o cilindro com furo de 4mm. Aparentemente não é possível identificar uma correlação direta.

## Amplitude de oscilação do nível de líquido no interior do homogeneizador

### Sem expansão súbita



### Com expansão súbita

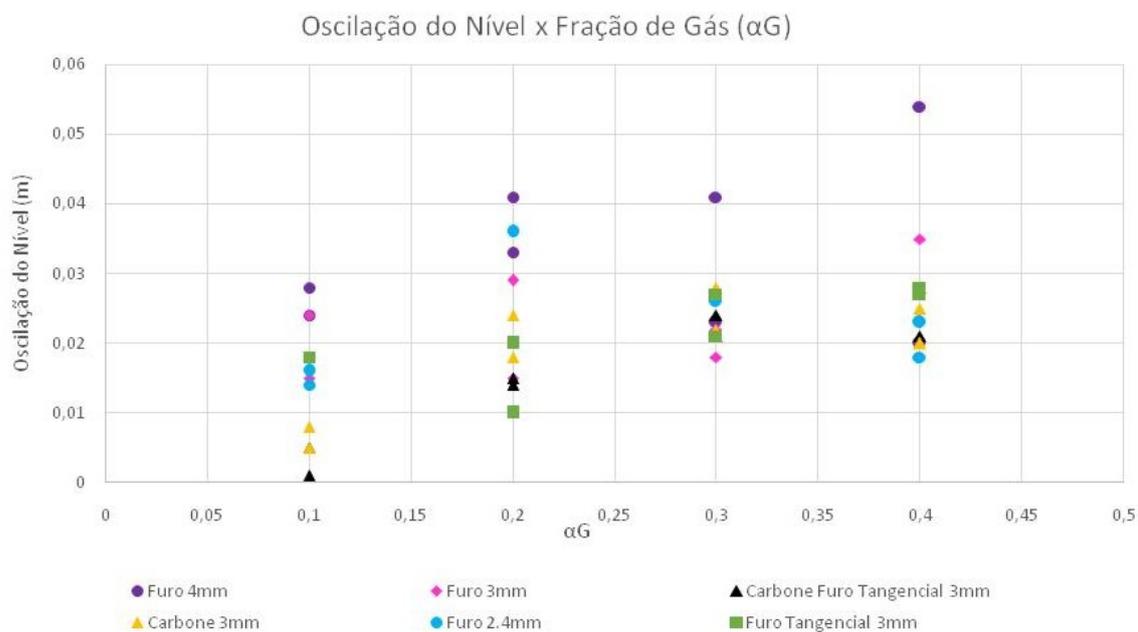
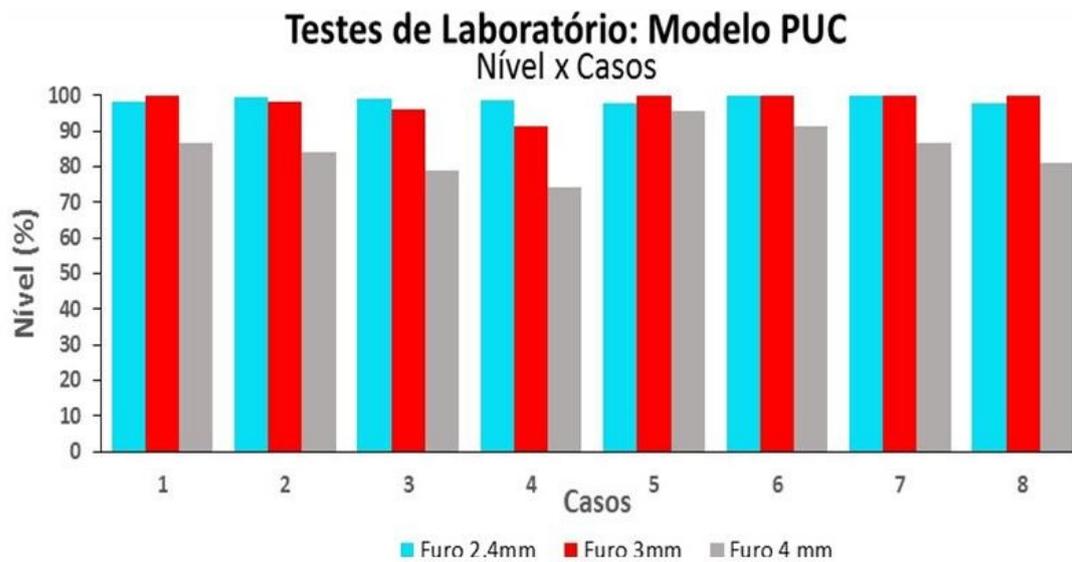


Figura 4.9 - Amplitude de oscilação do nível de líquido no interior do homogeneizador.

Nas Figuras 4.10 e 4.11 pode-se avaliar o efeito da fração de gás e da vazão total (Casos 1 a 8) através do nível de líquido no homogeneizador. Observa-se que na configuração sugerida por Carbone e no furo de 4mm, o nível apresentou maior sensibilidade à fração de gás e à vazão total (gás e líquido), mas esteve sempre com mais de 70% de líquido, exceto para o furo de 4mm submetido à expansão súbita. O sistema sem a expansão súbita esteve praticamente com 100% de líquido ao longo de todo o teste para os filtros com menor diâmetro dos furos; sendo que no furo de 2,4mm não houve quase oscilação apresentando praticamente 100% de líquido ao longo de todo o teste. Já no sistema com a expansão súbita, o nível de líquido no homogeneizador apresentou maior sensibilidade à fração de gás e à vazão total (gás e líquido).

## Variação do nível de líquido no interior do homogeneizador

Sem expansão súbita



Com expansão súbita

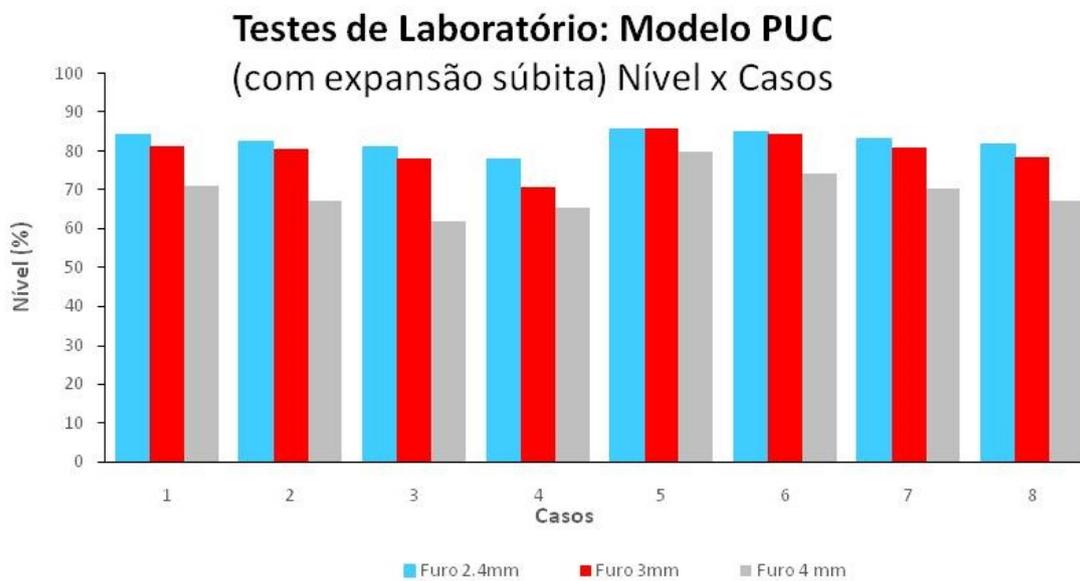


Figura 4.10 - Variação do nível de líquido do homogeneizador com configuração normal.

## Amplitude de oscilação do nível de líquido no interior do homogeneizador

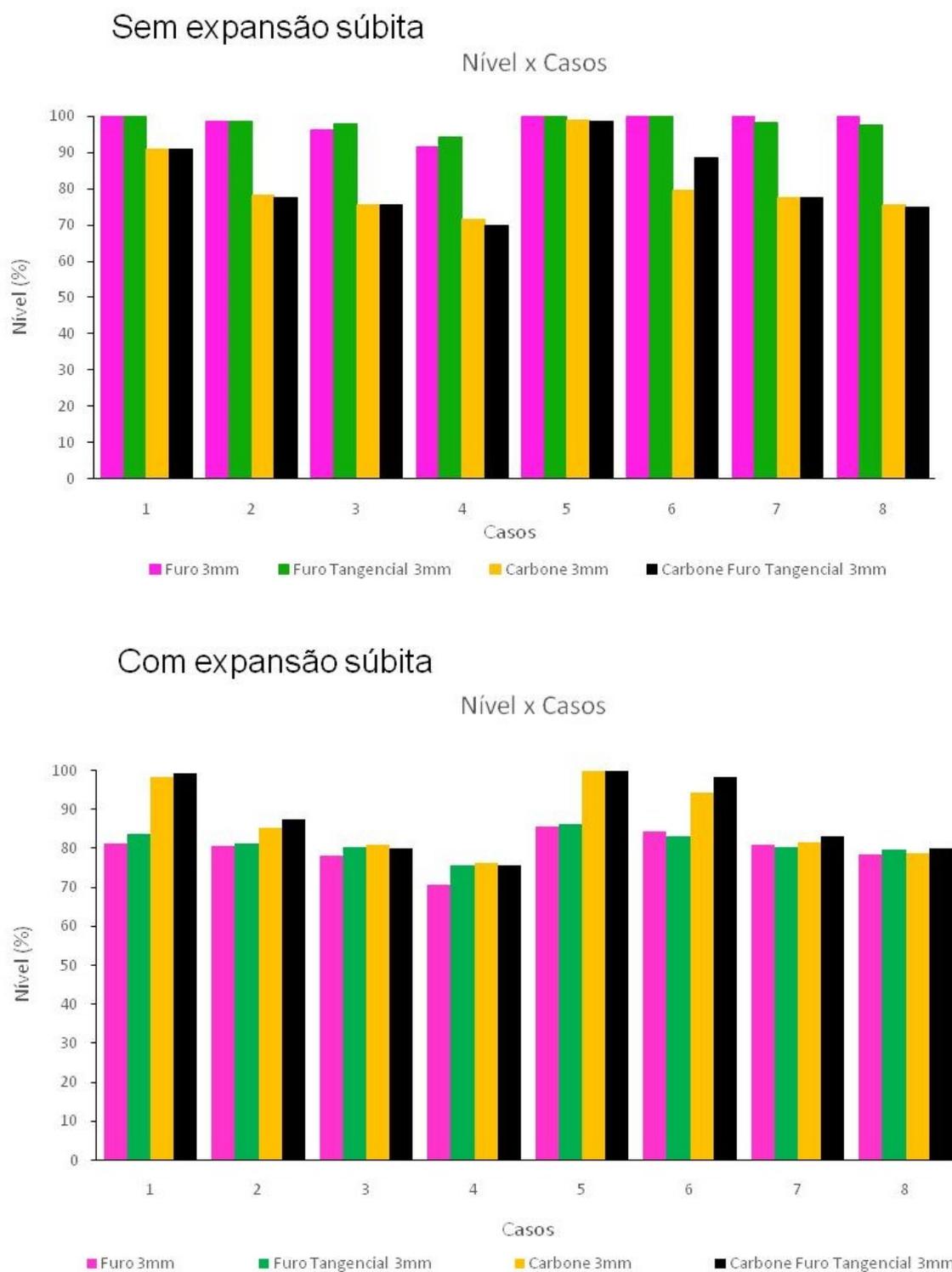


Figura 4.11 - Variação do nível de líquido do homogeneizador com configurações de 3mm.

O gráfico da Figura 4.12 foi extraído do trabalho de Fonseca (2015) e mostra os resultados obtidos no campo para a variação do nível de líquido.

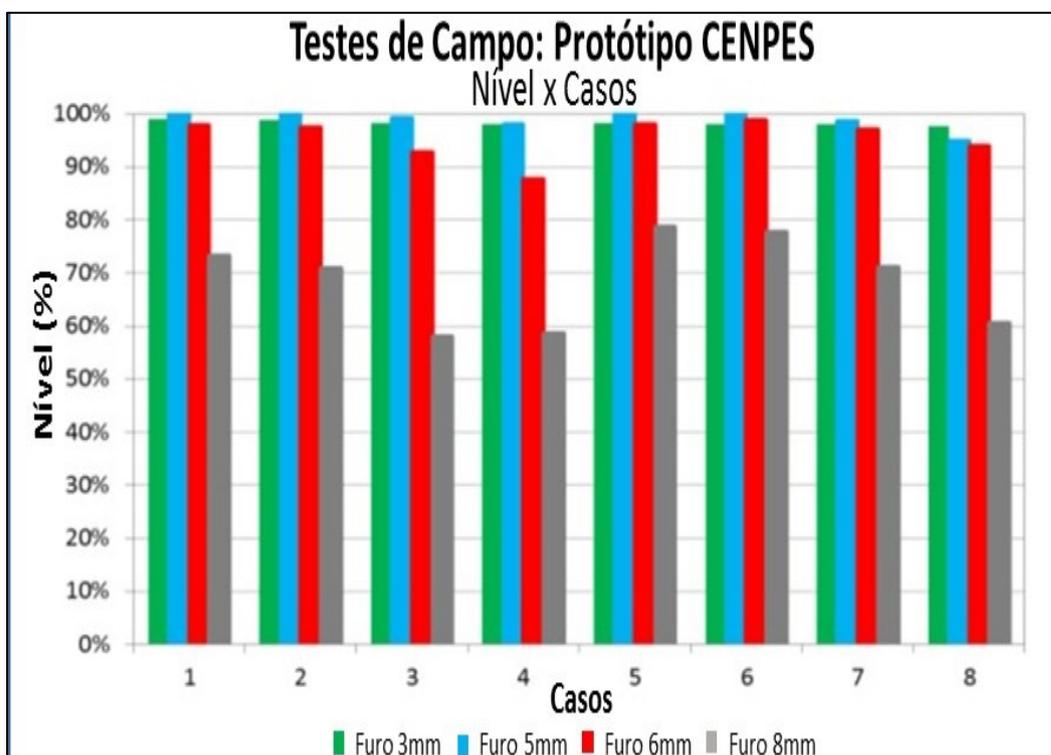


Figura 4.12 - Variação do nível de líquido do homogeneizador durante os testes com protótipo.

No trabalho de Fonseca (2015) foi reportado que o nível de líquido no protótipo apresentou maior sensibilidade à fração de gás somente no caso com diâmetro interno de 8 mm. Mesmo assim, o nível de líquido no interior do dispositivo sempre se manteve acima de 50% de líquido. Para o caso do diâmetro de 6mm, o aumento da vazão total fez com o nível de líquido não apresentasse oscilação com a fração de gás. Nos demais casos com diâmetros menores, não houve oscilação alguma e o sistema esteve praticamente com 100% de líquido ao longo de todo o teste.

Comparando os testes de laboratório sem expansão súbita com os testes de campo quanto à variação do nível de líquido, verifica-se coerência nos resultados obtidos com os protótipos e os modelos fabricados em acrílico, o que comprova a equivalência entre os filtros. Ou seja:

- maior sensibilidade à fração de gás e à vazão ocorreu no diâmetro de 8mm no campo, e no de 4mm no laboratório;

- aumento da vazão total fez com que o nível de líquido não apresentasse oscilação com fração de gás no diâmetro de 6mm no campo e no de 3mm no laboratório;

- o sistema esteve praticamente com 100% de líquido ao longo de todo o teste no diâmetro de 5mm no campo e no de 2,4mm no laboratório.

Comparando os testes de laboratório com expansão súbita com os testes de campo quanto à variação do nível de líquido, verifica-se coerência na tendência dos resultados obtidos com os protótipos e os modelos fabricados em acrílico, porém houve redução do nível em todos os casos.

Esta redução de perda de carga e nível apresentada nos resultados de escoamento submetidos à expansão súbita pode ter sido ocasionada por alguma diferença de viscosidade da mistura de glicerina e água em comparação aos testes realizados sem expansão súbita ou pela influência da própria expansão.

Cabe ressaltar que durante os testes com expansão súbita não ocorreu alteração da viscosidade, pois foram realizadas duas medições, antes e após testes, sendo obtidos os valores de 61,80 cP e 61,20 cP, respectivamente. Pode ser possível que os testes sem expansão súbita tenham sido realizados com valor de viscosidade maior do que a informada nos relatórios técnicos disponibilizados, cerca de 60,9 cP, influenciando nos resultados dos parâmetros de perda de carga e nível. Logo, mais testes estão previstos para verificar as condições dos ensaios realizados sem a expansão súbita.

### **4.3 Resultados obtidos na saída do homogeneizador**

Os parâmetros de interesse nestas medições foram a distância após o homogeneizador onde as golfadas voltaram a se formar na tubulação e as imagens no interior da tubulação na ausência e na presença da expansão súbita.

Os resultados do gráfico da Figura 4.13, referente aos testes com a tubulação sem a expansão súbita, apontam pouca variação dentre os casos analisados. As distâncias de formação de golfadas, medidas visualmente através da fita métrica colada à tubulação, ficaram concentradas na faixa 6 a 8 para as configurações testadas.

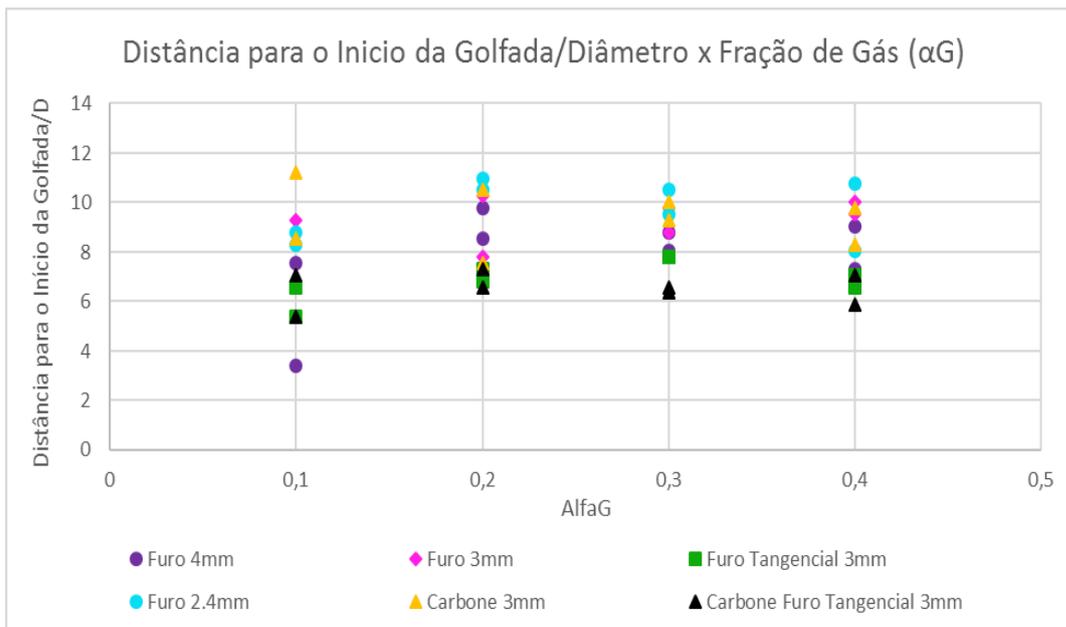


Figura 4.13 - Distância da saída do homogeneizador para o início das golfadas sem a expansão súbita.

Quanto à análise das imagens no interior da tubulação na ausência da expansão súbita, verifica-se visualmente a pouca variação dentre os casos analisados para todas as configurações. As Figuras 4.14, 4.15 e 4.16 exemplificam tal afirmação através das imagens obtidas para os casos 1, 2, 7 e 8 dos cilindros internos com furo de 2,4 mm, tangencial de 3mm e com a configuração Carbone de 3mm, respectivamente.

Já nos resultados obtidos de escoamento bifásico no interior da tubulação cilíndrica horizontal com expansão súbita em seu diâmetro, verifica-se, através das imagens, que, no interior desta, o comportamento do escoamento ficou caracterizado como estratificado. As Figuras 4.16, 4.17 e 4.18 também exemplificam esta afirmação através das imagens dos casos 1, 2, 7 e 8 dos cilindros com furo de 2,4 mm, tangencial de 3mm e com a configuração Carbone de 3mm, respectivamente, mostrando o escoamento estratificado no interior da tubulação com a expansão súbita.

Furo 2,4mm - Caso 1



Furo 2,4mm - Caso 2



Furo 2,4mm - Caso 7



Furo 2,4mm - Caso 8



Figura 4.14 – Imagens dos casos 1, 2, 7 e 8 do cilindro com furo de 2,4mm mostrando a distância da saída do homogeneizador para o início das golfadas sem a expansão súbita.

## Furo Tangencial 3mm - Caso 1



## Furo Tangencial 3mm - Caso 2



## Furo Tangencial 3mm - Caso 7



## Furo Tangencial 3mm - Caso 8



Figura 4.15 – Imagens dos casos 1,2, 7 e 8 do cilindro com furo tangencial de 3mm mostrando a distância da saída do homogeneizador para o início das golfadas sem a expansão súbita.

Furo Carbone 3mm - Caso 1



Furo Carbone 3mm - Caso 2



Furo Carbone 3mm - Caso 7



Furo Carbone 3mm - Caso 8

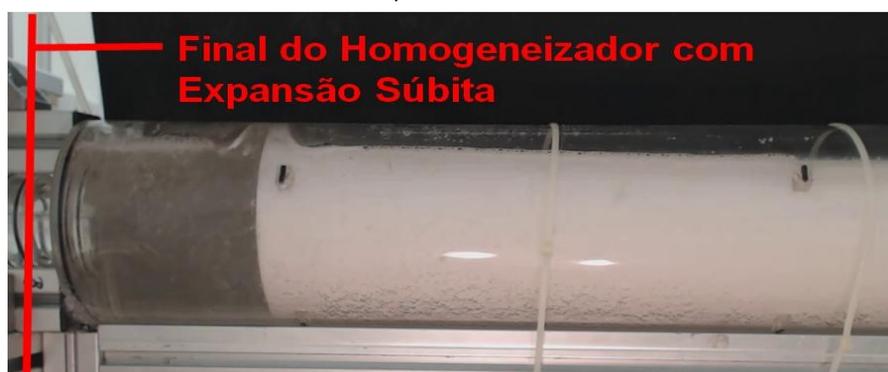


Figura 4.16 – Imagens dos casos 1, 2, 7 e 8 do cilindro com furo Carbone de 3mm mostrando a distância da saída do homogeneizador para o início das golfadas sem a expansão súbita.

Furo 2,4mm - Caso 1



Furo 2,4mm - Caso 2



Furo 2,4mm - Caso 7



Furo 2,4mm - Caso 8

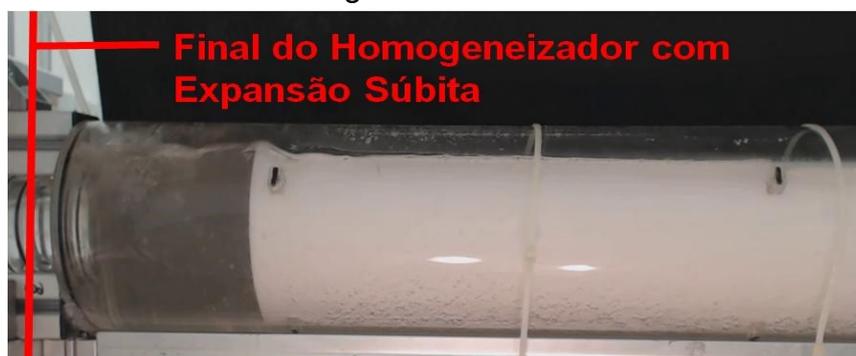


Figura 4.17 – Imagens dos casos 1,2, 7 e 8 do cilindro com furo de 2,4mm mostrando o escoamento estratificado no interior da tubulação com a expansão súbita.

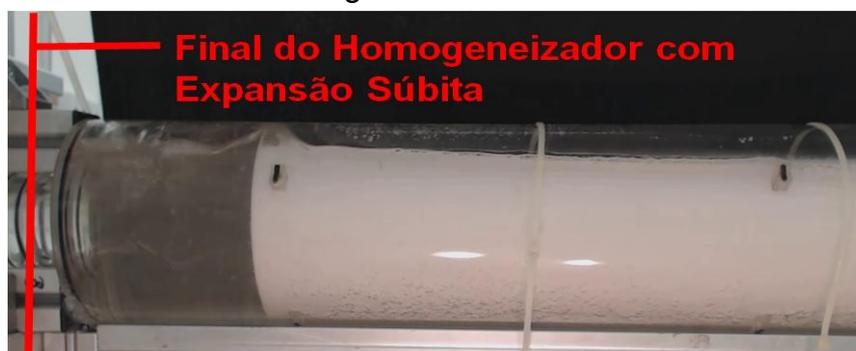
Furo Tangencial 3mm - Caso 1



Furo Tangencial 3mm - Caso 2



Furo Tangencial 3mm - Caso 7



Furo Tangencial 3mm - Caso 8

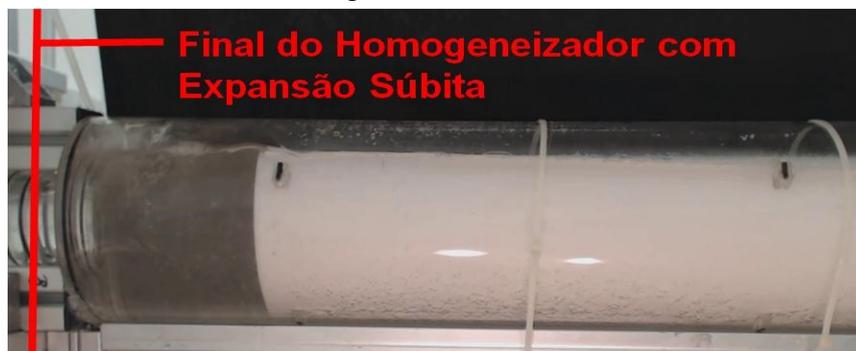


Figura 4.18 – Imagens dos casos 1,2, 7 e 8 do cilindro com furo tangencial de 3mm mostrando o escoamento estratificado no interior da tubulação com a expansão súbita.

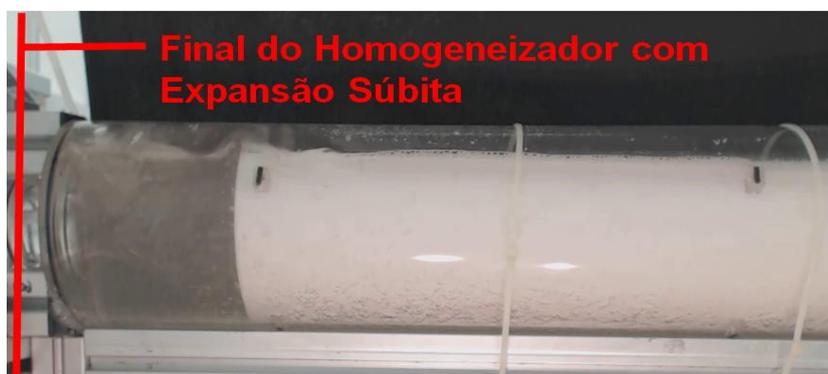
Furo Carbone 3mm - Caso 1



Furo Carbone 3mm - Caso 2



Furo Carbone 3mm - Caso 7



Furo Carbone 3mm - Caso 8

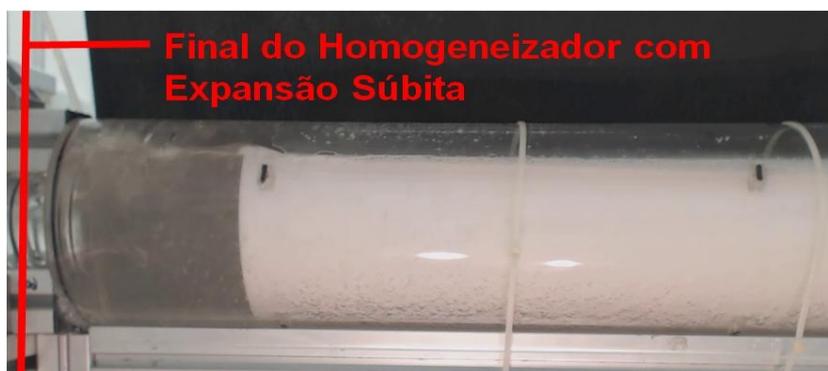


Figura 4.19 – Imagens dos casos 1,2, 7 e 8 do cilindro com furo Carbone de 3mm mostrando o escoamento estratificado no interior da tubulação com a expansão súbita.

## 5 CONCLUSÕES

No geral, 96 experimentos foram realizados com 6 configurações diferentes.

Foram realizadas experiências para caracterizar o funcionamento do homogeneizador sob diferentes condições do escoamento intermitente na entrada do dispositivo e investigar o comportamento do escoamento bifásico (gás e líquido) através de uma tubulação cilíndrica horizontal quando submetido à uma expansão súbita em seu diâmetro para simular a entrada de uma bomba submarina em sistemas SKID-BCSS. A interface entre fases nesta expansão foi analisada por meio da aquisição de imagens.

Os resultados observados sugerem que o projeto do homogeneizador é viável, pois os testes preliminares comprovaram a conversão do escoamento intermitente alimentado no homogeneizador em escoamento em padrão de bolhas dispersas. Entretanto, observou-se que a poucos diâmetros à jusante do homogeneizador o escoamento retornava ao padrão de golfadas.

Quanto aos resultados que visaram a simulação da entrada de uma bomba submarina (testes com expansão súbita no diâmetro da tubulação), estes foram positivos, pois verificou-se, através das imagens, que, no interior da tubulação, o comportamento do escoamento ficou caracterizado como estratificado, o que não acarretará variações grandes das condições de operação na sucção da bomba, reduzindo a possibilidade de danos ao sistema de bombeio.

Também, nesta situação, os resultados na entrada e na saída do homogeneizador se mantiveram equivalentes aos resultados dos testes sem expansão súbita.

Já no interior do homogeneizador, houve redução de perda de carga e nível nos resultados de escoamento submetidos à expansão súbita, podendo ter sido ocasionada por alguma diferença de viscosidade da mistura de glicerina e água em comparação aos testes realizados sem expansão súbita ou pela influência da própria expansão.

Portanto, ainda resta uma questão relevante a ser analisada:

- realização de testes com expansão súbita com valor de viscosidade maior (cerca de 67,43 cP) para que se verifique a real causa da redução nos resultados dos parâmetros de perda de carga e nível.

## 6 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AHMED, W.H., Ching, C.Y., Shoukri, M., Pressure recovery of air– oil two-phase flow across sudden expansions. **CSME Forum**, Kingston, Ontario, Canada, CD proceedings, 2001.

ALOUI, F., SOUHAR, M.. Experimental study of a two-phase bubbly flow in a flat duct symmetric sudden expansion. Part II: Liquid and bubble velocities, bubble sizes. **Int. J. Multiphase Flow** 22 (5), 849–861, 1996a.

ALOUI, F., Doubriez, L., Legarand, J., Souhar, M. Bubbly flow in an axisymmetric sudden expansion: pressure drop, void fraction, wall shear stress, bubble velocities and sizes. **Exp. Therm. Fluid Sci.** 19, 118–130, 1999.

ANDREUSSI, P.; [et al], 1993; Mechanistic Model of Slug Flow in NearHorizontal Pipes. Dept. of Chemical Engineering and Materials Science, University of Pisa, Pisa, Italy **AIChE Journal August**, Vol. 39, No. 8, 1993.

ATTOU, A.; BOLLE, L., Integral formulation of balance equations for two-phase flow through a sudden enlargement. **Part 1: Basic approach.. Proc. Inst. Mech. Eng. Part C**, 211,1997.

ATTOU, A.; BOLLE, L., Theoretical analysis of the two-phase steady flow characteristics parameters of a sudden enlargement. **Math. Phys.** 50, 731–758, 1999.

ATTOU, A. [et al.], Modeling of steady-state twophase bubbly flow through a sudden enlargement. **Int. J. Heat Mass Transfer** 40 (14), 3375–3385, 1997.

BEL FDHILA, R. [et al], Measurements in TwoPhase Bubbly Flows in Complex Geometries. **Hemisphere Publishing Corporation**, 1991.

BENDIKSEN, K. H., An experimental investigation of the motion of long bubbles in inclined pipes, **Int. J. of Multiphase Flow**, vol. 10, pp. 467-483, 1984.

BOURE, J. and Delhaye, J., **General equations and two-phase flow modeling**, 1982.

BRENNEM, C..E., **Fundamentals of Multiphase Flow**, Cambridge U.Press, 2005.

CARBONE, Leonardo Chagas; NIECKELE, Angela Ourivio. **Simulação numérica de um misturador gás-líquido para estações de bombeio**. Rio de Janeiro. Dissertação de Mestrado Departamento de Engenharia Mecânica, Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro, 2015.

COOK, M., Behnia, M., Slug length prediction in near horizontal gas-liquid intermittent flow, **Chemical Engineering Science**, Vol. 55, pp. 2009-2018, 2000.

DUKLER, A. E.; HUBBARD, M. G. **A model for gas-liquid slug flow in horizontal and near horizontal tubes**. Ind. Eng. Chem., Fundam., Vol 14, p. 337, 1975.

FENANDES, Leonardo Soares. **Medição do campo de velocidade do líquido no escoamento bifásico, intermitente, em duto horizontal, utilizando velocimetria estereoscópica**. Dissertação de Mestrado - Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro, 2017.

FONSECA JR., Roberto et.al. Avaliação Experimental do Comportamento do Escoamento Intermitente no SKID-BCSS. **V Seminário de Elevação Artificial e Escoamento**. PETROBRAS, 2011.

FONSECA JR., Roberto. Avaliação Experimental do Comportamento do Escoamento Intermitente no SKID-BCSS– Fase II. **Ensaio no NEAT**. PETROBRAS, 2015.

FONSECA JUNIOR, R. **Medição do campo de velocidade do líquido no escoamento bifásico intermitente em tubos horizontais e inclinados**. Dissertação de Mestrado – Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro, 2009.

FOSSA, M., Guglielmini, Marchitto, A., Intermittent flow parameters from void fraction analysis, **Flow Measurement and Instrumentation**, vol. 14, pp. 161-168, 2003.

GHAJAR, A. J. and Tang, C. C., Advances in void fraction, flow pattern maps and non-boiling heat transfer two-phase flow in pipes with various inclinations. **Advances in Multiphase Flow and Heat Transfer**, 1:1–52, 2009.

GRENIER, P., **Evolution des longueurs de bouchons en écoulement intermittent horizontal**, PhD thesis, **Toulouse, INP**, 1997.

HURLBURT, E. T., Hanratty, T. J., Prediction of the transition from stratified to slug and plug flow for long pipes, **International Journal of Multiphase Flow**, Vol. 28, pp. 707-729, 2002.

JANSSEN E., Kervinen, J.A. Two-phase pressure drop across contractions and expansions of water-steam mixture at 600–1400 psia., **Report Geap 4622-1965-US**, 1966.

KADRI, U., Zoetweij, M. L., Muddle, R. F., Oliemans, R. V. A., A growth model for dynamic slugs in gas, **Int. J. of Multiphase Flow**, vol. 35, pp. 439-449, 2009.

LIN, P. Y., Hanratty, T. J., Prediction of the initiation of slugs with linear stability theory, **International Journal of Multiphase Flow**, Vol. 12, pp. 79-98, 1986.

LOTTEs, P.A., Expansion losses in two-phase flow. **Nucl. Sci. Eng.** 9, 26–31, 1960.

MANDHANE, J. M., Gregory, G. A., Aziz, K. A., Flow Pattern Map for Gas-Liquid Flow in Horizontal Pipes, **Int. J. Multiphase Flow**, Vol. 1, pp. 537-553, 1974.

McGEEe, J.W., **Two-phase flow through abrupt expansion and contraction**, PhD Thesis, North Carolina State University at Raleigh, 1966.

McQUILLAN, K. W., WHALLEY, P. B., Flow patterns in vertical two-phase flow, Department of Engineering Science, University of Oxford, Parks Road, Oxford, OXI 3PJ, 1985.

MENDLER, O.J., **Sudden expansion losses in single and two-phase flow**, PhD Thesis, University of Pittsburgh, Pennsylvania, 1963.

MESQUITA, Rodrigo dos Santos Navarro. **Caracterização do escoamento bifásico em linhas submarinas na presença de um homogeneizador de fluxo**. Projeto de Graduação - Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro, 2016.

MISHIMA E ISHII, **Two fluid model and hydrodynamic constitutive relations**, Reactor Analysis and Safety Division, Argonne National Laboratory, Argonne 1L 60439, USA and K, MISHIMA Research Reactor Institute, Kyoto University, Osaka, Japan, 1984.

NYDAL, O. J., Pintus, S., Andreussi, P., Statistical characterization of slug flow in horizontal pipes , **Int. J. of Multiphase Flow**, vol. 18, pp. 439-452, 1992.

REINECKE, N., Petritsch, G., Schmitz, D., and Mewes, D., Tomographic measurement techniques—visualization of multiphase flows. **Chemical engineering & technology**, 21(1):7–18, 1998.

RINNE, A., LOTH, R., 1996. Development of local two-phase flow parameters for vertical bubbly flow in a pipe with sudden expansion. **Exp. Therm. Fluid Sci.** 13 (2), 152, 1996.

SARICA; TENGEDAL. A New Technique to Eliminate Severe Slugging in Pipeline/Riser Systems, The Pennsylvania State University Copyright 2000, **Society of Petroleum Engineers Inc**, 2000.

SHOHAM, Ovadia. Mechanistic modeling of gas-liquid two-phase flow in pipes, 1<sup>a</sup> ed. Texas-USA: **Society of Petroleum Engineers**, 2006.

TAITEL, Y., Stability of severe slugging. Faculty of Engineering, Tel-Aviv University, **Ramat-Aviv 69978**, Israel, 1986.

TAITEL, Y., BARNEA, D., Two-phase Slug Flow, **Advances in Heat Transfer**, Vol. 20, pp. 83-132, 1990.

TAITEL, Y.; DUKLER, A. A model for predicting flow regime transitions in horizontal and near horizontal gas-liquid flow. **AICHE Journal, Wiley Online Library**, Vol. 22, No. 1, p. 47–55, 1976.

TAITEL, [et al.]. Modelling Flow Pattern Transitions for Steady Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes. School of Engineering Tel Aviv University, **Ramat Aviv**, 1980.

UJANG, P. M. [et al.], Slug initiation and evolution in two-phase horizontal flow, **International Journal of Multiphase Flow**, Vol. 32, pp. 527-552, 2006.

WALLIS, G. B. **One dimensional-two-phase flow**. New York: McGraw-Hil, 1969.

WANG, L Guo, X Zhang, An experimental study of the statistical parameters of gas–liquid two-phase slug flow in horizontal pipeline. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, 2007 – Elsevier.

WHALLEY. **Two-phase flow and heat transfer**. Oxford University Press, Oxford, 0-19-856444-9, 1996.

WOODS, B. D., Hanratty, T. J., Relation of slug stability to shedding rate, **International Journal of Multiphase Flow**, Vol. 22, pp. 809-828, 1996.

WOODS, B. D., Fan, Z., Hanratty, T. J., Frequency and development of slugs in a horizontal pipe at large liquid flows, **International Journal of Multiphase Flow**, Vol. 32, pp. 902-925, 2006.

YANG, Y., Li, G., Zhou, F., Chen, X., 2001. Flow pattern and their transition characteristics of air–water two-phase flow in a horizontal pipe with sudden-changed cross section area. **Nucl. Sci.Tech.** 12 (1), 44-52, 2001.