

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
COMISSÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA**

Influência da Viscosidade Sobre o Escoamento Gás-Líquido Horizontal Intermitente

Autor: **Milvio Duarte**

Orientador: Eugênio Spano Rosa

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
COMISSÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO ENERGIA**

Influência da Viscosidade Sobre o Escoamento Gás-Líquido Horizontal Intermitente

Autor: Milvio Duarte
Orientador: Eugênio Spano Rosa

Curso: Engenharia Mecânica
Área de Concentração: Térmica e Fluídos

Dissertação de mestrado acadêmico apresentada à comissão de Pós Graduação da Faculdade de Engenharia Mecânica, como requisito para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Campinas, 2007
S.P . – Brasil

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA E ARQUITETURA - BAE - UNICAMP

D85i	Duarte, Milvio Influencia da viscosidade sobre o escoamento gás- líquido horizontal intermitente / Milvio Duarte. -- Campinas, SP: [s.n.], 2007. Orientador: Eugênio Spano Rosa Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica. 1. Escoamento bifásico. 2. Viscosidade. I. Rosa, Eugênio Spano. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Mecânica. III. Título.
------	--

Título em Inglês: Influence of viscosity on the gás liquid intermittent flow in the
horizontal pipe

Palavras-chave em Inglês: Slug flow, Viscosity

Área de concentração: Térmica e Fluídos

Titulação: Mestre em Engenharia Mecânica

Banca examinadora: Sergio Nascimento Bordalo, Luiz Felipe Mendes de Moura

Data da defesa: 26/02/2007

Programa de Pós-Graduação: Engenharia Mecânica

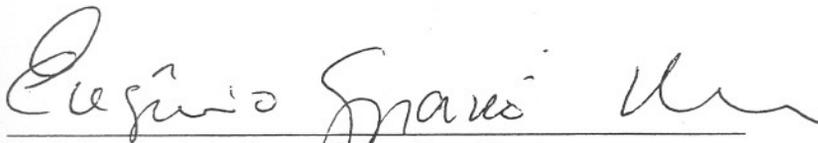
UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
COMISSÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO ENERGIA

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO ACADÊMICO

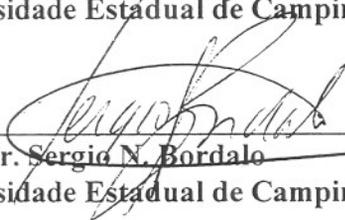
Influência da Viscosidade Sobre o Escoamento Gás-Líquido Horizontal Intermitente

Autor: Milvio Duarte

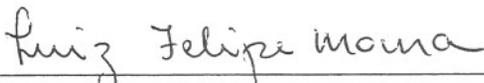
Orientador: Prof. Dr. Eugênio S. Rosa



Prof. Dr. Eugênio Spano Rosa, Presidente
Universidade Estadual de Campinas - UNICAMP



Prof. Dr. Sergio N. Bordalo
Universidade Estadual de Campinas - UNICAMP



Prof. Dr. Luiz Felipe Mendes de Moura
Universidade Estadual de Campinas - UNICAMP

Campinas, 26 de Fevereiro de 2007.

Agradecimentos

A Deus por ter me dado esta oportunidade e me ter capacitado.

A minha família pelo incentivo constante.

Ao Prof. Dr. Eugênio S. Rosa pelo seu apoio e dedicação.

Resumo

Uma mistura de gás e líquido escoando em um tubo para uma larga faixa de vazões tem as fases gás e líquido distribuídas na tubulação de forma intermitente. Esse padrão é caracterizado por uma sucessão de longas bolhas seguidas de pistões de líquido que não ocorrem com tamanhos e periodicidade definidos devido às interações cinemáticas e dinâmicas que ocorrem entre as bolhas e os pistões de líquido. O comprimento, a velocidade e a frequência das estruturas gás e líquido formadas são influenciados por diversos parâmetros do escoamento podendo-se citar: as vazões de gás e líquido, o diâmetro da linha, a densidade e a viscosidade dos fluidos entre outros. O presente trabalho tem por objetivo analisar o efeito da variação da viscosidade na caracterização das estruturas gás-líquido. O aparato experimental consiste de um misturador gás-líquido posicionado na entrada da seção de testes. Ela consiste de tubo de acrílico transparente de 23,4 m de comprimento, com 26 mm de diâmetro interno, totalizando 900 diâmetros livres. Dois pares de fluidos são testados: ar e água e ar com uma mistura de glicerina. Tomando-se como referência a viscosidade da água, 1 cP, a mistura de glicerina mais água apresenta uma viscosidade de 27 cP. As medidas instantâneas do escoamento tais como comprimentos, velocidades e frequências são obtidos por meio de quatro estações de medidas. Elas são compostas por um par de sondas paralelas e estão localizadas a 127, 267, 494 e 777 diâmetros do misturador. Os testes são conduzidos para os mesmos pares de vazões de líquido e gás de forma que os efeitos da alteração da viscosidade do líquido possam ser evidenciados. Os resultados são apresentados em termos de valores médios, dos histogramas das populações e também por meio de correlações a medida que elas evoluem do misturador até a saída da seção de testes revelando de que maneira a mudança da viscosidade influi nestes parâmetros.

Palavras Chaves: **Escoamento Intermitente, escoamento bifásico, viscosidade**

Abstract

A gas-liquid mixture flowing through a pipe for a large flow range has its gas and liquid phases distributed intermittently along the pipe. This flow pattern is characterized by a succession of elongated bubbles and liquid slugs that do not occur with size and frequency defined due to the interactions between bubbles and liquid slugs. The length, speed and frequency of the gas-liquid structures are influenced by several flow parameters such as: gas and liquid flow rates, pipe diameter, fluids densities and viscosities, among others. The main goal of this work is to analyze the viscosity effect on characterization the gas-liquid structure. The experimental apparatus consists of a gas-liquid mixer located at the inlet of the test section. The test section is transparent acrylic pipe with 26 mm ID 23.4 m long. Two couples of fluids are tested: air-water and air-glycerin solution. The water viscosity is of 1 cP, while the water-glycerin solution is of 27 cP viscosity. The lengths, speeds and frequencies of the gas-liquid structures are obtained by four measurement stations positioned along the test section. They are made of a couple of parallel wire probes are located at 127, 267, 494 and 777 diameters from the mixer. The tests are performed employing the same liquid and gas flow rates for both A@W and A@G allowing a straightforward analysis of the viscosity variation effects. The results are presented in terms of mean values, population histograms and also through mathematical correlations about the evolution along the test section, disclosing how the viscosity variation affects those parameters.

Índice

Resumo.....	v
Abstract.....	v
Lista de Figuras.....	x
Lista de Tabelas.....	xx
Nomenclatura.....	xxii
Capítulo 1 – Introdução.....	1
Capítulo 2 – Aparato Experimental e Processamento de Sinais.....	4
2.1 Aparato Experimental.....	4
2.1.1 Introdução.....	4
2.1.2 Descrição do Aparato.....	4
2.2 Processamento de Sinais.....	15
2.2.1 Introdução.....	15
2.2.2 Aquisição de Dados.....	16
2.2.3 Processamento dos Sinais.....	18
2.3 Sobre o Princípio de Funcionamento da Sonda de Fios Paralelos.....	39
2.4 Análise da Influência da Voltagem de Corte na Discriminação de VB e VS...47	
Capítulo 3 – Velocidade de Translação da Bolha de Gás (VB).....	39
3.1 Introdução.....	39
3.2 Escoamento Longe do Injetor de Correntes.....	39
3.2.1 Introdução.....	40
3.2.2 A Velocidade de deslizamento V_0	43
3.2.3 O Parâmetro C_0	48
3.2.4 Sumário das Relações.....	51
3.2.5 Resultados e Análise.....	54

3.3	Escoamento Próximo ao Injetor de Correntes.....	63
3.3.1	Introdução.....	63
3.3.2	Resultados e Análise.....	66
Capítulo 4 –	Bolha de Gás.....	80
4.1	Introdução.....	80
4.2	Forma da Bolha de Gás.....	81
4.2.1	Introdução.....	81
4.2.2	Resultados e Análises.....	82
4.3	Comprimento da Bolha de Gás (LB).....	92
4.3.1	Introdução.....	92
4.3.2	Resultados e Análise.....	92
4.4	Altura do Filme de Líquido (H).....	101
4.4.1	Introdução.....	101
4.4.2	Resultados e Análise.....	101
4.5	Fração de Vazio na Bolha de Gás (α).....	109
4.5.1	Introdução.....	109
4.5.2	Resultados e Análise.....	111
Capítulo 5 -	Comprimento do Pistão de Líquido (LS) e Fator de Intermitência (β).....	118
5.1	Comprimento do Pistão de Líquido (LS).....	118
5.1.1	Introdução.....	118
5.1.2	Resultados e Análises.....	124
5.2	Fator de Intermitência (β).....	136
5.2.1	Introdução.....	136
5.2.2	Resultados e Análises.....	136
Capítulo 6 -	Frequência da Célula, Queda de Pressão e Taxa de Coalescência.....	143
6.1	Frequência da Célula (f).....	143
6.1.1	Introdução.....	143
6.1.2	Resultados e Análises.....	147
6.2	Queda de Pressão.....	159
6.2.1	Introdução.....	160

6.2.2 Resultados e Análises.....	160
6.3 Taxa de Coalescência (R).....	163
6.3.1 Introdução.....	163
6.3.2 Resultados e Análises.....	165
Capítulo 7 - Velocidade de Propagação do Pistão de Líquido (VS).....	166
7.1 Introdução.....	166
7.2 Observações Visuais.....	166
7.3 Implicações do Balanço de Massa em uma Única Bolha e a Velocidade da Interface: Caso Isotérmico.....	170
Capítulo 8 – Conclusão.....	184
8.1 Velocidade de Translação da Bolha de Gás.....	184
8.2 Forma da Bolha de Gás.....	185
8.3 Comprimento da Bolha de Gás (LB).....	186
8.4 Altura do Filme de Líquido (H).....	186
8.5 Fração de Vazio na Bolha de Gás (α).....	187
8.6 Comprimento do Pistão de Líquido (LS).....	187
8.7 Fator de Intermitência (β).....	188
8.8 Frequência da Célula (f).....	189
8.8 Queda de Pressão.....	189
8.9 Taxa de Coalescência (R).....	189
8.10 Velocidade de Propagação do Pistão de Líquido (VS).....	189
Referências Bibliográficas.....	190
Apêndice I – Balanço de Massa na Bolha de Gás.....	194
Apêndice II – Base de Dados – Arquivos SGR.....	199
Apêndice III – Análise de Incerteza.....	205

Índice de Figuras

Figura 1.1 Representação do escoamento intermitente.	1
Figura 2.1 Esquemático do circuito de testes.	5
Figura 2.2 Tipos de injetores de correntes utilizados. (a) injetor de correntes concêntricas, (b) injetor de correntes paralelas.	7
Figura 2.3 Vista parcial da seção de testes.	7
Figura 2.4 Representação esquemática da seção de testes.	8
Figura 2.5 Fotografia de uma estação de medida.	9
Figura 2.6. Diagrama dos módulos de monitoramento dos fluidos e da seção de testes.	10
Figura 2.7. Representação esquemática da sonda de fios paralelos na seção transversal da tubulação, sonda de compensação, oscilador e sistema de aquisição de dados.	11
Figura 2.8. Esquema da sonda de fios paralelos e seu circuito.	12
Figura 2.9 Esquema do circuito de medição.	13
Figura 2.10. Diagrama representativo da ligação típica de uma sonda de fios paralelos.	14
Figura 2.11 Mapa de padrão de fluxo do sistema ar-água.	15
Figura 2.12 Interface de trabalho do programa ‘acquire.vi’.	16
Figura 2.13 Interface de trabalho do programa ‘slug.vi’.	18
Figura 2.14 Interface de trabalho do modulo configuração.	19
Figura 2.15 Interface de trabalho do sub-módulo configuração para a estação 1.	20
Figura 2.16 Interface de visualização dos parâmetros do sistema.	22
Figura 2.17 Interface do sub-módulo Dependência Funcional.	23
Figura 2.18 Janela do programa que permite a escolha da análise a ser realizada.	24
Figura 2.19 Interface do sub-módulo Visualiza.	25

Figura 2.20 Interface do sub-módulo FFT.	26
Figura 2.21 Interface de trabalho do módulo Processamento Principal.	27
Figura 2.22 Sinal lógico idealizado para sondas gêmeas espaçadas entre L mm. (0) ocorrência de gás e (1) ocorrência de líquido.	30
Figura 2.23 Esquema de possíveis situações de desencontros dos sinais obtidos pelas sondas gêmeas.	31
Figura 2.24 Arquivo de extensão SLG referente ao ponto experimental 1 no sistema ar-glicerina.	33
Figura 2.25 Arquivo de extensão SGR referente ao ponto experimental 1 no sistema ar-glicerina.	34
Figura 2.26 Arquivo de extensão SMD referente ao ponto experimental 1 no sistema ar-glicerina.	35
Figura 2.27 Interface de trabalho do sub-módulo Junta SGR.	36
Figura 2.28 Interface de trabalho do sub-módulo Histogramas.	37
Figura 2.29 Interface de trabalho do sub-módulo Correlações.	38
Figura 2.30 Representação esquemática da posição da interface. (a) pistão não-aerado; (b) pistão aerado.	40
Figura 2.31 Representação esquemática de um volume de controle.	40
Figura 2.32 Representação do nariz da bolha sem ondas interfaciais e com ondas interfaciais.	41
Figura 2.33 (a) sinal das sondas gêmeas incluindo a passagem da frente da bolha e do pistão (b) detalhe da região da ocorrência da passagem frente do pistão. Ponto #1 A@W. Pistão de líquido não aerado.	44
Figura 2.34 (a) sinal das sondas gêmeas incluindo a passagem da frente da bolha e do pistão (b) detalhe da região da ocorrência da passagem frente do pistão. Ponto #6 A@W. Pistão de líquido aerado.	45
Figura 2.35 (a) sinal das sondas gêmeas incluindo a passagem da frente da bolha e do pistão (b) detalhe da região da ocorrência da passagem frente do pistão. Ponto #6 , sistema A@G. Pistão de líquido aerado.	46

Figura 2.36 valores de VB e VS <i>versus</i> o fator de corte obtido para o ponto operacional #1, no sistema ar-água, que possui as seguintes nomenclatura: 033_067_I_03_3. (a) estação E1; (b) estação E3 e (c) estação E4.	48
Figura 2.37 valores de VB e VS <i>versus</i> o fator de corte obtido para o ponto operacional #1, no sistema ar-glicerina, que possui a seguinte nomenclatura: 067_137_I_07_5. (a) estação E1; (b) estação E2; (c) estação E3 e (d) estação E4.	49
Figura 3.1 (a) Velocidade da bolha VB em função da velocidade da mistura J. (b) Velocidade da bolha adimensional <i>versus</i> velocidade superficial da mistura adimensional.	67
Figura 3.2 Valores do coeficiente C_0 em função do número de Froude.	69
Figura 3.3 Valores do velocidade de deslizamento adimensional V_0^* em função do número de Froude.	69
Figura 3.4 Coeficiente de variação da velocidade da bolha (SVB/VB) em função da razão dos fluxos volumétricos das fases (JG/JL).	72
Figura 3.5 Distribuições estatísticas da velocidade da bolha referentes aos pontos experimentais #5, #6 e #7. (a) sistema ar-água; (b) sistema ar-glicerina.	73
Figura 3.6 Evolução do parâmetro C_0 ao longo da seção de testes.	78
Figura 3.7 Evolução dos valores médios da velocidade da bolha (VB) ao longo da seção de teste no escoamento com ICP. (a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina (A@G).	80
Figura 3.8 Evolução dos valores médios do coeficiente de variação (SVB/VB) ao longo da seção de teste no escoamento com ICP. (a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina (A@G).	81
Figura 3.9 Distribuições de velocidade nas 4 estações de medida E1 a E4 para os pontos experimentais #1, (a) e (b), #2 (c) e (d), e #3, (e) e (f) no escoamento com ICP. Sistema ar-água, (a) (c) e (e); sistema ar-glicerina (b), (d) e (f).	82
Figura 3.10 Evolução dos valores médios da velocidade da bolha (VB) ao longo da seção de teste no escoamento com ICC. (a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina (A@G).	84

Figura 3.11 Evolução dos valores do coeficiente de variação (SVB/VB) ao longo da seção de teste no escoamento com ICC. (a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina (A@G).	84
Figura 3.12 Distribuições de velocidade nas 4 estações de medida E1 a E4 para os pontos experimentais #1, (a) e (b), #2 (c) e (d), e #3, (e) e (f) no escoamento com ICC. Sistema ar-água, (a) (c) e (e); sistema ar-glicerina (b), (d) e (f).	85
Figura 3.13 Distribuições de velocidade nas estações de medida E1 e E4 para os pontos experimentais #1, (a) e (b), #2, (c) e (d) e #3, (e) e (f), no sistema ar-água. (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas, (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas.	88
Figura 3.14 Distribuições de velocidade nas estações de medida E1 e E4 para os pontos experimentais #1, (a) e (b), #2, (c) e (d) e #3, (e) e (f), no sistema ar-glicerina. (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas, (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas.	89
Figura 4.1 Célula.	91
Figura 4.2 Imagens do nariz e cauda da bolha para, ponto experimental #1. (a) A@W; (b) A@G.	94
Figura 4.3 Imagens do nariz e cauda da bolha para, ponto experimental #2. (a) A@W, (b) A@G.	95
Figura 4.4 Imagens do nariz e cauda da bolha para, ponto experimental #3. (a) A@W; (b) A@G.	95
Figura 4.5 Imagens do nariz e cauda da bolha para, ponto experimental #5. (a) A@W; (b) A@G.	96
Figura 4.6 Imagens do nariz e cauda da bolha para, ponto experimental #6. (a) A@W; (b) A@G.	96
Figura 4.7 Nariz e cauda da bolha, ponto experimental #7. (a) A@W; (b) A@G.	97
Figura 4.8 Forma de bolhas nas condições experimentais dos pontos #1 e #3 no sistema ar-água (A@W) com $J = 1$ m/s e $J = 2$ m/s.	100
Figura 4.9 Forma de bolhas nas condições experimentais dos pontos #1 e #4 no sistema ar-água (A@W) com $J = 1$ m/s.	100

Figura 4.10 Forma de bolhas nas condições experimentais do ponto #1 nos sistemas ar-água (A@W) e ar-glicerina (A@G) com $J = 1$ m/s.	101
Figura 4.11 Forma de bolhas nas condições experimentais dos pontos #1 e #3 no sistema ar-glicerina (A@G) com $J = 1$ m/s e $J = 2$ m/s.	102
Figura 4.12 Forma de bolhas nas condições experimentais dos pontos #1 e #4 no sistema ar-glicerina (A@G) com $J = 1$ m/s.	102
Figura 4.13 Comprimento relativo médio da bolha de gás (LB/D) em função da razão entre a velocidade superficial do líquido e a do gás (JG/JL).	104
Figura 4.14 Distribuição estatística do comprimento relativo médio da bolha de gás para os pontos experimentais #5, #6 e #7. (a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina (A@G).	105
Figura 4.15 Evolução dos valores médios do comprimento relativo da bolha de gás ao longo da seção de teste. (a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina. (A@G)	106
Figura 4.16 Evolução do coeficiente de variação do comprimento da bolha de gás (SLB/LB) ao longo da seção de teste. (a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina. (A@G).	106
Figura 4.17 Distribuições estatísticas do comprimento relativo da bolha de gás nas 4 estações de medida para o pontos experimentais #5, #6 e #7. (a), (c) e (e) sistema ar-água (A@W); (b), (d) e (f) sistema ar-glicerina (A@G).	107
Figura 4.18 Distribuições estatísticas do comprimento relativo da bolha nas estações de medida E1 e E4 no ponto experimental #5, #6 e #7 no sistema ar-água. (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas (ICP); (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas (ICC).	109
Figura 4.19 Distribuições estatísticas do comprimento relativo médio da bolha nas estações de medida E1 e E4 para o ponto experimental #5, #6 e #7 no sistema ar-glicerina. (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas (ICP); (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas (ICC).	111
Figura 4.20 Altura relativa do filme de líquido em função do comprimento relativo da bolha.	113
Figura 4.21 Altura relativa do filme de líquido em função da velocidade superficial do gás.	114
Figura 4.22 Evolução dos valores médio da altura de filme ao longo da seção de testes nos sete pontos experimentais estudados. (a) sistema ar-água; (b) sistema ar-glicerina.	115

Figura 4.23 Evolução das distribuições estatísticas da altura do filme ao longo da seção de testes nos pontos experimentais #5 e #7. (a) e (c), sistema ar-água; (b) e (d) sistema ar-glicerina.	116
Figura 4.24 Distribuições estatísticas da altura do filme de líquido nas estações de medida E1 e E4 para o ponto experimental #5, #6 e #7 no sistema ar-água. (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas (ICP), (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas (ICC).	118
Figura 4.25 Distribuições estatísticas da altura do filme de líquido nas estações de medida E1 e E4 para o ponto experimental #5, #6 e #7 no sistema ar-glicerina. (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas (ICP), (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas (ICC).	120
Figura 4.26 Esquema da seção transversal do tubo na região da bolha de gás.	121
Figura 4.27 Fração de vazio média na região da bolha de gás em função da velocidade superficial do gás.	123
Figura 4.28 Fração de vazio média na região da bolha de gás em função da velocidade de translação da bolha de gás.	123
Figura 4.29 Fração de vazio média na região da bolha de gás em função do comprimento relativo da bolha de gás.	124
Figura 4.30 Evolução dos valores médio da altura de filme ao longo da seção de testes nos sete pontos experimentais estudados. (a) sistema ar-água; (b) sistema ar-glicerina.	125
Figura 4.31 Evolução das distribuições estatísticas da fração de vazio ao longo da seção de testes nos pontos experimentais #5 e #7. (a) e (c) sistema ar-água; (b) e (d) sistema ar-glicerina.	126
Figura 4.32 Distribuições estatísticas da fração de vazio da na região da bolha de gás nas estações de medida (E1) e (E4) para os pontos experimentais #5, #6 e #7 no sistema ar-água. (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas (ICP), (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas (ICC).	127
Figura 4.33 Distribuições estatísticas da fração de vazio da na região da bolha de gás nas estações de medida (E1) e (E4) para os pontos experimentais #5, #6 e #7 no sistema ar-glicerina. (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas (ICP), (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas (ICC).	129

Figura 5.1 Comprimento relativo do pistão de líquido (LS/D) <i>versus</i> a razão entre a velocidade superficial do gás e do líquido (JG/JL).	138
Figura 5.2 Comprimento relativo do pistão de líquido (LS/D) <i>versus</i> a velocidade superficial do líquido adimensional, JL/(D*f).	138
Figura 5.3 Distribuições estatísticas do comprimento do pistão de líquido relativo a diâmetro da tubulação obtidas na estação E4 para os pontos experimentais #1, #2 e #3. (a) sistema ar-água; (b) sistema ar-glicerina.	139
Figura 5.4 Evolução dos valores médios do comprimento relativo do pistão de líquido (LS/D) ao longo da seção de teste. (a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina (A@G).	140
Figura 5.5 Evolução do coeficiente de variação (SLS/LS) ao longo da seção de testes. (a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina (A@G).	141
Figura 5.6 Distribuições estatísticas do comprimento relativo do pistão de líquido nas 4 estações de medida para o ponto experimental #1, (a) e (b), #2, (c) e (d), e #3 (e) e (f). (a), (c) e (e) sistema ar-água (A@W); (b), (d) e (f) sistema ar-glicerina (A@G).	142
Figura 5.7 Distribuições estatísticas do comprimento relativo do pistão de líquido (LS/D) obtidas nas estações de medidas E1 e E4 no sistema ar-água para o ponto experimental #1, (a) e (b), #2, (c) e (d) e #3, (e) e (f). (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas (ICP); (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas (ICC).	145
Figura 5.8 Distribuições estatísticas do comprimento relativo do pistão de líquido (LS/D) obtidas nas estações de medidas E1 e E4 no sistema ar-glicerina para o ponto experimental #1, (a) e (b), #2, (c) e (d) e #3, (e) e (f). (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas (ICP); (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas (ICC).	147
Figura 5.9 Fator de intermitência (β) <i>versus</i> JG/J.	149
Figura 5.10 Evolução dos valores médios do fator de intermitência β ao longo da seção de teste. (a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina (A@G).	150

Figura 5.11 Distribuições estatísticas do fator de intermitência nas 4 estações de medida para o ponto experimental #1, (a) e (b), #2, (c) e (d), e #3 (e) e (f). (a), (c) e (e) sistema ar-água (A@W); (b), (d) e (f) sistema ar-glicerina (A@G).	151
Figura 5.12 Distribuições estatísticas do fator de intermitência obtidas nas estações de medidas E1 e E4 no sistema ar-água para o ponto experimental #1, (a) e (b), #2, (c) e (d), e #3, (e) e (f). (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas (ICP); (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas (ICC).	153
Figura 5.13 Distribuições estatísticas do fator de intermitência obtidas nas estações de medidas E1 e E4 no sistema ar-glicerina para o ponto experimental #1, (a) e (b) e #2, (c) e (d) e #3, (e) e (f). (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas (ICP); (b) e (d) e (f) injetor de correntes concêntricas (ICC).	154
Figura 6.1 Distribuições estatísticas da frequência da célula obtidas na estação E4 para os pontos experimentais #5 e #6. (a) sistema ar-água; (b) sistema ar-glicerina.	161
Figura 6.2 Frequência da célula <i>versus</i> velocidade superficial do gás. (a) sistema ar-água; (b) sistema ar-glicerina.	161
Figura 6.3 Frequência da célula <i>versus</i> velocidade superficial do gás (JL= 0,33 m/s).	162
Figura 6.4 Frequência da célula <i>versus</i> velocidade superficial do gás (JL= 0,67 m/s).	162
Figura 6.5 Comparação da frequência da célula obtida experimentalmente no sistema ar-água com os resultados fornecidos pelos modelos propostos por Hill e Wood (1990) e Tronconi (1990).	164
Figura 6.6 Comparação da frequência da célula obtida experimentalmente no sistema ar-glicerina com os resultados fornecidos pelos modelos propostos por Hill e Wood (1990) e Tronconi (1990).	165
Figura 6.7 Evolução dos valores médios da frequência da célula (f) ao longo da seção de teste. (a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina (A@G).	166
Figura 6.8 Distribuições estatísticas da frequência da célula nas 4 estações de medida para o ponto experimental #5, (a) e (b) e #6 (c) e (d). (a) e (c) sistema ar-água (A@W); (b) e (d) sistema ar-glicerina (A@G).	167

Figura 6.9 Distribuições estatísticas da frequência da célula obtidas nas estações de medidas E1 e E4 no sistema ar-água para o ponto experimental #1, (a) e (b), #2, (c) e (d) e #3, (e) e (f). (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas (ICP); (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas (ICC).	169
Figura 6.10 Distribuições estatísticas da frequência da célula obtidas nas estações de medidas E1 e E4 no sistema ar-glicerina para o ponto experimental #1, (a) e (b) e #5, (c) e (d). (a) e (c) injetor de correntes paralelas (ICP); (b) e (d) injetor de correntes concêntricas (ICC).	171
Figura 6.11 Pressão média, P, ao longo da linha da tubulação, L/D. (a) sistema ar-água; (b) sistema ar-glicerina.	173
Figura 6.12 Esquema de um trecho do tubo onde é simulada a obtenção de R.	175
Figura 6.13 Taxa de coalescência média, R, ao longo da tubulação (L/D). (a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina (A@G).	176
Figura 7.1 Imagens fotográficas da frente do pistão de líquido para o ponto experimental #1 no sistema ar-água.	179
Figura 7.2 Imagens fotográficas da frente do pistão de líquido para o ponto experimental #2 no sistema ar-água.	180
Figura 7.3 Imagens fotográficas da frente do pistão de líquido para o ponto experimental #6 no sistema ar-água.	181
Figura A1.1 Representação esquemática de uma bolha.	195
Figura A2.1 Arquivos SGR obtidos para os sete pontos experimentais no escoamento A@W com o ICP.	201
Figura A2.2 Arquivos SGR obtidos para os sete pontos experimentais no escoamento A@W com o ICC.	202
Figura A2.3 Arquivos SGR obtidos para os sete pontos experimentais no escoamento A@G com o ICP.	203

Figura A2.4 Arquivos SGR obtidos para os sete pontos experimentais no escoamento A@G
com o ICC.

204

Lista de Tabelas

Tabela 2.1 Propriedades da água e da mistura de água e glicerina.	14
Tabela 2.2 Matriz de teste para os sistemas ar-água e ar-glicerina.	15
Tabela 2.3 Condições operacionais dos pontos experimentais #1 e #6.	42
Tabela 3.1 Relações para cálculo dos parâmetros V_0 e C_0 .	64
Tabela 3.2 Velocidade, propriedades físicas do líquido e parâmetros adimensionais dos resultados experimentais para o sistema ar-água medidos a 777D do injetor de correntes paralelas.	65
Tabela 3.3 Velocidade, propriedades físicas do líquido e parâmetros adimensionais dos resultados experimentais para o sistema ar-glicerina medidos a 777D do injetor de correntes paralelas.	66
Tabela 3.4 Valores do coeficiente C_0 e da constante V_0 da reta de ajuste dos dados experimentais da Figura 3.1 para o escoamento ar-água e ar-glicerina.	68
Tabela 4.1 Valores dos comprimentos relativos da bolha de gás obtidos na estação de medida 4 em cada ponto experimental nos sistema ar-água e ar-glicerina.	104
Tabela 4.2 Valores médios da altura do filme de líquido obtidos na estação de medida 4 em cada ponto experimental nos sistema ar-água e ar-glicerina.	113
Tabela 4.4 Valores médios da fração de vazio na região da bolha obtidos na estação de medida E4 em cada ponto experimental nos sistema ar-água e ar-glicerina.	121
Tabela 5.1 Valores do comprimento relativo do pistão de líquido na estação de medida E4 em cada ponto experimental nos sistema ar-água e ar-glicerina.	137

Tabela 5.2 Valores do comprimento relativo do pistão de líquido na estação de medida E4 em cada ponto experimental do escoamento ar-água com os injetores de correntes paralelas (ICP) e concêntricas (ICC) e a diferença em porcentagem entre esses valores.	144
Tabela 5.3 Valores do comprimento relativo do pistão de líquido na estação de medida E4 em cada ponto experimental do escoamento ar-glicerina com os injetores de correntes paralelas (ICP) e concêntricas (ICC) e a diferença em porcentagem entre esses valores.	146
Tabela 5.4 Valores do fator de intermitência obtidos na estação de medida 4 em cada ponto experimental nos sistema ar-água e ar-glicerina.	149
Tabela 6.1 Valores da frequência da célula na estação de medida E4 em cada ponto experimental nos sistema ar-água e ar-glicerina.	160
Tabela 6.2 Comparação entre os valores da frequência obtidos experimentalmente com aqueles obtidos através dos modelos propostos por Hill e Wood (1990) e Tronconi (1990).	163
Tabela 6.3 Valores do comprimento relativo do pistão de líquido na estação de medida E4 em cada ponto experimental do escoamento ar-água com os injetores de correntes paralelas (ICP) e concêntricas (ICC) e a diferença em porcentagem entre esses valores.	168
Tabela 6.4 Valores do comprimento relativo do pistão de líquido na estação de medida E4 em cada ponto experimental do escoamento ar-glicerina com os injetores de correntes paralelas (ICP) e concêntricas (ICC) e a diferença em porcentagem entre esses valores.	170
Tabela 6.5 Gradiente de Pressão em mBar/m em função do par de fluidos e das velocidades superficiais do gás e do líquido.	173

Nomenclatura

Letras Latinas

A – área da seção transversal do tubo

AC – corrente alternada

adq - extensão do arquivo de aquisição

A_f - área transversal do filme de líquido

A_G - área transversal da bolha de gás

A@W – sistema ar-água

A@G – sistema ar-glicerina

B – coeficiente da relação para cálculo de VB proposta por Barnea e Taitel (1993)

C – razão entre a taxa de líquido que sai e aquela que entra no pistão

C_D – constante da relação para o cálculo de VB proposto por Dukler e Hubbard (1975)

cv – coeficiente de variação

C_0 – constante da equação para o cálculo de VB

D – diâmetro da tubulação

E_o - número de Eötvös

E1 – estação de medida 1

E2 – estação de medida 2

E3 – estação de medida 3

E4 – estação de medida 4

f – frequência da célula

f_A - frequência de aquisição

f_D - fator de atrito de Darcy

FC - fator de corte

FFT – transformada rápida de fourier

Fr - número de Froude

Fr_G – número de Froude

g – aceleração gravitacional

H – altura do filme de líquido

h_{Ge} - espessura da camada de gás no escoamento estratificado na região de entrada

ICP – injetor de correntes paralelas

ICC – injetor de correntes concêntricas

J – velocidade superficial da mistura
 JG - velocidade superficial do gás
 JGR – arquivo de médias gerado pelo programa de processamento
 JL- velocidade superficial do líquido
 k - coeficiente da relação para cálculo de VB proposta por Barnea e Taitel (1993)
 L – distância entre as sondas
 LB – comprimento da bolha de gás
 L_{crit} - tamanho crítico do pistão de líquido
 L_{est} - comprimento mínimo do pistão de líquido estável
 LS – comprimento do pistão de líquido
 L_U – comprimento da célula unitária
 P – pressão
 pdf – função densidade de probabilidade
 Q – vazão volumétrica

 \bar{R} - valor médio da taxa de coalescência entre duas consecutivas estações de medida.
 Re – número de Reynolds
 R_{fl} – fração de líquido no filme de líquido
 Re_S – número de Reynolds
 R_{fe} - fração de líquido referente ao escoamento estratificado na região de entrada
 R_S – fração de líquido no pistão
 R_{XY} – coeficiente de correlação entre as variáveis X e Y
 Re^Z - número de Reynolds
 S – sonda de medição
 SC – sonda de compensação
 SGR – tabela de resultados gerada pelo programa de processamento
 SLG –tabela de resultados gerada pelo programa de processamento
 SLS – desvio padrão do comprimento do pistão de líquido
 SMD - tabela de resultados gerada pelo programa de processamento
 SVB- desvio padrão de VB
 S_X – desvio padrão da variável X
 S_Y – desvio padrão da variável Y
 T – período da célula
 tb – tempo em que uma determinada bolha de gás permanece em contato com a sonda de medição
 TB – tempo do início da aquisição de sinais até o começo de uma determinada bolha de gás
 T_{emp} – temperatura
 T_P – transdutor de pressão
 T_T – transdutor de temperatura
 ts – tempo em que um determinado pistão de líquido permanece em contato com a sonda de medição
 TS – tempo do início da aquisição de sinais até o começo de um determinado pistão de líquido
 u_s - velocidade média da mistura
 V – voltagem
 V_b – velocidade das bolhas dispersas no pistão de líquido
 VC – volume de controle
 VB – velocidade de translação da bolha de gás

V_B - velocidade do nariz da bolha
 V_f - velocidade do filme de líquido
 V_{Ge} - velocidade do gás no escoamento estratificado na região de entrada
 V_{GJ} - é a velocidade de deslizamento entre as fases
 V_{gf} - massa de gás que cruza a interface gás/líquido
 V_{iT} - velocidade da traseira da bolha da bolha
 V_L - velocidade média da fase líquida a frente da bolha
 V_{Le} - velocidade do líquido referente ao escoamento estratificado na região de entrada
 V_{max} - voltagem máxima do sinal
 V_{min} - voltagem mínima do sinal
 VS - velocidade do pistão de líquido
 V_0 - velocidade de deslizamento
 V_0^h - velocidade de deslizamento para o escoamento horizontal
 V_0^v - velocidade de deslizamento para o escoamento vertical
 V^* - valor de voltagem referência
 V_0^* - velocidade de deslizamento adimensional
 V_∞ - a velocidade da bolha no escoamento desenvolvido
 W_f - perímetro molhado do filme de líquido
 W_G - perímetro molhado da bolha de gás
 W_{in} - perímetro molhado interfacial

Letras gregas

α - a fração de vazio na bolha de gás
 $\bar{\alpha}$ - fração de vazio média na bolha de gás
 α_U - fração de vazio na unidade
 β - fator de intermitência
 Δt_b - tempo gasto para a bolha percorrer a distância entre as sondas
 ΔP_U - queda de pressão na unidade
 ΔP_S - queda de pressão por atrito no pistão
 ΔL - trecho do tubo
 ΔL_E - distância entre estações consecutivas
 γ - ângulo hipotético formado entre as extremidades do filme de líquido e o centro do tubo
 μ - viscosidade dinâmica
 ν - viscosidade cinemática
 θ - inclinação do tubo
 ρ - densidade
 ρ_f - densidade do líquido no filme
 ρ_G - densidade do gás
 ρ_L - densidade do líquido
 σ - tensão superficial

τ – tensão de cisalhamento

τ_f - tensão de cisalhamento entre o filme de líquido e a parede do tubo

τ_{fl} - tensão de cisalhamento no filme de líquido

τ_G - tensão de cisalhamento entre a bolha e a parede do tubo

τ_{in} - tensão de cisalhamento interfacial

τ_s - tensão de cisalhamento no pistão

Superescrito

h - horizontal

v - vertical

Subscritos

atm – atmosférica

f – filme de líquido

G - gás

i – sonda

in – interfacial

j – célula

L – líquido

max – máximo

min – mínimo

P – pressão

T – temperatura

U - unidade (pistão + bolha)

X – variável

Y – variável

Capítulo 1

Introdução

O escoamento bifásico gás-líquido em um tubo pode assumir uma variedade de configurações relacionadas à distribuição espacial das duas fases no tubo que são chamadas de padrões de escoamento. Um dos padrões de escoamento com características instáveis é o escoamento intermitente. O escoamento intermitente é caracterizado por uma sucessão de bolhas alongadas de gás escoando sobre um filme de líquido que são separadas por pistões de líquido que podem conter em seu interior pequenas bolhas dispersas. Uma representação desse tipo de escoamento é mostrada na Figura 1.1.

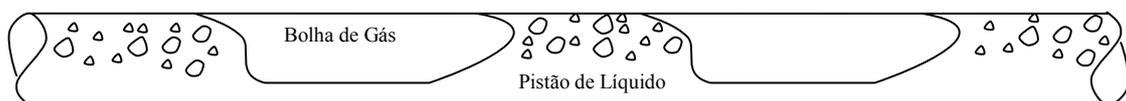


Figura 1.1 Representação do escoamento intermitente.

A principal característica desse padrão de escoamento é o fato de que os pistões de líquido bem como as bolhas de gás não ocorrerem com tamanho e frequência definidos. Essa irregularidade é oriunda de interações entre bolhas vizinhas e também devido ao processo de formação.

No escoamento intermitente a maioria do gás está contido na bolha alongada, que escoava junto a parede superior do tubo, ocupando a maior parte da seção transversal do tubo. Esse padrão de escoamento existe em toda a faixa de inclinação do tubo e sobre uma grande faixa de vazões de líquido e gás.

O escoamento intermitente pode ser encontrado em diversas aplicações industriais, entre essas algumas são destacadas a seguir:

- produção de óleo e gás e seu transporte em tubulação na indústria petrolífera;
- geração de vapor em usinas termoelétricas;
- resfriamento de emergência no núcleo de reatores nucleares;
- transferência de calor e de massa em reatores químicos.

O fato do escoamento intermitente estar presente em ramos importantes da indústria tem proporcionado um grande interesse dos pesquisadores por este fenômeno do escoamento bifásico, e dessa forma uma grande quantidade de pesquisa relacionada ao assunto tem sido executada durante as últimas décadas.

Nesse contexto este trabalho tem por objetivo investigar experimentalmente o efeito causado pela variação da viscosidade da fase líquida sobre algumas propriedades do escoamento intermitente horizontal. Paralelamente será realizado um estudo sobre a influência do processo de formação do escoamento intermitente sobre a evolução do escoamento ao longo da linha. A forma da bolha será também objeto que será realizada através de uma investigação visual.

Os parâmetros do escoamento estudados neste trabalho são: velocidade de propagação da bolha de gás, fração de vazio na bolha de gás, comprimento da bolha de gás, espessura do filme de líquido, comprimento do pistão de líquido, fator de intermitência, frequência da célula unitária, taxa de coalescência, queda de pressão e velocidade do pistão de líquido.

Os resultados obtidos são apresentados na forma de valores médios e histogramas que são analisados ao longo da tubulação nas quatro estações de medidas. A análise é realizada a partir de dados experimentais tomados na estação de medida mais afastada e também através de dados tomados nas quatro estações de medida ao longo da tubulação.

Neste trabalho não há um capítulo dedicado especificamente a revisão da literatura, visto que ela é realizada separadamente para cada um dos temas estudados. Por exemplo, a revisão da

literatura relacionada a velocidade da bolha de gás é encontrada no Capítulo 3 que é o capítulo onde a velocidade da bolha de gás é estudada. Esse artifício é utilizado devido as propriedades do escoamento estudadas neste trabalho serem tratadas separadamente.

O aparato experimental utilizado neste trabalho foi desenvolvido no projeto intitulado “Elevação Artificial de Óleo Pesado”, que foi realizado no período de abril de 2000 a Dezembro de 2001 tendo como coordenador o Prof. Dr. Eugênio S. Rosa.

A montagem da estrutura física foi realizada pelos técnicos Alcimar da Silveira e Adriano N. de Moraes e a elaboração dos programas de aquisição e processamento de sinais bem como de monitoramento foi realizada pelos estagiários Paulo Saiani, Rafael C. Freire e Joaquim J. F. Pereira. Nesse projeto foram obtidos os resultados do escoamento intermitente com o par de fluido ar-água.

Em Setembro de 2002 teve início o projeto “Estudo da Termo-Fluidodinâmica de Processos de Produção”, também coordenado pelo Prof. Dr. Eugênio S. Rosa, no qual fiz parte da equipe. Esse projeto utilizou o aparato experimental desenvolvido no projeto descrito anteriormente. Esse projeto se estendeu até Dezembro de 2003 e teve como um dos objetivos o estudo da influência da viscosidade da fase líquida sobre as características do escoamento intermitente onde foram obtidos os resultados referentes ao sistema ar-glicerina.

Capítulo 2

Aparato Experimental e Processamento de Sinais

2.1 APARATO EXPERIMENTAL

2.1.1 INTRODUÇÃO

Nesta seção será feita uma descrição da montagem experimental e das técnicas utilizadas para a identificação e medição das estruturas que caracterizam o padrão intermitente horizontal que ocorre no escoamento bifásico gás-líquido.

2.1.2 DESCRIÇÃO DO APARATO

2.1.2.1 Descrição Geral

O aparato experimental utilizado para o estudo do padrão intermitente horizontal que ocorre no escoamento bifásico esta instalado no Laboratório do Departamento de Energia da Faculdade de Engenharia Mecânica na Universidade Estadual de Campinas.

A Figura 2.1 mostra um esquema do circuito de testes, sendo este dividido em duas partes: uma onde os fluidos escoam separadamente e a outra onde eles escoam juntos caracterizando assim o escoamento bifásico.

Na primeira parte onde os fluidos escoam separadamente têm-se dois sub-circuitos: um circuito de suprimento de ar e outro que supre a demanda do líquido.

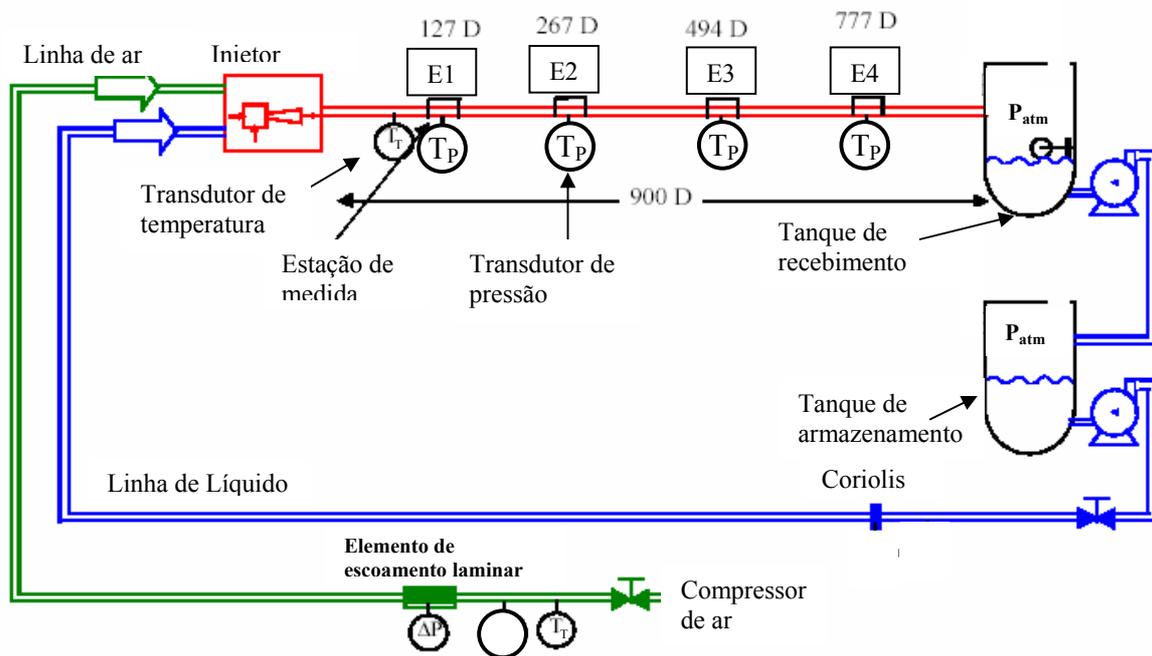


Figura 2.1 Esquemático do circuito de testes.

O circuito de suprimento de líquido é composto por um conjunto de dois tanques de armazenamento com capacidade de 3 m^3 cada, dispostos em série o que permite seu uso individualmente ou em conjunto. O líquido armazenado nesses tanques é bombeado por um conjunto de duas bombas dispostas em paralelo com capacidade para proporcionar uma vazão nominal de $45 \text{ m}^3/\text{h}$ e uma pressão de 30 mca. Depois de bombeado o líquido passa por um filtro e em seguida através de um medidor de fluxo mássico do tipo Coriolis fabricado por Micro-Motion© com incerteza de medida de 1%. A velocidade superficial do líquido nos experimentos realizados está entre 0,33 e 0,67 m/s. Após passar pelo medidor de vazão o líquido chega até o injetor de correntes, onde se tem então o início do escoamento bifásico.

O circuito de gás é alimentado por dois compressores em paralelo que podem descarregar uma vazão de $300 \text{ Nm}^3/\text{h}$ no vaso acumulador, com capacidade de 3 Nm^3 , que fornece ar à linha de gás à pressão de $6,9 \cdot 10^3$ a $9,8 \cdot 10^3 \text{ N/m}^2$. A seguir o ar passa pela unidade filtrante e logo depois por uma válvula que proporciona uma regulação da pressão, sendo esta pressão denominada a pressão absoluta na linha de gás, que é obtida através de um manômetro acoplado a válvula reguladora da pressão. Um termopar tipo T mede a temperatura do ar logo que ele passa

pela válvula reguladora. O ar comprimido filtrado, com pressão regulada e temperatura aferida, é direcionado aos medidores de vazão que correspondem a dois elementos de fluxo laminar fabricado por Merian©, com incerteza registrada igual a 1% . São utilizados dois medidores de modo a cobrir uma grande faixa operacional de medição da vazão de ar. Os laminadores de ar são dispostos em linhas separadas onde se utiliza um medidor para altas vazões de gás e um para baixas vazões sendo que cada um deles é conectado a um transdutor de pressão que capta a queda de pressão através desses elementos. A velocidade superficial do ar aplicada durante os experimentos esteve entre 0,65 Sm/s e 1,65 Sm/s. A letra S adicionada a notação especifica condições locais de atmosfera que corresponde em média a uma pressão atmosférica de 947 mBar e uma temperatura de 25°C. Após passar pelo medidor de vazão o ar então é conduzido ao injetor de correntes.

O injetor de correntes tem a função de misturar as correntes de ar e de líquido para que se de o início da formação do escoamento intermitente.

Com a finalidade de se estudar a influência do processo de formação do escoamento intermitente utilizou-se dois tipos de misturadores gás-líquido para formar diferentes estruturas de escoamento na entrada da seção de teste. Os dois tipos são: o injetor de correntes paralelas e o de correntes concêntricas, Figura 2.2, também denominados por ICP e ICC, respectivamente. O injetor de correntes concêntricas é constituído de dois tubos concêntricos onde ar é conduzido através do tubo interno e o líquido através do tubo externo. O tubo interno possui em sua extremidade 15 orifícios com 1 mm de diâmetro cada que liberam o ar na corrente líquida dando início assim ao processo de formação do escoamento intermitente. Já o injetor de correntes paralelas é formado por um único tubo que possui sua seção transversal dividida por uma placa formando assim dois canais separados onde o canal superior conduz o ar e o inferior o líquido. Os dois canais então descarregam seus respectivos fluidos na tubulação de teste onde se tem o início da formação do escoamento bifásico.

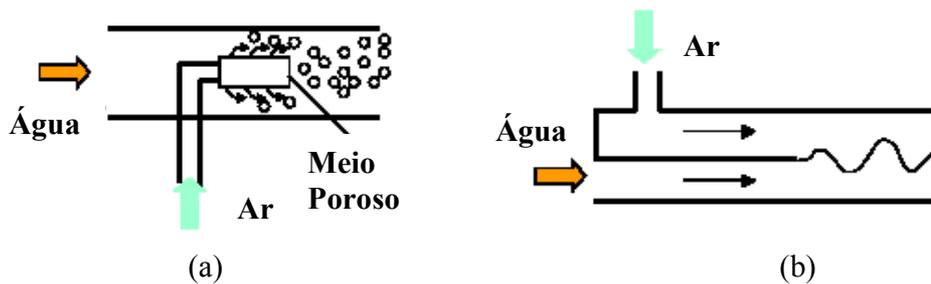


Figura 2.2 Tipos de injetores de correntes utilizados. (a) injetor de correntes concêntricas, (b) injetor de correntes paralelas.

Após o injetor tem-se início a seção de testes, Figura 2.3, que corresponde segunda parte do circuito, onde os fluidos escoam juntos na forma de escoamento bifásico.

A seção de testes constitui-se de uma tubulação horizontal de acrílico transparente com 23,4 m de comprimento, 0,026 m de diâmetro interno com comprimento equivalente a 900 diâmetros livres (900 D).

A tubulação de acrílico da seção horizontal foi construída com segmentos de tubo de 2 m cada. Para unir cada segmento foram construídas uniões de PVC. Essas uniões utilizam um “o`ring” de cada lado, garantindo a vedação e a continuidade do fluxo, sem interferência no escoamento e sem folga. Cada segmento de tubo é suportado por três apoios telescópicos que permitem a regulagem para nivelamento da linha. O nivelamento foi realizado utilizando um laser de He-Ne, que permitiu criar-se uma única referência horizontal ao longo dos 23,4 m de linha livre disponível, Figura 2.3.



Figura 2.3 Vista parcial da seção de testes.

Ao longo dos $900 D$ da linha foram montadas quatro estações de medição denominadas por E1, E2, E3 e E4. Elas estão distribuídas do início ao final da seção de testes conforme representação da Figura 2.4 e as distâncias indicadas referem-se ao comprimento compreendido entre a saída do misturador e a primeira sonda de fios paralelos da correspondente estação de medida. Tomando-se como referência o diâmetro da linha, $D = 0,026 \text{ m}$, as distâncias das estações E1 a E4 do misturador são, respectivamente $127 D$, $267D$, $494 D$ e $777 D$.

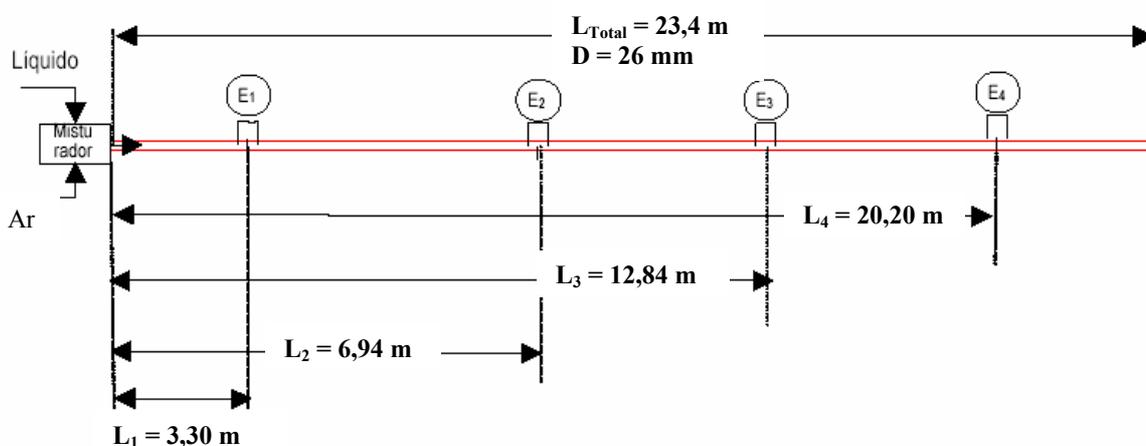


Figura 2.4 Representação esquemática da seção de testes.

Cada estação de medição é constituída por duas sondas de medição e um transdutor de pressão, sendo que a Estação 1 possui também um transdutor de temperatura que fornece a temperatura do escoamento na seção de testes, Figura 2.5. A finalidade de cada estação é registrar, instantaneamente, a pressão necessária para a correção da vazão mássica do ar e as propriedades geométricas, cinemáticas e dinâmicas das estruturas: velocidade, comprimentos dos pistões de líquido e das bolhas alongadas e espessura do filme de líquido sobre a bolha alongada, etc. A temperatura do escoamento ao longo da seção de testes é admitida constante.

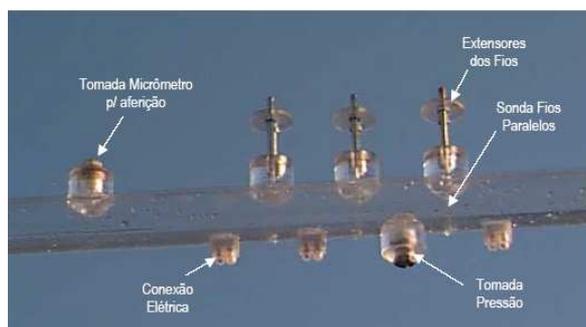


Figura 2.5 Fotografia de uma estação de medida.

Ao sair da seção de testes o escoamento é descarregado em um tanque de armazenamento com capacidade de 1500 litros aberto à atmosfera (em média, 0,94 bar e 25° C). No reservatório o ar é liberado para a atmosfera e o líquido é bombeado até o tanque de armazenamento no início da linha.

2.1.2.2 Instrumentação

Nesta seção será descrito a instrumentação empregada neste trabalho. Basicamente, a instrumentação pode ser dividida em dois módulos: o primeiro refere-se ao módulo de monitoramento dos fluidos e o segundo ao da seção de testes. O módulo de monitoramento dos fluidos tem como principais funções controlar e monitorar as vazões de líquido e gás que alimentam a seção de testes horizontal, enquanto que o módulo da seção de teste tem como função adquirir e armazenar os sinais das sondas da seção de testes que permitirão, após o processamento, identificar a velocidade de propagação, frequência, comprimento e espessura de filme das estruturas do escoamento a medida que elas se desenvolvem ao longo da tubulação. Essas medidas são executadas simultaneamente nas quatro estações de medidas ao longo da tubulação.

O módulo de monitoramento dos fluidos realiza a medida da vazão de líquido e de gás por meio de um medidor de fluxo mássico do tipo Coriolis e elementos de fluxo laminar, respectivamente. A medição da vazão de ar é realizada por meio de uma transmissão dos sinais de temperatura, pressão absoluta da linha e do medidor de vazão ao sistema de monitoramento de dados do circuito que calcula e indica a vazão mássica instantânea. A pressão absoluta é obtida através do transmissor de pressão do gás (T_P) e a temperatura do gás através do termopar acoplado ao transdutor de temperatura (T_T). O módulo da seção de testes realiza medidas da

pressão manométrica, da espessura de filme (sonda de condutância de fios paralelos) e do tempo gasto pelas estruturas para percorrer a distância entre as duas sondas em cada estação de medida. A temperatura na seção de testes é obtida por um termopar e transmitida por um transdutor localizado na Estação 1.

Do ponto de vista da aquisição o sistema dedicado ao monitoramento das vazões adquire cinco canais simultaneamente a uma taxa de aquisição de 100 Hz. O sistema empregado para a seção de testes adquire treze canais simultaneamente a uma taxa de aquisição que varia entre 3000 e 5000 Hz. A Figura 2.6 apresenta um esquemático da instrumentação.

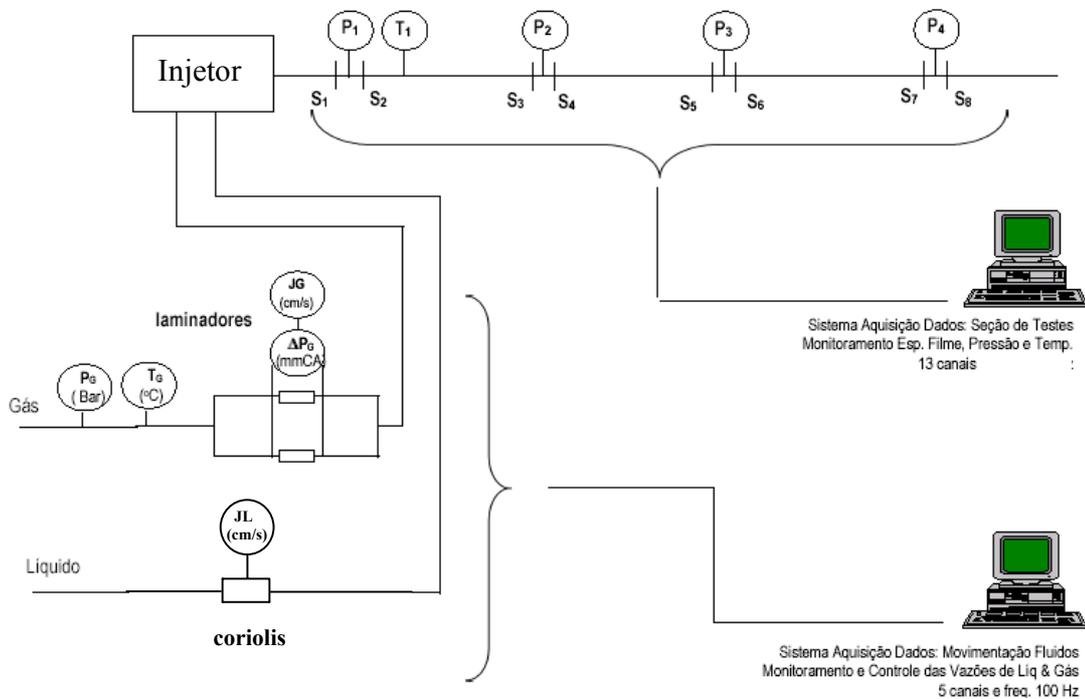


Figura 2.6. Diagrama dos módulos de monitoramento dos fluidos e da seção de testes.

2.1.2.3 Estações de Medidas

A finalidade de cada estação é registrar a pressão instantânea e as propriedades geométricas e cinemáticas das estruturas. Cada estação de medição é constituída por duas sondas de medição e um transdutor de pressão sendo que a Estação 1 possui também um transdutor de temperatura.

Cada estação está conectada a central de dados por meio de cinco cabos coaxiais cujas funções são: transmitir o sinal do oscilador para as sondas, alimentar com 127VAC os transdutores e amplificadores e retorno com sinais de voltagem 0 a 10 VDC como mostrado na Figura 2.7. Para minimizar o risco de ruído nos sinais e de erros nas montagens dos fios de ligação foi desenvolvido um circuito para conexões onde cada componente do circuito: sonda de medição, compensação, amplificador e oscilador têm uma conexão BNC respectiva (padrão utilizado em todas as ligações).

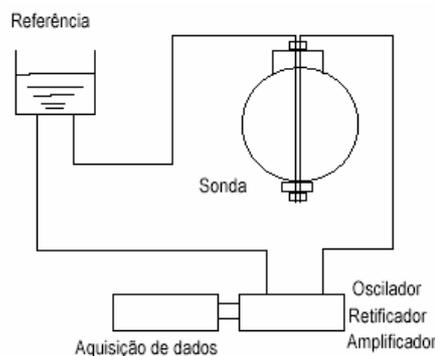


Figura 2.7. Representação esquemática da sonda de fios paralelos na seção transversal da tubulação, sonda de compensação, oscilador e sistema de aquisição de dados.

A sondas de medição juntamente com o circuito condicionador de sinal são os responsáveis pela identificação das estruturas gás-líquido do escoamento intermitente. Por meio do processamento dos sinais das sondas são realizadas as medidas dos comprimentos e velocidades do pistão de líquido e da bolha alongada, espessura de filme de líquido sob a bolha alongada, frequência, período, etc. Neste trabalho utilizou-se como sonda de medição a sonda de condutância de fios paralelos.

A sonda de condutância de fios paralelos é composta por um par de fios de ouro com $5 \cdot 10^{-4}$ metros de espessura, distanciados de $2 \cdot 10^{-3}$ metros, que atravessam transversalmente a seção do tubo.

O espaçamento entre as sondas (vide 0,05 m ou 2D aproximadamente).

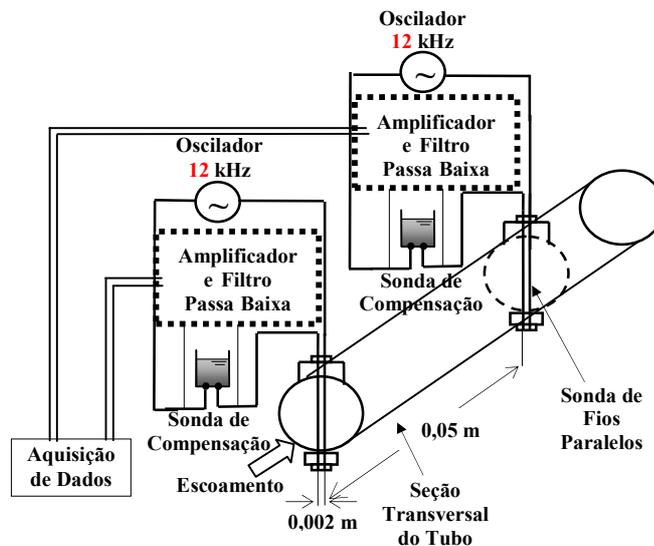


Figura 2.8. Esquema da sonda de fios paralelos e seu circuito.

O princípio de funcionamento da sonda de condutância de fios paralelos baseia-se na diferença de condutividade elétrica dos meios, que está entre os fios. A variação na condutividade é sentida por um circuito eletrônico e lido por uma placa de aquisição de dados que permite a identificação das estruturas gás-líquido. Como os meios, ar e líquido, apresentam uma condutividade elétrica bastante distinta, esta técnica se mostrou bastante adequada para realizar medidas dinâmicas da espessura de filmes de líquido condutores. O seu princípio de funcionamento é descrito com maiores detalhes em Koskie (1989). Torres (1992) e Bolonhini (1995) utilizaram essa técnica para caracterizar interfaces em escoamentos estratificados horizontais, em particular para escoamentos intermitentes ela foi empregada por Pedroso (1997), que determinou as velocidades e os comprimentos dos pistões de líquido e das bolhas alongadas e a espessura do filme de líquido sob a bolha alongada.

Cada sonda de fio paralelo possui um circuito oscilador/condicionador, porém as ligações são feitas de modo que se utilize apenas um oscilador para todas as sondas. Este procedimento traz algumas vantagens como: evita interferência entre os sinais dos osciladores, facilita a leitura do sinal das sondas, pois têm-se uma referência única e torna as ligações físicas entre estações e sistema de aquisição mais simples e organizadas utilizando-se menos cabos.

Para corrigir as variações na condutividade da água devido as mudanças de temperatura e de ph, foi incluída uma sonda aflorante, saturada, para compensação de condutividade chamada de sonda de compensação.

O circuito de medição é um divisor de tensão resistivo, composto pela sonda de medição (SM) e pela sonda de compensação de condutividade (SC). A Figura 2.9 mostra uma configuração onde um único oscilador excita três sondas de medição (S) com suas respectivas sondas de compensação.

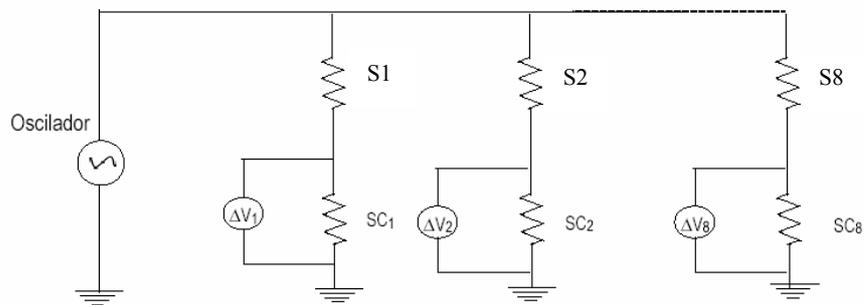


Figura 2.9 Esquema do circuito de medição.

A Figura 2.10 mostra um diagrama que descreve o funcionamento do conjunto formado pela sonda de medição e o circuito oscilador/condicionador. As sondas de medida (SM) e de compensação (SC) distribuídas ao longo da seção de testes são excitadas através de um único oscilador de 12 kHz. A sonda de compensação causa uma queda de voltagem, ΔV , que é inversamente proporcional a altura de filme de líquido contido entre os respectivos fios paralelos. Essa queda de tensão é amplificada e retificada por um filtro passa baixa com frequência de corte igual a 8 kHz fornecendo assim um sinal de saída em voltagem que varia entre 0 e 10 VDC que vai direto ao sistema de aquisição de dados.

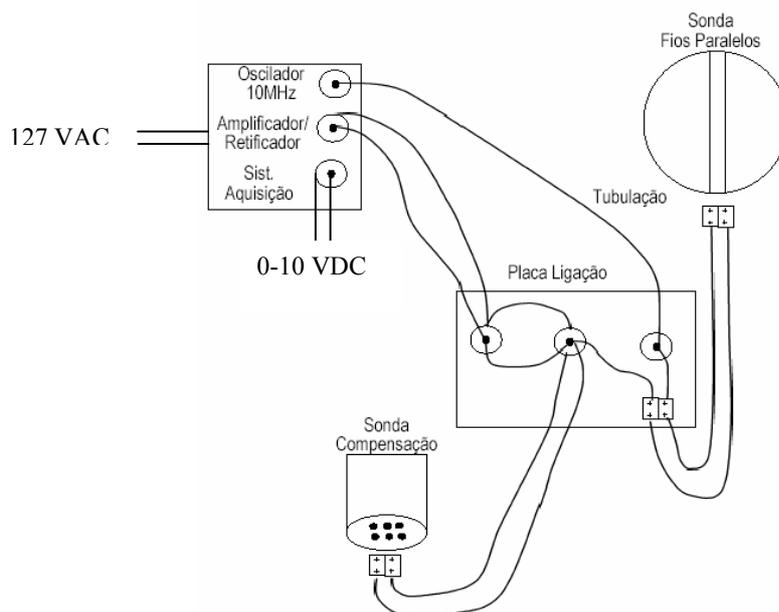


Figura 2.10. Diagrama representativo da ligação típica de uma sonda de fios paralelos.

2.1.2.4 Fluidos e Propriedades

Os fluidos utilizados neste trabalho foram o ar, a água da rede e uma solução de água e glicerina. A solução de água e glicerina é composta por 26,4 % de água e 73,6 % de glicerina.

As propriedades de água e da mistura de água e glicerina forma medidas e são mostradas na tabela a seguir:

Tabela 2.1 Propriedades da água e da solução de água e glicerina.

Fluido	Densidade (kg/m^3)	Viscosidade (cP)
água	1000	1
solução (água + glicerina)	1258	27

O ar, para efeito de cálculo das propriedades do escoamento, é considerado como gás ideal.

2.1.2.5 Matriz de Testes

A Tabela 2.2 a seguir mostra a matriz de testes com os valores das velocidades superficiais do líquido (JL) e do gás (JG) para cada ponto experimental nos sistemas ar-água e ar-glicerina.

Tabela 2.2 Matriz de teste para os sistemas ar-água e ar-glicerina.

Ponto Experimental (#)	Ar-Água		Ar-Glicerina	
	JL (m/s)	JG (m/s)	JL (m/s)	JG (m/s)
#1	0,33	0,67	0,33	0,67
#2	0,33	1,33	0,33	1,33
#3	0,33	1,67	0,33	1,67
#4	0,50	0,50	0,50	0,50
#5	0,67	0,67	0,67	0,67
#6	0,67	1,33	0,67	1,33
#7	0,67	1,67	0,67	1,67

Para referência os pontos da grade são mostrados em um mapa de padrão de fluxo na Figura 2.11. Os eixos x e y representam as velocidades superficiais do gás e do líquido respectivamente.

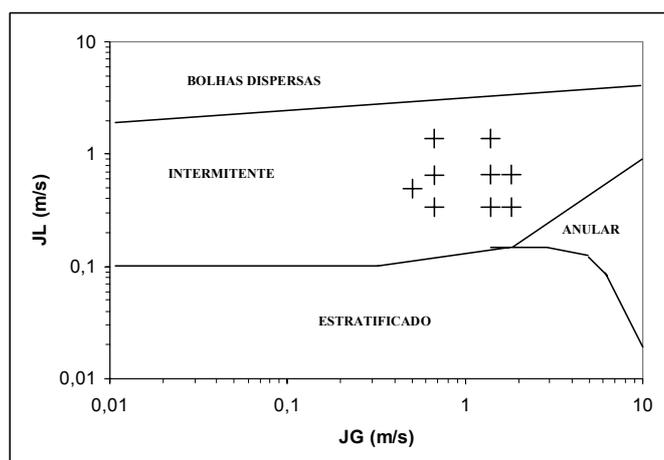


Figura 2.11 Mapa de padrão de fluxo do sistema ar-água.

2.2 PROCESSAMENTO DE SINAIS

2.2.1 INTRODUÇÃO

Esta seção trata do procedimento utilizado para o processamento dos sinais gerados pela sondas de medição nas quatro estações de medidas ao longo da seção de testes.

O processamento será realizado por dois programas desenvolvidos dentro do ambiente do software Lab View: o primeiro realiza a aquisição e armazenamento e segundo é dedicado somente ao pós-processamento dos dados adquiridos. O programa que adquire e armazena realiza somente estas duas tarefas. Sua saída é a gravação no disco rígido de um arquivo com os sinais de cada estação de medição num formato binário de 15 colunas. Dependendo da frequência de aquisição e do tempo de amostra, este arquivo pode atingir um tamanho superior a 10 Mbytes. O segundo programa faz uma leitura do arquivo gerado e identifica, por meio de algoritmos lógicos, as estruturas do escoamento tais como comprimentos, velocidades; realiza histogramas, calcula momentos estatísticos e determina correlações cruzadas.

2.2.2 AQUISIÇÃO DE DADOS

Para a aquisição dos dados foi utilizado um sistema da National Instruments acoplado um computador PC. O sistema possui uma placa AT-MIO-16 ligada a um chassi SCXI-1000 com um modulo SCXI-1100 e um bloco terminal SCXI-1300 que fornece 32 canais de entrada/saída com a frequência máxima de 100KHz decaindo com o número de canais ligados. A tensão de trabalho varia entre -/+10V.

A realização da comunicação entre o computador e o hardware de leitura dos dados é feita através do programa computacional “acquire.vi”, cuja interface gráfica é mostrada na Figura 2.12.

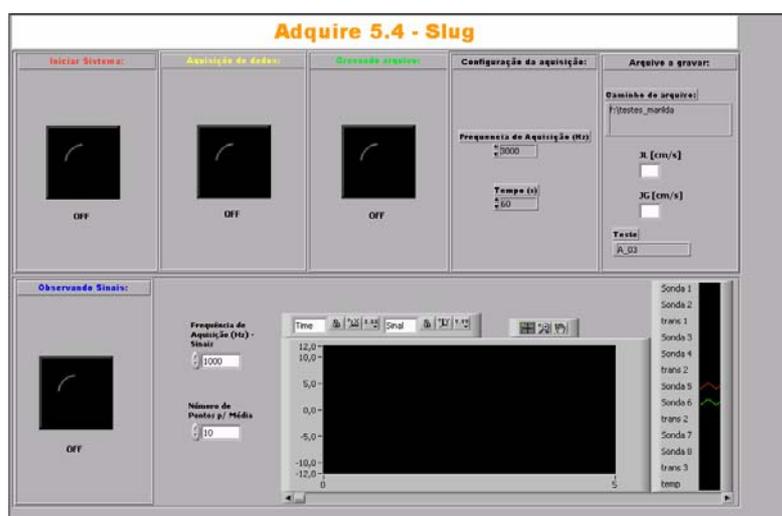


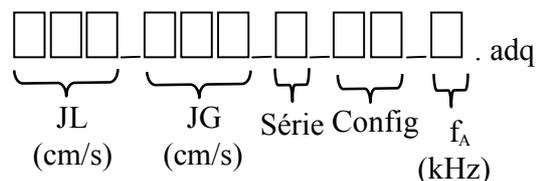
Figura 2.12 Interface de trabalho do programa ‘acquire.vi’.

O programa permite que a frequência de aquisição dos dados, o tempo de aquisição dos dados e outros requisitos de memória e endereçamento possam ser ajustados via teclado. É possível também, através de um gráfico, monitorar os canais simultaneamente durante a aquisição com uma barra de rolagem com memória variável que permite voltar a algum ponto anterior da aquisição.

Os dados são recolhidos pelo hardware e recebidos no programa, na forma de um vetor (*array*) de duas dimensões em números reais contendo valores de tensão (Volts), onde suas colunas serão os sensores como sonda de fios paralelos, transdutores de pressão e termopar e suas linhas serão uma aquisição feita com a frequência determinada no programa levando em conta o limite do *hardware*. Treze canais são adquiridos a uma frequência entre 3 kHz a 5 kHz de amostragem. Cada coluna corresponde a um instrumento da seção de testes (Figura 2.1). Essa estrutura de colunas é definida da seguinte maneira: sonda 1, sonda 2 e transdutor de pressão da estação 1, sonda 1, sonda 2 e transdutor de pressão da estação 2 e assim por diante até a estação 4, e na última coluna o transdutor de temperatura.

Os dados são armazenados num formato binário por ser compacto. O tamanho do arquivo criado com 13 canais x 1000 pontos é de aproximadamente 60 kbytes. Estimando-se um tempo de aquisição em 60 segundos a uma frequência de aquisição de 3000 Hz termos um arquivo de saída com aproximadamente 11 Mbytes.

Cada arquivo de aquisição tem uma extensão *.adq*, e sua identificação é feita por 10 caracteres como mostrado a seguir.



onde:

- JL corresponde ao valor da velocidade superficial do líquido em cm/s.
- JG corresponde ao valor da velocidade superficial do gás em cm/s.

- Série especifica o conjunto de medidas que são repetidos, é representados pelas letras maiúscula de A a Z.
- Config especifica o arquivo de constantes dos instrumentos utilizados nas medidas, é representado por dois dígitos iniciados em 01 a 99.
- f_A corresponde a frequência de aquisição em kHz.
- adq é a extensão do arquivo de aquisição, 13 canais binários Lab View.

Assim um arquivo do tipo 033_067_C_01_3.adq significa: JL = 33 cm/s, JG = 67 cm/s, série C e utilizou-se o arquivo Config_01 para avaliar as constantes dos transdutores.

2.2.3 PROCESSAMENTO DOS SINAIS

Como a aquisição de dados, o processamento dos sinais é realizado através de um programa computacional desenvolvido dentro do ambiente do *software* Lab View chamado “slug.vi”, cuja interface gráfica é mostrada na Figura 2.13.

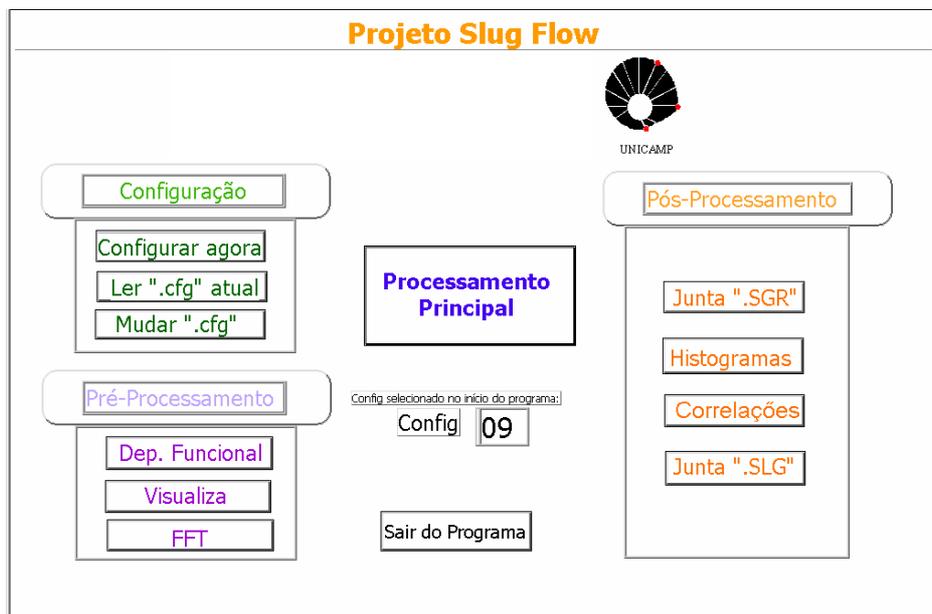


Figura 2.13 Interface de trabalho do programa ‘slug.vi’

A função deste programa é realizar um tratamento dos dados gravados pelo programa “adquire.vi” com a finalidade de obter informações sobre parâmetros envolvidos no escoamento. Esses dados são convertidos de tensão (Volts) em valores correspondentes a pressão,

temperatura, espessura de filme de líquido e em indicação da presença de pistões de líquido e bolhas alongadas. Em cima desses dados são calculados as velocidades e os comprimentos das estruturas que compõe a célula unitária bem como dados estatísticos referentes as variáveis do escoamento e correlações entre essas variáveis.

O programa ‘slug.vi’ é composto de quatro módulos: Configuração, Pré processamento, Processamento Principal e Pós-Processamento. Esses módulos são descritos a seguir.

2.2.3.1 Módulo de Configuração

O objetivo deste módulo, veja interface na Figura 2.14, é o de configurar os instrumentos, dimensões da linha e propriedades dos fluidos de modo que, a partir dessas informações, seja construído o arquivo Config, necessário para o processamento principal do programa.

Esse módulo é acessado através da janela principal do programa, Figura 2.13, através da sub-janela “Configuração”, clicando-se em “Configurar Agora”

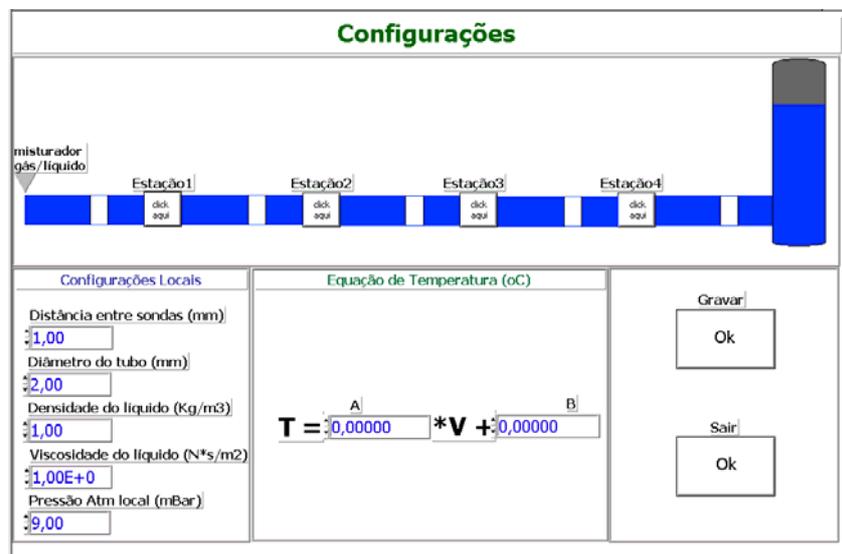


Figura 2.14 Interface de trabalho do modulo configuração.

Através da sub-janela “Configurações Locais” são fornecidas ao programa as seguintes informações: distância entre sondas em milímetros, diâmetro do tubo em milímetros, a densidade do líquido em Kg/m³, a viscosidade do líquido em N.s/m² e a pressão atmosférica local em mBar. Na sub-janela “Equação de Temperatura” são fornecidas ao programa as constantes da curva de

calibração do transdutor de temperatura, localizado na estação 1, através do preenchimento dos campos “A” e “B”. Esses campos fazem parte da seguinte equação de temperatura:

$$T_{\text{emp}} = A * V + B \quad (2.1)$$

onde T_{emp} é a temperatura em °C e V é a voltagem fornecida pelo transdutor de temperatura.

Este módulo possibilita a configuração das estações de medição. Isso é possível clicando-se sobre as estações localizadas na parte superior da interface. Fazendo-se isso uma nova janela se abrirá, esta nova janela contém os campos referentes as variáveis locais a serem preenchidos. Esse procedimento é feito para cada uma das estações. A Figura 2.15 mostra a janela referente à estação 1.

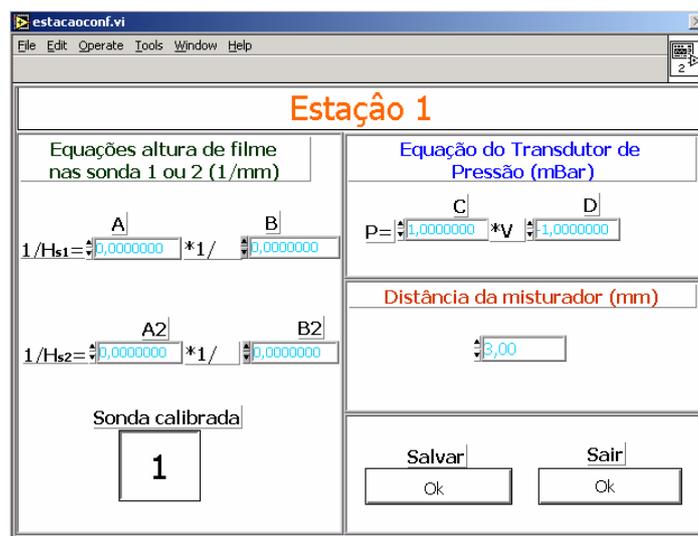


Figura 2.15 Interface de trabalho do sub-módulo configuração para a estação 1.

Este sub-módulo contém três sub janelas, a primeira “Equações de Altura de Filme nas sondas 1 ou 2” permite que as constantes, A e B de cada sonda, referente a equação da altura de filme seja fornecida ao programa, sendo essas constantes obtidas através da calibração de cada uma das sonda. A equação da altura de filme tem a seguinte forma:

$$\frac{1}{H} = A * \frac{1}{V} + B \quad (2.2)$$

onde H é a altura do filme de líquido e V a voltagem fornecida pela sonda de medição.

A segunda sub-janela “Equação do Transdutor de Pressão (mBar)” possibilita configurar as constantes A e B da equação da pressão, sendo essas constantes obtidas através da calibração do transdutor de pressão da respectiva estação de medição. A equação para a pressão tem a seguinte forma:

$$P = A*V + B \quad (2.3)$$

onde P é a pressão calculada em mBar V a voltagem fornecida pelo transdutor de pressão.

Fornece-se também ao programa a distância da respectiva estação em relação ao injetor o que é feito através da terceira sub-janela “Distância do Misturador (mm)”.

Após o preenchimento deste sub-módulo as informações inseridas podem ser gravadas pelo programa clicando-se em “salvar”, com isso a janela é fechada e então os dados fornecidos ao programa são gravados e retorna-se ao módulo Configuração.

Após inserir todas as informações sobre cada uma das estações de medição então clica-se em “gravar”, no módulo Configuração, e assim o programa escreverá o arquivo Config contendo todas as informações sobre o sistema.

Na tela principal do programa, Figura 2.13, é possível visualizar todas as informações relativas ao sistema em um única janela, clicando-se em ‘Ler “cfg” atual’, na sub-janela Configuração. Fazendo-se isso aparecerá na tela uma janela como mostrada na Figura 2.16.

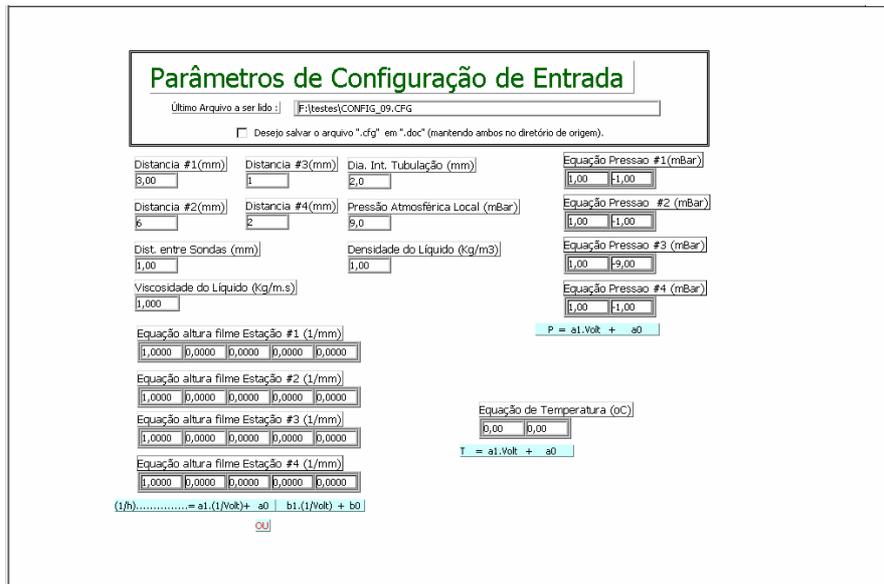


Figura 2.16 Interface de visualização dos parâmetros do sistema.

2.2.3.2 Módulo “Pré-Processamento”

O módulo de pré-processamento é utilizado para efeito de visualização do sinal adquirido bem como para determinação de alguns parâmetros para o pós-processamento dos sinais. O pré-processamento é composto por três sub-módulos: dependência funcional, visualiza e FFT, que são descritos detalhadamente a seguir.

a) Dependência Funcional

A principal função deste sub-módulo é fornecer base para a determinação de um fator de corte adequado.

O fator de corte (FC) é um valor de voltagem (V^*) a qual serve de referência ao programa na identificação das estruturas que compõe o escoamento, pois valores de voltagem maior que o fator de corte será interpretado pelo programa como a ocorrência de pistão de líquido e valores menores como bolha alongada.

Não existe uma maneira objetiva para determinar o valor de fator de corte. Alguns trabalhos adotam $FC = 0.5$. Entretanto outros propõem procurar uma faixa de valores para FC de tal modo que o número de bolhas permaneça invariante dentro desta faixa.

Os dois gráficos de FC *versus* número de ocorrência de bolhas apresentados neste sub-módulo são referentes às duas sondas de medição pertencentes a uma determinada estação de medida, e mostram o número de ocorrência de bolhas alongadas quando escolhido um determinado fator de corte aplicado, $0 < FC < 1$, veja Figura 2.17. Nesses gráficos observa-se a existência de dois picos, isto se dá, pois, aproximadamente, para valores de $FC < 0.4$ e $FC > 0.8$ pois nessa região é esperado que hajam ruídos no sinal, assim valores de FC nestas faixas fará com que a função de discriminação cruze diversas vezes o valor de referência que determina a ocorrência de gás e líquido produzindo assim máximos locais. Distante destas regiões, $0.4 < FC < 0.8$, observa-se se que o número de bolhas alongadas é praticamente independente do FC aplicado. Isto sugere que uma boa escolha para FC deverá ocorrer para valores compreendidos dentro desta faixa.

Geralmente assume-se $FC = 0,8$ para o processamento dos dados.

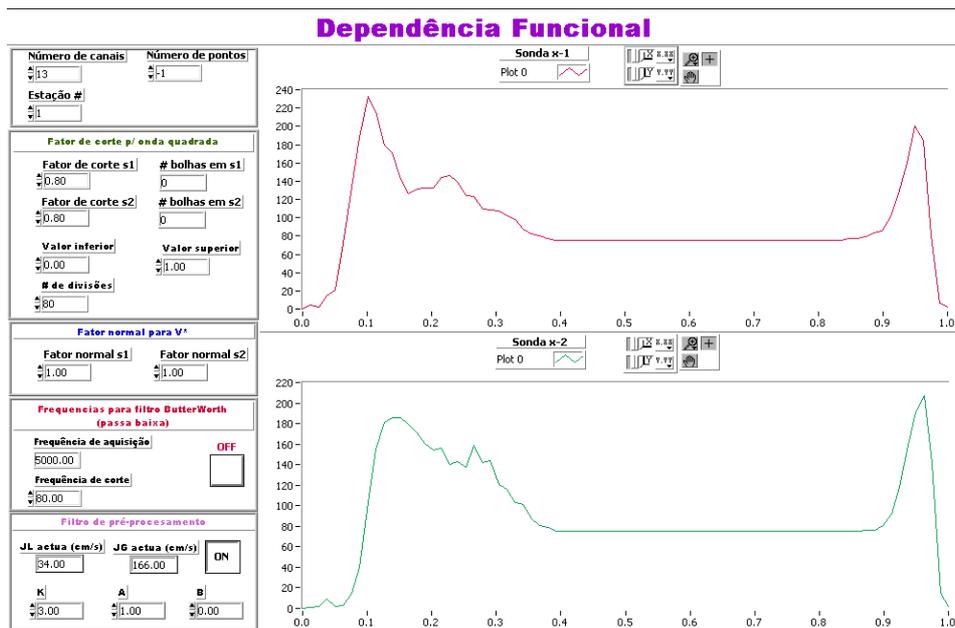


Figura 2.17 Interface do sub-módulo Dependência Funcional.

Os gráficos aqui gerados são obtidos para uma determinada estação de cada vez.

b) Visualiza

O sub-módulo Visualiza tem como objetivo permitir a visualização do sinal adquirido não necessitando de um processamento dos dados.

Para acessar esse modo basta clicar em “Visualiza” na sub-janela “Pré-Processamento” na interface principal do programa Slug.

Após escolhido o arquivo de dados a ser visualizado através da interface deste sub-módulo aparecerá na tela uma janela, Figura 2.18, a qual permite a visualização do sinal adquirido levando-se em consideração diferentes valores para diferentes tipos de análises realizadas pelo programa: fator de corte, fator normal para V^* , a frequência de corte para o filtro Butterworth e o filtro de pré-processamento. Essas análises realizadas pelo programa serão discutidas mais a fundo no item Processamento Principal.

The image shows a software window titled "Preencha corretamente" (Fill correctly) with four panels for configuration:

- Fatores de corte p/ onda quadrada:** Contains two sections, "Sonda X.1" and "Sonda X.2", each with a spin box set to "0,80".
- Fator nominal p/ V*:** Contains two sections, "Fator normal S1" and "Fator normal S2", each with a spin box set to "0,95" and a blue "ON" button.
- Frequências para filtro ButterWorth: (passa baixa):** Contains a "Freq de corte(Hz)" spin box set to "80,00" and a black "OFF" button.
- Filtro de pré-processamento:** Contains a "número de vezes p/ aplicar o filtro" spin box set to "1" and a blue "ON" button. Below it are three spin boxes labeled "A", "B", and "K" with values "1,00", "0,00", and "3,00" respectively.

An "Ok" button is located at the bottom center of the window.

Figura 2.18 Janela do programa que permite a escolha da análise a ser realizada.

Após preenchida a janela e clica-se em “Ok”, então os sinais obtidos pelas duas sondas de uma determinada estação de medição será mostrado, Figura 2.19.

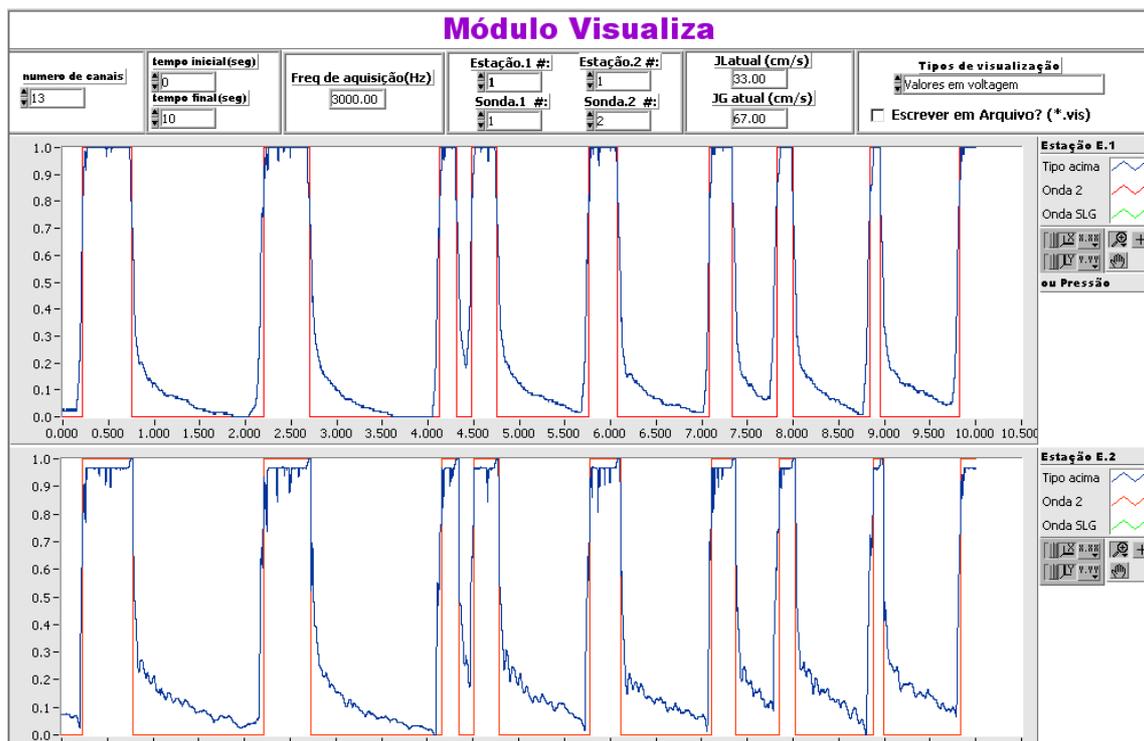


Figura 2.19 Interface do sub-módulo Visualiza.

Antes de se escolher o arquivo que se deseja visualizar, através da interface apresentada na Figura 2.19, é necessário especificar a estação de medida de interesse.

Os gráficos apresentados na Figura 2.19 acima se referem aos sinais adquiridos pelas duas sondas da estação de medida E1, onde o gráfico superior se refere ao sinal adquirido pela sonda à montante do escoamento enquanto que o gráfico inferior a sonda a jusante. O sinal em azul refere-se ao sinal adquirido pela sonda enquanto que o sinal em vermelho mostra o sinal interpretado pelo programa aplicando-se um fator de corte igual 0,8. A geração da onda quadrada indica os tempos de contato das fases líquido (1V) e gás (0) com o sensor. Esses sinais mostrados dependem fortemente das escolhas feitas ao se preencher a janela mostrada na Figura 4.7, ou seja, do tipo de análise realizada pelo programa.

c) FFT

Este sub-módulo fornece a *fft* (*fast fourrier transfer*) do sinal adquirido, Figura 2.20.

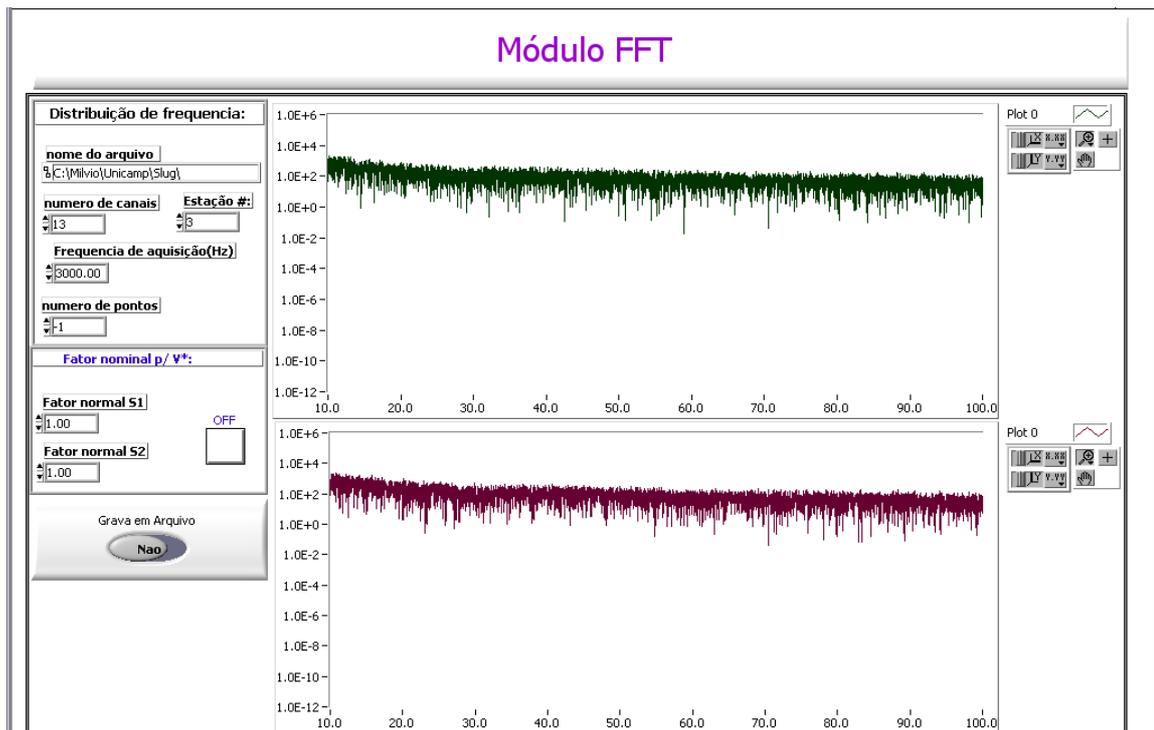


Figura 2.20 Interface do sub-módulo FFT.

A interface acima apresenta os gráficos dos sinais referentes às duas sondas de medição de uma determinada estação de medida, onde o gráfico superior mostra o sinal adquirido pela sonda a montante do escoamento enquanto que o gráfico inferior a sonda a jusante.

2.2.3.3 Módulo “Processamento Principal”

A função deste módulo é realizar um tratamento dos dados gravados pelo programa *acquire.vi* com a finalidade de obter informações sobre as velocidades e comprimentos das estruturas que compõem o escoamento intermitente. Os resultados desse processamento são apresentados na forma de três tabelas do Microsoft Excel, contendo informações como os dados já convertidos em suas unidades.

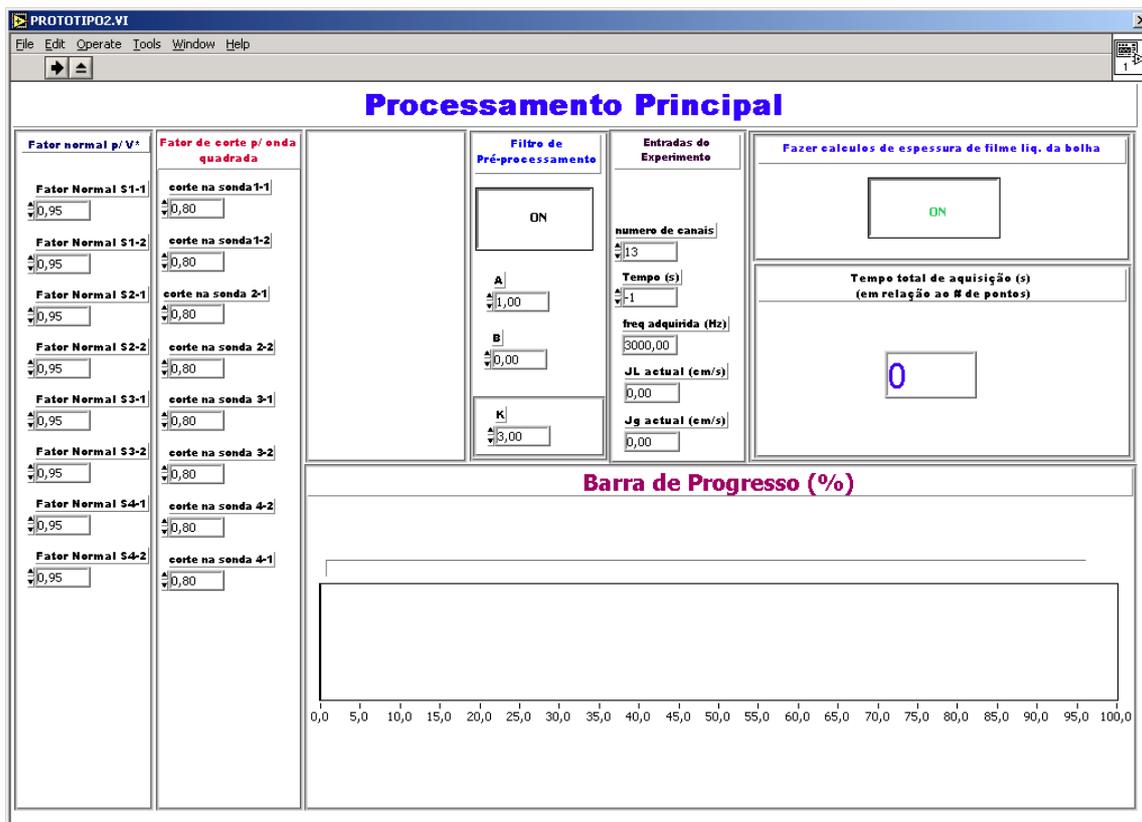


Figura 2.21 Interface de trabalho do módulo Processamento Principal.

Nessa etapa do Processamento Principal primeiramente o programa realiza um ‘condicionamento’ dos sinais de voltagens enviados pelos sensores, que permitirá, com segurança, a aplicação de rotinas lógicas para processamento e determinação das características geométricas, cinemáticas e dinâmicas do escoamento.

O referido condicionamento de sinal aplica-se somente aos sinais de voltagem provenientes das sondas de fios paralelos. Esses sinais serão utilizados para calculo do tempo em que o pistão de líquido e a bolha alongada ficam em contato com a sonda e do lapso de tempo gasto pelas estruturas para percorrermos a distância entre as sondas.

Dado que os sinais de voltagens de cada sonda de fio paralelo não são coincidentes em magnitude pois dependem das características dos circuitos amplificadores/retificadores e do espaçamento entre fios, a primeira rotina de condicionamento normaliza o sinal de voltagem entre 0 e 1 de acordo com a equação:

$$V^* = \frac{V_{\max} - V}{V_{\max} - V_{\min}} \quad (2.4)$$

onde V é um sinal analógico da voltagem instantânea do sensor, V_{\max} e V_{\min} são as voltagens máximas e mínimas observadas na série temporal de V e V^* é o sinal de voltagem adimensional normalizado. Dessa forma o sinal adquirido é normalizado de tal forma que $0 < V^* < 1$.

Outra função desta etapa do processamento dos sinais é a discriminação da ocorrência das fases gás e líquido entre os fios paralelos. Essa discriminação é feita através da função de discriminação, também conhecida por fator de corte FC, que é uma função lógica que transforma o sinal de V^* em uma ‘onda quadrada’ aplicando-se o seguinte critério:

$$\text{Se } V^* > FC \text{ então } V^* = 1 \text{ (ocorrência de líquido),} \quad (2.5)$$

$$\text{Se } V^* < FC \text{ então } V^* = 0 \text{ (ocorrência de gás),} \quad (2.6)$$

onde FC é o fator de corte, $0 < FC < 1$.

A representação esquemática na Figura 2.22 considera o sinal idealizado das sondas gêmeas estando a sonda (1) a frente da sonda (2). Conforme representação na figura é denominado por conjunto pistão e bolha, cpb, a unidade que se inicia no nariz do pistão de líquido e termina na cauda da bolha de gás. Na figura estão representadas as ocorrências de dois cpb para a sonda (1). $ts_{i,j}$ é a duração do tempo do estado 1 (pistão) na sonda i do j conjunto pistão/bolha (cpb), $tb_{i,j}$ é a duração do tempo do estado 0 (bolha) na sonda i do j cpb, $TS_{i,j}$ é o tempo do referencial zero ($t=0$) até o começo do j pistão na sonda i e $TB_{i,j}$ é o tempo do referencial zero até o começo da j bolha na sonda i .

O tempo gasto para a bolha viajar a distância que separa as sondas de fio paralelos é determinado pela expressão:

$$\Delta t_B = TB_{i+1,j} - TB_{i,j}, \quad (2.7)$$

com isso pode-se calcular a velocidade da bolha da seguinte maneira:

$$VB = \frac{L}{\Delta t_B} \quad (2.8)$$

onde L é a distância entre as sondas que equivale a 50 mm. O comprimento da bolha é calculado da seguinte maneira:

$$LB = VB.tb . \quad (2.9)$$

O comprimento do pistão é obtido através da seguinte relação:

$$LS = VB.ts \quad (2.10)$$

Já o período da célula j é calculado da seguinte forma:

$$T_j = TS_{i,j+1} - TS_{i,j} \quad (2.11)$$

e a frequência da célula j é obtida pela seguinte relação:

$$f_j = \frac{1}{T_j} . \quad (2.12)$$

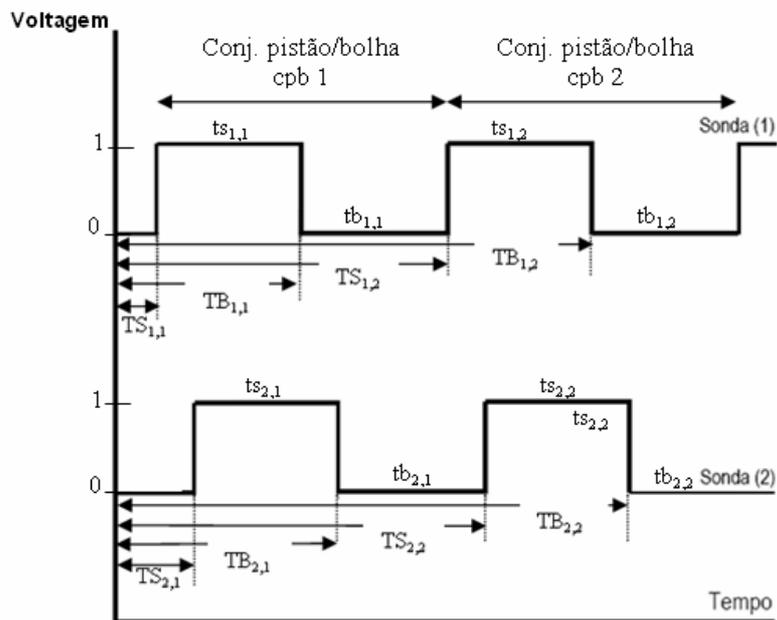


Figura 2.22 Sinal lógico idealizado para sondas gêmeas espaçadas entre L mm.
 (0) ocorrência de gás e (1) ocorrência de líquido.

O sinal lógico é influenciado pelo valor do fator de corte e pelos ruídos e outros externos que agem sobre o sinal analógico de V^* . A ação combinada destes eventos resulta em ocorrências que o sinal observado das sondas gêmeas é distinto do sinal idealizado.

Sinais espúrios como ruídos ou bolhas menores podem induzir o falso surgimento de 0 ou de 1 fazendo com que haja um desencontro entre os sinais obtidos pela sonda gêmeas são mostrados na Figura 2.23.

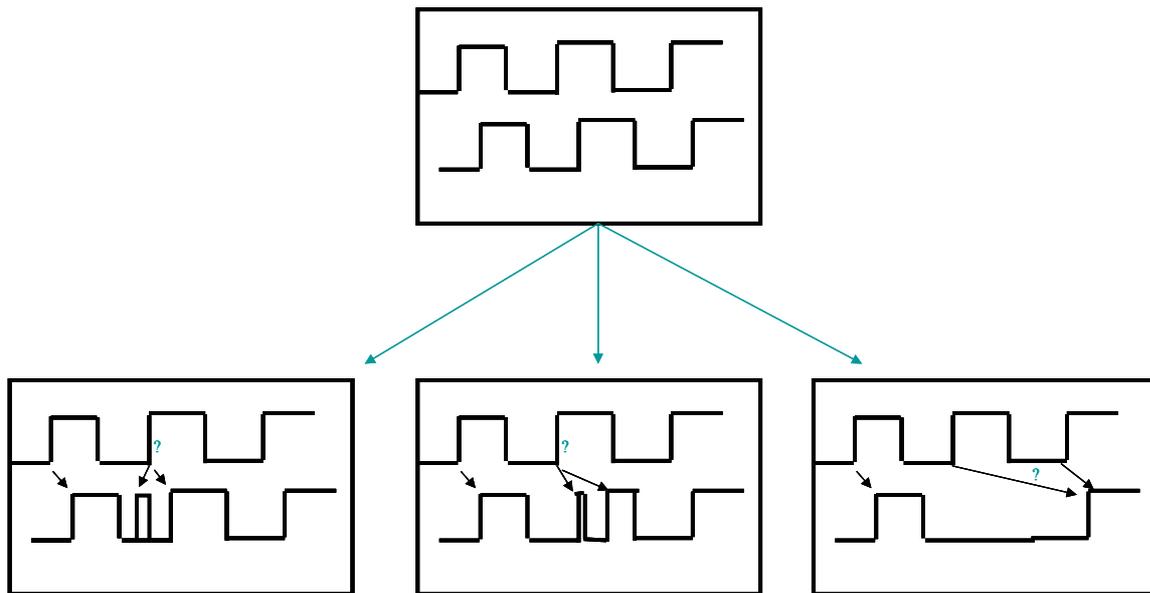


Figura 2.23 Esquema de possíveis situações de desencontros dos sinais obtidos pelas sondas gêmeas.

Um algoritmo lógico para detectar e excluir estas seqüências foi desenvolvido a partir do estabelecimento dos casos possíveis de não-casamento. Seguindo um padrão para rejeitar os cpb, foram definidas algumas equações lógicas para fazer um algoritmo para filtrar os sinais e assim filtrar o sinal de forma a só constar sinais que sejam fisicamente corretos, para estimar valores como tempo, velocidade, comprimento e outras relações.

A Figura 2.21 que mostra a interface de trabalho do módulo Processamento Principal onde é possível visualizar algumas informações, do ponto que está sendo processado, como a velocidade superficial do líquido e do gás, o tempo e a freqüência de aquisição entre outros. Nessa janela pode-se também inserir o fator de corte e o fator normal desejado para o sinal capturado por cada uma das oito sondas nas quatro estações de mediadas. Essa interface também permite que o usuário escolha entre fazer o cálculo da espessura do filme de líquido ou não.

Para referência as operações que ocorrem no módulo de Processamento Principal são mostradas em um esboço a seguir:

- 1) Leitura do arquivo de dados
- 2) Conversão do sinal de voltagem dos transdutores para grandezas físicas; nesta etapa será gravado;
- 3) Aplicação de um fator de corte e normalização da série temporal da espessura de filme para transformar o sinal numa onda quadrada: (1) indicando a ocorrência de líquido e (0) a ocorrência de gás;
- 4) Identificar ocorrência de cada bolha e pistão de líquido nos sinais das sondas gêmeas associando um contador específico para cada evento e também sua duração;
- 5) Com a informação da etapa (4) determinar a velocidade da unidade, e os comprimentos de cada bolha e pistão de líquido que passam pela sonda.

O processamento de um arquivo de aquisição gera três tabelas que contém as informações sobre o escoamento para aquele determinado ponto experimental, essas tabelas são descritas a seguir:

a) arquivo de extensão SLG

Esse arquivo apresenta as informações individuais referentes a cada uma das células reconhecida e processada pelo programa. Essas informações são distribuídas através de colunas para cada estação de medida como mostrado na Figura 2,24. Essas colunas mostram:

tb1 - tempo de contato da bolha com a sonda 1, ver Figura 2.22,

ts1 - tempo de contato do pistão com a sonda 1, ver Figura 2.22,

tb2 - tempo de contato da bolha com a sonda 2, ver Figura 2.22,

ts2 - tempo de contato do pistão com a sonda 2, ver Figura 2.22,

T1 - tempo em que o pistão entrou em contato com a sonda 1, contado a partir do início da aquisição, ver Figura 2.22,

S1 - tempo em que a bolha entrou em contato com a sonda 1, contado a partir do início da aquisição, ver Figura 2.22,

T2 - tempo em que o pistão entrou em contato com a sonda 2, contado a partir do início da aquisição, ver Figura 2.22,

S2 - tempo em que a bolha entrou em contato com a sonda 2, contado a partir do início da aquisição, ver Figura 2.22,

DT1 - tempo em que a bolha percorre a distância entre as sondas 1 e 2,

DT2 - tempo em que o pistão percorre a distância entre as sondas 1 e 2,

VB - velocidade de translação da bolha de gás,

LB - comprimento da bolha de gás, com relação ao diâmetro.

LS - comprimento do pistão de líquido,

T - período da célula,

SEQ - (1) indica que a célula sucede a célula cujas informações são mostrada na linha anterior e (0) indica que a célula não sucede a célula da linha anterior,

A Figura 2.24 mostra uma parte do arquivo de extensão SLG gerado referente a estação de medida E1 para o ponto experimental #1 obtido no sistema ar-glicerina com o ICP utilizando-se o arquivo de configuração config_6.

unidade	s	s	s	s	s	s	s	s	s	s	s	m/s	L/D	L/D	s	sequência
variável	tb1	ts1	tb2	ts2	T1	S1	T2	S2	DT1	DT2	VB	LB	LS	T	SEQ	
1.00E+00	6.32E-01	4.15E-01	6.32E-01	4.12E-01	1.09E+00	1.50E+00	1.13E+00	1.54E+00	3.90E-02	4.23E-02	1.28E+00	3.11E+01	1.89E+01	1.05E+00	0.00E+00	
2.00E+00	5.24E-01	3.27E-01	5.32E-01	3.24E-01	2.14E+00	2.46E+00	2.17E+00	2.50E+00	3.73E-02	3.97E-02	1.34E+00	2.70E+01	1.58E+01	8.51E-01	1.00E+00	
3.00E+00	5.47E-01	2.25E-01	5.38E-01	2.21E-01	2.99E+00	3.21E+00	3.03E+00	3.25E+00	4.13E-02	4.53E-02	1.21E+00	2.54E+01	9.56E+00	7.72E-01	1.00E+00	
4.00E+00	1.03E+00	2.27E-01	1.06E+00	2.35E-01	3.78E+00	3.98E+00	3.79E+00	4.02E+00	4.03E-02	3.23E-02	1.24E+00	5.01E+01	1.35E+01	1.28E+00	1.00E+00	

Figura 2.24 Arquivo de extensão SLG referente ao ponto experimental 1 no sistema ar-glicerina.

A Figura 2.24 apresenta apenas uma parte do arquivo SLG correspondente aos dados da estação 1. O arquivo é composto por mais três tabelas como esta sendo uma para cada estação de medida.

b) arquivo de extensão SGR

Esse arquivo é composto por valores médios de algumas variáveis do escoamento, dentre essas variáveis estão as velocidades da bolha e do pistão de líquido bem como seus comprimentos, a frequência e o período da célula unitária, além das colunas de Vcr (velocidade de correlação), NB3 (numero de bolhas apos o filtro de pós-processamento), R (taxa de coalescência). A lista completa dessas variáveis, com seus significados, é mostrada no Apêndice II.

Os resultados desse arquivo são utilizados para a construção de gráficos de algumas dessas variáveis em função das estações.

A Figura 2.25 mostra o arquivo de extensão SGR gerado para as mesmas condições experimentais daquelas descritas anteriormente na para o arquivo SLG. No arquivo SGR os valores de cada linha representam aqueles obtidos em uma determinada estação de medida sendo que a primeira linha representa a estação E1, a segunda a estação E2 e assim sucessivamente.

A tabela mostrada na Figura 2.25 foi seccionada para melhor visualização do seu conteúdo.

		(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	(mbar abs)	(---)	(---)	(m/s)	(# bolhas)
Estação	L/D	Vb	LB	LS	T	P	H/D	α	Vcr	Nb3
1	127	1.28	40.49	15.84	1.15	1104	0.43	0.60	1.82	509
2	265	1.27	40.49	15.62	1.15	1097	0.59	0.39	1.39	515
3	495	1.31	42.26	15.77	1.15	1067	0.62	0.36	1.44	515
4	777	1.31	43.32	15.11	1.16	1009	0.58	0.41	1.44	512

(Hz)	(---)	(---)	(---)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(---)	(---)	(---)	
F	Sb/Vb	Slb/Lb	Sls/LS	JL	JG	J	JG/JL	Fr	Re	R
0.87	0.05	0.35	0.30	32.81	57.50	90.30	1.75	1.79	1096	0.02
0.87	0.04	0.35	0.24	32.81	57.85	90.66	1.76	1.80	1100	0.00
0.87	0.03	0.35	0.24	32.81	59.48	92.28	1.81	1.83	1120	0.00
0.86	0.04	0.34	0.20	32.81	62.85	95.66	1.92	1.89	1161	0.00

Figura 2.25 Arquivo de extensão SGR referente ao ponto experimental 1 no sistema ar-glicerina.

c) arquivo de extensão SMD

Esse arquivo contém dados estatísticos como, média, desvio padrão, valor máximo e mínimo de algumas variáveis do arquivo extensão SLG.

A Figura 2.26 mostra o arquivo de extensão SMD obtido ainda pelas mesmas condições daquela a qual foi obtido o arquivo SLG.

		m/s	L/D	L/D	s	mBar(abs)	---	---	m/s cross corr	#bolhas corte	f# bolhas pré	f	# bolhas aceitadas	s	taxa coalesc. bolhas/bolhas/D
índices	Estações	VB	LB	LS	T	P	h/D	αB	Vcr	Nb1	Nb2	Nb3	Tt	R	
k=3															
Valores	1	1.262E+00	4.182E+01	1.691E+01	1.195E+00	1.100E+03	3.8517E-01	6.4590E-01	1.744E+00	1.810E+02	1.040E+02	9.800E+01	1.2000E+02	6.978E-03	
medios	2	1.259E+00	4.177E+01	1.773E+01	1.187E+00	1.094E+03	5.9769E-01	3.8026E-01	1.316E+00	1.360E+02	1.030E+02	1.000E+02	1.2000E+02	4.256E-03	
	3	1.297E+00	4.333E+01	1.800E+01	1.186E+00	1.065E+03	6.1988E-01	3.5045E-01	1.415E+00	1.380E+02	1.020E+02	1.000E+02	1.2000E+02	-3.451E-03	
	4	1.310E+00	4.489E+01	1.705E+01	1.196E+00	1.009E+03	5.8672E-01	3.9438E-01	1.456E+00	1.540E+02	1.030E+02	9.900E+01	1.2000E+02	0.000E+00	
Desvio	1	4.632E-02	1.376E+01	4.946E+00	3.051E-01	2.996E+00	3.5571E-02	4.2678E-02	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.0000E+00	0.000E+00	
Padrão	2	3.923E-02	1.420E+01	4.325E+00	3.087E-01	3.068E+00	3.7685E-02	4.3768E-02	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.0000E+00	0.000E+00	
	3	4.388E-02	1.518E+01	5.259E+00	3.096E-01	3.578E+00	2.4722E-02	2.9605E-02	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.0000E+00	0.000E+00	
	4	4.684E-02	1.525E+01	3.560E+00	3.037E-01	2.542E+00	3.3275E-02	3.8398E-02	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.0000E+00	0.000E+00	
Valores	1	1.531E+00	6.318E+01	2.994E+01	1.727E+00	1.108E+03	6.1682E-01	6.9794E-01	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.0000E+00	0.000E+00	
Máximos	2	1.339E+00	6.369E+01	3.065E+01	1.718E+00	1.101E+03	8.0148E-01	4.4770E-01	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.0000E+00	0.000E+00	
	3	1.415E+00	7.029E+01	4.014E+01	1.670E+00	1.072E+03	7.2801E-01	4.0148E-01	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.0000E+00	0.000E+00	
	4	1.402E+00	6.896E+01	2.580E+01	1.696E+00	1.016E+03	7.9372E-01	4.4932E-01	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.0000E+00	0.000E+00	
Valores	1	1.181E+00	4.111E+00	3.372E+00	4.263E-01	1.093E+03	3.4178E-01	3.6690E-01	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.0000E+00	0.000E+00	
Mínimos	2	1.154E+00	4.156E+00	9.177E+00	3.410E-01	1.088E+03	5.4253E-01	1.5404E-01	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.0000E+00	0.000E+00	
	3	1.190E+00	4.363E+00	7.692E+00	3.303E-01	1.057E+03	5.7834E-01	2.2391E-01	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.0000E+00	0.000E+00	
	4	1.154E+00	4.694E+00	9.583E+00	3.597E-01	1.005E+03	5.4159E-01	1.6221E-01	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	0.0000E+00	0.000E+00	

Figura 2.26 Arquivo de extensão SMD referente ao ponto experimental 1 no sistema ar-glicerina.

2.2.3.4 Módulo “Pós -Processamento”

O módulo de Pós-Processamento tem por finalidade o cálculo de histogramas de alguns parâmetros do escoamento, correlações entre alguns desses parâmetros bem como médias de alguns arquivos gerados pelo módulo “Processamento Principal”.

O Pós-Processamento é composto por quatro sub-módulos que são acessados no através da interface principal do programa ‘slug.vi’, Figura 2.13. os sub-módulos citados anteriormente são: Junta SGR, Histogramas, Correlações e Junta SLG. Esses sub-módulos são descritos mais detalhadamente a seguir.

a) Junta SGR

A Figura 2.21 mostra a interface de trabalho do sub-módulo Junta SGR. Este sub-módulo tem por finalidade calcular a média entre os dados dos arquivos SGR gerado pelo módulo Processamento Principal para cada uma das séries de aquisição de dados.

Para cada ponto experimental são adquiridas vários arquivos de dados chamados de séries. Assim cada ponto experimental possui várias séries contendo os dados adquiridos pelas sondas de fios paralelos que são processadas separadamente e o processamento de cada série gera um arquivo SGR, de modo que cada ponto experimental processado possui um número de arquivos SGR igual a quantidade de séries. Dessa forma o sub-módulo Junta SGR tem por finalidade calcular a média dos dados existentes nesses arquivos SGR e criar um novo arquivo com essas

médias chamado de JGR. Esse novo arquivo JGR tem as mesmas características do SGR, mas seus resultados são médias de todos os arquivos SGR do determinado ponto experimental.

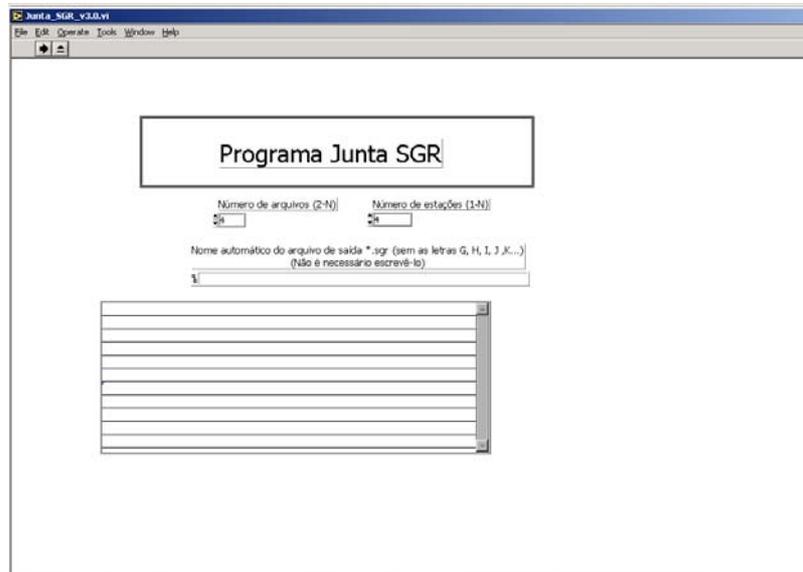


Figura 2.27 Interface de trabalho do sub-módulo Junta SGR.

b) Histogramas

A Figura 2.28 mostra a interface de trabalho do sub-módulo histogramas. Este sub-módulo fornece a função densidade de probabilidade para alguns parâmetros do escoamento como VB, VS, LB, LS e f, entre outros, nas quatro estações de medida.

A interface de trabalho mostrada na Figura 2.28 proporciona a escolha da variável a qual serão obtidas as funções densidade de probabilidade e também fornece a informação referente a quantidade de células unitárias processadas pelo programa nas quatro estações de medidas.

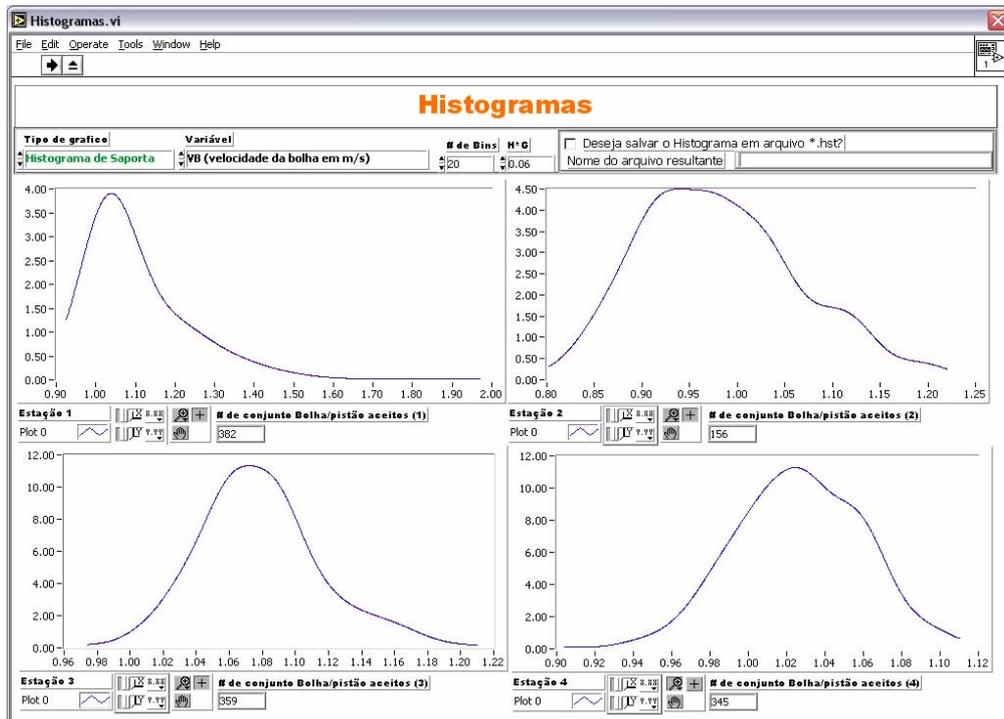


Figura 2.28 Interface de trabalho do sub-módulo Histogramas.

c) Correlações

Este sub-módulo faz a correlação entre alguns parâmetros do escoamento como VB, LS, LB, etc bem como entre operações matemáticas envolvendo esses parâmetros como por exemplo (VB *versus* LS), nas quatro estações de medida. Essas correlações podem ser executadas entre parâmetros de uma mesma célula unitária bem como entre parâmetros de células consecutivas.

O programa utiliza para cálculo dessas correlações os dados contidos no arquivo SLG. O grau de correlação entre as variáveis do escoamento é acessado pelo coeficiente de correlação linear que é obtido da seguinte maneira: sendo duas variáveis X e Y o coeficiente de correlação, R, entre essas duas variáveis é dado pela seguinte equação,

$$R_{XY} = \frac{1}{N-1} \frac{\sum_{i=1}^N [(X) - X_i][Y - Y_i]}{S_Y \cdot S_X} \quad (2.12)$$

onde $\langle X \rangle$ e $\langle Y \rangle$ são respectivamente as médias das variáveis X e Y , S_X e S_Y são respectivamente os desvios padrão das variáveis X e Y .

A Figura 2.29 mostra a interface de trabalho deste sub-módulo que proporciona a escolha das variáveis do escoamento a serem correlacionadas.

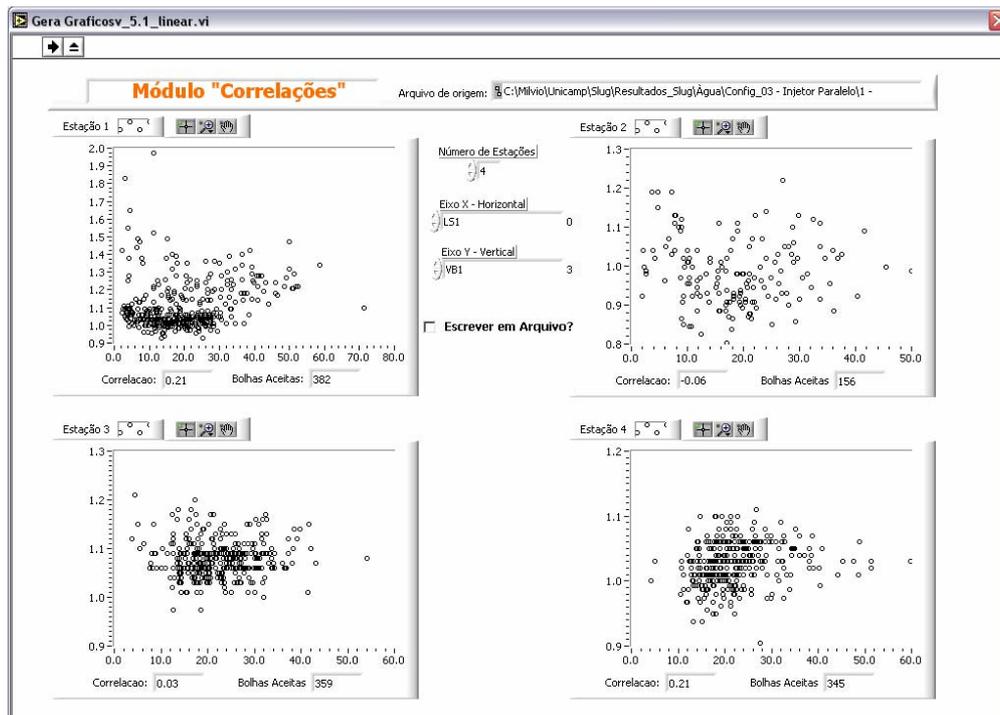


Figura 2.29 Interface de trabalho do sub-módulo Correlações.

d) Junta SLG

O arquivo SLG, como o arquivo SGR, é gerado pelo módulo Processamento Principal e cada ponto experimental possui um número de arquivos SLG igual ao número de séries de aquisição.

O sub-módulo Junta SLG tem a função de aglomerar os dados de todos os arquivos SLG, de um determinado ponto experimental, e em um único arquivo fazendo com que os resultados, referentes a todas as células unitárias processadas pelo programa, obtidos nas várias aquisições estejam nesse novo arquivo.

2.3 SOBRE O PRINCÍPIO DE FUNCIONAMENTO DA SONDA DE FIOS PARALELOS

Neste trabalho foram realizadas medidas da presença das fases líquida e gás utilizando sonda de fios paralelos operando com princípio resistivo em dois pares de fluidos: ar-água e ar-glicerina. Essa sonda detecta a presença das fases líquida e gasosa através da variação da resistividade do meio. Por simplicidade a sonda será referida como sondas de fios.

Para o caso de escoamento intermitente o sinal característico destas sondas é uma onda quadrada, sendo a região de voltagem alta referente a passagem do pistão de líquido e a de voltagem baixa de ocorrência da bolha de gás. As interfaces líquido/gás são registradas pela mudança do nível de voltagem de alta para baixo que significa a ocorrência da bolha. E a mudança da voltagem baixa para alta indica a ocorrência do pistão de líquido. Há porém duas particularidades desta técnica de medida que devem ser discutidas: a ocorrência de bolhas dispersas na determinação da interface e a ocorrência de ondas interfaciais na determinação da velocidade.

a) Ocorrência de Bolhas Dispersas na Determinação da Interface

Considere dois casos: um com pistão não-aerado e outro com pistão aerado. Para o primeiro caso, a sonda vai registrar um sinal de voltagem proporcional a variação da interface. Assim a inclinação da frente do pistão de líquido é reproduzida no sinal em volts da sonda. Já para o segundo caso onde há ocorrência de pistão aerado a sonda não é capaz de registrar a posição da interface corretamente porque a presença das bolhas entre os fios faz com que a resistência do meio seja alterada não pela variação da altura, mas pela presença dos vazios. Assim o sinal correspondente em voltagem da sonda será uma reta com uma inclinação menor, conforme ilustra qualitativamente a Figura 2.30.

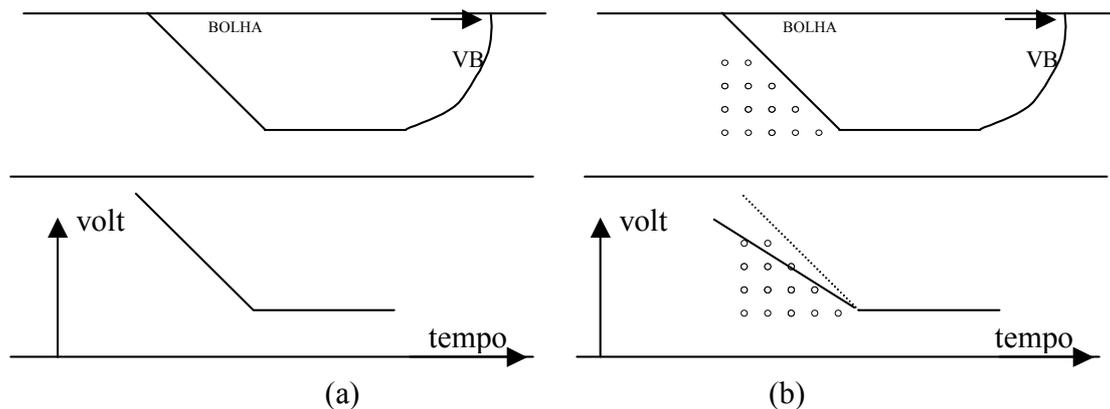


Figura 2.30 Representação esquemática da posição da interface. (a) pistão não-aerado; (b) pistão aerado.

Esta deficiência é intrínseca a técnica experimental. Não há uma forma de compensar a queda da resistividade devido a presença de vazios dispersos no líquido.

b) Ocorrência de Ondas Interfaciais na Determinação da Velocidade

A sonda de fios paralelos determina a velocidade de propagação de uma frente por meio da determinação do atraso no tempo entre dois sinais relativos à altura de filme de líquido que estão defasados no espaço. Este método permite registrar dois fenômenos: a passagem de ondas de continuidade (ou ondas cinemáticas) e a passagem de ondas dinâmicas.

As ondas de continuidade também conhecidas como ondas cinemáticas transportam massa e são determinadas exclusivamente pela equação da continuidade. Por exemplo a velocidade de propagação da frente da bolha. Considere um volume de controle (VC) se deslocando com VB como representado na Figura 2.31. Um balanço no líquido que possui velocidade J e V_f (velocidade do filme) é:

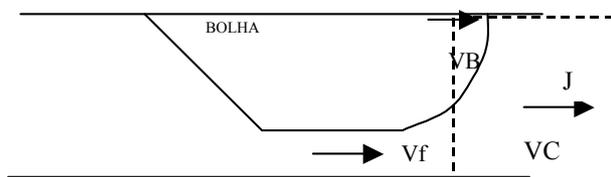


Figura 2.31 Representação esquemática de um volume de controle.

$$(VB - J) \cdot A \cdot R_S = (VB - V_f) \cdot A \cdot R_{fl} \rightarrow VB = \frac{(V_f \cdot R_{fl}) - (J \cdot R_S)}{(R_{fl} - R_S)} \quad (2.13)$$

A passagem de uma bolha pelos sensores causa uma variação da resistividade ou condutância do meio produzindo um sinal qualitativamente representado na Figura 2.30. O lapso de tempo, Δt , é determinado por meio de ‘ondas quadradas’ geradas a partir de uma voltagem de discriminação. Valores de voltagem acima da voltagem de discriminação é 1 e abaixo é zero. A voltagem de discriminação especifica o ponto onde ocorre a passagem da interface líquido/gás.

As ondas dinâmicas, perturbações que viajam com uma velocidade que satisfaz a equação da continuidade e da quantidade de movimento, resultam também de um balanço de forças. Por exemplo, a velocidade de onda de comprimento grande em águas rasas é definida por $c^2 = gh$, se o fluido tem uma velocidade u , então a perturbação vai se propagar com velocidades: $r = u + \sqrt{gh}$ e $l = u - \sqrt{gh}$. Neste aspecto, a técnica de fios paralelos irá detectar a velocidade resultante da superposição das velocidades, isto é, no evento delas ocorrerem simultaneamente a técnica não é capaz de discriminar entre uma onda de continuidade e uma onda dinâmica, mas ela captura sua resultante.

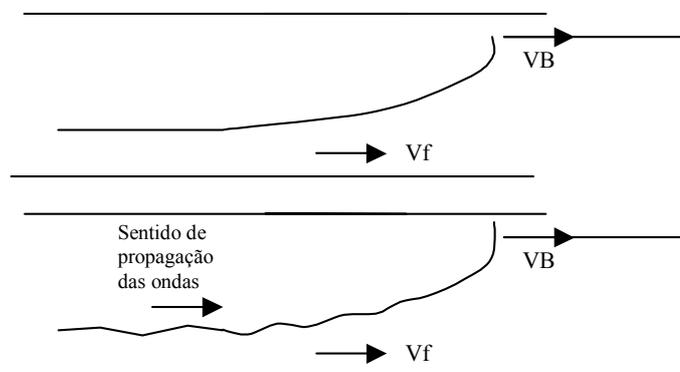


Figura 2.32 Representação do nariz da bolha sem ondas interfaciais e com ondas interfaciais.

c) Conseqüências para Determinação da Velocidade de Propagação da Bolha

A superposição de ondas interfaciais com a velocidade da frente da onda faz com que o sensor de fios paralelos registre uma velocidade VB superior a velocidade real. A presença das ondas cria a ‘falsa’ aparência de que a velocidade da onda de continuidade VB seja superior ao VB real porque o sensor detecta um ‘atraso’ menor no sinal entre as duas sondas devido a

propagação da onda dinâmica. Neste caso o nível ou altura da interface viaja entre uma sonda e outra mais rapidamente do que a frente com velocidade VB .

Como consequência prática deve-se fazer a discriminação do sinal, ou melhor dizendo, deve-se fazer uma escolha apropriada do fator de corte da voltagem de tal modo que ele ocorra em uma região da frente da bolha ou da frente do pistão onde os efeitos de ondas dinâmicas sejam desprezíveis.

d) Sobre os Sinais das Sondas

O sinal de voltagem da frente de uma bolha está mostrado nas Figuras 2.33 a 2.35 representando os pontos operacionais descritos na tabela a seguir:

Tabela 2.3 Condições operacionais dos pontos experimentais #1 e #6.

	Ponto experimental	JL (cm/s)	JG (cm/s)	Fluidos
Figura 2.33	#1	33	67	A@W
Figura 2.34	#6	67	133	A@W
Figura 2.35	#6	67	133	A@G

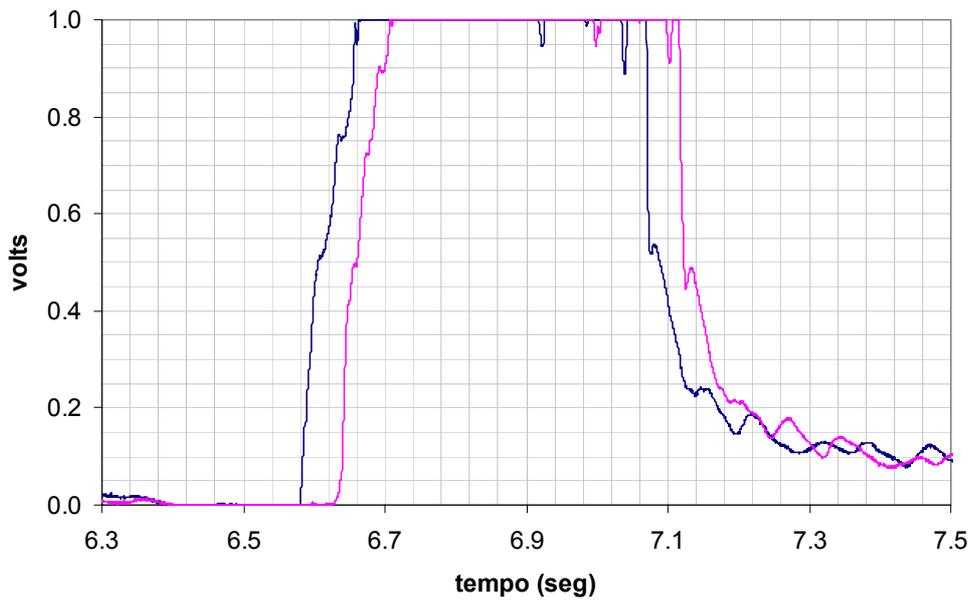
O sinal é bastante definido e apresenta uma queda brusca e definida quando sai o pistão de líquido e entra a bolha de gás. Utilizando o sinal em voltagem normalizado, encontra-se esta queda brusca e definida para valores de voltagem variando entre 0.6 a 0.8, tipicamente. Nesta faixa de voltagem observa-se nas figuras que os sinais das sondas gêmeas são idênticos porém defasados no tempo. Este comportamento é ideal para se medir a defasagem no tempo e daí determinar a velocidade de propagação da bolha, VB .

Na região do nariz da bolha, aproximadamente entre 0.6 a 0.1, há ondulações na interface cujo tempo característico é da ordem do lapso de tempo e portanto podem causar defasagens na determinação precisa do lapso de tempo. Esta região deve ser evitada.

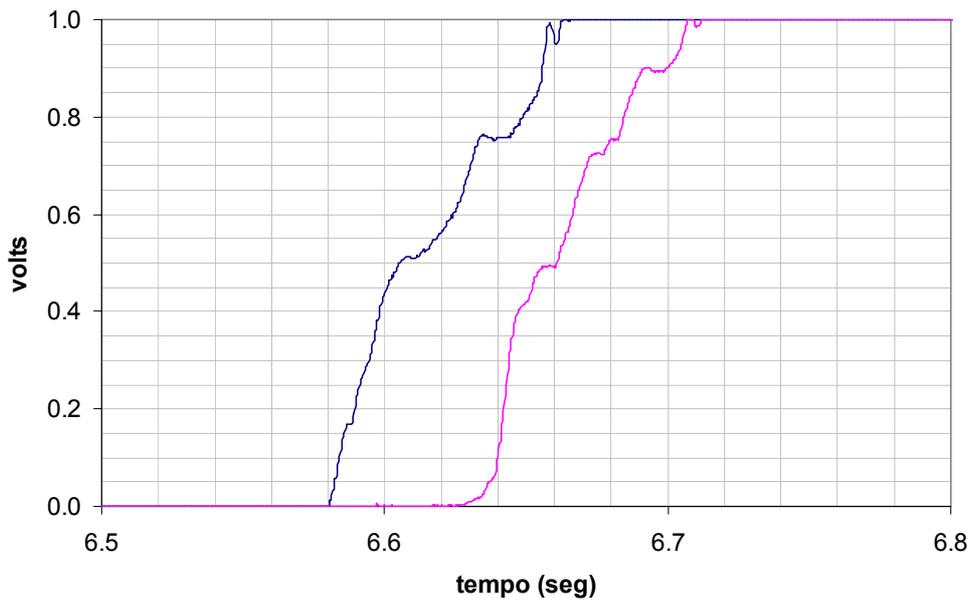
O sinal de voltagem da frente do pistão é mostrado na Figura 2.33 (b) para pistão de líquido não aerado e Figuras. 2.34 (b) e 2.35 (b) para pistões aerados. Para o caso da Figura 2.33(b), pistão não-aerado tem-se uma interface bem definida e, conseqüentemente, seu sinal também é. A transição bolha para pistão de líquido é caracterizada por uma elevação do nível de voltagem. Por inspeção visual na Figura 2.33(b) nota-se que o lapso de tempo entre os sinais das sondas gêmeas

diminui a medida que a voltagem cresce. Para baixos valores de voltagem, aproximadamente entre 0.1 a 0.4 observa-se que o lapso de tempo permanece aproximadamente constante. Para valores acima de 0.5 há uma nítida tendência da diminuição do lapso de tempo e conseqüente aumento da velocidade da frente do pistão. Este caso, em particular, devido a ausência de gás no pistão, revela de forma inequívoca que a posição da interface se desloca com uma velocidade superior a velocidade da base. Certamente este efeito é devido a superposição de ondas interfaciais (ondas dinâmicas) que deslocam a altura da interface mais rapidamente que a velocidade da traseira da bolha. Observação visual mostra estas ondas interfaciais ocorrem predominantemente na região da língua da bolha. O mesmo fenômeno das ondas interfaciais pode ser notado no nariz da bolha para regiões onde a voltagem é abaixo de 0.6. Novamente, devido a ausência de bolhas no filme de líquido, o registro em voltagem equivale a variação temporal da altura do filme de líquido. Para o caso em questão, na região próxima ao nariz da bolha com voltagem entre 0.6 a 0.1 ocorrem também ondas interfaciais.

Os casos com pistão de líquido aerado, Figuras 2.34 e 2.35, também apresentam comportamento similar. Entretanto, a transição bolha/pistão não é bem definida devido a presença das bolhas dispersas. Elas fazem com que o sinal apresente flutuações devido a passagem de vazios pelo sensor que faz alterar a resistividade ou capacitância do meio sem no entanto haver alteração do nível do filme de líquido aerado. Apesar disto, os sinais ainda mantêm as características do caso da Figura 2.33: o lapso de tempo entre os sinais das sondas gêmeas diminui a medida que a voltagem cresce. Esta tendência faz com que a velocidade do pistão de líquido aumente a medida que tomarmos como referência valores de voltagem mais elevados para fazer a discriminação da passagem da bolha para o pistão.

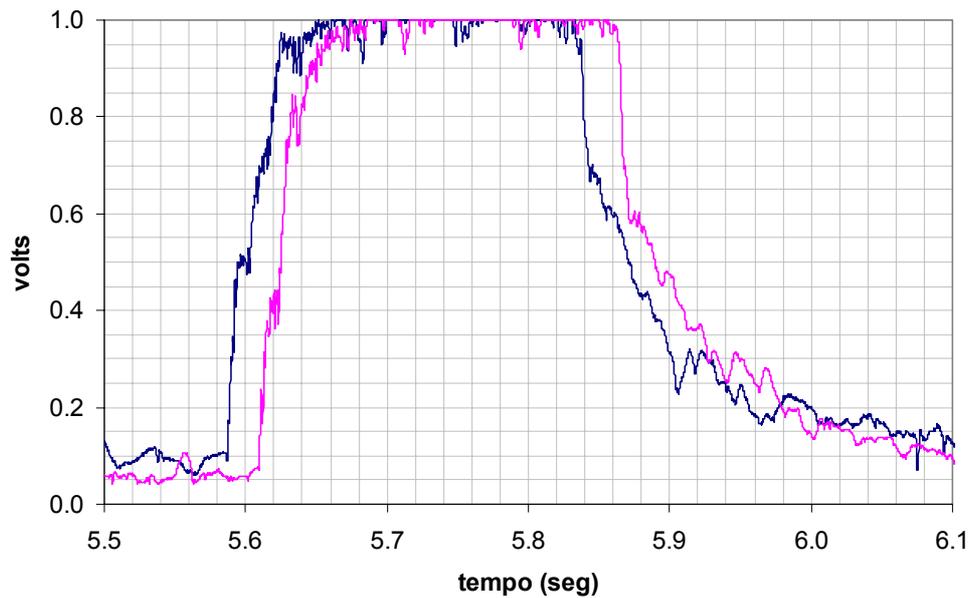


(a)

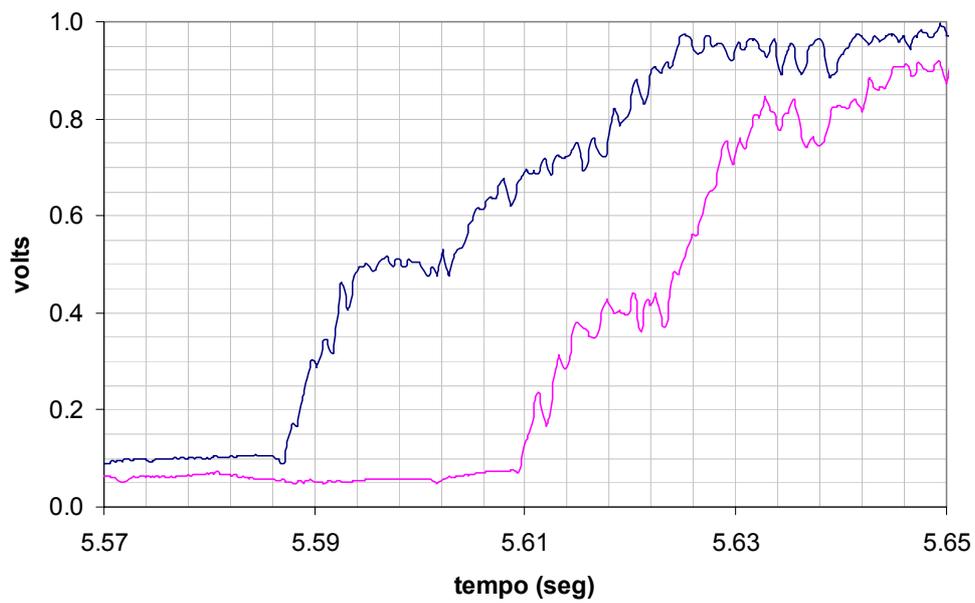


(b)

Figura 2.33: (a) sinal das sondas gêmeas incluindo a passagem da frente da bolha e do pistão (b) detalhe da região da ocorrência da passagem frente do pistão. Ponto #1 A@W. Pistão de líquido não aerado.

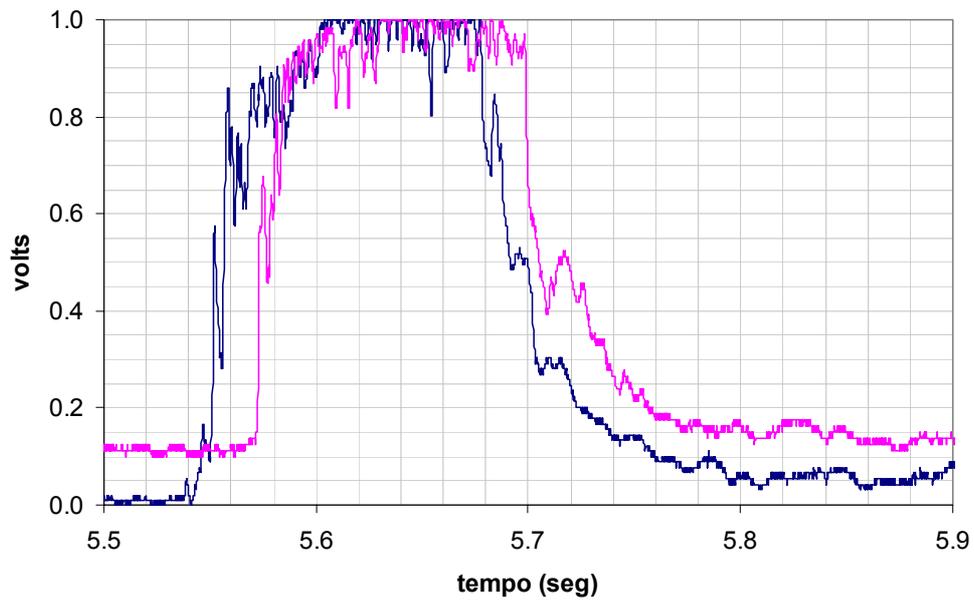


(a)

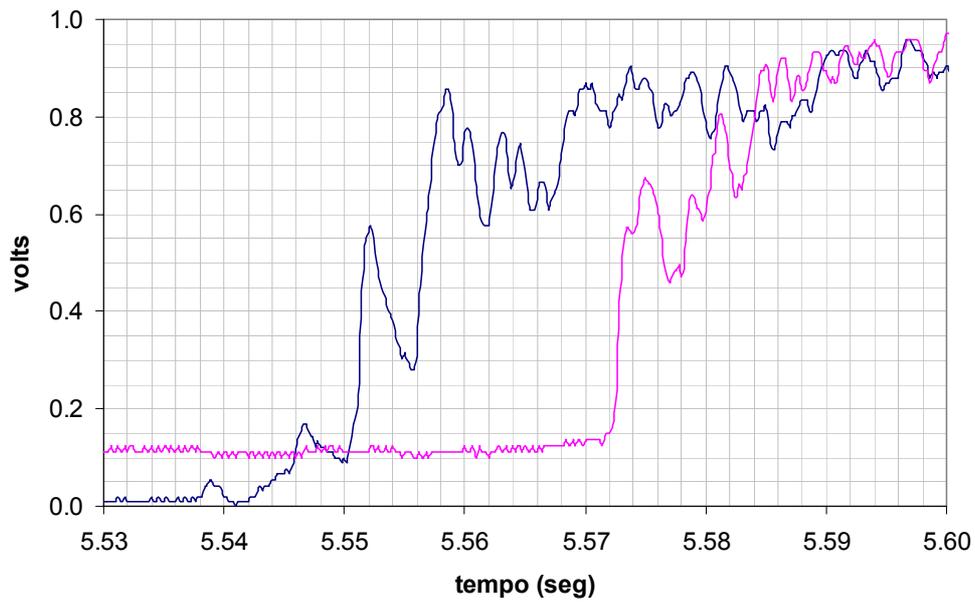


(b)

Figura 2.34 : (a) sinal das sondas gêmeas incluindo a passagem da frente da bolha e do pistão (b) detalhe da região da ocorrência da passagem frente do pistão. Ponto #6 A@W. Pistão de líquido aerado.



(a)



(b)

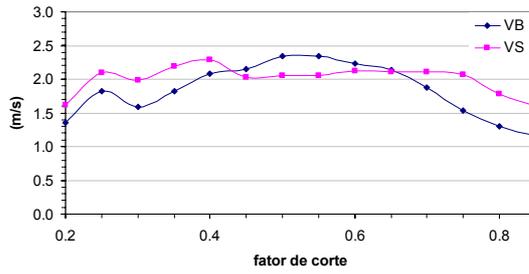
Figura 2.35 (a) sinal das sondas gêmeas incluindo a passagem da frente da bolha e do pistão (b) detalhe da região da ocorrência da passagem frente do pistão. Ponto #6 ,sistema A@G. Pistão de líquido aerado.

2.4 ANÁLISE DA INFLUÊNCIA DA VOLTAGEM DE CORTE NA DISCRIMINAÇÃO DE VB E VS

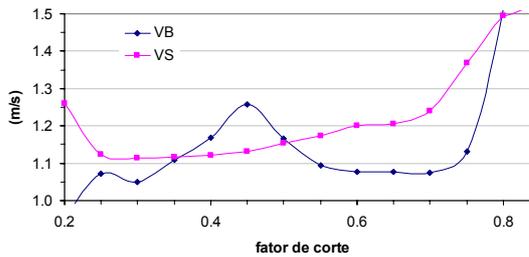
Nesta seção será investigada a influência da voltagem de corte ou também denominada por fator de corte na discriminação das fases líquido e gás e como eles influenciam a determinação da velocidade das frentes da bolha e pistão, VB e VS.

Todo o processamento de dados realizado neste trabalho utilizou um único fator de corte, independente se o sinal mudava de baixo para alto (ocorrência do pistão de líquido) ou de alto para baixo (ocorrência da bolha de gás). Em vista disto decidiu-se tomar os dados correspondentes aos sinais descritos nas Figuras 2.33 a 2.35 e reprocessar os pontos com fatores de corte variando entre 0.2 a 0.9, tipicamente para observar como VB e VS variam com o fator de corte.

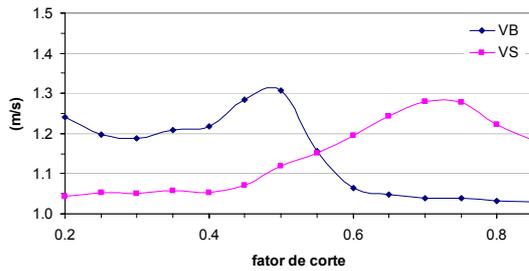
A Figura 2.36 mostra os valores obtidos para VB e VS na ordenada contra o fator de corte na abscissa para os dados operacionais do ponto #1 operando com ar e água. Este caso corresponde àquele mostrado na Figura 7.1 e também na Figura 2.33. Por observação visual da Figura 7.1 pode-se afirmar que o pistão de líquido não é aerado. VB apresenta valores aproximadamente constantes para fatores de corte elevado, isto é, variando entre 0.6 e 0.8, tipicamente. Por sua vez VS apresenta valores aproximadamente constantes para fatores de corte baixos, isto é, variando entre 0.3 a 0.4. Tomando-se a faixa onde VB e VS apresentam valores constantes observa-se também que eles são muito próximos, isto é, $VB \cong VS$. Isto é relevante pois a medida experimental está de acordo com o que a teoria prevê para pistões não aerados, veja Equação 7.4. Indo além da faixa onde VB e VS permanecem constantes observa-se que os valores de VB aumentam (fator de corte menor que 0.6) pois nesta região há ocorrência de ondas interfaciais conforme discutido nas seções 2.3 e 2.4; por outro lado os valores de VS também aumentam para fator de corte maior que 0.4 pressupondo-se também a existência de ondas interfaciais nesta região.



(a)



(b)

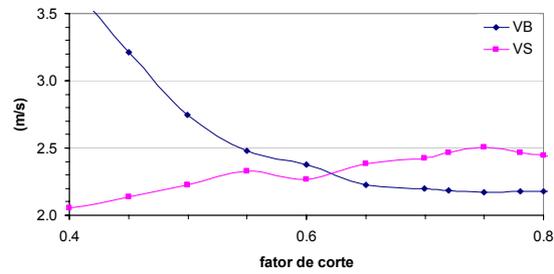


(c)

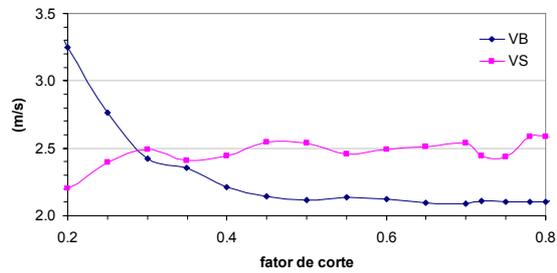
Figura 2.36 valores de VB e VS *versus* o fator de corte obtido para o ponto operacional #1, no sistema ar-água, que possui as seguintes nomenclatura: 033_067_I_03_3. (a) estação E1; (b) estação E3 e (c) estação E4.

A Figura. 2.37 mostra os valores obtidos para VB e VS em função do fator de corte. Os dados foram obtidos para o par de fluidos ar-glicerina. Se observa que VB e VS aproximadamente constantes e próximos entre si quando obtidos desde que o primeiro seja discriminado por um fator de corte elevado, aproximadamente 0.6, e o segundo por um fator de corte baixo, aproximadamente 0.2. Este comportamento é similar aquele descrito para Figura 2.36 que se aplica para o caso de pistão não-aerado, destaca-se porém neste caso que os pistões são aerados. Para estar em consonância com o balanço de massa na bolha, seção 7.3, considera-se

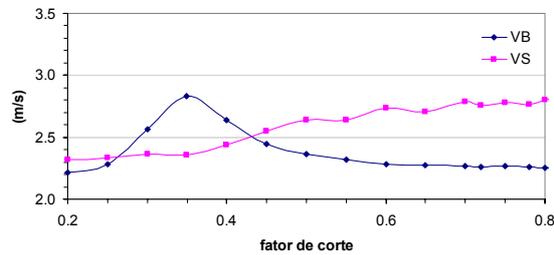
que o fluxo líquido de gás é nulo. Isto também é suportado pelas evidências fotográficas nas Figuras 7.2 e 7.3.



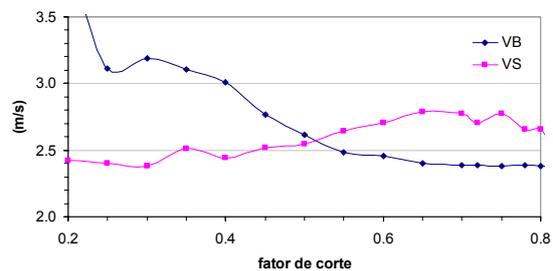
(a)



(b)



(c)



(d)

Figura 2.37 valores de VB e VS *versus* o fator de corte obtido para o ponto operacional #1, no sistema ar-glicerina, que possui a seguinte nomenclatura: 067_137_I_07_5. (a) estação E1; (b) estação E2; (c) estação E3 e (d) estação E4.

Capítulo 3

Velocidade de Translação da Bolha de Gás

3.1 INTRODUÇÃO

A velocidade de translação da bolha de gás (velocidade da bolha) é uma das grandezas do escoamento intermitente a qual vem sendo estudada intensivamente desde a década de quarenta por pesquisadores de todo o mundo.

O estudo do comportamento do movimento de longas bolhas é uma tarefa difícil tendo em vista a grande quantidade de fatores que podem estar relacionados a esse movimento. Tais fatores podem estar relacionados com a geometria do aparato como o diâmetro e inclinação da tubulação, com as propriedades do fluido como a densidade, tensão superficial e a viscosidade e por alguns fenômenos intrínsecos do próprio escoamento como a interação entre bolhas devido aos efeitos de esteira.

O presente capítulo será dividido em duas seções: o estudo do movimento da bolha de gás longe do injetor de correntes, onde pressupõem-se que o escoamento esteja praticamente desenvolvido e próximo ao injetor onde há influência da formação das estruturas na velocidade de translação da bolha.

3.2 ESCOAMENTO LONGE DO INJETOR DE CORRENTES

Nesta seção o foco do estudo estará sobre a situação onde o escoamento se encontra praticamente desenvolvido. O escoamento intermitente desenvolvido é caracterizado pelo fato de

suas propriedades serem constantes ao longo do tempo e do espaço em cada ponto do escoamento.

De fato acredita-se que o escoamento nunca atinja um estado desenvolvido, porém, longe do injetor de gás e líquido é provável que a intensidade das interações entre bolhas consecutivas diminuam. Deste ponto em diante diz-se que o escoamento é “quase” desenvolvido. Isto porque, mesmo longe do injetor, a mistura gás-líquido está expandindo e a bolha constantemente acelerando devido a queda de pressão.

Os resultados apresentados nesta seção são valores médios obtidos na estação de medida mais afastada (777D) do injetor de correntes onde acredita-se que o escoamento esteja próximo do estado desenvolvido.

3.2.1 INTRODUÇÃO

Ao longo das últimas décadas as características sobre a velocidade da bolha foram surgindo por meio de estudos teóricos e experimentais. Esse grande interesse está relacionado à importância da bolha de gás no escoamento intermitente. Ela é responsável pelo transporte da grande maioria da fase gasosa nesse tipo de escoamento. Dessa forma, conhecer precisamente o comportamento do movimento da bolha de gás é de fundamental importância para a obtenção de modelos que predizem o mais precisamente o comportamento do escoamento intermitente.

Os estudos existentes na literatura sobre a velocidade da bolha de gás no escoamento intermitente são obtidos sob diversas condições experimentais. Em muitos casos, os resultados obtidos são específicos para a respectiva condição de estudo. Por isso os resultados serão divididos em escoamento vertical ascendente e escoamento horizontal. E em cada uma dessas configurações geométricas os resultados serão separados entre aqueles onde a fase líquida foi mantida estacionária e em movimento. Os resultados serão também distinguidos entre aqueles obtidos no escoamento com uma única bolha e no escoamento de um trem de bolha que será chamada propriamente a seguir de escoamento intermitente.

Os primeiros estudos experimentais relacionados ao movimento da bolha de gás no escoamento foram realizados para uma única bolha de gás movendo-se verticalmente em um meio líquido estacionário, Dumitrescu (1943) e Daves & Taylor (1950).

Em 1962, Nicklin *et al.* propôs uma correlação que descreveria o comportamento da velocidade de translação de uma única bolha inserida em meio líquido escoando verticalmente.

$$VB = C_0 \cdot V_L + V_0, \quad (3.1)$$

onde VB é a velocidade de translação da frente da bolha, C_0 é uma constante, V_L é a velocidade média da fase líquida a frente da bolha e V_0 é a velocidade de ascensão da bolha em um meio líquido parado em uma tubulação vertical. Essa relação cinemática descreve um comportamento linear da velocidade da bolha em função da velocidade do meio líquido a sua frente.

Seus estudos indicaram que o valor de C_0 a altos números de Reynolds é próximo da razão entre a velocidade máxima e a velocidade média do pistão de líquido a sua frente. Nicklin *et al.* concluíram também que a velocidade da bolha é muito próxima da soma da velocidade do líquido na linha de centro à frente do nariz da bolha mais a velocidade de ascensão da bolha em líquido parado. Para os propósitos mais práticos a velocidade da bolha pode ser interpretada da relação acima como aquela resultante da combinação do transporte devido ao escoamento principal acrescida da velocidade relativa do gás em relação ao líquido, ou seja, velocidade de deslizamento.

Dukler e Hubbard (1975) provavelmente foram os primeiros a generalizar a relação cinemática, (3.1), de uma bolha isolada para uma seqüência de bolhas, isto é, para o escoamento intermitente em golfadas de líquido (*slug flow*). Eles propõem que a velocidade média do nariz da bolha seja

$$VB = C_D \cdot J, \quad (3.2)$$

onde C_D é um coeficiente utilizado pelos autores e J é a velocidade superficial da mistura que representa a velocidade média do líquido no pistão a frente da bolha.

Taitel e Barnea (1990), para uma seqüência de bolhas, acrescentaram o termo de velocidade de deslizamento V_0 a relação (3.2). Eles propõem que a velocidade média de translação do nariz da bolha seja:

$$VB = C_0J + V_0, \quad (3.3)$$

onde C_0 e V_0 possuem o mesmo significado que na expressão para bolhas isoladas (3.1) e J o mesmo significado que na expressão obtida por Dukler e Hubbard (3.2).

As relações propostas por Dukler e Hubbard (1975) e Taitel e Barnea (1990) provavelmente baseiam-se no modelo de “*Drift Flux*” proposto por Zuber e Findlay (1965) que apresenta a seguinte relação cinemática que se aplica a qualquer arranjo de fase:

$$\frac{JG}{\alpha_U} = C_0J + V_{GJ}, \quad (3.4)$$

onde C_0 é o parâmetro de distribuição, V_{GJ} é a velocidade de deslizamento entre as fases, α_U é a fração de vazio na unidade (pistão + bolha). Entretanto se considerarmos que o pistão de líquido não é aerado, que a bolha não desprende gás tem-se que $\alpha_U = JG / \langle \bar{V}B \rangle$ e a relação (3.5) fica:

$$\bar{V}B = C_0J + V_{GJ}, \quad (3.5)$$

Comparando-se a relação (3.5) com as relações (3.2) e (3.3) vemos que C_0 tem o mesmo significado e que $V_{GJ} \equiv V_0$ é a velocidade de deslizamento.

Embora alguns modelos que predizem o comportamento de uma única bolha se apliquem satisfatoriamente as mais complexas situações do escoamento intermitente, não há evidência que um trem de bolhas comporta-se como uma única bolha. O movimento da bolha pode ser influenciado pelas interações dinâmicas causadas pela esteira e também pelas pequenas bolhas que estão presentes no pistão de líquido.

Compreender o comportamento da velocidade da bolha é entender o comportamento dos coeficientes C_0 e V_0 envolvidos nessas relações. Nesse sentido um breve levantamento histórico de estudos envolvendo esses dois parâmetros é apresentado a seguir.

3.2.2 A VELOCIDADE DE DESLIZAMENTO V_0

A velocidade de deslizamento é a velocidade a qual a bolha se propaga em um meio líquido parado. A luz da equação 3.1, V_0 pode ser interpretada como a interceptação do eixo das ordenadas por uma relação linear entre VB e V_L .

Zukoski (1966) afirma que a velocidade de deslizamento de uma bolha movendo-se no infinito em um líquido em repouso em um tubo de diâmetro D depende da viscosidade dinâmica e da densidade do líquido, da densidade do gás e da tensão superficial (σ). Essa dependência é expressa através da seguinte relação geral:

$$V_0 = V_0^*(\text{Re}^Z, Eo, \theta)\sqrt{gD}. \quad (3.6)$$

onde θ é a inclinação do tubo, $\text{Re}^Z = \frac{D\sqrt{gD}}{\nu_L}$ é o número de Reynolds e $Eo = \frac{\rho_L g D^2}{\sigma}$ o número de Eötvös, $V_0^* = V_0/\sqrt{gD}$ é a velocidade de deslizamento adimensional, ν_L é a viscosidade cinemática da fase líquida e g é a gravidade.

(a) Escoamento Vertical

- Fase Líquida Parada.

Os primeiros estudos sobre a velocidade de deslizamento foram realizados através do movimento de uma **única bolha** escoando verticalmente em meio líquido estagnado onde algumas aproximações são consideradas para simplificar o problema. Uma delas consiste em considerar o escoamento não viscoso próximo ao nariz da bolha. Essa hipótese aplica-se somente quando a viscosidade tem uma influência desprezível, este é o caso de regime de inércia

controlada que ocorre no escoamento vertical quando $Re^Z > 300$ (Wallis, 1969). Outra simplificação é considerar os efeitos de tensão superficial desprezíveis quando $Eo > 100$.

Dumitrescu (1943) e Davis e Taylor (1949), baseados na hipótese de escoamento potencial ao redor do nariz da bolha e efeitos de tensão superficial desprezível obtiveram a seguinte relação para a velocidade de deslizamento:

$$V_0 = 0,351\sqrt{g.D}, \quad (3.7)$$

Os resultados teóricos mostram uma excelente concordância com medidas experimentais realizadas posteriormente.

Uma das características interessantes da relação (3.7) é que a velocidade de ascensão da bolha em meio líquido estagnado no regime de inércia controlada e sem efeitos de tensão superficial depende somente do diâmetro do tubo, isto é, ela não depende de forma explícita ou do comprimento da bolha nem da diferença de densidade entre a bolha e o líquido que causa o empuxo.

Para o caso onde os efeitos da tensão superficial são consideráveis e desprezando-se a influência da viscosidade, Wallis (1969) obteve a seguinte relação para a velocidade de deslizamento:

$$V_0 = 0,345 \left(1 - \exp\left(\frac{3,37 - E_o}{10}\right) \right) \sqrt{g.D}, \quad (3.8)$$

Este resultado ajusta muito bem os resultados experimentais obtidos por Tung & Parlange (1976) e Bendiksen (1985). A relação obtida por Wallis mostra que a velocidade de deslizamento diminui com o aumento da tensão superficial ou diminuição de E_o .

Para o regime viscoso, $Re^Z < 2$, White & Beardmore (1962) e Wallis (1969) apresentam uma relação, obtida a partir da análise dimensional, para a velocidade de deslizamento onde a influência da tensão superficial é desprezada, $Eo > 100$:

$$V_0 = C \cdot Re^z \sqrt{g \cdot D}, \quad (3.9)$$

onde C é um coeficiente. White e Beardmore (1962) obtivera experimentalmente o valor de 0,01 para o coeficiente C.

A equação 3.8 mostra que a velocidade de deslizamento se relaciona linearmente com a viscosidade do líquido, de modo que o aumento da viscosidade (diminuição da do número de Reynolds) causa uma diminuição na velocidade de deslizamento.

-Fase Líquida em Movimento

No escoamento vertical ascendente Bendiksen (1984) obteve experimentalmente que $V_0^* = 0,32$ para uma **única bolha** em meio líquido para $Re = 6000 - 104000$, onde $Re = JD/\nu_L$, J corresponde a velocidade média do líquido. Já Fernandes (1981) e Fréchou (1986) obtiveram $V_0^* = 0,35$ para o **escoamento intermitente** turbulento para $Re = 20000 - 100000$.

b) Escoamento Horizontal

No escoamento horizontal uma expressão de V_0 não é muito evidente. Alguns pesquisadores não consideram essa contribuição na determinação da velocidade de translação da bolha no escoamento horizontal pelo fato da força gravitacional não agir na direção do escoamento, Gregory & Scott (1969), Dukler e Hubbard (1975) entre outros. Outros pesquisadores consideram essa contribuição no escoamento horizontal isso pelo fato de existir deslizamento resultante da diferença de elevação entre o nariz da bolha e seu corpo, Nicholson *et al.* (1978), Bendiksen (1984) e Kouba (1986).

- Fase Líquida Parada

Benjamin (1968) realizou um estudo sobre a velocidade de deslizamento de **uma bolha** em meio líquido parado em tubulação horizontal. Ele propôs que a velocidade de deslizamento horizontal é igual a velocidade de penetração de uma bolha quando o líquido é esvaziado do um tubo. Utilizando a teoria de escoamento não viscoso ao redor do nariz da bolha e a equação de Bernoulli juntamente com balanço de massa e de quantidade de movimento desprezando-se os

efeitos da tensão superficial obteve a seguinte relação para a velocidade de deslizamento horizontal:

$$V_0 = 0,542\sqrt{g \cdot D} , \quad (3.10)$$

Analogamente a equação para velocidade de deslizamento no escoamento ascendente vertical obtida por Dumitrescu (1943) e Davis e Taylor (1949), neste caso, a velocidade de deslizamento da bolha em meio líquido estagnado no regime de inércia controlada e sem efeitos de tensão superficial depende somente do diâmetro do tubo.

Comparando-se as duas relações obtidas para prever a velocidade de deslizamento no escoamento vertical e horizontal (3.5) e (3.8) respectivamente, nota-se que o valor da constante de proporcionalidade é maior para o caso de escoamento horizontal, o que não é intuitivamente esperado partindo-se do pressuposto que a velocidade de deslizamento é gerada pela ação de forças gravitacionais.

Os resultados experimentais de Zukoski (1966) e Weber *et al.* (1986) mostram que, a velocidade de deslizamento horizontal diminui com o aumento da tensão superficial. Weber *et al.* (1981) propõem uma relação para a velocidade de deslizamento horizontal onde o efeito da tensão superficial é considerado. Essa relação obtida desconsiderando-se os efeitos da viscosidade ajusta muito bem seus resultados experimentais obtidos posteriormente bem como àqueles obtidos por Zukoski (1966):

$$V_0 = (0,542 - 1,76.E_0^{-0,56})\sqrt{g \cdot D} , \quad (3.11)$$

- Fase Líquida em Movimento

Bendixsen (1984) mostra que no movimento horizontal de uma **bolha isolada** o comportamento de V_0 é definido pelo número de Froude ($Fr = J/\sqrt{gD}$). Para escoamentos onde $Fr < 3,5$ o autor não declara de forma explícita um comportamento de V_0 no entanto seus resultados mostram que a velocidade de deslizamento diminui com o aumento da velocidade do líquido. Já para $Fr > 3,5$ a velocidade de deslizamento é nula. Segundo o autor, essa variação de

V_0 no escoamento horizontal ocorre devido ao deslocamento do nariz da bolha na direção do centro do tubo.

Os resultados de Ferré (1979) para o **escoamento intermitente** horizontal ar-água obtidos para um tubo de 4,5 cm de diâmetro interno e 50 m de comprimento mostram para a faixa de velocidades estudada existem dois valores do número de Froude da mistura que dividem o comportamento de V_0 . Para $Fr < 2$ ele obteve $V_0^* = 0,45$, para $2 < Fr < 8$ foi encontrado $V_0^* = 0$ e para $Fr > 8$ obteve-se $V_0^* = 3,0$.

c) Escoamento Inclinado

- Fase Líquida Parada

No caso de escoamento inclinado, os estudos com relação à velocidade de deslizamento mais notórios são os de Zukoski (1966) e Bendiksen (1984). Esses pesquisadores mediram a velocidade de deslizamento de uma **única bolha** em meio líquido parado em diversas condições de escoamento determinadas principalmente pela variação do ângulo de inclinação da tubulação bem como e da tensão superficial, expressa pelo número de Eötvös. Os resultados obtidos por Zukoski e Bendiksen estão em excelente concordância e descrevem um comportamento peculiar da velocidade de deslizamento que aumenta quando a tubulação parte da posição vertical na direção da horizontal e atinge um valor máximo a uma inclinação entre 40° e 60° e então diminui até atingir a posição horizontal. Esse comportamento pode ser atribuído ao fato de que o potencial gravitacional que comanda a velocidade do líquido ao longo da superfície curvada do nariz da bolha se comporta da mesma maneira que o comportamento da velocidade de deslizamento quando a posição do tubo muda da posição vertical para a horizontal, Bonnecaze *et al.* (1971).

Bendiksen (1984) propõe uma relação para determinação da velocidade de deslizamento em líquido parado como mostrada a seguir:

$$V_0 = V_0^h \cos \theta + V_0^v \sin \theta, \quad (3.12)$$

onde V_0^v e V_0^h são respectivamente os valores das velocidades de deslizamento para o escoamento vertical e horizontal onde:

$$V_0^v = 0,350\sqrt{gD(1 - \rho_G/\rho_L)}, \quad (3.13)$$

para V_0^h , se $Fr > 3,5$ então $V_0^h = 0$, já para $Fr < 3,5$ o autor propõe uma relação complexa, ver referência.

- Fase Líquida em Movimento

Os resultados de Bendiksen (1984) referentes à velocidade de deslizamento para uma **bolha isolada** mostram que o comportamento de V_0 também é determinado pelo número de Froude. Para $Fr < 3,5$ a velocidade de deslizamento é muito próxima aos valores obtidos para líquido parado em todas as inclinações estudadas enquanto que para $Fr > 3,5$ tem-se que $V_0^h = 0$ e a velocidade de deslizamento tem o seguinte comportamento:

$$V_0 = V_0^v \text{sen} \theta, \quad (3.14)$$

onde V_0^v é a velocidade da bolha escoando verticalmente em meio líquido parado.

3.2.3 O PARÂMETRO C_0

C_0 é um parâmetro que traz para a relação cinemática de VB a influência do perfil de velocidades a frente da bolha. Num meio líquido, a bolha tende a se deslocar com a velocidade máxima do líquido a sua frente, Nicklin *et al.* (1962) e Pinto *et al.* (1998). Para um perfil turbulento a velocidade máxima é 1,2 vezes a velocidade média e portanto $C_0 = 1,2$, já para o perfil laminar a velocidade máxima é 2 vezes a velocidade média então $C_0 = 2$, Taitel e Barnea (1990).

Embora alguns modelos que predizem o comportamento de uma única bolha, apresentados anteriormente, se aplicam satisfatoriamente as mais complexas situações do escoamento

intermitente, não há evidência que um trem de bolhas comporta-se como uma única bolha. O movimento da bolha pode ser influenciado pelas interações dinâmicas causadas pela esteira e também pelas pequenas bolhas que estão presentes no pistão de líquido, como dito anteriormente.

a) Escoamento Vertical

- Bolha Isolada

A constante C_0 , que aparece na relação obtida por Nicklin *et al.*, foi estudada para o caso de uma **bolha isolada** se movimentando verticalmente.

Nicklin *et al.* (1962) realizaram um estudo experimental sobre a constante C_0 no escoamento ar-água ascendente e descendente em tubulação vertical ao longo de uma determinada faixa de velocidade da mistura. Seus resultados experimentais foram obtidos para o escoamento de bolhas isoladas onde os efeitos da tensão superficial bem como da viscosidade eram desprezíveis. Os resultados mostram que no escoamento ascendente a constante C_0 varia com a velocidade da mistura de modo que para velocidades próximas de zero o valor de C_0 fica próximo de 1,8 e a medida que a essa velocidade aumenta o valor da constante diminui, até que para valores de velocidade próximos a 1,0 m/s, o valor de C_0 torna-se 1,2 e permanece constante para velocidade superiores.

Collins *et al.* (1978) realizaram um estudo experimental na qual investigou-se a influência do número de Reynolds sobre o valor da constante C_0 . Seus resultados mostram a mesma tendência observada nos resultados de Nicklin *et al.* (1962), onde o valor do número de Reynolds (Re^Z) de transição, aproximadamente 8000, é o fator determinante para a mudança de comportamento de C_0 ao longo da faixa de Reynolds estudada. Abaixo do número de Reynolds de transição a constante C_0 atinge um valor máximo de 2,2 para o menor número de Reynolds e diminui a medida que o Reynolds (Re^Z) aumenta. Quando o valor de Re^Z atinge o valor de transição C_0 é aproximadamente igual a 1,2 e permanece constante para os valores de Re^Z superiores.

Os resultados experimentais de Bendiksen (1984) para escoamento vertical mostram que C_0 é constante e igual a 1,2 para toda a faixa da velocidade de líquido estudada.

Bendiksen (1985) realizou um estudo do efeito do número de Reynolds sobre o valor do coeficiente C_0 no escoamento vertical de bolhas isoladas. Seus resultados mostram que para altos valores do número de Reynolds ($Re = 10^5$), C_0 é igual a 1,2 e a medida que o número de Reynolds diminui esse valor aumenta e C_0 atinge o valor 2,0 para os número de Reynolds próximo de zero. Seus resultados também mostram que num escoamento onde o efeito da tensão superficial é desprezível o valor de C_0 é sistematicamente maior quando comparado a um escoamento onde o efeito da tensão superficial é considerável.

- Escoamento Intermitente

No **escoamento intermitente** turbulento, para $Re = 20000 - 100000$, Fernandes (1981) obteve experimentalmente $C_0 = 1,29$ e Fréchou (1986) para um arranjo experimental similar obteve C_0 no intervalo entre 1,1 e 1,2.

b) Escoamento Horizontal

O comportamento da constante C_0 no escoamento horizontal foi menos estudado que no escoamento vertical. A seguir são mostrados alguns trabalhos que deram ênfase a esse assunto.

- Bolha Isolada

Os resultados de Bendiksen (1984) para o escoamento de bolhas isoladas estabelece um valor de transição, $Fr = 3,5$, para o comportamento de C_0 no escoamento horizontal. Para $Fr < 3,5$, C_0 varia entre 1,0 e 1,2 dependendo da velocidade do líquido enquanto para $Fr > 3,5$ tem-se um valor de C_0 constante igual a 1,2.

- *Escoamento Intermitente*

Ferré (1979) mostra que no **escoamento intermitente** horizontal o comportamento de C_0 pode ser determinado pelo número de froude da mistura: para $Fr < 2$ ele obteve $C_0 = 1,1$, para $2 < Fr < 8$ foi encontrado $C_0 = 1,3$ e para $Fr > 8$ ele obteve $C_0 = 1,02$.

c) *Escoamento Inclinado*

Os resultados de Bendiksen (1984) para o escoamento de bolhas isoladas mostram que para $Fr < 3,5$, C_0 se comporta de acordo com a seguinte correlação para o diâmetro da tubulação de 2,42 cm:

$$C_0(\theta) = C_0(0^\circ) + [C_0(90^\circ) - C_0(0^\circ)] \cdot \text{sen}^2 \theta, \quad (3.15)$$

ja para $Fr > 3,5$, C_0 é constante igual a 1,2.

3.2.4 SUMÁRIO DAS RELAÇÕES

Nesta seção, as relações e valores para C_0 e V_0 mostrados anteriormente serão apresentados juntos em forma de tabela.

Essas relações e valores serão divididos levando-se em consideração as características do escoamento as quais eles se aplicam. Uma dessas características é a inclinação da tubulação: escoamento vertical, horizontal e inclinado. Outra característica considerada se refere à fase líquida que pode estar parada ou em movimento. É considerado também se o escoamento é de uma única bolha ou de um trem de bolhas (escoamento intermitente).

A tabela também mostra os autores bem como restrições para o uso das relações apresentadas quando elas existirem. Essas restrições se referem a faixas de número de Reynolds e Eötvös em que as relações e valores mostrados se aplicam.

A seguir são apresentados os adimensionais Re , Eo e Fr que servem de referência para o uso das relações apresentadas na tabela mostrada a seguir.

$$\text{Re}^z = \frac{D\sqrt{gD}}{\nu_L}, \quad (3.16)$$

$$Eo = \frac{\rho_L g D^2}{\sigma}, \quad (3.17)$$

$$\text{Re}_s = DV_L \frac{\rho_L R_s + \rho_G(1 - R_s)}{\mu_L R_s + \mu_G(1 - R_s)}, \quad (3.18)$$

$$Fr = J/\sqrt{gD}, \quad (3.19)$$

$$\text{Re} = JD/\nu_L. \quad (3.20)$$

Tabela 3.1 Relações para cálculo dos parâmetros V_0 e C_0 .

Fase Líquida	Tipo de Escoamento		V_0^*	C_0	Restrições	Autor	
Escoamento Vertical	$V_L = 0$	única bolha	0,351	0	$Re^Z > 300$ $Eo > 100$	Dumitrescu (1943) e Davis e Taylor (1949)	
			$0,345 \left(1 - \exp \left(\frac{3,37 - E_o}{10} \right) \right)$	0	$Eo < 100$	Wallis (1969)	
			$C \cdot Re^Z$	0	$Re^Z < 2$	White e Beardmore (1962)	
	$V_L > 0$	única bolha	0,32	1,2	$6 \cdot 10^3 < Re < 10,4 \cdot 10^4$	Bendiksen (1984)	
		escoamento intermitente	0,35	1,29	$2 \cdot 10^4 < Re < 10^5$	Fernandes <i>at al.</i> (1981)	
Escoamento Horizontal	$V_L = 0$	única bolha	0,542	0	$Re^Z > 300$	Benjamin (1968)	
			$0,542 - 1,76 \cdot E_o^{-0,56}$	0	$Eo > 100$	Weber <i>et al.</i> (1981)	
	$V_L > 0$	única bolha		1,0	$Fr < 3,5$	Bendiksen (1984)	
			0	1,2	$Fr > 3,5$		
		escoamento intermitente	0	$C = 0,021 \ln(Re_s) + 0,022$			Dukler e Hubbard (1975)
			0,45	1,1	$Fr < 2$	Ferré (1979)	
			0	1,3	$2 < Fr < 8$		
			3	1,02	$Fr > 8$		
Escoamento Inclinado	$V_L = 0$	única bolha	$(V_0^h \cos \theta + V_0^v \sin \theta) / \sqrt{gD}$	0		Bendiksen (1984)	
	$V_L > 0$	única bolha	$V_0^v \sin \theta / \sqrt{gD}$		$Fr > 3,5$		
			-	$C_0(0^\circ) + [C_0(90^\circ) - C_0(0^\circ)] \sin^2 \theta$	$Fr < 3,5$		

3.2.5 RESULTADOS E ANÁLISE

Nesta seção os resultados serão apresentados na forma de valores médios e de histogramas referentes da velocidade média de translação da bolha de gás no escoamento intermitente ar-água (A@W) e ar-glicerina (A@G) obtidos experimentalmente a 777 diâmetros livres (D) a jusante do injetor de correntes paralelas na estação de medida 4. No Apêndice II são mostrados todos os resultados médios obtidos para os dois sistemas estudados.

Os dados da velocidade de translação da bolha de gás são comparados entre si e com resultados da literatura.

3.2.5.1 Valores Médios de VB

Os resultados apresentados nesta seção são obtidos na estação de medida mais afastada do injetor de correntes localizada a 777D do injetor, com isso, esperado que ali o escoamento esteja mais próximo da condição desenvolvida, ou seja, as estruturas de gás e líquido não apresentam variações significativas de comprimento, velocidade e frequência.

A seguir são apresentadas as Tabelas 3.2 e 3.3 que mostram as condições experimentais, as propriedades físicas do líquido e a velocidade da bolha obtida para os sistemas ar-água e ar-glicerina, respectivamente.

Tabela 3.2 Velocidade, propriedades físicas do líquido e parâmetros adimensionais dos resultados experimentais para o sistema ar-água medidos a 777D do injetor de correntes paralelas.

Ponto	JL (m/s)	JG (m/s)	J (m/s)	VB (m/s)	D (m)	ρ (kg/m ³)	μ (kg/m.s)	σ (kg/s ²)	Re (x10 ³)	Re ^Z (x10 ³)	Fr	Eö
1	0,33	0,61	0,94	1,03	0,026	1000	0,001	0,07	24	13,1	1,9	98
2	0,33	1,25	1,58	1,77	0,026	1000	0,001	0,07	41	13,1	3,1	98
3	0,33	1,55	1,88	2,12	0,026	1000	0,001	0,07	49	13,1	3,7	98
4	0,52	0,50	1,02	1,11	0,026	1000	0,001	0,07	26	13,1	2,0	98
5	0,67	0,63	1,30	1,44	0,026	1000	0,001	0,07	34	13,1	2,6	98
6	0,66	1,22	1,88	2,13	0,026	1000	0,001	0,07	49	13,1	3,7	98
7	0,68	1,53	2,21	2,53	0,026	1000	0,001	0,07	58	13,1	4,4	98

Tabela 3.3 Velocidade, propriedades físicas do líquido e parâmetros adimensionais dos resultados experimentais para o sistema ar-glicerina medidos a 777D do injetor de correntes paralelas.

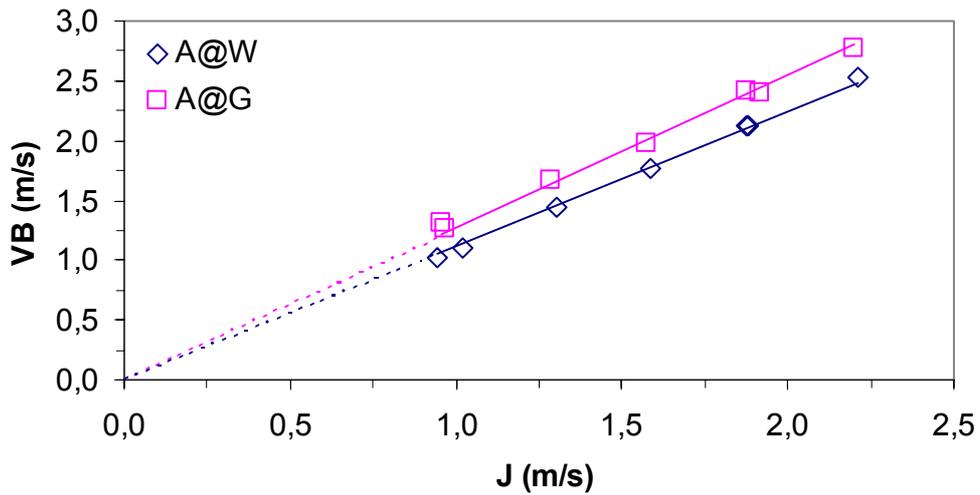
Ponto	JL (m/s)	JG (m/s)	J (m/s)	VB (m/s)	D (m)	ρ (kg/m ³)	μ (kg/m.s)	σ (kg/s ²)	Re (x10 ³)	Re ^Z	Fr	Eö
1	0,33	0,63	0,96	1,31	0,026	1190	0,027	0,032	1,1	580	1,9	247
2	0,33	1,24	1,57	1,98	0,026	1190	0,027	0,032	2,1	580	3,1	247
3	0,33	1,55	1,88	2,41	0,026	1190	0,027	0,032	2,5	580	3,7	247
4	0,45	0,47	0,92	1,26	0,026	1190	0,027	0,032	1,3	580	1,9	247
5	0,67	0,61	1,28	1,67	0,026	1190	0,027	0,032	1,6	580	2,5	247
6	0,67	1,24	1,91	2,41	0,026	1190	0,027	0,032	2,6	580	3,8	247
7	0,67	1,53	2,20	2,77	0,026	1190	0,027	0,032	3,0	580	4,4	247

Considerando-se que para $Eo > 100$ os efeitos de tensão superficial podem ser considerados desprezíveis em VB, eles não serão analisados neste trabalho, uma vez que para sistema ar-água $Eo = 95$ e para o sistema ar-glicerina, $Eo = 247$. No caso do sistema ar-água o valor do número de Eötvos calculado é bem próximo do limite estabelecido para escoamento onde a tensão superficial pode ser desconsiderada. A água utilizada no experimento foi obtida da rede e sua tensão superficial não foi medida, o valor da tensão superficial para o sistema ar-água foi admitida ser $7.10^{-2} N/m$ para o cálculo de Eo . Acredita-se que o valor de tensão superficial adotado superestima o valor real de modo que se ele fosse adotado no cálculo de Eo o valor obtido seria maior que aquele apresentado na tabela 3.2 proporcionando uma maior concordância com a faixa de Eo a qual o efeito da tensão superficial pode ser desconsiderado.

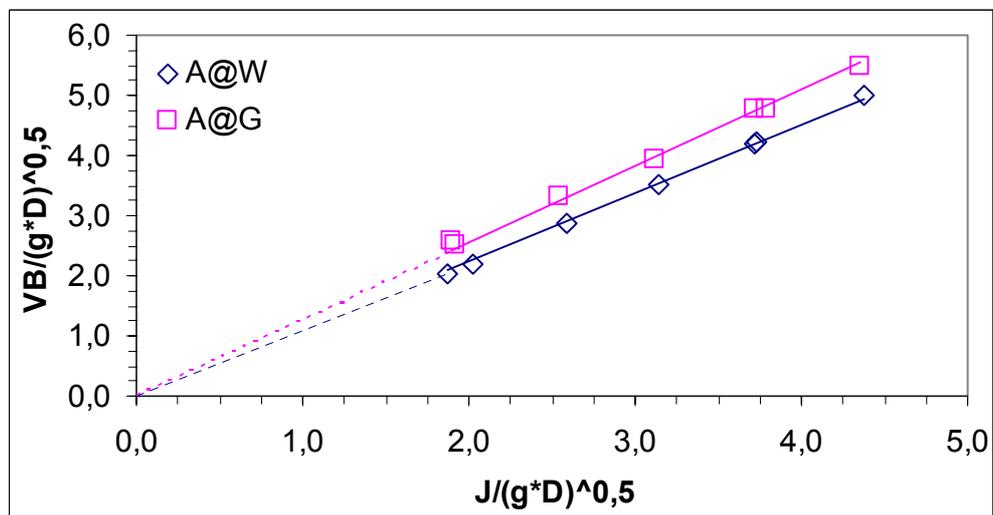
O valor de Re^Z calculado para o sistema ar-água, $Re^Z = 13100$, indica estar dentro da faixa em que a viscosidade não influencia o escoamento $Re^Z > 300$ (regime de inércia controlada). Já o valor calculado para o sistema ar-glicerina, $Re^Z = 580$, é muito próximo do limite em que o escoamento deixa de sofrer influência da viscosidade indicando que neste caso a viscosidade pode ser um fator preponderante no escoamento.

A Figura 3.1 (a) mostra a velocidade da bolha (VB) em função da velocidade superficial da mistura (J) nos sistemas ar-água e ar-glicerina onde é mostrada uma extensão da linha de

tendência para os dois casos. Nesta figura nota-se valores de VB para o sistema ar-glicerina sistematicamente maiores quando comparados aos do sistema ar-água para um determinado valor de J. Para $J=1,6\text{ m/s}$, VB assume os valores de 1,8 e 2,0 m/s para os sistemas ar-água e ar-glicerina respectivamente.



(a)



(b)

Figura 3.1 (a) Velocidade da bolha VB em função da velocidade da mistura J, (b) Velocidade da bolha adimensional *versus* velocidade superficial da mistura adimensional.

Para as duas Figuras, 3.1(a) e 3.1(b), a extensão da reta de ajuste dos pontos referentes ao sistema ar-água cruzando a origem do sistema de referência indica um comportamento da velocidade da bolha onde a contribuição da velocidade de deslizamento é nula.

Para referência, os valores dos coeficientes das retas que ajustam os dados experimentais mostrados na Figura 3.1 (b) bem como o coeficiente de dispersão desses pontos com relação as respectivas retas de ajuste e a velocidade de deslizamento em cada sistema são mostrados na Tabela 3.4.

Tabela 3.4 Valores do coeficiente C_0 e da constante V_0^* da reta de ajuste dos dados experimentais da Figura 3.1(b) para o escoamento ar-água e ar-glicerina.

	C_0	V_0^*	R^2	Faixa Fr	Faixa Re ($\times 10^3$)	Re^L
ar-água	1,12	0	0,9972	1,9 – 4,4	24 - 58	13130
ar-glicerina	1,28	0	0,9930	1,9 – 4,4	1,1 – 3,0	580

As Figuras 3.2 e 3.3 mostram os valores do coeficiente C_0 e da velocidade de deslizamento adimensional V_0^* , respectivamente, contra o número de Froude obtidos para os dois sistemas ar-água e ar-glicerina. Essas figuras mostram também os valores desses parâmetros obtidos experimentalmente por Ferré (1979) no escoamento intermitente horizontal ar-água em uma tubulação com diâmetro interno de 4,5 cm bem como os valores de C_0 e V_0^* propostos por Bendiksen (1984) para o escoamento horizontal de uma bolha isolada.

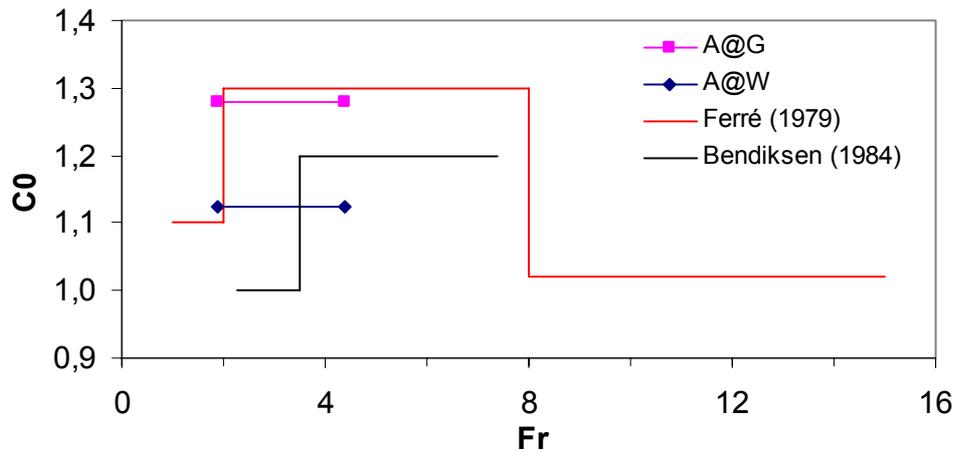


Figura 3.2 Valores do coeficiente C_0 em função do número de Froude.

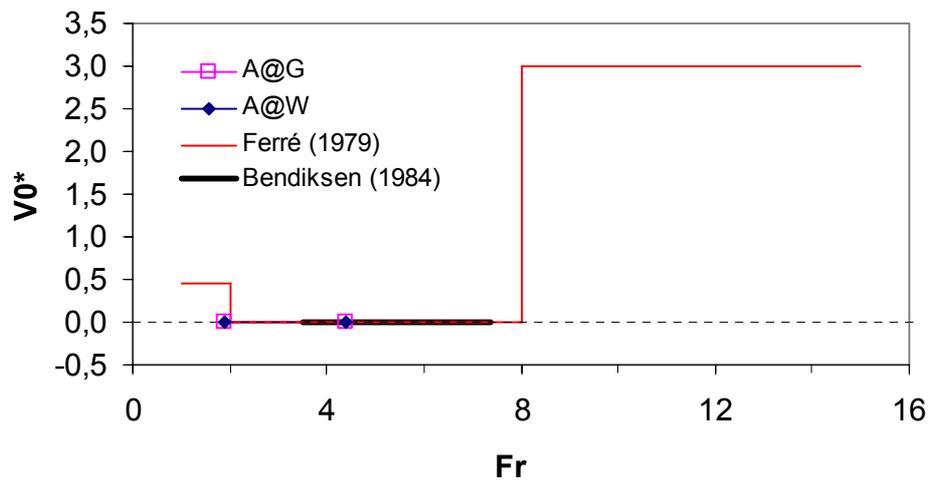


Figura 3.3 Valores do velocidade de deslizamento adimensional V_0^* em função do número de Froude.

Analisando-se separadamente os resultados obtidos neste trabalho observa-se que os valores do coeficiente C_0 para o sistema ar-glicerina é maior que aquele obtido para o sistema ar-água indicando que o aumento da viscosidade proporciona um aumento no coeficiente C_0 , neste caso de 1,12 para 1,28. A faixa de Froude estudada neste trabalho corresponde a faixa intermediária dos resultados de Ferré. Para esta faixa de Froude, Ferré obtém um $C_0 = 1,3$ enquanto que os valores obtidos neste trabalho para o sistema ar-água e ar-glicerina foram respectivamente $C_0 = 1,12$ e $C_0 = 1,28$.

A Figura 3.3 mostra que a velocidade de deslizamento adimensional V_0^* para os dois sistemas é nula. Observa-se que os resultados deste trabalho para os dois sistemas estão em concordância com os de Ferré que para a mesma faixa de Froude encontrou $V_0^* = 0$.

Ferré (1979) propõe dois valores de transição para o comportamento dos parâmetros C_0 e V_0^* . Esses valores de transição são dados por $Fr = 2$ e $Fr = 8$ propondo assim três faixas de número de Froude onde o comportamento de C_0 e V_0^* são distintos, $Fr < 2$; $2 < Fr < 8$ e $Fr > 8$.

Bendiksen (1984) estudou o movimento horizontal de uma longa bolha imersa em meio líquido. Ele conclui que há um número de Froude igual a 3,5 que discrimina o comportamento do coeficiente C_0 bem como da velocidade de deslizamento, sendo que para escoamentos horizontais onde o número de Froude é superior a 3,5 a velocidade de deslizamento é nula e C_0 é muito próximo de 1,2 como é mostrado nas Figuras 3.2 e 3.3.

Bendiksen propõem uma velocidade de deslizamento nula para escoamento onde $Fr > 3,5$. Neste trabalho, para $1,9 < Fr < 4,4$, foi encontrada uma velocidade de deslizamento nula para os dois sistemas estudados.

Os valores de C_0 e V_0^* obtidos experimentalmente neste trabalho para os sistemas ar-água e ar-glicerina são bem próximos àqueles propostos por Ferré (1979) e Bendiksen (1984) para faixas de Froude próximas aquelas estudadas neste trabalho.

Para o caso de C_0 , Bendiksen propõem um valor entre 1,0 e 1,2 sendo a transição entre esses valores dada por $Fr = 3,5$, já Ferré para $2 < Fr < 8$, obteve um valor de 1,3. Os resultados obtidos experimentalmente neste trabalho mostram que os valores obtidos para C_0 são 1,12 e 1,28 respectivamente para os sistemas ar-água e ar-glicerina para $1,9 < Fr < 4,4$, mostrando muita proximidades com aqueles resultados da literatura.

O resultado de V_0^* obtido experimentalmente neste trabalho para os dois sistemas no intervalo onde $1,9 < Fr < 4,4$ é nulo. Esse resultado reflete o comportamento desse parâmetro para uma determinada faixa do número de Froude estudada por Ferré (1979) e Bendiksen (1984). No trabalho de Ferré (1979), a faixa do número de Froude em que V_0^* é nula correspondente a faixa de Froude na qual o resultado deste trabalho foi obtido, estando, então, assim em ótima concordância.

Embora os resultados de C_0 e V_0^* obtidos neste trabalho sejam próximos àqueles correspondentes existentes na literatura há diferenças consideráveis na obtenção desses últimos com relação aos primeiros. Os resultados da literatura utilizados para comparação foram obtidos para o sistema ar-água e os resultados deste trabalho além do sistema ar-água são obtidos para o sistema ar-glicerina. Outro aspecto a ser observado é que os resultados deste trabalho obtidos para o escoamento intermitente são comparados com aqueles de Bendiksen (1984) obtido para o escoamento de uma bolha isolada. Além desses aspectos observados outra diferença entre esses resultados comparados está no diâmetro da tubulação que neste trabalho é de 2,6 cm enquanto nos de Ferré e Bendiksen eles são respectivamente 4,5 e 2,42 cm.

Com relação a dependência de C_0 e V_0^* com o número de Froude, este trabalho mostra que de C_0 e V_0^* são constates ao longo da faixa de Froude estudada para os sistemas ar-água e ar-glicerina. Para $1,9 < Fr < 4,4$, no sistema ar-água obteve-se $C_0 = 1,12$ e $V_0^* = 0$, já para o sistema ar-glicerina encontrou-se $C_0 = 1,28$ e $V_0^* = 0$.

3.2.5.2 Desvio Padrão Velocidade da Bolha

A análise sobre o desvio padrão da velocidade da bolha, SVB, é feita a seguir através da Figura 3.4, que mostra o coeficiente de variação, SVB/VB, em função da razão entre a taxa de gás e de líquido (JG/JL). Esses resultados mostram que nos dois sistemas estudados o desvio padrão da velocidade da bolha aumenta com o aumento da razão JG/JL , sendo esse aumento mais acentuado no sistema ar-glicerina.

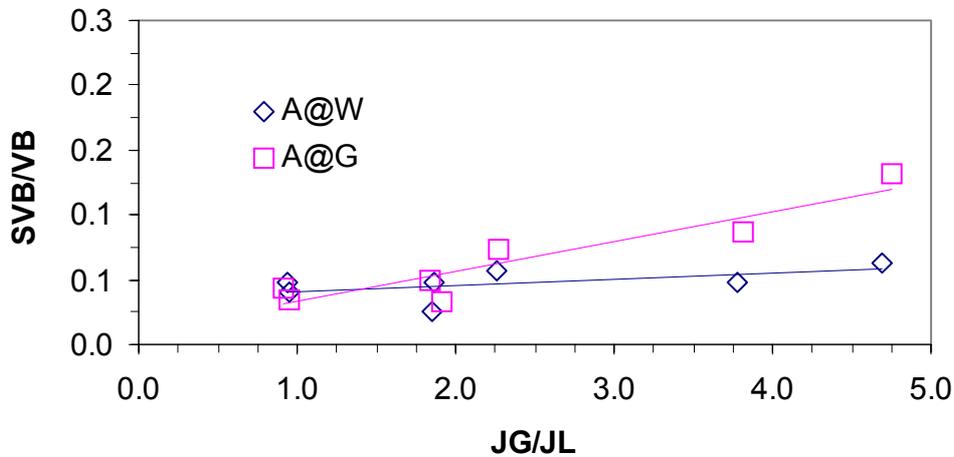


Figura 3.4 Coeficiente de variação da velocidade da bolha (SVB/VB) em função da razão dos fluxos volumétricos das fases (JG/JL).

3.2.5.3 Densidade de Probabilidade da Velocidade da Bolha

Nesta seção serão apresentadas as distribuições estatísticas da velocidade da bolha, para os dois sistemas estudados: ar-água e ar-glicerina. As distribuições apresentadas são referentes aos pontos experimentais #5 ($JL = 0,67$ m/s e $JG = 0,67$ m/s), #6 ($JL = 0,67$ m/s e $JG = 1,33$ m/s) e #7 ($JL = 0,67$ m/s e $JG = 1,67$ m/s).

A Figura 3.5 mostra as densidades estatísticas referentes ao sistema ar-água (a) e ar-glicerina (b). As distribuições estatísticas se aproximam de uma distribuição normal para os dois casos estudados sendo que essa distribuição apresenta maior desvio padrão e maior média para o sistema ar-glicerina quando comparado com os respectivos pontos experimentais do sistema ar-água.

Os pontos experimentais utilizados nesta análise estatística foram obtidos mantendo-se o valor da velocidade superficial do líquido (JL) constante e aumentando-se o valor da velocidade superficial do gás (JG), com isso observa-se que o aumento da velocidade superficial do gás aumenta o desvio padrão da distribuição nos sistemas ar-água e ar-glicerina.

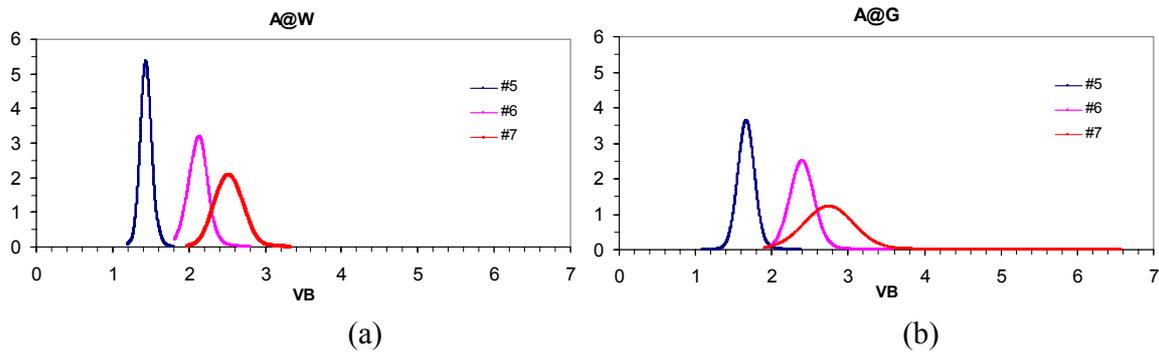


Figura 3.5 Distribuições estatísticas da velocidade da bolha referentes aos pontos experimentais #5, #6 e #7. (a) sistema ar-água; (b) sistema ar-glicerina.

A Figura 3.5 mostra que o aumento na viscosidade modifica as distribuições de velocidades na estação E4 pois em cada um dos pontos experimentais, essas distribuições sofrem um aumento em sua média bem como no seu desvio-padrão. O aumento do desvio padrão devido o aumento da viscosidade indica que as interações entre bolhas ao longo da seção de teste são atenuadas devido ao aumento da viscosidade.

3.3 ESCOAMENTO PRÓXIMO AO INJETOR DE CORRENTES

Nesta seção, será tratada a situação onde o escoamento está em desenvolvimento, ou seja, onde as estruturas gás-líquido estão em processo de formação sob forte influência do processo de formação no misturador.

Os resultados apresentados nesta seção são valores médios obtidos ao longo seção de testes.

3.3.1 INTRODUÇÃO

O escoamento intermitente pode ser dividido em duas regiões distintas: a região de desenvolvimento e a fase desenvolvida. A região de desenvolvimento é caracterizada pela formação do escoamento onde as estruturas estão interagindo fazendo com que as propriedades do escoamento estejam em constante variação ao longo do tubo. Já o escoamento desenvolvido é caracterizado quando essas interações cessam proporcionando um estabelecimento das propriedades do escoamento que permanecem constantes ao longo do tubo.

Um fenômeno que ocorre no escoamento intermitente ao longo de seu desenvolvimento e que é determinante para o estabelecimento do regime desenvolvido desse padrão de escoamento é a interação que acontece entre as bolhas que compõem esse escoamento.

Essa interação ocorre desde a formação do escoamento e acontece até que a distância de separação entre duas bolhas que escoam consecutivamente seja grande o suficiente a não permitir influência da bolha que escoava a frente no movimento da bolha que escoava atrás.

Dukler e Hubbard (1975) descrevem o processo de formação do escoamento intermitente horizontal propondo que para líquido e gás escoando em um tubo inicialmente em regime estratificado existe uma velocidade do gás e do líquido onde acontece a formação do pistão. O aparecimento do pistão se dá pela ocupação de toda a seção transversal do tubo pelo líquido, devido ao aumento do nível do filme de líquido que escoava no tubo causado pela desaceleração do filme somado com o aparecimento de ondas na superfície do líquido. Esse preenchimento da seção transversal do tubo pelo líquido faz com que o líquido seja acelerado até a velocidade do gás captando assim o líquido se encontra no filme a sua frente dando assim origem ao pistão de líquido. A medida que o pistão percorre o tubo líquido é solto na sua traseira formando um filme. O modelo também propõe a existência de duas regiões distintas no pistão de líquido: uma região chamada de “*mixing zone*” onde o líquido capturado pelo pistão vindo do filme é acelerado até a velocidade do pistão e cujo comprimento é igual a distância de entrada do líquido no pistão e outra região onde os efeitos da entrada do líquido no pistão não são sentidos.

No início da linha, na formação do escoamento intermitente, ocorre um mecanismo determinante para o processo de interação entre as bolhas chamado de “*over taking*”. Esse mecanismo pode ser descrito da seguinte forma: as bolhas quando são formadas possuem velocidades diferentes, essas diferentes velocidades entre as bolhas fazem com que as mais rápidas alcancem as mais lentas fundindo-se a elas dando início assim ao processo interação entre as bolhas. Para se capturar o efeito desse mecanismo é necessário estudar o escoamento ao longo de toda a linha.

Moissis e Griffith (1962) realizaram um estudo teórico-experimental sobre o desenvolvimento do escoamento pistonado vertical. Os autores afirmam que uma bolha ascendendo na esteira de outra perde o perfil estável e ao invés de assumir uma forma regular lisa

o nariz da bolha distorce e torna-se alternadamente excêntrico inclinando-se para os lados, com isso a velocidade de ascensão muda sendo que quanto maior a distorção maior a velocidade. Seus resultados experimentais são obtidos para o escoamento vertical de duas bolhas consecutivas e mostram que a velocidade da bolha que escoo atrás aumenta exponencialmente com a diminuição da distância de separação entre as bolhas. Os autores propuseram uma relação cinemática para a velocidade de translação da bolha que escoo atrás em função do comprimento do pistão de líquido que a separa da bolha que escoo a frente, LS :

$$\frac{VB}{V_{\infty}} = 1 + 8 \exp(-1,6 LS/D), \quad (3.21)$$

onde V_{∞} é a velocidade da bolha no escoamento desenvolvido, D é o diâmetro da tubulação.

Taitel *et al.* (1980) e Barnea e Brauner (1985) realizaram um estudo sobre o mecanismo envolvido na interação entre as bolhas. Para tal, os autores tomaram como exemplo duas consecutivas bolhas, onde a primeira escoo atrás de um longo pistão de líquido e a segunda atrás de um pistão curto. Eles propõem que o perfil de velocidade no interior do pistão de líquido longo evolui de um perfil de jato parede entrando em um meio fluido em movimento na frente do pistão para um perfil completamente desenvolvido em dutos na sua traseira a medida que o movimento do líquido que adentra o pistão oriundo do filme é absorvido. Já para pistões de líquido curtos a transição do perfil de jato na parede para o completamente desenvolvido em dutos não ocorre. Sendo u_s a velocidade média da mistura em qualquer seção transversal do pistão de líquido, os autores, partem do pressuposto que u_s é a mesma ao longo de todo pistão, dessa forma o perfil de velocidade na frente do pistão possui velocidades máximas (v_{\max}) superiores aquelas onde se tem um perfil desenvolvido, sendo neste caso $v_{\max} = 1,2u_s$. Dessa forma a velocidade no interior do pistão longo decresce até $v_{\max} = 1,2u_s$. Partindo-se então da consideração que a bolha se move com a velocidade máxima do pistão de líquido a sua frente, as bolhas atrás de pistões curtos de líquido se deslocarão com velocidade superior daquelas atrás de longos pistões. Dessa forma as bolhas mais rápidas tendem a alcançar as mais lentas e então fundir-se a ela. Esse processo não ocorre se a distância entre as bolhas seja grande o suficiente para que nele se estabeleça um perfil de velocidades desenvolvido. O comprimento do pistão que

permite que se estabeleça um perfil de velocidade desenvolvido recebe o nome de comprimento estável do pistão de líquido. O comprimento estável do pistão no escoamento vertical ascendente e para o escoamento horizontal respectivamente é de 16D e 32D respectivamente.

Barnea e Taitel (1993) propõem uma adaptação da relação (6.1) para os seus dados obtidos no escoamento pistonado vertical ascendente:

$$\frac{VB}{V_{\infty}} = 1 + B \exp(-k LS/L_{est.}), \quad (3.22)$$

onde $B = 5,5$, $k = 0,6$, L_{est} é o comprimento mínimo do pistão de líquido estável.

Fagundes Netto *et al.* (1999) realizaram uma investigação experimental sobre a influência da distância entre duas bolhas sobre a velocidade da bolha que escoam atrás. Seus resultados são obtidos para o escoamento de duas bolhas isoladas em meio líquido escoando horizontalmente e mostram que há um tamanho crítico do pistão de líquido, L_{crit} , entre as bolhas a qual determina sua evolução ao longo da tubulação. É mostrado que pistões de líquido entre as bolhas com $L_{crit} < 6,3D$ desaparecem devido a coalescência já pistões com comprimento com tamanho superior aquele crítico evoluem ao longo da tubulação mas com aumento de comprimento. Esses resultados indicam que bolhas que escoam atrás de pistões de líquido com comprimento inferior ao crítico movem mais rápido do que aquelas que escoam a sua frente, já bolhas que escoam atrás de pistões com tamanho superior ao crítico movem-se mais lentamente que aquelas que a precedem. Bolha que escoam atrás de pistões de líquido inferior ao tamanho crítico sua velocidade diminui a medida que essa distância entre elas aumenta já bolhas que escoam atrás de pistões com tamanho superior ao crítico sua velocidade aumenta com o aumento da distância entre as bolhas. Os autores propõem uma relação empírica para a velocidade de translação da bolha que escoam atrás que ajustam seus resultados:

$$v = v_0 (1 - LS/L_{crit}) \exp(-k LS/D), \quad (3.23)$$

onde o melhor ajuste foi obtido com para $v_0 = 0,22$, $L_{crit} = 6,3$, $k = 0,16$ e $v = (VB - V_{\infty})/V_{\infty}$.

3.3.2 RESULTADOS E ANÁLISE

Os resultados apresentados nesta seção são obtidos nas quatro estações de medida ao longo da seção de testes de modo a traçar um perfil evolutivo das propriedades do escoamento à medida que ele se desenvolve ao longo da tubulação.

A evolução do escoamento será analisada levando-se em consideração a influência do processo de formação do escoamento bem como a influência da viscosidade. Os diferentes processos de formação do escoamento foram obtidos utilizando-se dois tipos de injetores: o injetor de correntes paralelas (ICP) e o injetor de correntes concêntricas (ICC). Já a variação da viscosidade foi obtida através da utilização de dois sistemas: o sistema ar-água e o ar-glicerina.

As Figuras 3.6 a seguir mostra a evolução de C_0 ao longo da seção de testes.

A Figura 3.6 mostra que C_0 possui valores sistematicamente maiores no sistema ar-glicerina (A@G) com relação aos do sistema ar-água (A@W) ao longo de toda seção de testes.

Observa-se também que para os dois sistemas estudados C_0 tem um decaimento suave, ao longo de toda seção de teste, com os valores de C_0 se alternando com relação a uma reta média.

Essas observações indicam que o aumento da viscosidade modifica o comportamento de C_0 a medida que o escoamento evolui ao longo da seção de testes.

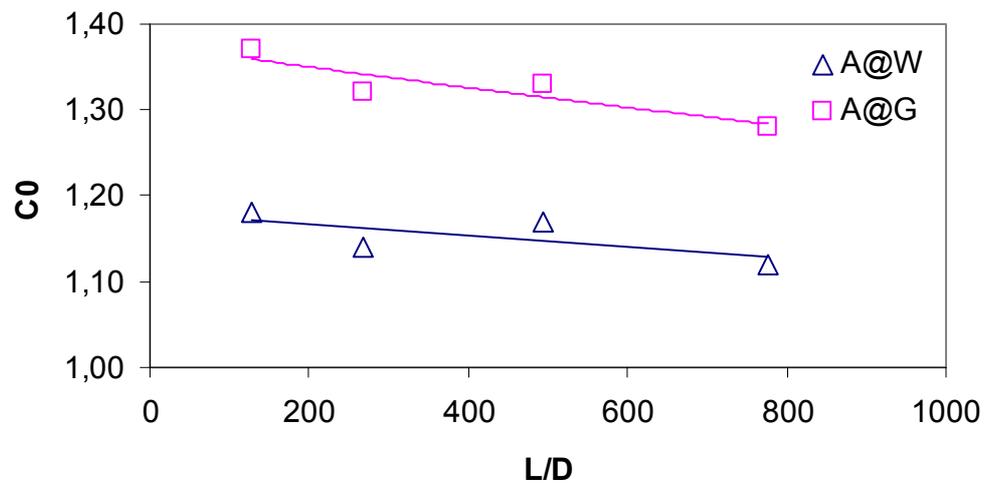


Figura 3.6 Evolução do parâmetro C_0 ao longo da seção de testes.

3.3.2.1 Influência da Viscosidade da Fase Líquida na Evolução do escoamento

Nesta seção será dada ênfase ao estudo do efeito da viscosidade da fase líquida na evolução do escoamento.

A análise será realizada através de figuras contendo a evolução dos valores médios da velocidade da bolha (VB) e do coeficiente de variação (SVB/VB) ao longo da seção de testes para os sete pontos experimentais estudados nos dois sistemas ar-água e ar-glicerina. Será utilizada também na análise figuras contendo a evolução da distribuição estatística da velocidade ao longo da seção de testes para os dois sistemas em três pontos experimentais: 1 (#1) JL = 0,33 m/s e JG = 0,67 m/s; 2 (#2) JL = 0,33 m/s e JG = 1,33 m/s e 3 (#3) JL = 0,33 m/s e JG = 1,67 m/s.

Este estudo será realizado para cada tipo de injetor separadamente de modo a analisar a influência da viscosidade sobre a evolução do escoamento obtido através de diferentes processos de formação.

a) Injetor de Correntes Paralelas (ICP)

A seguir são mostrados os gráficos de evolução dos valores médios da velocidade da bolha (VB) e do coeficiente de variação (SVB/VB) ao longo da seção de testes para os sete pontos experimentais estudados nos dois sistemas ar-água e ar-glicerina obtidos no escoamento com ICP.

A Figura 3.7 mostra que os valores médios da velocidade da bolha são sistematicamente maiores em cada estação de medida no sistema ar-glicerina quando comparado ao respectivo ponto experimental no sistema ar-água. Outro fato observado é que no sistema ar-água os valores médios da velocidade evoluem até por volta de 500D a jusante do injetor de correntes sendo que a partir desse ponto esses valores permanecem praticamente constantes. Já no sistema ar-glicerina observa-se um aumento contínuo dos valores médios da velocidade da bolha ao longo da tubulação.

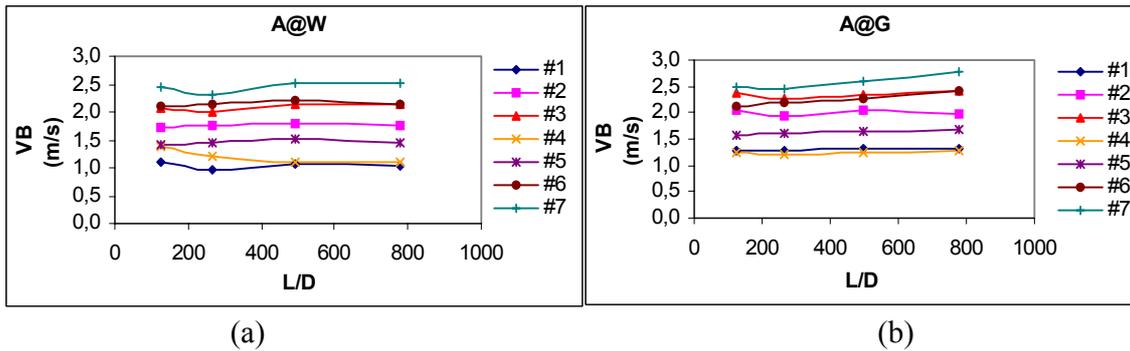


Figura 3.7 Evolução dos valores médios da velocidade da bolha (VB) ao longo da seção de teste no escoamento com ICP. (a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina (A@G).

Na Figura 3.8 nota-se comportamentos distintos da evolução dos valores médios do coeficiente de variação (SVB/VB) ao longo da tubulação para os dois sistemas. Para o sistema ar-água observa-se uma grande variação do coeficiente de variação entre 127D e 267D, jusante do injetor de correntes, e a partir desse ponto os valores médios do coeficiente de variação permanecem praticamente constantes. Esse comportamento da curva de evolução do coeficiente de variação indicando haver uma forte interação entre das estruturas que compõem o escoamento entre 127D e 267D o que demonstra que o processo de desenvolvimento do escoamento ocorre até por volta de 500D a jusante do injetor de correntes. No sistema ar-glicerina nota-se que a maior variação do coeficiente de variação acontece até 267D e a partir desse ponto os valores variam em menor escala. Esse comportamento indica que a interação entre as estruturas no sistema ar-glicerina é de maior intensidade até 267D a partir daí a interação acontece em menor grau e suavemente.

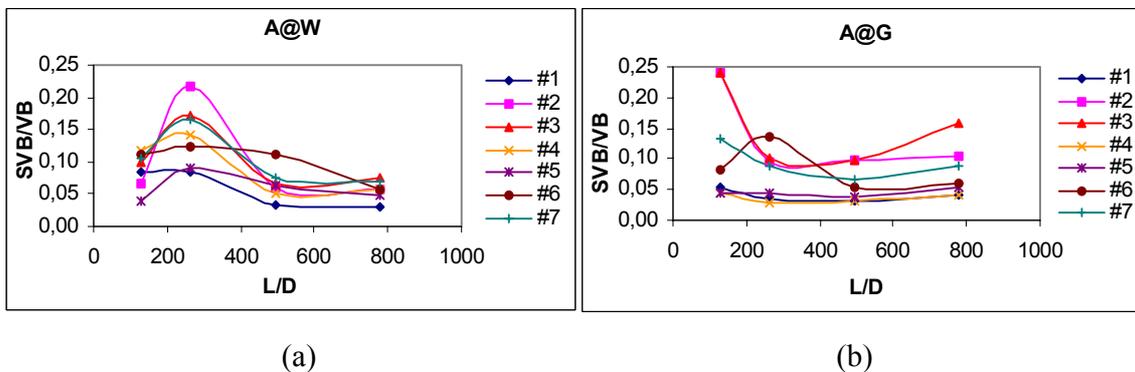


Figura 3.8 Evolução dos valores médios do coeficiente de variação (SVB/VB) ao longo da seção de teste no escoamento com ICP. (a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina (A@G).

A Figura 3.9 mostra a distribuição de velocidade ao longo da seção de teste nas quatro estações de medida obtidas no escoamento formado com o injetor de correntes paralelas (ICP) em três diferentes pontos experimentais para o sistema ar-água (A@W) e ar-glicerina (A@G). Nela observa-se uma influência significativa na evolução do escoamento devido ao aumento da viscosidade da fase líquida. Nota-se que a distribuição na estação mais próxima da formação do escoamento (E1) obtida para o sistema ar-glicerina possui um desvio padrão maior que aquela obtida para o sistema ar-água. Analisando-se a estação mais afastada da formação do escoamento (E4), nota-se o mesmo comportamento observado na E1. Isso indica que o aumento da viscosidade diminui a interação que ocorre entre estruturas ao longo do desenvolvimento do escoamento. Outro fato também importante observado é que as distribuições obtidas para o sistema ar-glicerina em todas as estações de medida possuem, em cada uma dessas estações, uma média que é superior a média da distribuição na respectiva estação de medida no sistema ar-água para todos os pontos analisados.

Nota-se também que no sistema ar-água, a partir da E3, a distribuição de velocidade está praticamente desenvolvida já que na E4 a distribuição de velocidade é muito próxima do perfil observado na E3. Outra característica da distribuição neste sistema é que a presença de uma grande variação do desvio padrão de uma estação para outra que acontece uma vez ao longo do escoamento. Já no sistema ar-glicerina a evolução da distribuição de velocidade ocorre contínua e gradualmente ao longo da seção de teste de uma maneira suave. Este fato indica que no sistema ar-água as interações entre as estruturas do escoamento ocorrem de forma intensa e abrupta no início da seção de testes, já no sistema ar-glicerina essa interação é suavizada de modo que a distribuição de velocidade está em processo de evolução ao longo de toda seção de testes.

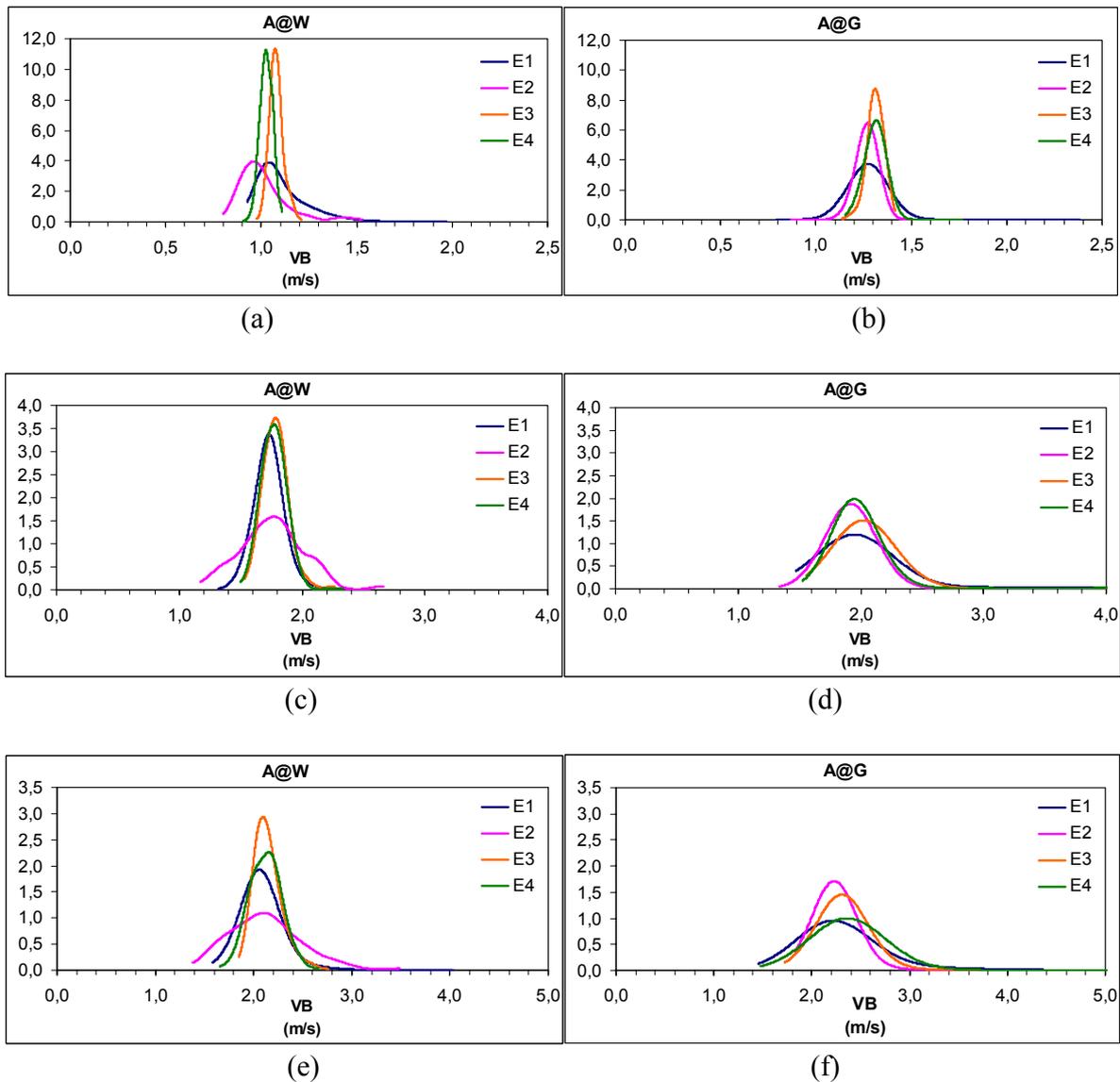


Figura 3.9 Distribuições de velocidade nas 4 estações de medida E1 a E4 para os pontos experimentais #1, (a) e (b), #2 (c) e (d), e #3, (e) e (f) no escoamento com ICP. Sistema ar-água, (a) (c) e (e); sistema ar-glicerina (b), (d) e (f).

b) Injetor de Correntes Concêntricas (ICC)

A seguir são mostrados os gráficos de evolução dos valores médios da velocidade da bolha (VB) e do coeficiente de variação (SVB/VB) ao longo da seção de testes para os sete pontos experimentais estudados nos dois sistemas ar-água e ar-glicerina obtidos no escoamento com ICC.

A Figura 3.10 mostra que no sistema ar-água os valores médios da velocidade da bolha VB são sistematicamente maiores com relação aos do sistema ar-glicerina, em cada ponto experimental, até aproximadamente 494D a jusante do misturado de líquidos. A partir dessa distância a situação se inverte sendo os valores médios da velocidade da bolha são sistematicamente superiores no sistema ar-glicerina. A evolução dos valores médios da velocidade da bolha ocorre de forma diferente nos dois sistemas. No sistema ar-água essa evolução com a diminuição contínua desse valor até 494D e a partir dessa distância os valores médios da velocidade da bolha torna-se praticamente constantes ao longo da tubulação, isso para todos os pontos experimentais estudados. Já no sistema ar-glicerina nota-se um aumento contínuo dos valores médios da velocidade da bolha ao longo da seção de testes. Isso confirma a influência da variação da viscosidade tanto no processo de formação quanto na evolução do escoamento. Note também que para o sistema ar-água VB possui comportamento decrescente com L/D no escoamento com o ICC e comportamento crescente no escoamento com o ICP. Isto quer dizer que o tipo de injetor está influenciando na formação de VB . Era de se esperar que VB sempre aumente pois a pressão cai ao longo da linha, J aumenta e por tanto VB também aumenta. É provável que o ICC crie o efeito de uma “*jet pump*” fazendo bolhas com uma velocidade inicial maior e depois sendo acelerada.

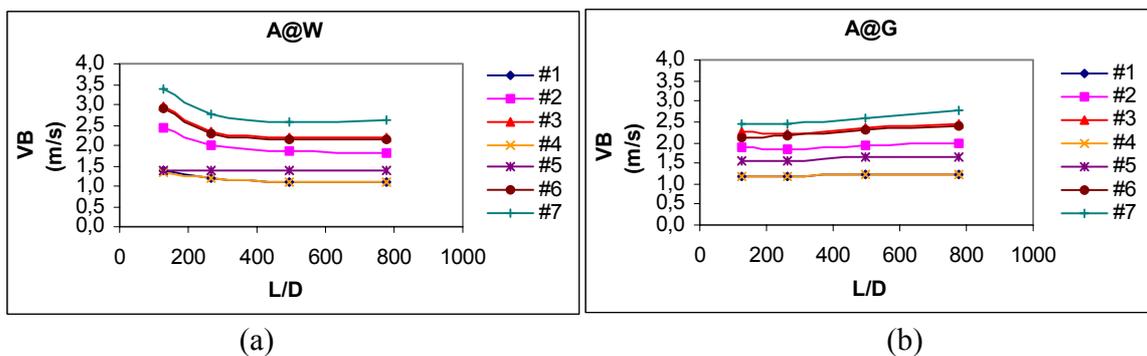


Figura 3.10 Evolução dos valores médios da velocidade da bolha (VB) ao longo da seção de teste no escoamento com ICC. (a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina (A@G).

Na Figura 3.11 nota-se que o coeficiente de variação no sistema ar-água diminui até por volta de 500D e então torna-se praticamente constante. Para o sistema ar-glicerina o valor do coeficiente de variação torna-se praticamente constante a partir de 267D.

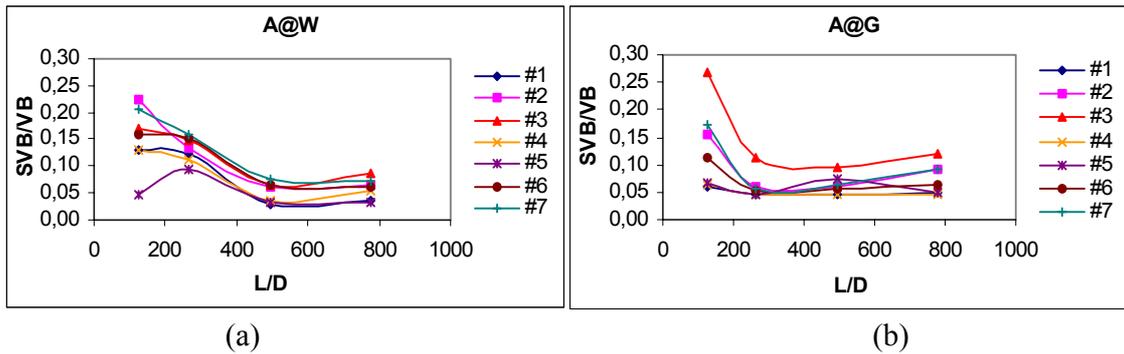


Figura 3.11 Evolução dos valores do coeficiente de variação (SVB/VB) ao longo da seção de teste no escoamento com ICC. (a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina (A@G).

A figura apresentada a seguir mostra as distribuições de velocidade ao longo da seção de teste nas quatro estações de medida obtidas no escoamento formado com o injetor de correntes concêntricas (ICC) em três diferentes pontos experimentais para o sistema ar-água (A@W) e ar-glicerina (A@G).

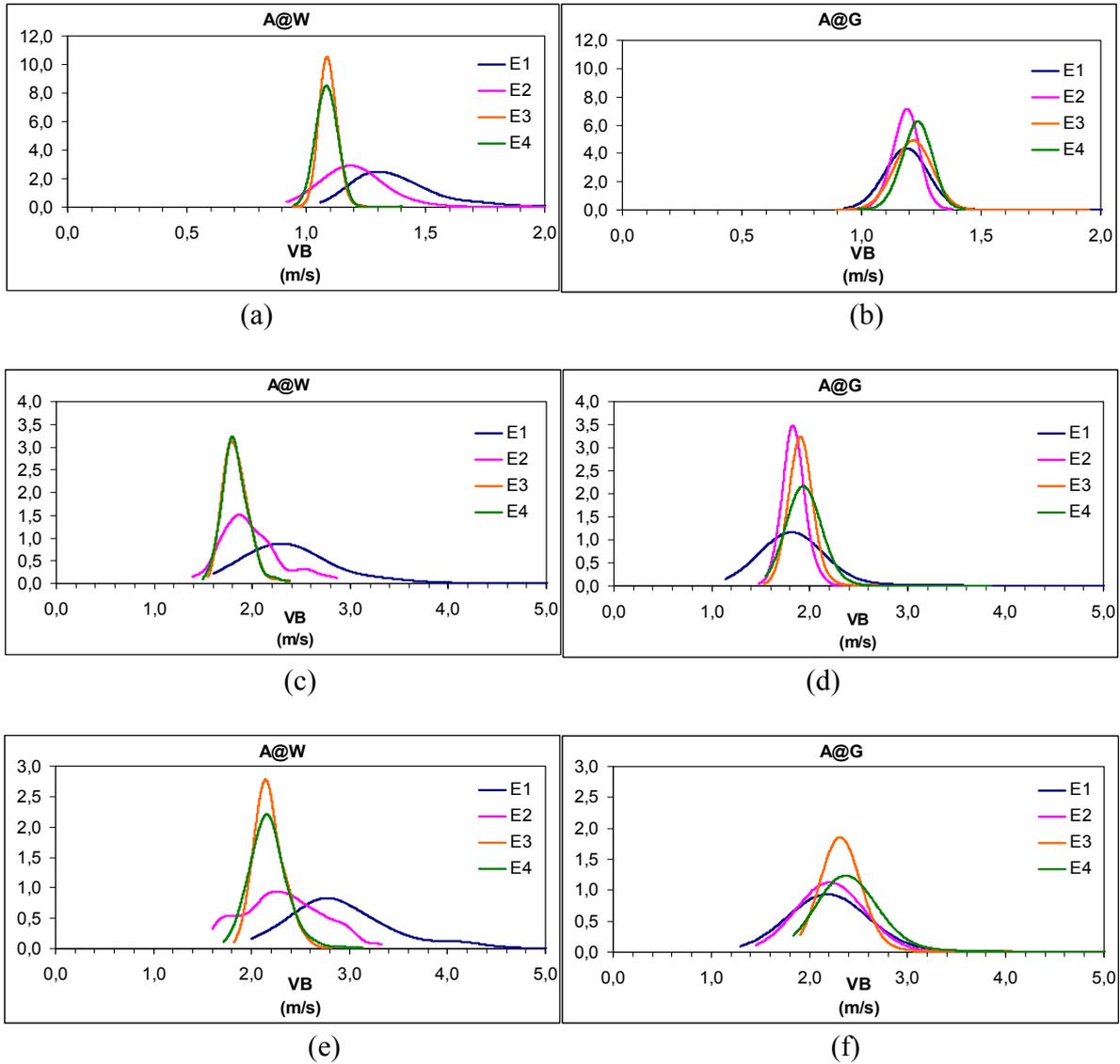


Figura 3.12 Distribuições de velocidade nas 4 estações de medida E1 a E4 para os pontos experimentais #1, (a) e (b), #2 (c) e (d), e #3, (e) e (f) no escoamento com ICC. Sistema ar-água, (a) (c) e (e); sistema ar-glicerina (b), (d) e (f).

A Figura 3.12 mostra que para o sistema ar-água as distribuições de velocidade nas estações E1 e E2 possuem média e desvio padrão superiores às respectivas distribuições no sistema ar-glicerina e para nas demais estações de medida a situação se inverte tendo-se agora distribuições com média e desvio padrão superiores no sistema ar-glicerina. Note-se também que a evolução das distribuições ao longo da seção de testes é diferenciada nos dois sistemas. No sistema ar-água as distribuições de velocidade evoluem de uma distribuição com maior média e desvio padrão na E1 para uma com menor média e desvio padrão na estação E4, sendo que na

estação E3 a distribuição de velocidade esta praticamente desenvolvida. Já no sistema ar-glicerina a evolução da distribuição de velocidade ocorre gradualmente através de suaves variações em cada estação de medida. Outra observação sobre o processo evolutivo da distribuição de velocidade é que no sistema ar-água a evolução se dá através da diminuição da média e do desvio padrão enquanto que no sistema ar-glicerina a evolução acontece com o aumento da media. Essas observações acima indicam que o aumento da viscosidade da fase líquida interfere diretamente no processo de formação do escoamento, pois tomando se como referência a E1, a mais próxima do injetor de correntes, nota-se que o aumento da viscosidade, aparentemente, faz com que as bolhas se formem dentro de uma faixa de velocidade menor e com velocidades mais baixas. Nota-se também que essa variação de viscosidade proporciona um processo de interação, entre as estruturas que formam o escoamento, mais suave e contínuo ao longo de toda a seção de testes.

3.3.2.2 Influência do Injetor de Correntes na Evolução do Escoamento

Nesta seção será analisada a influência do processo de formação das estruturas gás-líquido ao longo da tubulação nos sistemas ar-água e ar-glicerina levando-se em consideração o tipo de injetor utilizado.

A análise é feita utilizando-se ICP e ICC com A@W e A@G. Para cada sistema três figuras sendo cada uma formada por dois gráficos, um para cada tipo de injetor de correntes, apresentam as distribuições de velocidades obtidas nas estações de medida 1 e 4 (E1 e E4) localizadas respectivamente a 127D e 777D a jusante do misturador de correntes para três pontos experimentais: #1, #2 e #3.

a) Sistema Ar-Água

A figura apresentada a seguir mostra as distribuições de velocidade nas estações de medida E1 e E2, no escoamento com os injetores de correntes paralelas (ICP) e concêntrico (ICC) em três diferentes pontos experimentais no sistema ar-água.

A Figura 3.13 mostra que as distribuições de velocidade na estação de medida E4 obtidas com os dois tipos de injetores são muito parecidas e a medida que se aumenta o fluxo volumétrico de gás (JG) essas distribuições tende a se aproximarem mais ainda, ou seja, seus

valores de média e desvio-padrão vão se aproximando. O aumento de JG também proporciona um aumento na média de VB bem como no desvio padrão nas distribuições com os dois injetores. Nota-se também que as distribuições obtidas com o ICP nas estações na extremidade da seção de teste são muito parecidas indicando que este tipo de injetor produz um perfil de distribuição definido já na estação E4 sendo que este perfil evolui pouco ao longo da seção de teste. Já o escoamento formado com o ICC sofre uma grande interação entre suas estruturas ao longo da seção de testes pois as distribuições de velocidade obtidas nas estações E1 e E4 são muito diferentes.

Os resultados acima mostram também que a distribuição de velocidade obtida no escoamento formado com o ICP na E1 possui um desvio padrão menor do que aquela produzida no escoamento formado com o ICC. Isso indica o que ICC produz uma população de bolhas com velocidades dentro de uma faixa maior que aquela obtida com o ICP. Dessa forma o ICC proporciona uma maior variação na velocidade das bolhas formadas.

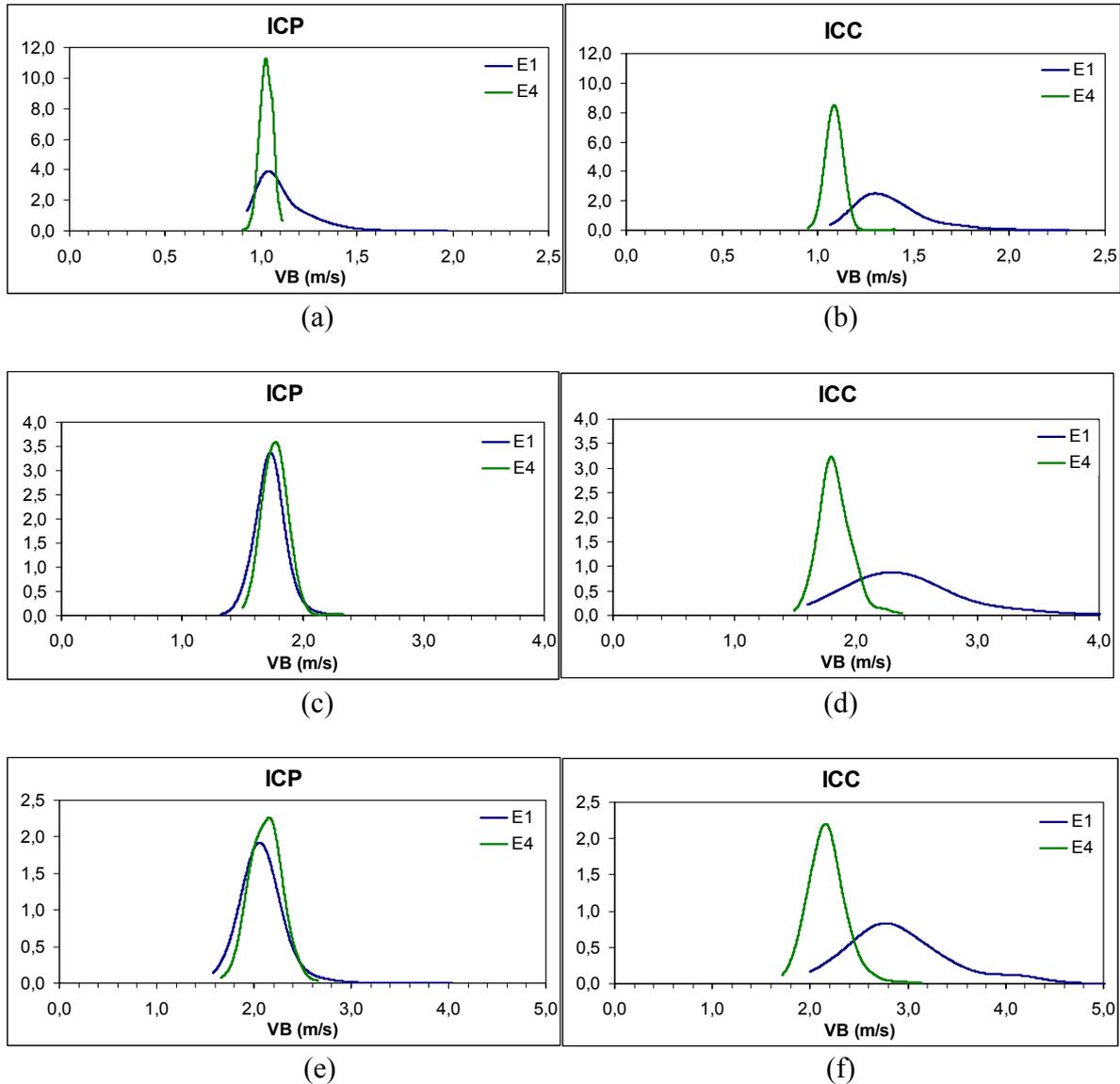


Figura 3.13 Distribuições de velocidade nas estações de medida E1 e E4 para os pontos experimentais #1, (a) e (b), #2, (c) e (d) e #3, (e) e (f), no sistema ar-água. (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas, (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas.

b) Sistema Ar-Glicerina

A figura apresentada a seguir mostra as distribuições estatísticas da velocidade nas estações de medida E1 e E4, no escoamento com os injetores de correntes paralelas (ICP) e concêntrico (ICC) em três diferentes pontos experimentais no sistema ar-glicerina.

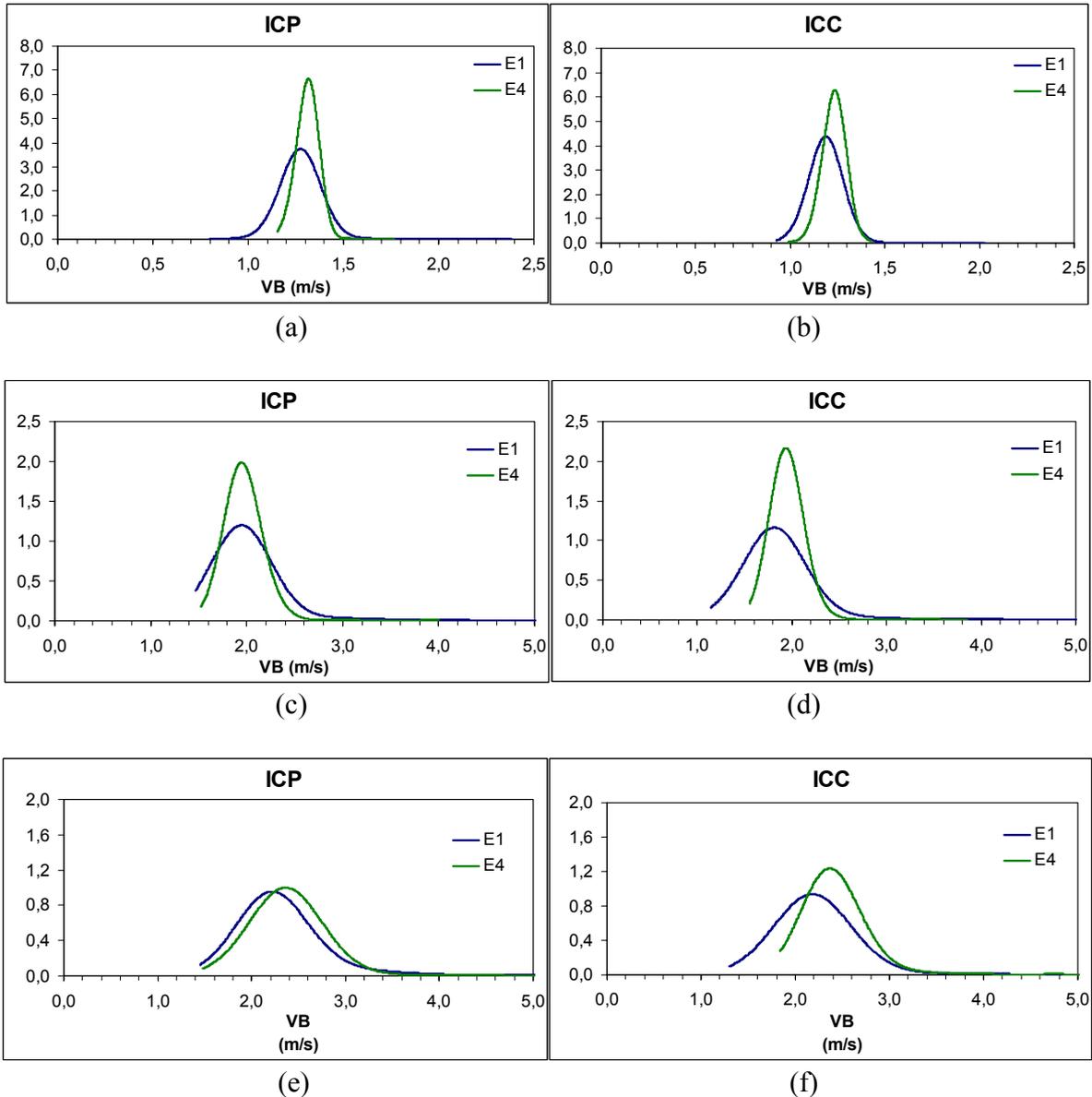


Figura 3.14 Distribuições de velocidade nas estações de medida E1 e E4 para os pontos experimentais #1, (a) e (b), #2, (c) e (d) e #3, (e) e (f), no sistema ar-glicerina. (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas, (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas.

A Figura 3.14 mostra que para o sistema ar-glicerina a influência do injetor na evolução do escoamento é insignificante pois as distribuições de velocidade na E1 bem como na E4 são praticamente idênticas para os dois tipos de injetores.

Os resultados mostrados nas Figuras 3.13 e 3.15 foram obtidos para os dois sistemas estudados ar-água e ar-glicerina. Eles indicam que o processo de formação do escoamento praticamente não é sentido na estação mais afastada do injetor onde as distribuições de

velocidade obtidas com os dois tipos de injetores são praticamente iguais. Nota-se também, nos sistemas ar-água e ar-glicerina, um indício de que as distribuições de velocidade evoluem para uma mesma distribuição com perfil, média e desvio padrão definidos em cada ponto experimental independentemente do injetor. Isto é, a medida que o escoamento evolui na linha ele perde a memória do processo de formação. Esse indício é mais evidente no sistema ar-água onde observa-se que na estação mais próxima do injetor (E1), nos três pontos experimentais estudados, a distribuição de velocidade obtida no escoamento com o ICC possui um maior desvio padrão e uma maior média quando comparada com aquela obtida no escoamento com ICP, mas ao longo da seção de testes as duas distribuições evoluem para uma distribuição comum aos dois tipos de injetores na estação mais afastada da entrada do ponto de formação do escoamento.

Capítulo 4

Bolha de Gás

4.1 INTRODUÇÃO

Um das principais características do escoamento pistonado é a sua intermitência e sua irregularidade. Wallis (1969) introduziu o conceito de “célula unitária” que reduz essa intermitência inerente a uma periodicidade. O conceito de “célula unitária” divide o escoamento em duas estruturas distintas que se repetem no tempo e no espaço: o pistão de líquido que é basicamente composto por líquido e por pequenas bolhas de gás dispersas e a longa bolha de gás que escoam sobre um filme de líquido, Figura 4.1. Neste trabalho a “célula unitária” será tratada apenas por célula.

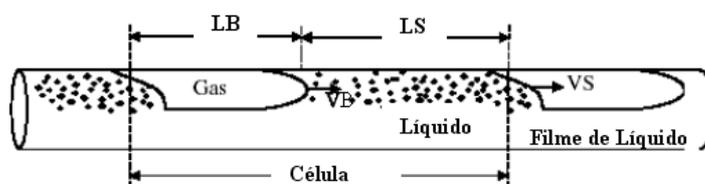


Figura 4.1 Célula.

Este capítulo apresenta um estudo sobre a bolha de gás baseado nos resultados experimentais obtidos neste trabalho utilizando-se dois sistemas distintos: ar-água (A@W) e ar-glicerina (A@G). Será apresentada uma análise qualitativa de forma da bolha bem como um estudo sobre alguns parâmetros do escoamento intermitente que estão relacionados a bolha de gás. Entre esses parâmetros estão a **forma**, o **comprimento da bolha de gás**, a **espessura do filme de líquido** e a **fração de vazio na região da bolha de gás**.

4.2 FORMA DA BOLHA DE GÁS

4.2.1 INTRODUÇÃO

As características das estruturas básicas do escoamento, pistão e a bolha de gás, são determinantes na evolução do escoamento. Bendiksen (1984) relata que a variação radial do topo do nariz da bolha é responsável pela mudança no comportamento do coeficiente C_0 indicando assim que a geometria das estruturas pode ter influencia direta no escoamento.

Bendiksen (1984) apresenta um estudo sobre o comportamento geométrico de uma bolha de gás se movendo em um meio líquido. O autor relata que para uma dada velocidade de líquido a espessura de filme a partir de uma determinada distância a montante do nariz da bolha adquire um valor praticamente constante. Outra observação feita é que para um tubo com diâmetro de 2,42 cm, para qualquer inclinação da tubulação, a posição radial do topo do nariz da bolha relativa ao centro do tubo é uma função da velocidade do líquido, de forma que para os mais baixos intervalos de velocidade a distância do topo do nariz a linha de centro tubo é $\frac{3}{4}R$, e a medida que a velocidade aumenta essa distância tende a zero. R é o raio do tubo.

Shemer e Barnea (1987) realizaram um estudo sobre o perfil de velocidade no interior do pistão de líquido. Para isso eles utilizaram a técnica de bolhas de hidrogênio e mostraram que a forma do nariz da bolha que escoar na região da esteira da bolha que se move a sua frente assemelha-se com a forma do perfil de velocidade imediatamente a sua frente.

Dukler e Fabre (1992) relatam que o nariz da bolha em escoamento ascendente possui a forma de um esferóide prolato independente de seu comprimento. Sendo a forma da traseira dependente das forças viscosas. Quando essas forças são desprezíveis a traseira da bolha possui uma interface plana indicando a ocorrência de vórtice, do contrário, quando as forças viscosas são significativas a traseira da bolha possui a forma de um esferóide oblato seguido de uma ondulação no filme. Quando o ângulo de inclinação da tubulação varia da posição vertical para o horizontal a área transversal do filme de líquido a partir de uma certa distância a montante do nariz da bolha muda de uma forma anular centrada para anular excêntrica e em seguida para um segmento de círculo indicando que o escoamento estratificado foi alcançado, sendo que essa

mudança ocorre por volta de 30° a 40° sendo que quando o escoamento no filme é estratificado a cauda da bolha tem a aparência de um ressalto hidráulico.

Fabre e Liné (1992) relatam que no escoamento vertical ascendente o nariz da bolha possui uma interface lisa, esférica e simétrica com relação ao centro do tubo. Os autores afirmam que não há evidências que um trem de bolhas se comporte como uma única bolha, mas seu movimento pode ser influenciado pela interação dinâmica causada pela esteira ad bolha que viaja a frente ou ainda pelas pequenas bolhas dispersas no pistão de líquido.

Fagundes Netto *et al.* (1999) apresentam um estudo teórico e experimental sobre a forma de longas bolhas de ar isoladas que escoam juntamente com água em um tubo horizontal. Os autores estudaram bolhas com diferentes volumes e comprimentos e observaram duas formas distintas correspondentes aos regimes de *plug* e *slug flow*. Seus resultados também mostraram que a transição entre os regimes observados depende do número de froude bem como do comprimento da bolha.

4.2.2 RESULTADOS E ANÁLISES

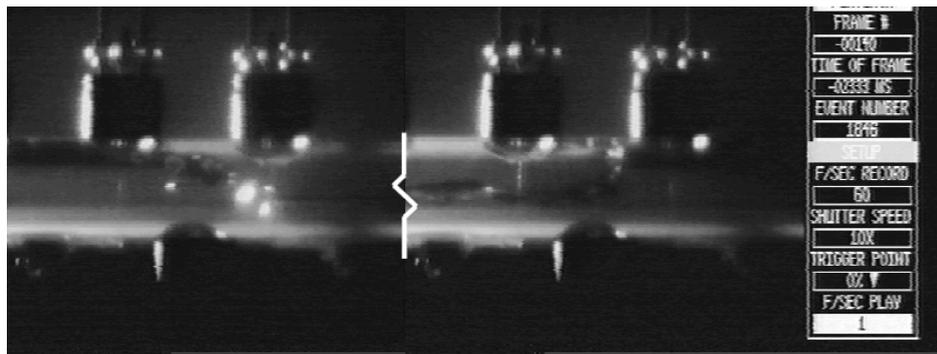
Nesta seção será feito um estudo qualitativo da forma da bolha de gás no escoamento intermitente horizontal baseado em imagens fotográficas e gráficos, que mostram a forma da bolha, obtidos utilizando-se os resultados experimentais.

As imagens bem como os gráficos foram obtidos para diversos pontos experimentais nos sistemas ar-água (A@W) e ar-glicerina (A@G).

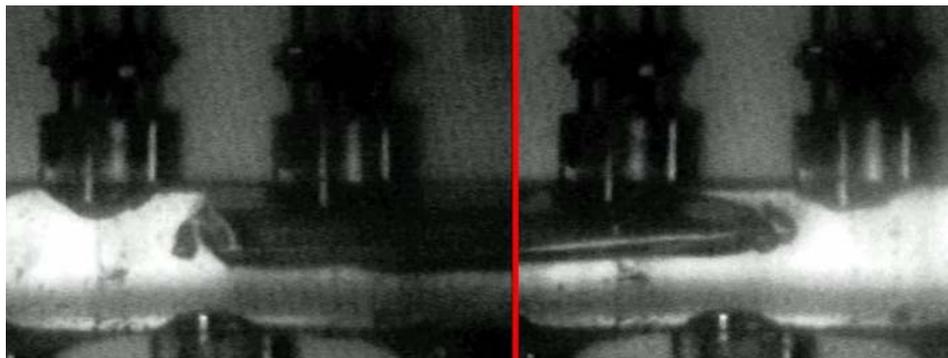
4.2.2.1 Imagens Fotográficas

As imagens obtidas foram produzidas originalmente em preto & branco por uma câmara de vídeo CCD com uma velocidade de obturador de 1:10.000 segundos. Essas imagens foram obtidas na estação de medida E3, localizada a 494D a jusante do injetor de correntes concêntricas. As imagens mostram as estruturas de gás e líquido observadas em várias condições neste tipo de escoamento. As imagens trazem informações qualitativas referentes à forma da bolha e a aeração do pistão de líquido entre outros parâmetros.

As imagens fotográficas mostram uma parte da seção de testes com aproximadamente cinco diâmetros de comprimento (5D) o que impossibilitou de se capturar a bolha de gás inteira. Com isso as imagens mostradas não retratam toda bolha de gás, mas apenas as regiões ao redor do seu nariz e de sua traseira que são mostradas em quadros separados.

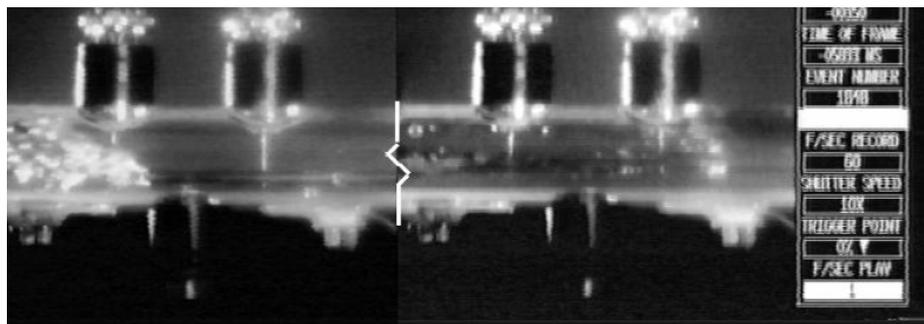


(a)

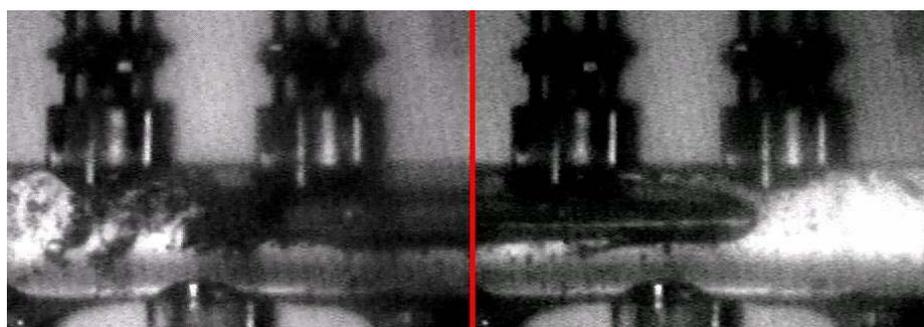


(b)

Figura 4.2 Imagens do nariz e cauda da bolha para, ponto experimental #1.(a) A@W; (b) A@G.

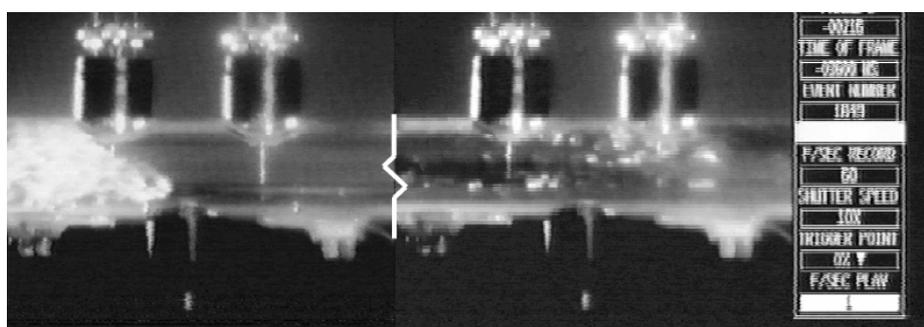


(a)

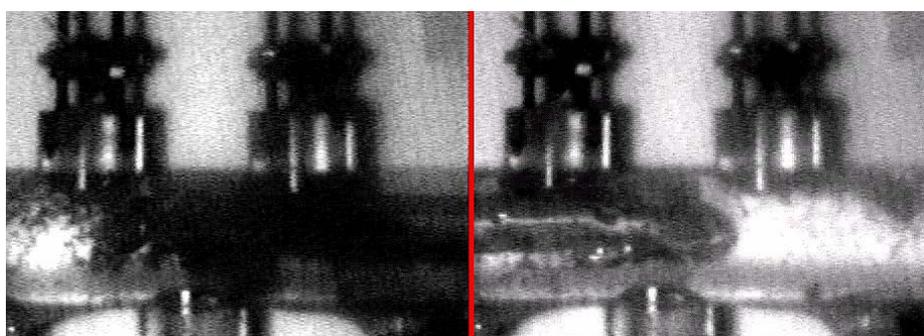


(b)

Figura 4.3 Imagens do nariz e cauda da bolha para, ponto experimental #2. (a) A@W; (b) A@G.

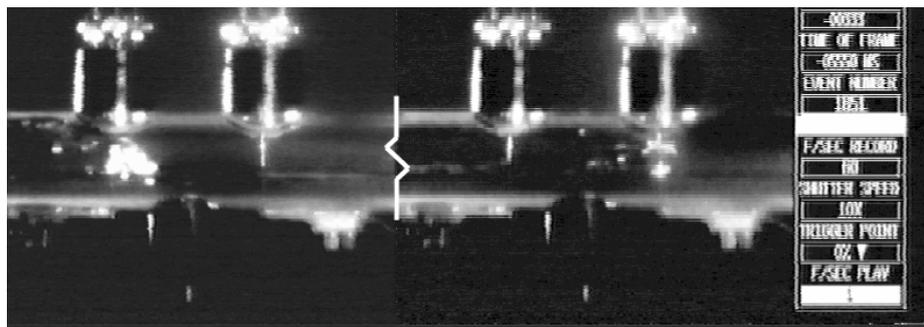


(a)

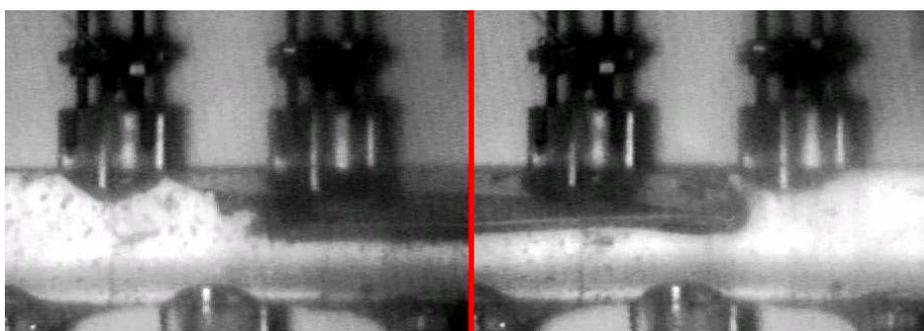


(b)

Figura 4.4 Imagens do nariz e cauda da bolha para, ponto experimental #3. (a) A@W; (b) A@G.



(a)

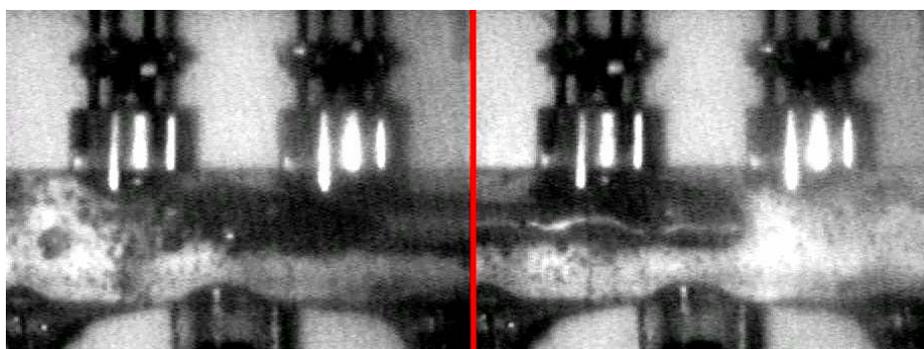


(b)

Figura 4.5 Imagens do nariz e cauda da bolha para, ponto experimental #5. (a) A@W; (b) A@G.

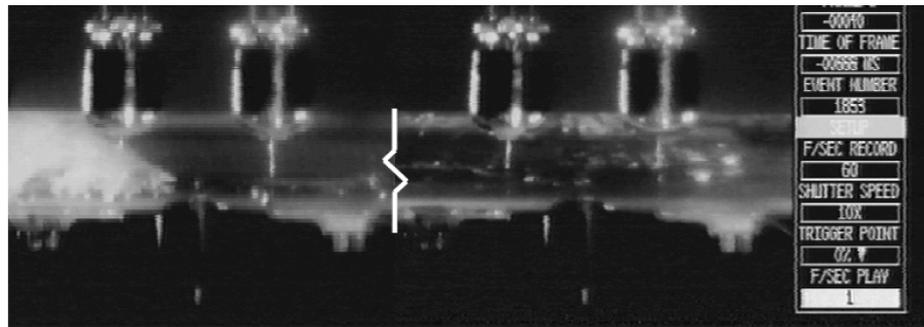


(a)

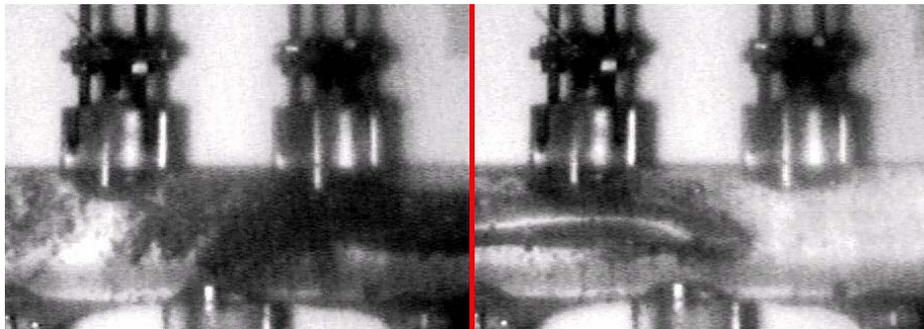


(b)

Figura 4.6 Imagens do nariz e cauda da bolha para, ponto experimental #6. (a) A@W; (b) A@G.



(a)



(b)

Figura 4.7 Nariz e cauda da bolha, ponto experimental #7. (a) A@W; (b) A@G.

A Figura 4.2 mostra imagens do sistema ar-água (a) e ar-glicerina (b) nas condições experimentais do ponto experimental #1. Observa-se que nesta condição experimental nos dois tipos de escoamento os pistões de líquido são livres de bolhas dispersa e apresentam diferentes configurações no nariz e na calda da bolha. No escoamento ar-água nota-se que a bolha possui um nariz localmente esferoidal em seu topo, que se localiza junto a parede superior do tubo, e possui um comprimento de aproximadamente $1D$. Na parte traseira da bolha observa-se uma interface oblíqua que tem início no final do filme de líquido formando assim uma espécie de “cauda”. Já no escoamento ar-glicerina nota-se que o nariz da bolha apresenta uma forma elíptica sendo que seu topo se encontra afastado da parte superior do tubo e apresenta um comprimento aproximado de $1D$. Na sua traseira observa-se uma interface plana demonstrando uma transição gás-líquido abrupta como num ressalto hidráulico.

Ruder e Hanratty (1990) descrevem o comportamento de dois sub-regimes do escoamento intermitente denominados ‘*plug flow*’ e ‘*slug flow*’. Eles relatam que ‘*plug flow*’ ocorre nos escoamentos com baixas velocidades de gás e é caracterizado por uma “cauda” na traseira da

bolha na forma de escada seguido por um pistão de líquido não aerado. Já o '*slug flow*' ocorre a altas velocidades de gás e é caracterizado por bolhas com traseiras muito agitadas sendo que a transição gás-líquido ocorre abruptamente como num ressalto hidráulico seguida por um pistão de líquido aerado.

A Figura 4.2 indica a existência dos dois sub-regimes descritos acima, em concordância com Fagundes Netto *et al.* (1999). A Figura 4.2(a), sistema ar-água, indica a existência do sub-regime '*plug flow*' enquanto que na Figura 4.2(b), sistema ar-glicerina, o regime existente parece ser o '*slug flow*'.

A descrição dos dois sub-regimes apresentada acima mostra que as condições determinantes para o aparecimento desse sub-regimes são baixas velocidades de gás para o '*plug flow*' e altas velocidades de gás para o '*slug flow*'. No entanto esses sub-regimes são observados nas mesmas condições experimentais exceto a viscosidade da fase líquida, Figura 4.2. Isso indica que as velocidades do gás e do líquido não são os únicos parâmetros determinantes para a determinação dos sub-regimes do escoamento intermitentes descritos acima.

As figuras mostradas acima podem ser divididas em duas seqüências experimentais distintas para os dois tipos de escoamento ar-água e ar-glicerina. Uma onde a taxa de gás é mantida fixa e a de gás é aumentada, Figuras 4.2 a 4.4 e 4.5 a 4.7, e a outra onde ocorre o inverso, a taxa de gás é aumentada e a de líquido é mantida fixa, Figuras 4.2 e 4.5.

Analisando-se as duas seqüências de imagens onde a taxa de líquido é mantida fixa e a de gás aumentada, observa-se nos dois tipos de escoamento que o topo do nariz da bolha se desloca na direção da linha de centro do tubo e o pistão de líquido que inicialmente era livre de bolhas dispersas se torna aerado e essa aeração é aumentada a medida que a taxa de gás aumenta.

No escoamento ar-glicerina as Figuras 4.2(b) e 4.3(b) mostram que o aumento da taxa de gás mantendo-se a de líquido fixa faz com que haja uma mudança na forma da bolha. Na Figura 4.2(b) observa-se na traseira da bolha uma interface gás-líquido plana enquanto na Figura 4.3(b) essa interface é oblíqua.

Na seqüência de imagens que retratam as estruturas do escoamento quando a taxa de líquido é aumentada e a de gás é mantida constante, nos dois tipos de escoamento, observa-se também um deslocamento do topo do nariz da bolha em direção a linha de centro do tubo bem como o aparecimento de pequenas bolhas na fase líquida.

Em todos os casos as imagens mostram que a região do nariz da bolha tem uma extensão aproximadamente entre 1 e 2 diâmetros livre.

4.2.2.2 Gráficos

Nesta seção a forma da bolha de gás será analisada através de gráficos que mostram a altura de filme relativa ao diâmetro da tubulação (H/D) *versus* o comprimento relativo da tubulação (L/D).

Neste trabalho, no escoamento intermitente horizontal, assume-se que a interface gás líquido é plana, sendo que o gás ocupa a parte superior do tubo e o líquido a inferior.

As alturas de filme de líquido foram obtidas na estação de medida E4, localizada a 777 diâmetros livres a jusante do injetor de correntes paralelas. A altura é medida na seção que cruza o tubo transversalmente.

O formato da bolha de gás, representado pela posição da interface na seção transversal do tubo, foi obtido para os pontos experimentais #1, #3 e #4, ver Tabela 2.2. Em cada ponto experimental foram obtidas as formas de três bolhas distintas que escoaram durante o teste. Os gráficos são mostrados a seguir.

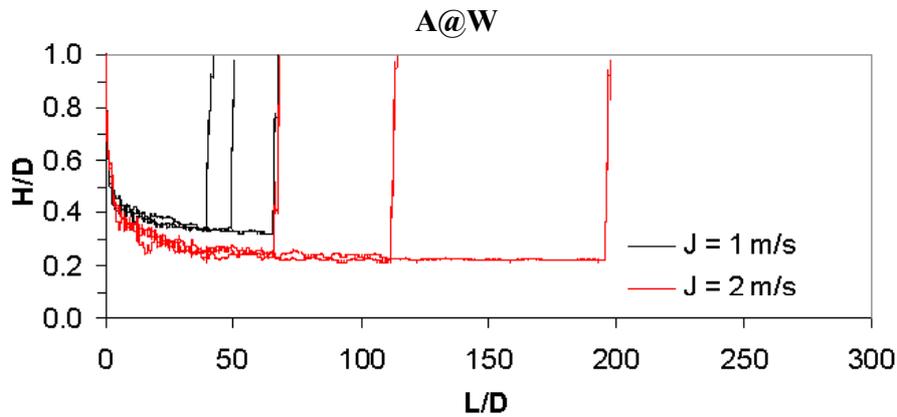


Figura 4.8 Forma de bolhas nas condições experimentais dos pontos #1 e #3 no sistema ar-água (A@W) com $J = 1 \text{ m/s}$ e $J = 2 \text{ m/s}$.

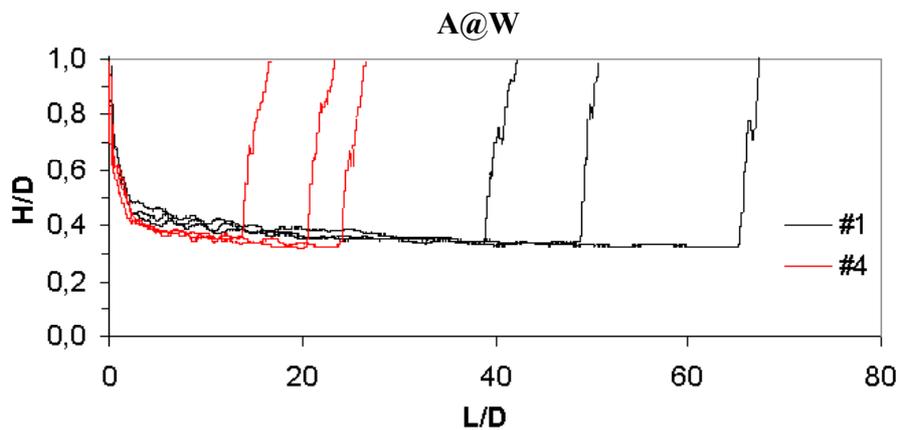


Figura 4.9 Forma de bolhas nas condições experimentais dos pontos #1 e #4 no sistema ar-água (A@W) com $J = 1 \text{ m/s}$.

Na Figura 4.9 é mostrado um gráfico que apresenta de maneira sobreposta a forma de três bolhas obtidas nas condições experimentais do ponto #1 e outras três no ponto #4 no sistema ar-água, ambos pontos possuindo uma velocidade superficial da mistura igual a 1 m/s .

Nota-se que as bolhas obtidas no ponto #4 são menores que aquelas obtidas no ponto #1, no entanto, tem-se que as bolhas menores possuem praticamente a mesma forma das bolhas maiores, quando comparados os mesmos comprimentos. Isso indica que, no caso do escoamento A@W as bolhas possuem formas iguais para a mesma velocidade superficial da mistura independente de seus comprimentos.

A forma da bolha para A@W não varia com J, note que bolhas com diferentes JL e JG apresentam o mesmo formato como indicado Fagundes Netto (1999).

A Figura 4.10 mostra formas de bolhas obtidas para nas mesmas condições experimentais do ponto #1 onde a velocidade superficial da mistura é igual a 1 m/s nos dois sistemas, ar-água (A@W) e ar-glicerina (A@G). Essa figura mostra que as formas das bolhas são diferentes quando se comparam os sistemas. Nota-se que para o sistema A@W a altura de filme é maior que aquela no sistema A@G e no caso do sistema A@W essa altura diminui ao longo do comprimento da bolha enquanto que no sistema A@G a altura de filme é praticamente constante ao longo da bolha. Outra diferença observada diz respeito ao nariz da bolha, que no caso do sistema A@G possui um comprimento maior até atingir o corpo da bolha.

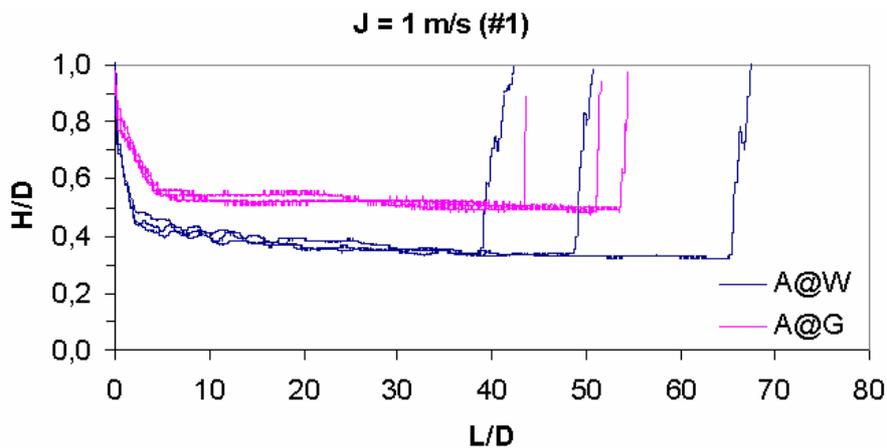


Figura 4.10 Forma de bolhas nas condições experimentais do ponto #1 nos sistemas ar-água (A@W) e ar-glicerina (A@G) com $J = 1$ m/s.

As figuras mostradas a seguir foram obtidas para no sistema ar-glicerina.

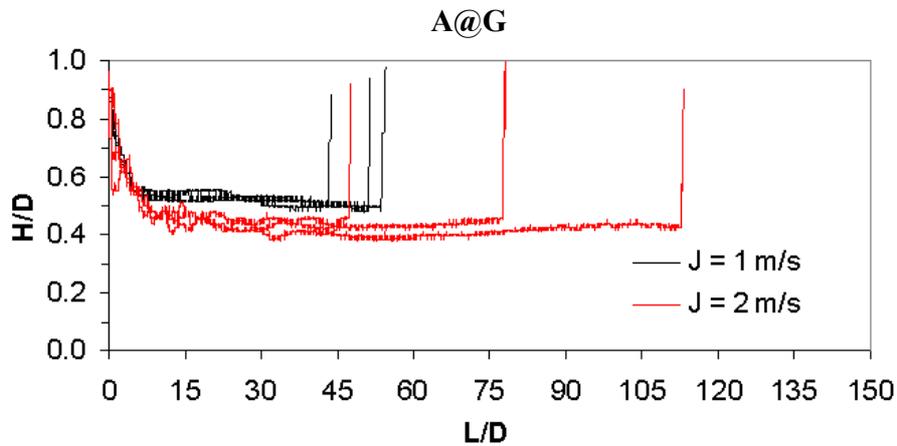


Figura 4.11 Forma de bolhas nas condições experimentais dos pontos #1 e #3 no sistema ar-glicerina (A@G) com $J = 1 \text{ m/s}$ e $J = 2 \text{ m/s}$.

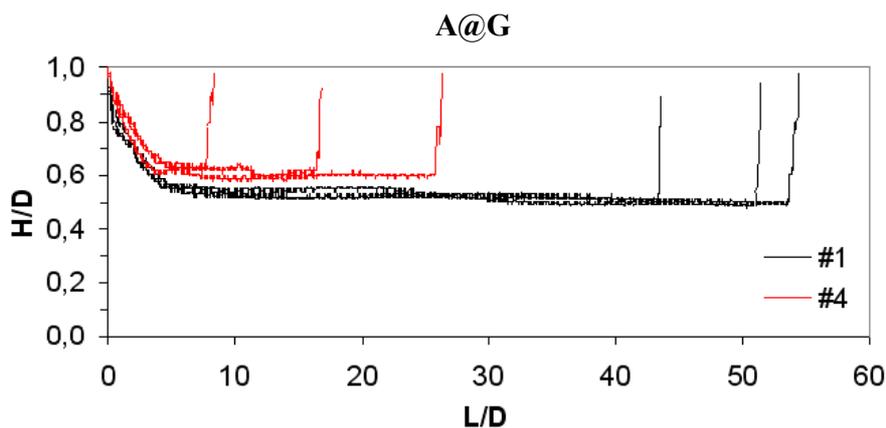


Figura 4.12 Forma de bolhas nas condições experimentais dos pontos #1 e #4 no sistema ar-glicerina (A@G) com $J = 1 \text{ m/s}$.

A Figura 4.12 mostra as formas de seis bolhas sobrepostas obtidas nas condições experimentais dos pontos #1 e #4 com uma velocidade superficial de mistura igual a 1 m/s no sistema ar-glicerina. Nota-se que as bolhas obtidas no ponto #1 são maiores que aquelas no ponto #4 como observado no escoamento com o sistema A@G. No entanto neste caso as formas das bolhas obtidas no escoamento com diferentes J são distintas.

As Figuras 4.8 e 4.11 mostram, respectivamente, as formas das bolhas obtidas nos sistemas ar-água e ar-glicerina. Em cada uma dessas figuras foram obtidas as formas de três bolhas para

cada uma das condições experimentais do ponto #1, com velocidade superficial da mistura igual a 1 m/s, e do ponto #3 onde a velocidade superficial da mistura é igual a 2 m/s.

Nota-se que nos dois casos o aumento da velocidade superficial da mistura proporciona uma diminuição da espessura de filme de líquido, o que faz com que as formas da bolha para um mesmo sistema tenham características geométricas distintas.

4.3 COMPRIMENTO DA BOLHA DE GÁS (LB)

4.3.1 INTRODUÇÃO

Nesta parte do capítulo será realizado um estudo sobre o comprimento da bolha de gás (comprimento da bolha). Nesse estudo será analisada a influência do aumento da viscosidade sobre o comprimento da bolha. Para tal serão utilizados gráficos de valores médios bem como funções densidade de probabilidade.

4.3.2 RESULTADOS E ANÁLISE

Nesta seção será realizada uma análise dos resultados experimentais do comprimento da bolha, mostrados no Apêndice II, na estação de medida mais afastada do injetor onde pressupõem-se que o escoamento esteja próximo da condição desenvolvida, a evolução do comprimento da bolha ao longo da seção de testes e por último a influência do injetor nessa evolução.

4.3.2.1 Escoamento Longe do Injetor de Correntes Paralelas

Os resultados aqui apresentados se referem aqueles obtidos na estação mais afastada do injetor de correntes paralelas, localizada a 777 diâmetros livre a jusante, onde supõem-se que o escoamento esteja praticamente desenvolvido.

A Figura 4.13 mostra um gráfico do comprimento relativo da bolha de gás (LB/D) em função da razão entre velocidade superficial do gás e do líquido (JG/JL) para os sistemas ar-água e ar-glicerina. Nessa figura nota-se há uma dependência linear entre LB e JG/JL de modo que o

comprimento da bolha de gás aumenta a medida que a razão entre a velocidade do gás e de líquido aumenta, isso nos dois sistemas estudados. Porém, observa-se um aumento mais acentuado para o sistema ar-água. Isso indica que aumentando-se a velocidade do gás e mantida fixo a do líquido o comprimento da bolha aumenta mas esse aumento é mais acentuado no sistema ar-água.

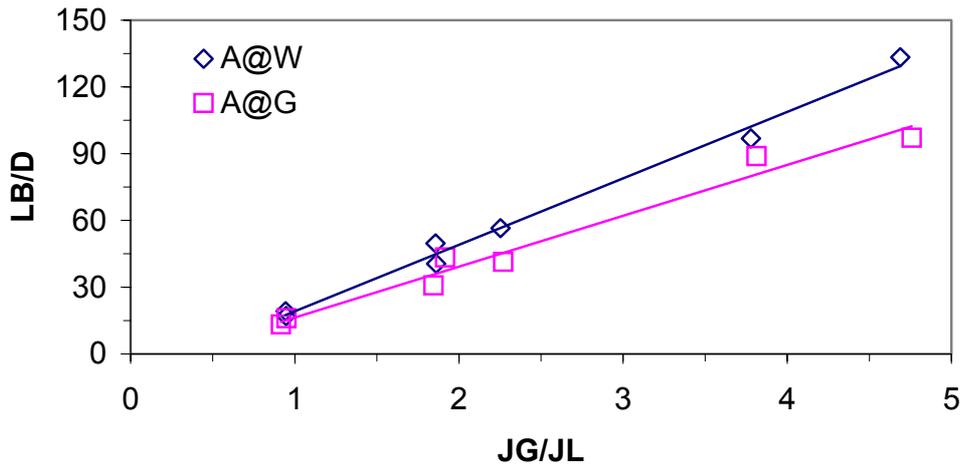


Figura 4.13 Comprimento relativo médio da bolha de gás (LB/D) em função da razão entre a velocidade superficial do líquido e a do gás (JG/JL).

Na Tabela 4.1 são expostos os comprimentos relativos da bolha de gás no sistema ar-água e ar-glicerina nos sete pontos experimentais estudados. Ela mostra que o comprimento da bolha de gás é sistematicamente maior no sistema ar-água quando comparado com o respectivo ponto experimental no sistema ar-glicerina. Isso indica que o aumento da viscosidade provoca uma diminuição no comprimento da bolha de gás.

Tabela 4.1 Valores dos comprimentos relativos da bolha de gás obtidos na estação de medida 4 em cada ponto experimental nos sistema ar-água e ar-glicerina.

	LB/D (#1)	LB/D (#2)	LB/D (#3)	LB/D (#4)	LB/D (#5)	LB/D (#6)	LB/D (#7)
A@W	49,7	96,8	133,3	19,2	17,0	40,5	56,5
A@G	43,3	88,9	97,1	16,1	13,3	30,8	41,4

A Figura 4.14 mostra as distribuições estatísticas do comprimento relativo da bolha de gás para os pontos experimentais #5, #6 e #7, ver Tabela 2.2, nos sistemas ar-água e ar-glicerina. Os

pontos estudados possuem uma vazão de líquido constante e um progressivo aumento da vazão de gás. Nota-se que as distribuições do comprimento relativo da bolha possuem um menor desvio padrão no sistema ar-glicerina quando comparado aos respectivos pontos experimentais no sistema ar-água. Nota-se também que a medida que a velocidade do gás aumenta as distribuições se deslocam para a direita o que indica um aumento da média e o aparecimento de bolhas com tamanho superior. O aumento da velocidade do gás também provoca um aumento do desvio padrão nos dois sistemas.

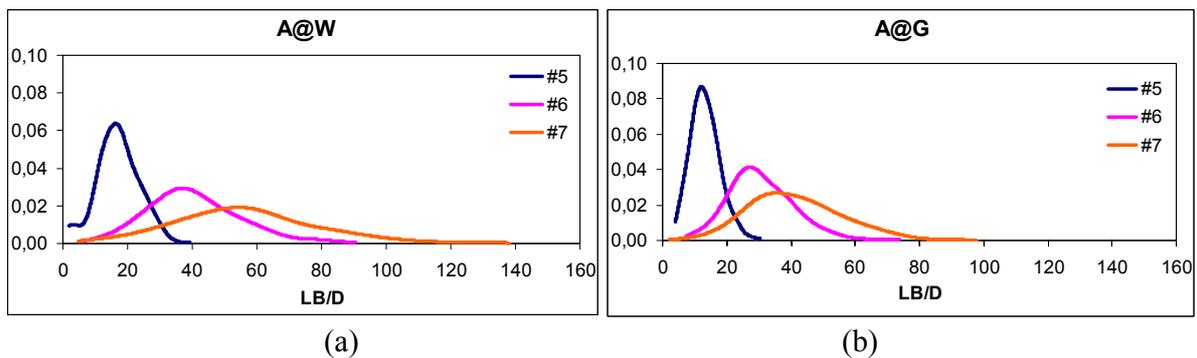


Figura 4.14 Distribuição estatística do comprimento relativo médio da bolha de gás para os pontos experimentais #5, #6 e #7. (a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina (A@G).

4.3.2.2 Evolução de Comprimento da Bolha de Gás

A evolução do comprimento da bolha de gás ao longo da seção de testes, bem como, o efeito da viscosidade da fase líquida nessa evolução são tratados nesta seção. Os resultados aqui mostrados foram obtidos no escoamento com o injetor de correntes paralelas.

Os gráficos de evolução dos valores médios do comprimento relativo da bolha de gás ao longo da seção de testes para os sete pontos experimentais estudados nos dois sistemas, ar-água e ar-glicerina, são mostrados a seguir na Figura 4.15. Nela nota-se que no sistema ar-água (A@W) até a uma distância de 494D a jusante do injetor de correntes, em todos os pontos experimentais, o comprimento da bolha sofre um aumento e a partir dessa distância o aumento é menos acentuado. Já no sistema ar-glicerina (A@G) o comprimento médio da bolha de gás aumenta suavemente ao longo da seção de testes. O aumento no tamanho da bolha é esperado devido a queda de pressão na linha e a eventual coalescência de bolhas.

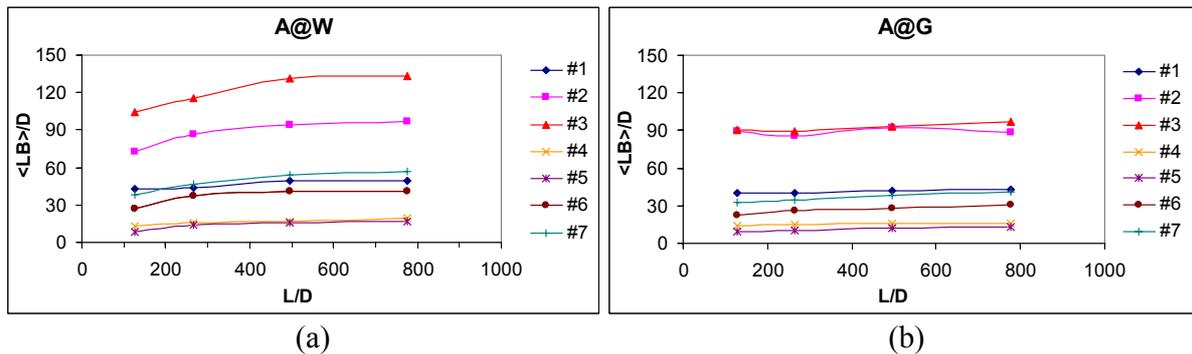


Figura 4.15 Evolução dos valores médios do comprimento relativo da bolha de gás ao longo da seção de teste. (a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina. (A@G)

A Figura 4.16 mostra a evolução do coeficiente de variação do comprimento da bolha de gás (SLB/LB) ao longo da seção de testes para os sistemas ar-água e ar-glicerina. Nessa figura nota-se que nos dois sistemas estudados a variação do comprimento da bolha com relação ao valor médio, coeficiente de variação, sofre uma queda mais acentuada entre as estações E1 e E2 e em seguida permanecem praticamente constantes ao longo do restante da seção de testes. Isso indica que o processo de formação fornece bolhas de tamanhos bem distintos ao da média que interagem fortemente entre as estações E1 e E2 dando origem a bolhas com tamanho mais próximo ao da média que parecem permanecer assim ao longo da tubulação.

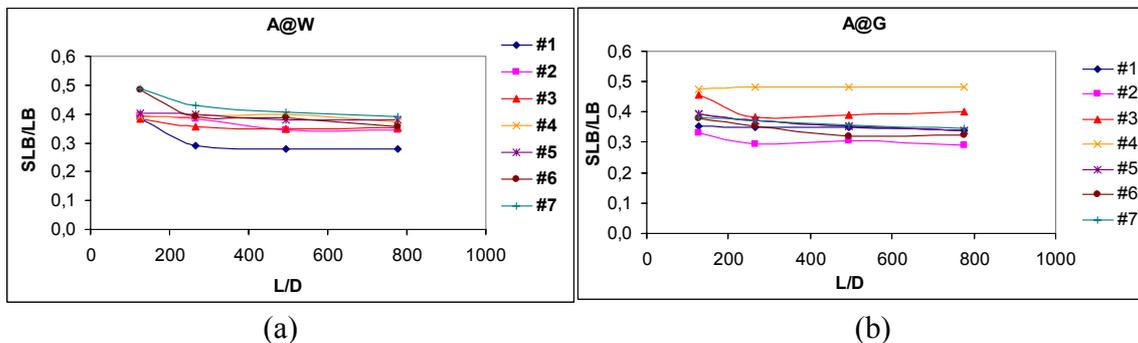


Figura 4.16 Evolução do coeficiente de variação do comprimento da bolha de gás (SLB/LB) ao longo da seção de teste. (a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina. (A@G).

As figuras apresentadas a seguir mostram as distribuições estatísticas do comprimento relativo da bolha de gás ao longo da seção de teste nas quatro estações de medida obtidas no escoamento para os pontos experimentais #5, #6 e #7, que apresentam a mesma vazão de líquido e vazão de gás crescente, nos sistemas ar-água e ar-glicerina.

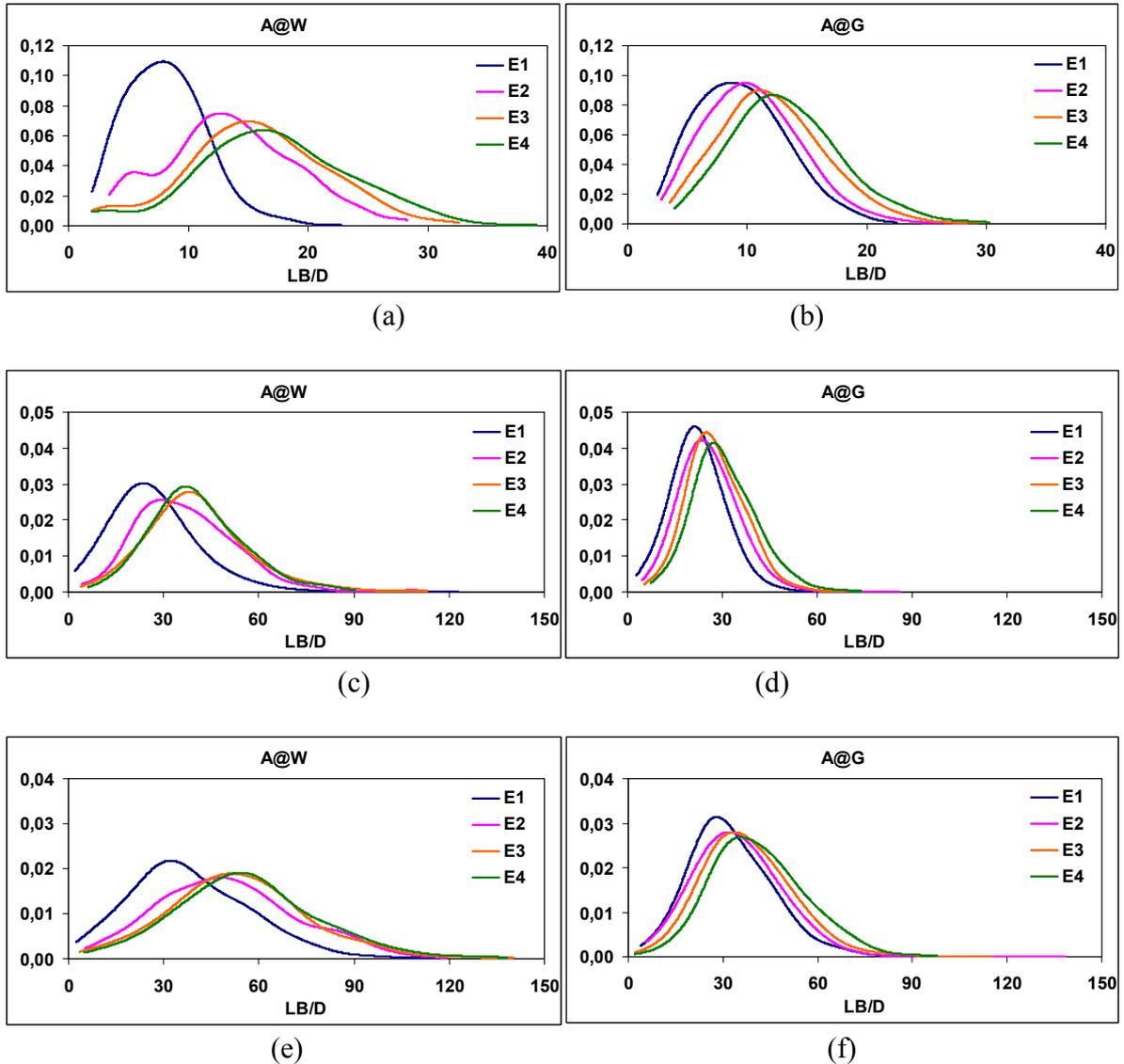


Figura 4.17 Distribuições estatísticas do comprimento relativo da bolha de gás nas 4 estações de medida para o pontos experimentais #5, #6 e #7. (a), (c) e (e) sistema ar-água (A@W); (b), (d) e (f) sistema ar-glicerina (A@G).

A Figura 4.17 mostra algumas diferenças significativas entre os escoamentos com os dois sistemas. Nota-se que no escoamento com o sistema ar-água as distribuições estatísticas possuem um desvio padrão maior que aqueles no escoamento com o sistema ar-glicerina quando comparados os respectivos pontos experimentais nas mesmas estações de medida. Observa-se também que enquanto no sistema ar-água a evolução das distribuições estatísticas do comprimento da bolha acontecem com grandes variações entre as estações E1 e E2 isso não

ocorre no escoamento com o sistema ar-glicerina onde observa-se que as distribuições são praticamente iguais nas quatro estações de medida nos pontos experimentais mostrados. Isso indica que enquanto no escoamento com o sistema ar-água há uma maior interação entre as estruturas do escoamento até 267D, no escoamento com o sistema ar-glicerina a variação das distribuições é muito pequena ao longo de toda a seção de testes indicando haver uma fraca interação entre as estruturas.

Esses resultados acima mostram que o aumento da viscosidade da fase líquida diminui a interação que acontece entre as estruturas que compõem o escoamento intermitente fazendo com que o escoamento se desenvolva mais próximo do seu ponto de formação.

Nota-se também que, nos dois sistemas, à medida que o escoamento evolui ao longo da seção de testes a população de bolhas pequenas diminui enquanto a de bolhas grandes aumenta. Nota-se também que as bolhas de tamanhos menores desaparecem. Isso se deve a coalescência e a queda de pressão.

4.3.2.3 Influência do Injetor Gás-Líquido na Evolução do Comprimento da Bolha de Gás

Nesta seção será estudada a influência do tipo de injetor gás-líquido na evolução do comprimento da bolha de gás ao longo da seção de testes.

Esse estudo será realizado separadamente para sistemas ar-água (A@W) e ar-glicerina (A@G) utilizando para cada sistema três figuras sendo cada uma formada por dois gráficos, um para cada tipo de injetor gás-líquido, que apresentam as distribuições estatísticas do comprimento da bolha obtidas nas estações de medida E1 e E4 localizadas respectivamente a 127D 777D a jusante do injetor de correntes para os pontos experimentais #5, #6 e #7.

a) Sistema Ar-Água

A Figura 4.18 a seguir mostra as distribuições estatísticas do comprimento relativo da bolha de gás nas estações de medida E1 e E4, no escoamento com os injetores de correntes paralelas (ICP) e concêntrico (ICC) para os três pontos experimentais #5, #6 e #7 no sistema ar-água.

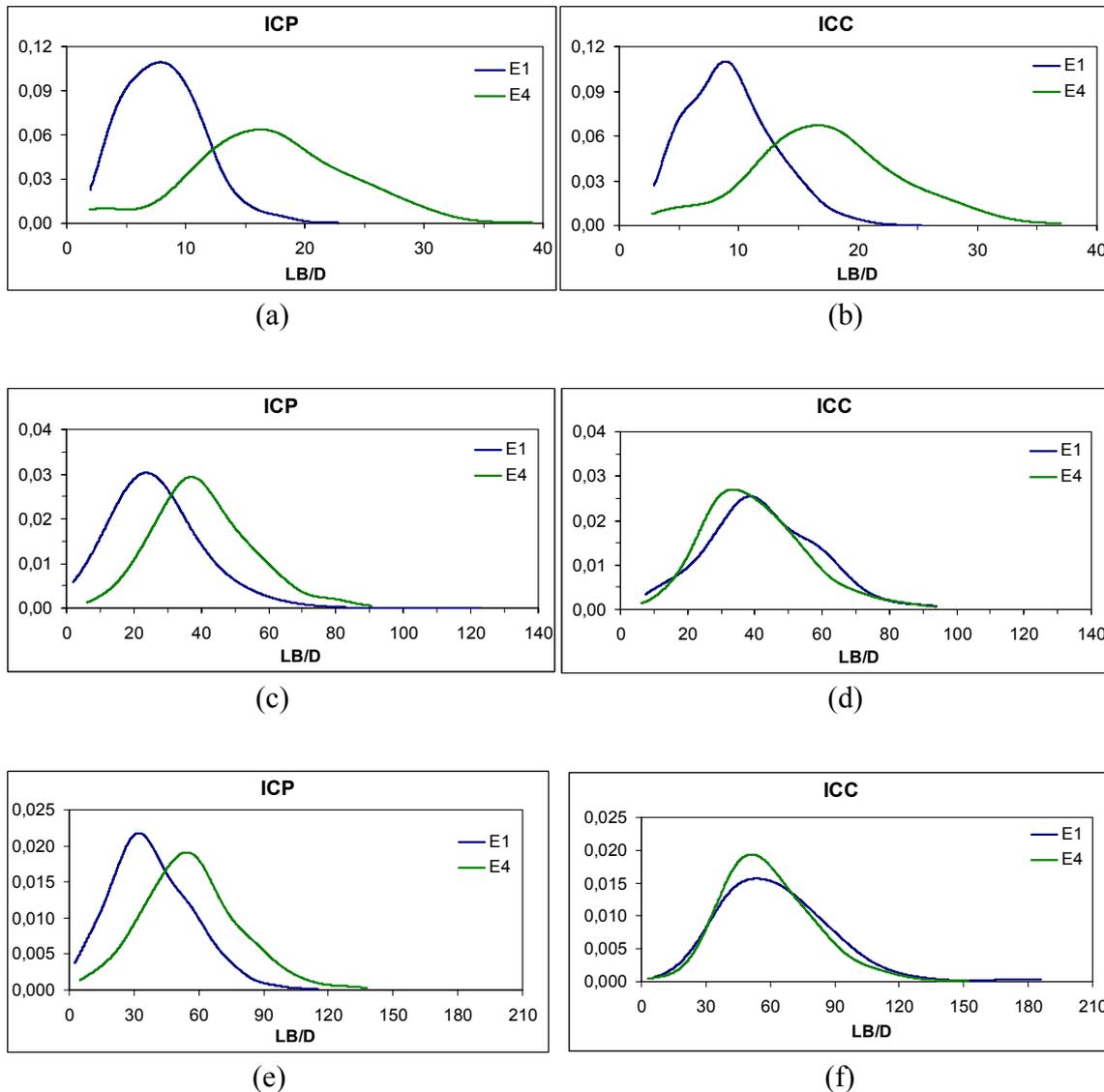


Figura 4.18 Distribuições estatísticas do comprimento relativo da bolha nas estações de medida E1 e E4 no ponto experimental #5, #6 e #7 no sistema ar-água. (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas (ICP); (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas (ICC).

A Figura 4.18 mostra que no escoamento obtido com injetor de correntes concêntricas a distribuição estatística do comprimento da bolha na estação mais próxima do injetor possui um maior desvio padrão que aquela obtida no escoamento com injetor de correntes paralelas no respectivo quando comparado com o respectivo ponto experimental. No entanto, essa diferença observada entre os dois processos de formação na estação E1 não é observada na estação mais

afastada do injetor onde as distribuições são praticamente iguais com média e desvio padrão praticamente iguais para cada um dos pontos experimentais.

As distribuições estatísticas do comprimento da bolha na estação mais afastada do injetor se aproximam de uma distribuição normal no escoamento com o ICP bem como no escoamento com o ICC.

Os resultados apresentados acima mostram que praticamente não é observado influência sob o escoamento na estação de medida mais afastada do injetor, ou seja, as características das bolhas inseridas no escoamento pelos diferentes processos de formação são dissipadas a medida que o escoamento evolui ao longo do tubo.

b) Sistema Ar-Glicerina

A Figura 4.19 apresentada a seguir mostra as distribuições estatísticas do comprimento da bolha de gás nas estações de medida E1 e E4, no escoamento com os injetores de correntes paralelas (ICP) e concêntrico (ICC) para os pontos experimentais #5, #6 e #7 no sistema ar-glicerina, ela indica a mesma tendência observada no escoamento com o sistema ar-água descrita acima com respeito a influência do injetor na evolução do escoamento, porém, neste caso já na estação mais próxima do injetor sua influência quase não é observada, nos três pontos experimentais aqui analisados.

Isso indica que no escoamento com o sistema ar-glicerina a influência do injetor na distribuição do comprimento da bolha praticamente não ocorre.

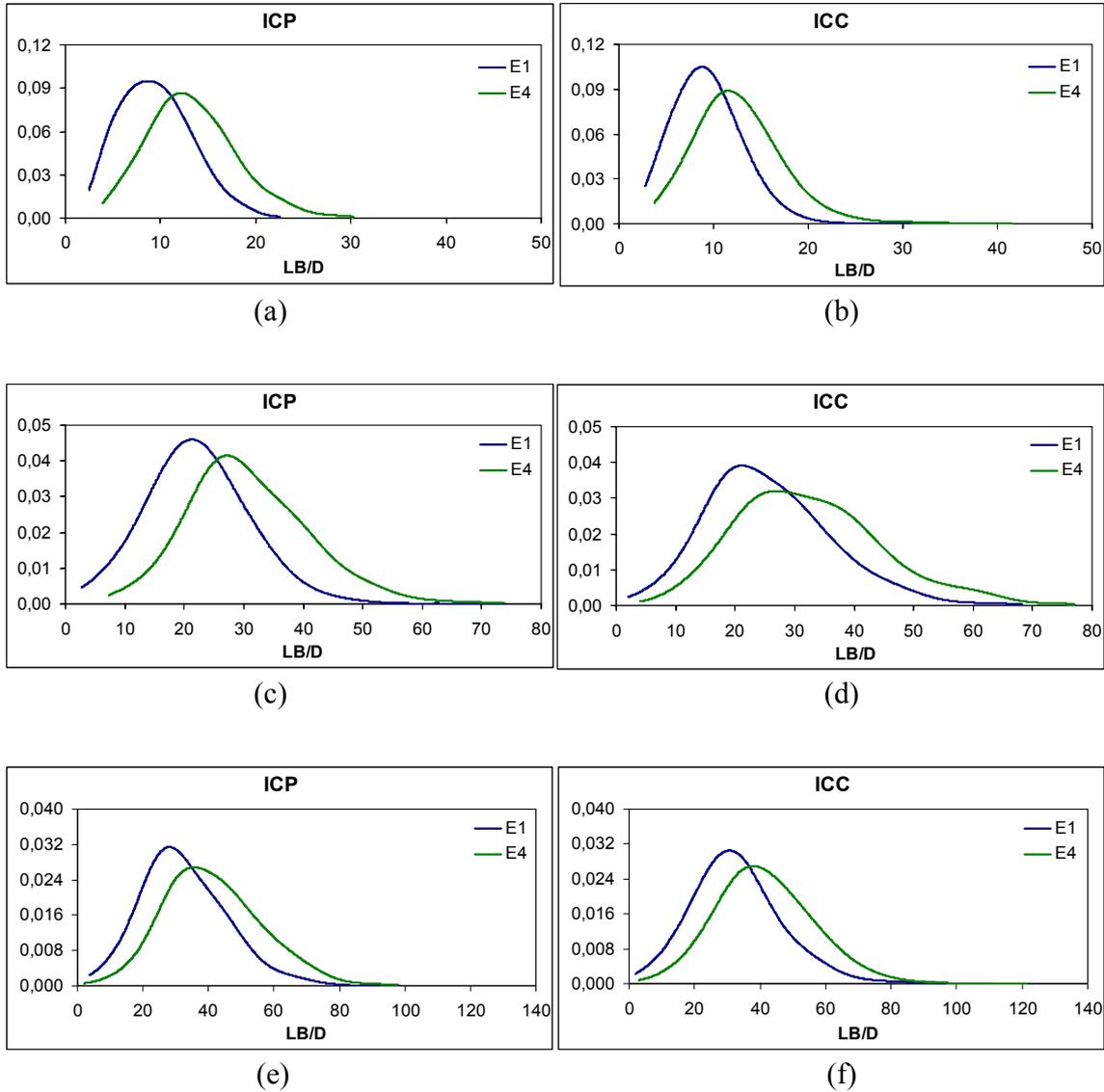


Figura 4.19 Distribuições estatísticas do comprimento relativo médio da bolha nas estações de medida E1 e E4 para o ponto experimental #5, #6 e #7 no sistema ar-glicerina. (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas (ICP); (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas (ICC).

4.4 ALTURA DO FILME DE LÍQUIDO (H)

4.4.1 INTRODUÇÃO

Esta seção do capítulo apresenta um estudo sobre a altura do filme de líquido que escoar abaixo da bolha de gás. Este estudo tem como objetivo analisar a influência da viscosidade da fase líquida sobre a altura do filme de líquido bem como sua evolução ao longo da seção de testes.

A forma do filme de líquido é uma estrutura muito complexa principalmente próxima a traseira do pistão de líquido, Taitel e Barnea (1993). Na região do filme, o líquido desacelera rapidamente e assume uma velocidade inferior aquela do pistão, sendo essa velocidade controlada pelo cisalhamento interfacial e na parede do tubo. A altura do filme diminui rapidamente até uma determinada distância próxima ao nariz da bolha, onde a partir daí esse decrescimento ocorre de uma maneira mais suave. Esse decrescimento depende do processo de desaceleração do filme de líquido, Dukler e Hubbard (1975).

4.4.2 RESULTADOS E ANÁLISE

Os valores da altura de filme aqui apresentados são valores médios fornecidos pelo programa, ver Apêndice II, de processamento de dados. Esses valores são calculados ao longo da bolha sob a hipótese de filme plano.

4.4.2.1 Escoamento Longe do Injetor de Correntes Paralelas

Nesta seção serão apresentados resultados referentes a altura média do filme de líquido obtidos na estação mais afastada do injetor de correntes paralelas, localizada a 777D a jusante do injetor onde pressupõem-se que o escoamento esteja praticamente desenvolvido.

A Tabela 4.2 a seguir mostra os valores médios da altura de filme relativo ao diâmetro da tubulação (H/D) obtidos para os sistemas ar-água (A@W) e ar-glicerina (A@G) nos sete pontos experimentais estudados. Nessa tabela nota-se que a altura de filme no sistema ar-glicerina é sistematicamente maior que a altura de filme obtida para o sistema ar-água, quando comparados os pontos experimentais correspondentes. Isso indica que o aumento da viscosidade da fase líquida faz com que haja um aumento na altura de filme.

Tabela 4.2 Valores médios da altura do filme de líquido obtidos na estação de medida 4 em cada ponto experimental nos sistema ar-água e ar-glicerina.

	H/D (#1)	H/D (#2)	H/D (#3)	H/D (#4)	H/D (#5)	H/D (#6)	H/D (#7)
A@W	0,45	0,33	0,30	0,53	0,50	0,40	0,37
A@G	0,58	0,48	0,47	0,73	0,60	0,48	0,49

A Figura 4.20 mostra os valores médios da altura de filme relativo ao diâmetro da tubulação (H/D) em função do comprimento da bolha relativo a diâmetro da tubulação (LB/D) para os sistemas ar-água e ar-glicerina. Nesta figura nota-se que nos dois sistemas, A@W e A@G, a altura de filme diminui com o aumento do comprimento da bolha. Isso indica que quanto maior o tamanho da bolha menor a altura do filme de líquido que escoava abaixo dela.

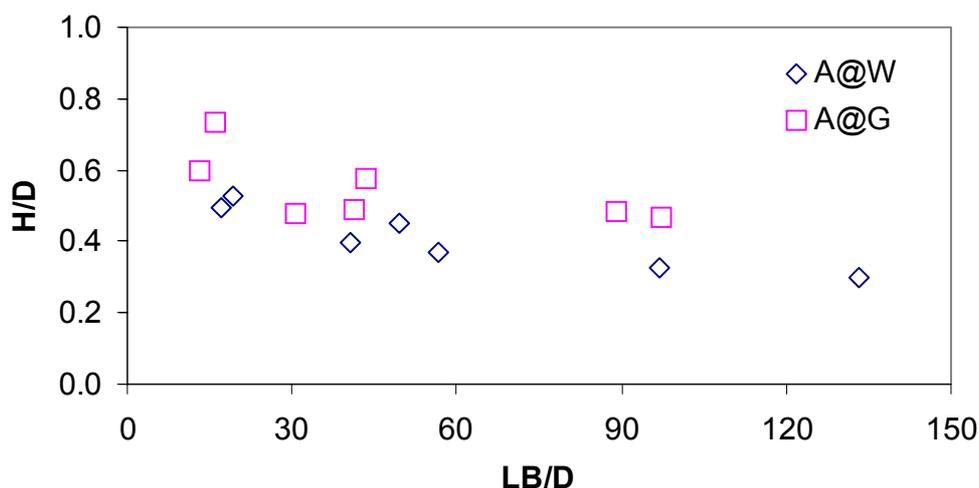


Figura 4.20 Altura relativa do filme de líquido em função do comprimento relativo da bolha.

A Figura 4.21 mostra um gráfico dos valores médios da altura de filme relativa *versus* a velocidade superficial do gás para os sistemas ar-água e ar-glicerina. Nela observa-se que a altura relativa do filme de líquido diminui linearmente com o aumento do fluxo de gás para os dois sistemas estudados indicando que o aumento do fluxo de gás diminui a altura do filme de líquido abaixo da bolha de gás.

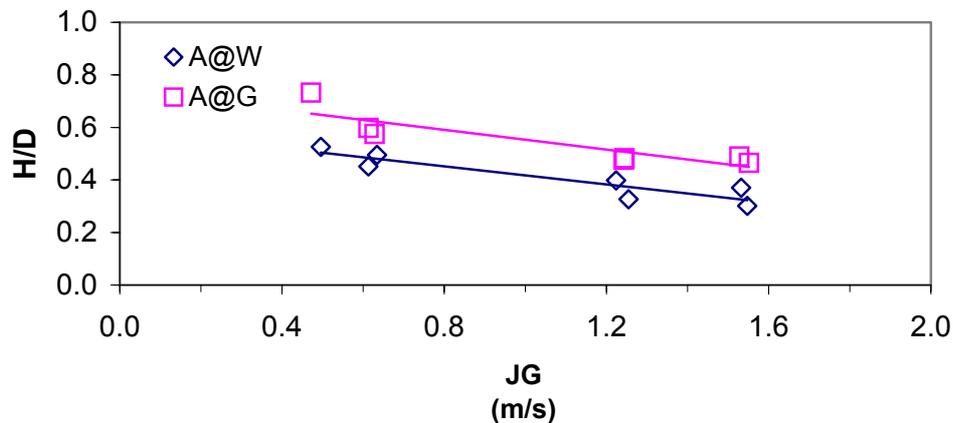


Figura 4.21 Altura relativa do filme de líquido em função da velocidade superficial do gás.

4.4.2.2 Evolução da Altura do Filme de Líquido

Nesta seção será mostrada a evolução da altura do filme de líquido ao longo da seção de testes através de gráficos contendo valores médios e de distribuições estatísticas.

A Figura 4.22 mostra a evolução dos valores médios da altura de filme relativa ao longo da seção de testes. Nota-se um comportamento distinto na evolução dos valores médios da altura de filme para nos dois sistemas estudados. No sistema ar-água observa-se que para todos os pontos experimentais, exceto o #4, a altura de filme diminui bruscamente até 267D e em seguida sofre um suave aumento ao longo da seção de teste restante. Já no sistema ar-glicerina, na maioria dos pontos experimentais estudados, ocorrer o contrário. A altura de filme sofre um brusco aumento até por volta de 267D e então a partir daí fica aproximadamente constante ao longo da seção. Isso indica que as estruturas formadas no sistema ar-água possuem alturas de filme superiores àquelas formadas no sistema ar-glicerina.

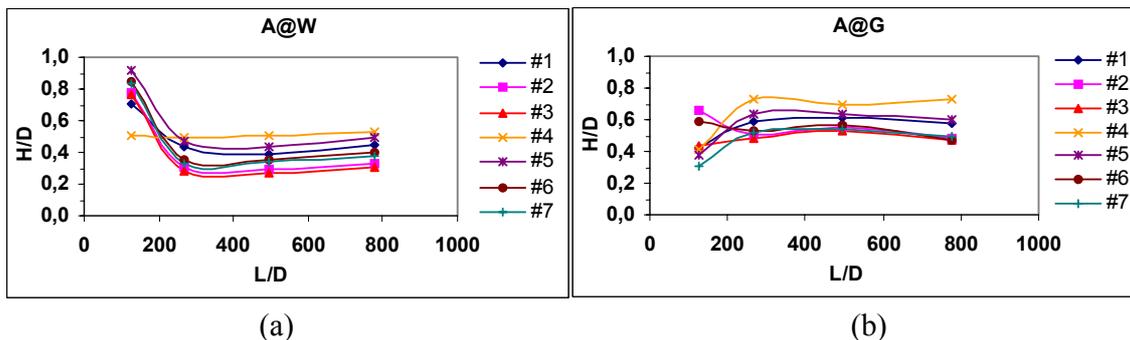


Figura 4.22 Evolução dos valores médio da altura de filme ao longo da seção de testes nos sete pontos experimentais estudados. (a) sistema ar-água; (b) sistema ar-glicerina.

A Figura 4.23 mostra as distribuições estatísticas da altura de filme ao longo da seção de testes para os pontos experimentais #5 e #7 no sistema ar-água e ar-glicerina. Nelas observam-se que para os dois sistemas estudados as distribuições estatísticas na estação de medida mais próxima do injetor de correntes paralelas apresenta uma moda muito diferente das modas das distribuições obtidas nas demais estações, que por sinal possuem modas muito próximas entre si.

No sistema ar-água as distribuições evoluem de uma distribuição com uma alta moda, na estação E1 para distribuições com modas bem inferiores nas outras estações ao longo da seção de testes. Para o ponto experimental #5, a moda aproximada da distribuição é 0,9 enquanto que na estação E4 a distribuição possui uma moda de aproximadamente 0,4. No sistema ar-glicerina, observa-se o contrário, na estação E1 a distribuição possui uma moda baixa e evolui para distribuições com modas superiores nas outras estações de medidas ao longo da seção. Para o ponto experimental #7, a distribuição na estação E1 possui uma moda aproximada de 0,3 já na estação E4 o valor da moda aproximadamente é 0,5. Isso indica que o aumento da viscosidade induz a formação de bolhas com filme de líquido mais espessos.

Nota-se também que, para os dois pontos experimentais mostrados na Figura 4.23, na estação mais próxima do injetor gás-líquido (E1) a distribuição obtida no sistema ar-água possui uma moda muito maior que a distribuição obtida sistema ar-glicerina. Já na estação mais afastada (E4), a distribuição do sistema ar-água possui uma moda inferior à distribuição obtida no sistema ar-glicerina. Isso indica que no sistema ar-água o filme de líquido formado é mais espesso que o aquele formado no sistema ar-glicerina, mas a medida que o escoamento evolui ao longo da

tubulação a espessura do filme de líquido no sistema ar-glicerina se torna maior que aquela observada no sistema ar-água, quando comparado aos respectivos pontos experimentais.

As considerações acima indicam que no processo de formação aumento da viscosidade induz a espessura de filme menores, no entanto, para localizações mais afastada do injetor de correntes paralelas os filmes de líquido que escoam abaixo da bolha apresentam espessura maior no escoamento mais viscoso.

Esses resultados indicam que o aumento da viscosidade interfere no processo de formação das estruturas, já que neste caso o filme de líquido formado no sistema ar-água é muito mais espesso que aquele formado no sistema ar-glicerina. No sistema ar-água a moda da distribuição da altura do filme de líquido obtida na estação E1 é aproximadamente 0,9 enquanto que no sistema ar-glicerina esse valor cai para aproximadamente 0,4 na mesma estação, analisando-se o ponto experimental #5.

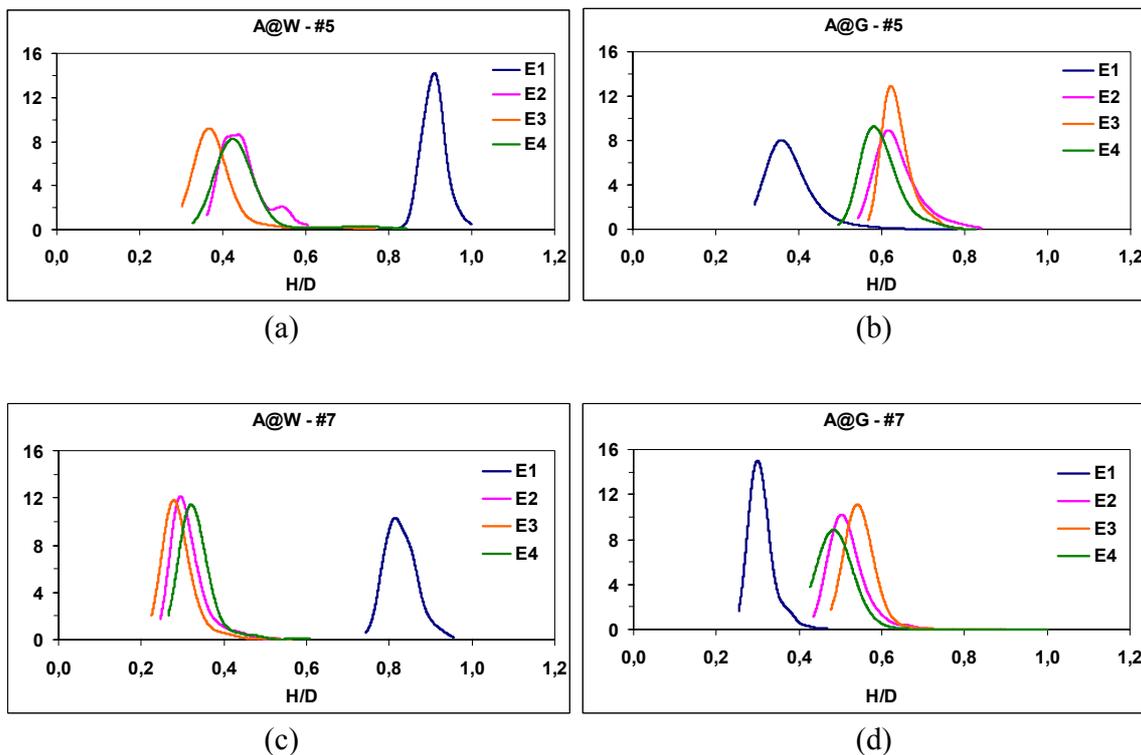


Figura 4.23 Evolução das distribuições estatísticas da altura do filme ao longo da seção de testes nos pontos experimentais 5# e #7. (a) e (c), sistema ar-água; (b) e (d) sistema ar-glicerina.

4.4.2.3 Influência do Injetor de Correntes na Evolução da Altura do Filme de Líquido

Nesta seção será estudada a influência do tipo de injetor de correntes na evolução da altura do filme de líquido que escoar abaixo da bolha de gás ao longo da seção de testes.

Esse estudo será realizado separadamente para sistemas ar-água (A@W) e ar-glicerina (A@G) utilizando para cada sistema três figuras sendo cada uma formada por dois gráficos, um para cada tipo de injetor de correntes, que apresentam as distribuições estatísticas da altura do filme de líquido obtidas nas estações de medida E1 e E4 localizadas respectivamente a 127D e 777D a jusante do injetor gás-líquido para os pontos experimentais #5, #6 e #7.

a) Sistema Ar-Água

As Figuras 4.31 a 4.33 a seguir mostram as distribuições estatísticas da altura relativa do filme de líquido nas estações de medida E1 e E4, no escoamento com os injetores de correntes paralelas (ICP) e concêntrico (ICC) para os pontos experimentais #5, #6 e #7, descritos na Tabela 2.2, para o sistema ar-água.

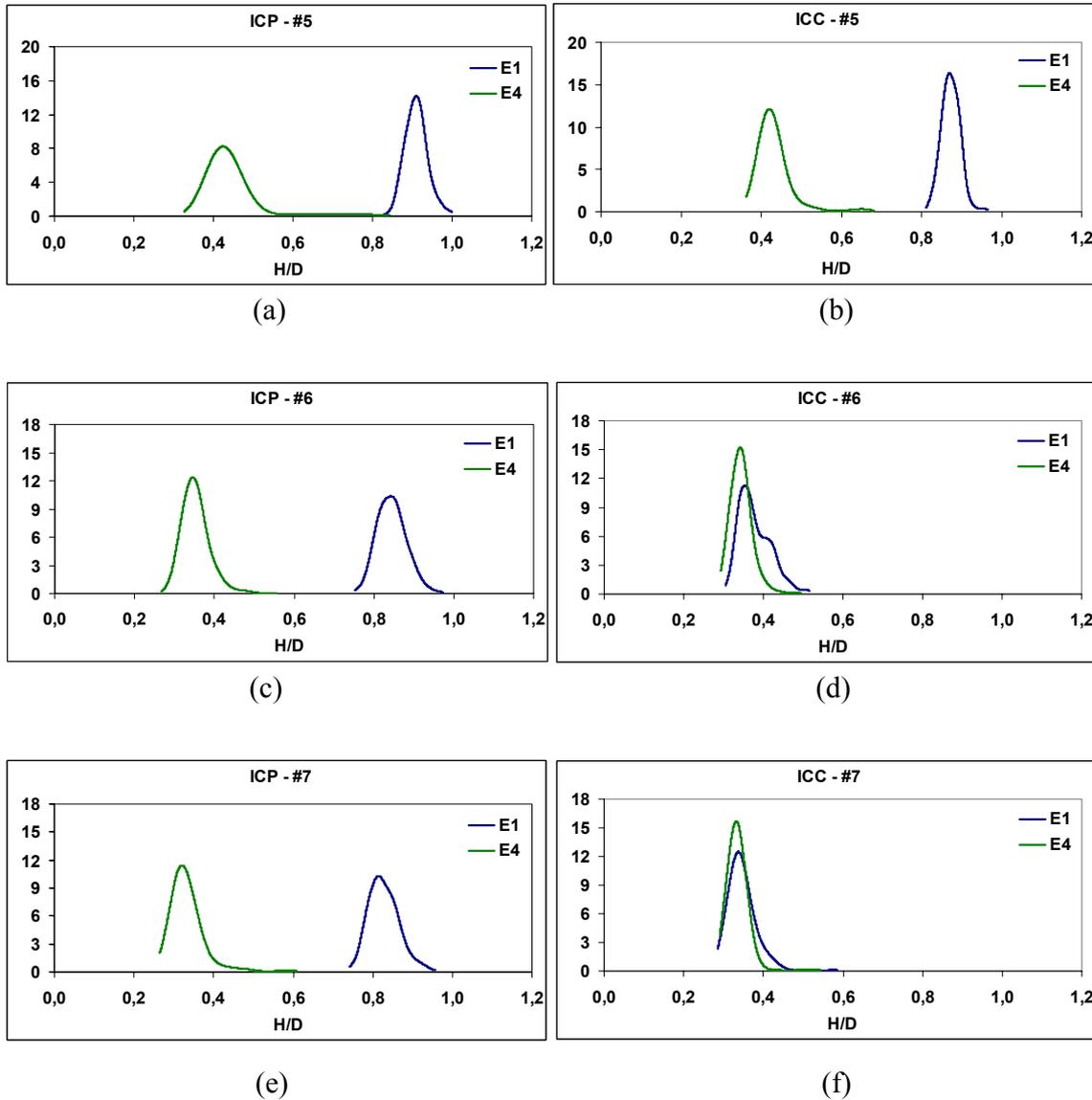


Figura 4.24 Distribuições estatísticas da altura do filme de líquido nas estações de medida E1 e E4 para o ponto experimental #5, #6 e #7 no sistema ar-água. (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas (ICP), (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas (ICC).

Na Figura 4.24 observa-se que para o ICP a medida que JG aumente as distribuições nas estações E1 e E4 não se alteram significativamente mas mantém sua forma, isto é, filme de líquido apresenta sua maior espessura próximo do injetor e a medida que o escoamento evolui a espessura diminui. Por outro lado, para o ICC, a medida que JG aumenta nota-se que as distribuições da altura de filme vão ficando cada vez mais similares entre E1 e E4.

Apesar dessas diferenças no processo de formação, nota-se que as distribuições da altura de filme obtidas no escoamento com os dois tipos de injetores evoluem para distribuições muito próximas na estação de medida mais afastada. Isso indica que a medida que a medida que escoamento evolui as diferenças no processo de formação são atenuadas até que desaparecem. Nota-se também que, em cada um dos três pontos experimentais analisados, as distribuições estatísticas obtidas no escoamento com o ICC possui um menor desvio padrão que aquelas obtidas com o ICP, quando comparadas em uma mesma estação de medida.

b) Sistema Ar-Glicerina

A Figura 4.25 a seguir mostra as distribuições estatísticas da altura relativa do filme de líquido nas estações de medida E1 e E4, no escoamento com os injetores de correntes paralelas (ICP) e concêntrico (ICC) para os três pontos experimentais #5, #6 e #7 no sistema ar-glicerina.

Quando a viscosidade do líquido aumenta as diferenças entre as populações de H/D formada pelos injetores de correntes paralelas e o de correntes concêntricas diminuem. Observa-se também que, para ambos injetores, os filmes de líquido são formados com baixos valores de H/D e ao evoluírem ao longo da seção de testes eles aumentam.

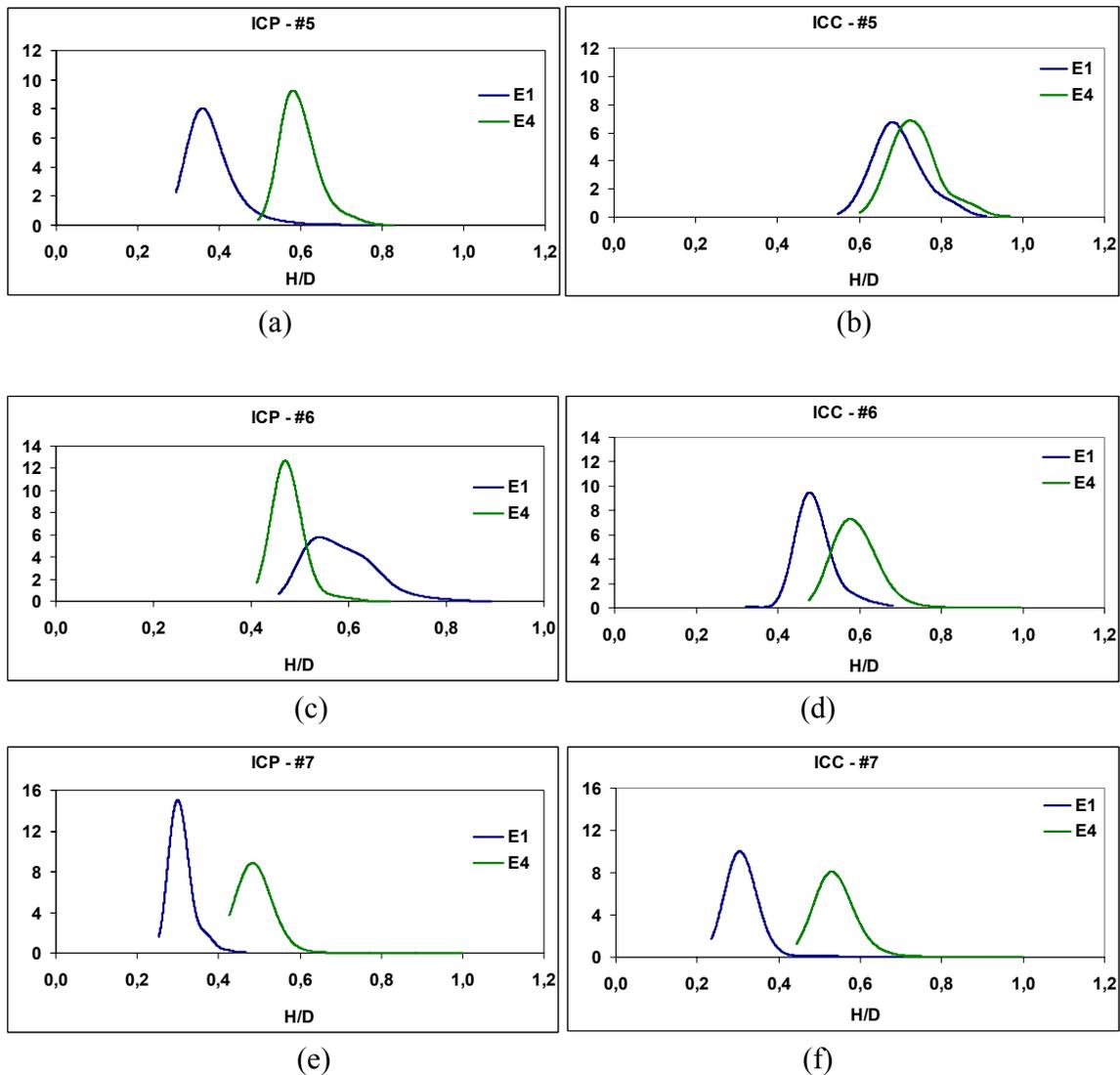


Figura 4.25 Distribuições estatísticas da altura do filme de líquido nas estações de medida E1 e E4 para o ponto experimental #5, #6 e #7 no sistema ar-glicerina. (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas (ICP), (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas (ICC).

4.5 FRAÇÃO DE VAZIO NA BOLHA DE GÁS (α)

4.5.1 INTRODUÇÃO

Esta parte do capítulo apresenta um estudo sobre a fração de vazio na região da bolha de gás que tem a finalidade de complementar os resultados obtidos, já que os resultados aqui apresentados são baseados nos resultados obtidos para a altura de filme. Este estudo tem como

objetivo analisar a influência da viscosidade da fase líquida sobre esse parâmetro do escoamento bem como sua evolução ao longo da seção de testes.

Neste trabalho a fração de vazio na região da bolha é estimada a partir da hipótese de filme de líquido plano dada pela razão entre a área transversal ocupada pela bolha de gás (A_G) e a área total do tubo (A). A Figura 4.26 mostra um esquema da seção transversal do tubo na região da bolha de gás, com a hipótese de interface gás/líquido plana, usado como base para cálculo da fração de vazio.

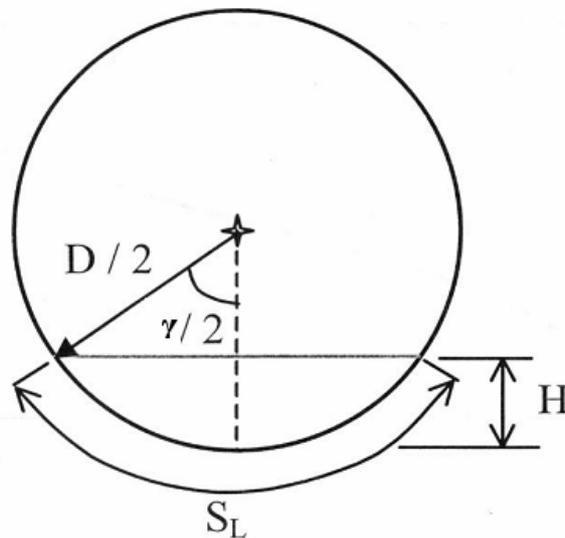


Figura 4.26 Esquema da seção transversal do tubo na região da bolha de gás.

A relação entre a altura do filme H e o ângulo γ é dada por:

$$\gamma(H) = 2 \arccos \left[1 - \frac{H}{D} \right] \quad (4.1)$$

Então, a fração de vazio local na bolha é dada por:

$$\alpha = \frac{A_G}{A} = \frac{2\pi - \gamma + \text{sen}\gamma}{2\pi} \quad (4.2)$$

Neste trabalho a fração de vazio obtida é a fração de vazio média ($\bar{\alpha}$) que a média das frações de vazio estimada ao longo da bolha de gás. A fração de vazio média é função da forma da bolha.

4.5.2 RESULTADOS E ANÁLISE

Nesta seção será apresentado os resultados experimentais referentes a fração de vazio na região da bolha. Ver Apêndice II. Os valores da fração de vazio aqui mostrados são valores médios fornecidos pelo programa de processamento de dados.

4.5.2.1 Escoamento Longe do Injetor de Correntes

Nesta parte serão apresentados alguns resultados referentes a fração de vazio obtidos na estação mais afastada do injetor de correntes paralelas, localizada a 777D a jusante do injetor onde pressupõem-se que o escoamento esteja praticamente desenvolvido.

A Tabela 4.4 a seguir mostra os valores médios da fração de vazio obtidos para os sistemas ar-água (A@W) e ar-glicerina (A@G) nos sete pontos experimentais estudados. Nessa tabela nota-se que a fração de vazio no sistema ar-glicerina é sistematicamente menor que fração de vazio obtida para o sistema ar-água, quando comparados os pontos experimentais correspondentes. Isso indica que o aumento da viscosidade da fase líquida induz a uma diminuição na fração de vazio.

Tabela 4.4 Valores médios da fração de vazio na região da bolha obtidos na estação de medida E4 em cada ponto experimental nos sistema ar-água e ar-glicerina.

	α (#1)	α (#2)	α (#3)	α (#4)	α (#5)	α (#6)	α (#7)
A@W	0,57	0,57	0,75	0,49	0,53	0,64	0,67
A@G	0,41	0,52	0,55	0,23	0,39	0,53	0,52

A Figura 4.27 mostra os valores médios da fração de vazio em função da velocidade superficial do gás para os sistemas ar-água (A@W) e ar-glicerina (A@G). Nessa figura, nota-se que nos dois sistemas a fração de vazio aumenta com o aumento da velocidade superficial do gás. Isso indica que quanto maior taxa de gás maior a fração de vazio na região da bolha de gás.

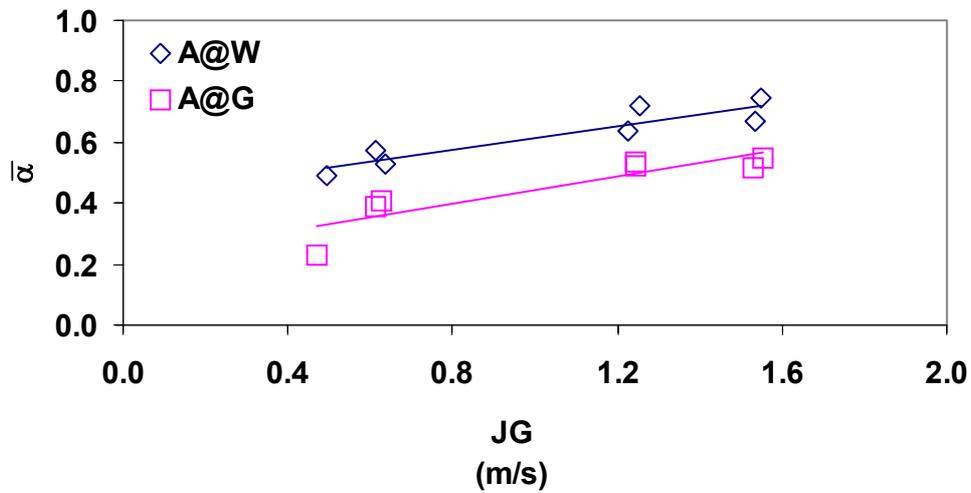


Figura 4.27 Fração de vazio média na região da bolha de gás em função da velocidade superficial do gás.

A Figura 4.28 mostra um gráfico dos valores médios da fração de vazio *versus* a velocidade de translação da bolha de gás para os sistemas ar-água e ar-glicerina. Nela observa-se que a fração de vazio aumenta linearmente com o aumento da velocidade de translação da bolha para os dois sistemas estudados. Isso indica que quanto maior a velocidade de translação da bolha maior a fração de vazio na região da bolha.

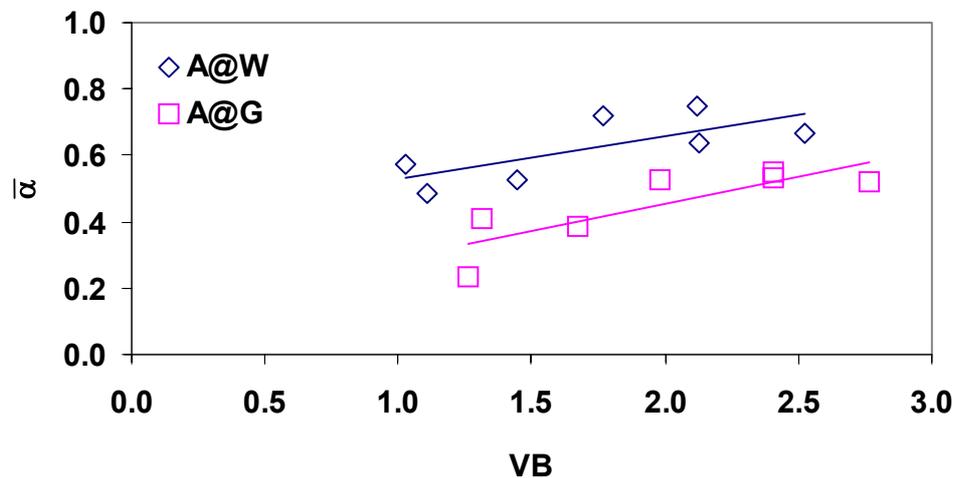


Figura 4.28 Fração de vazio média na região da bolha de gás em função da velocidade de translação da bolha de gás.

A Figura 4.29 apresenta o gráfico dos valores médios da fração de vazio *versus* o comprimento relativo da bolha de gás para os sistemas ar-água e ar-glicerina. Nela observa-se uma dependência linear entre a fração de vazio e o comprimento da bolha para os dois sistemas estudados. Isso indica que grandes bolhas possuem altos valores de fração de vazio.

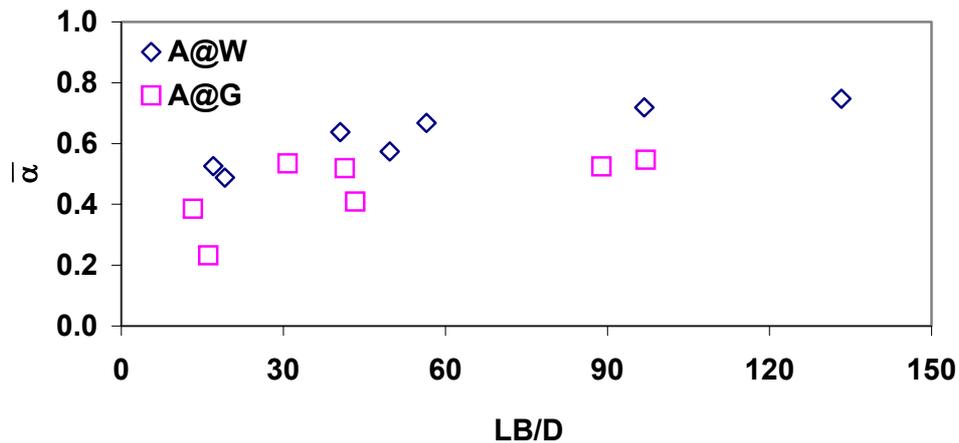


Figura 4.29 Fração de vazio média na região da bolha de gás em função do comprimento relativo da bolha de gás.

4.5.2.2 Evolução da Fração de Vazio na região da Bolha de Gás

Nesta parte será mostrada a evolução da fração de vazio média na célula na região da bolha de gás ao longo da seção de testes através de gráficos contendo valores médios e de distribuições estatísticas.

A Figura 4.30 mostra a evolução dos valores médios da fração de vazio na região da bolha ao longo da seção de testes. Nota-se um comportamento distinto na evolução dos valores médios da fração de vazio para nos dois sistemas estudados similar aquele encontrado na análise de H/D. No sistema ar-água observa-se que para todos os pontos experimentais, exceto o #4, a fração de vazio aumenta bruscamente até 267D e em seguida sofre um suave declínio ao longo da seção de teste restante. Já no sistema ar-glicerina, na maioria dos pontos experimentais estudados, ocorrer o contrário. Os valores médios da fração de vazio sofrem uma brusca diminuição até por volta de 267D e então a partir daí ela sofre um suave aumento ao longo da seção. Isso indica que as

estruturas formadas no sistema ar-água possuem valores de fração de vazio menores que àquelas formadas no sistema ar-glicerina.

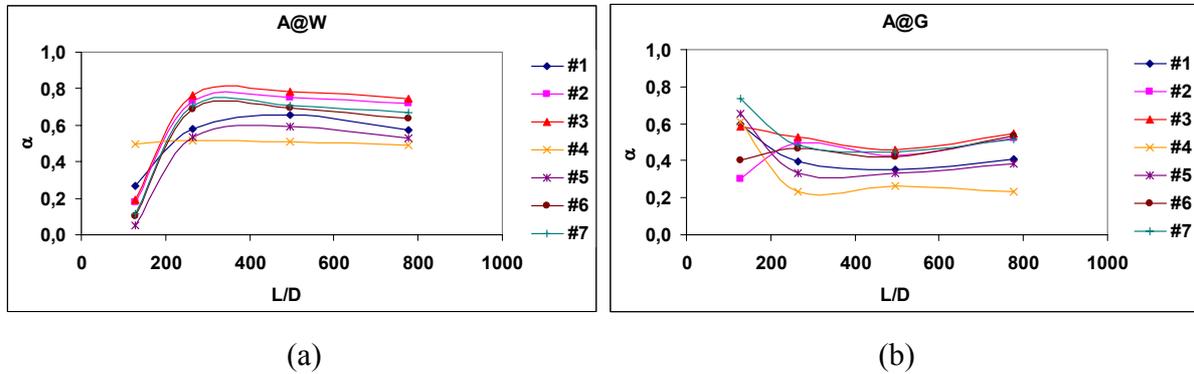


Figura 4.30 Evolução dos valores médio da altura de filme ao longo da seção de testes nos sete pontos experimentais estudados. (a) sistema ar-água; (b) sistema ar-glicerina.

A Figura 4.31 mostra as distribuições estatísticas da fração de vazio na região da bolha ao longo da seção de testes para os pontos experimentais #5 e #7 no sistema ar-água e ar-glicerina. Nelas observa-se que, quando comparado os respectivos pontos experimentais, a distribuição estatística obtida na estação E1 no sistema ar-água possui uma moda menor que aquela da distribuição obtida no sistema ar-glicerina. Isso indica que o aumento da viscosidade influencia na formação das estruturas de modo que as estruturas formadas no escoamento do sistema ar-glicerina possuem uma fração de vazio na região da bolha maior que aquelas obtidas no escoamento do sistema ar-água, quando comparados os respectivos pontos experimentais.

Por outro lado, na estação mais afastada do injetor a distribuição estatística da fração de vazio obtidas no escoamento com o sistema ar-água possui moda superior aquela obtidas no sistema ar-glicerina.

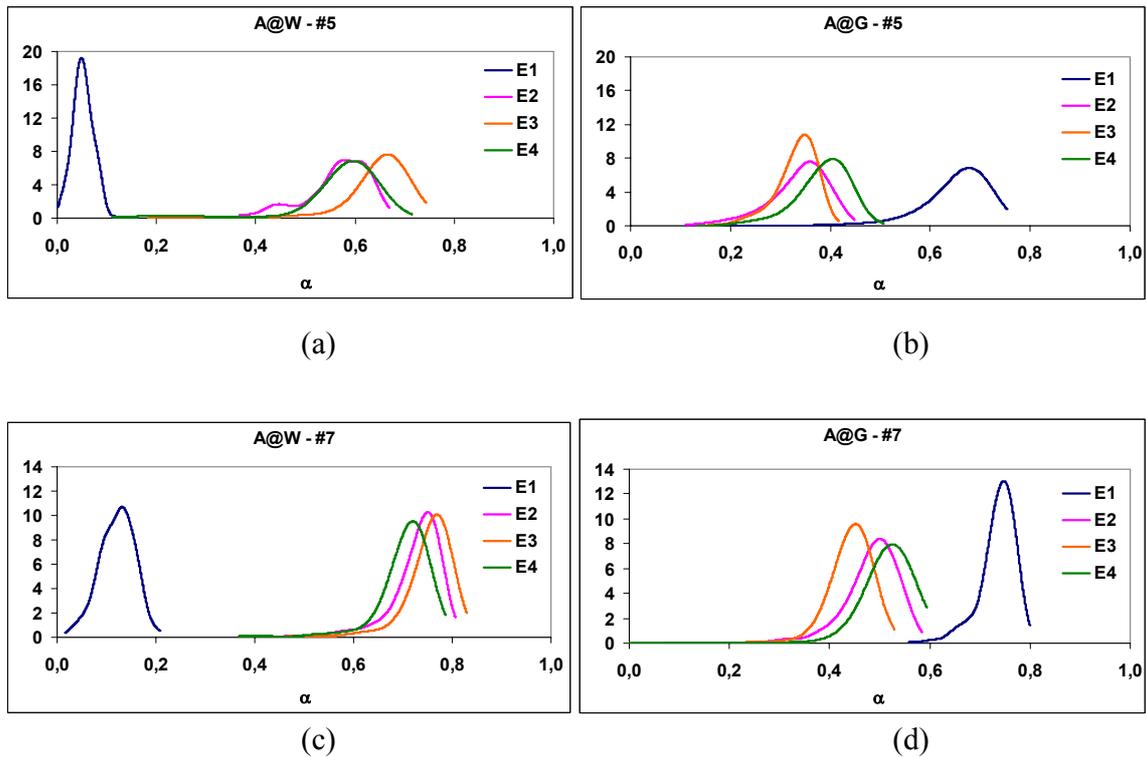


Figura 4.31 Evolução das distribuições estatísticas da fração de vazio ao longo da seção de testes nos pontos experimentais #5 e #7. (a) e (c) sistema ar-água; (b) e (d) sistema ar-glicerina.

4.5.2.3 Influência do Injetor Gás-Líquido na Evolução Fração de Vazio na Região da Bolha de Gás

Nesta seção será estudada a influência do tipo de injetor de correntes na evolução da fração de vazio na região da bolha de gás ao longo da seção de testes.

Esse estudo será realizado separadamente para sistemas ar-água (A@W) e ar-glicerina (A@G) utilizando para cada sistema figuras formadas por dois gráficos, um para cada tipo de injetor de correntes, que apresentam as distribuições estatísticas da fração de vazio na bolha obtidas nas estações de medida E1 e E4 localizadas respectivamente a 127D 777D a jusante do injetor de correntes para os pontos experimentais #5, #6 e #7.

a) Sistema Ar-Água

A Figura 4.32 a seguir mostra as distribuições estatísticas da fração de vazio da na região da bolha de gás nas estações de medida E1 e E4, no escoamento com os injetores de correntes paralelas (ICP) e concêntrico (ICC) para pontos experimentais #5, #6 e #7 no sistema ar-água.

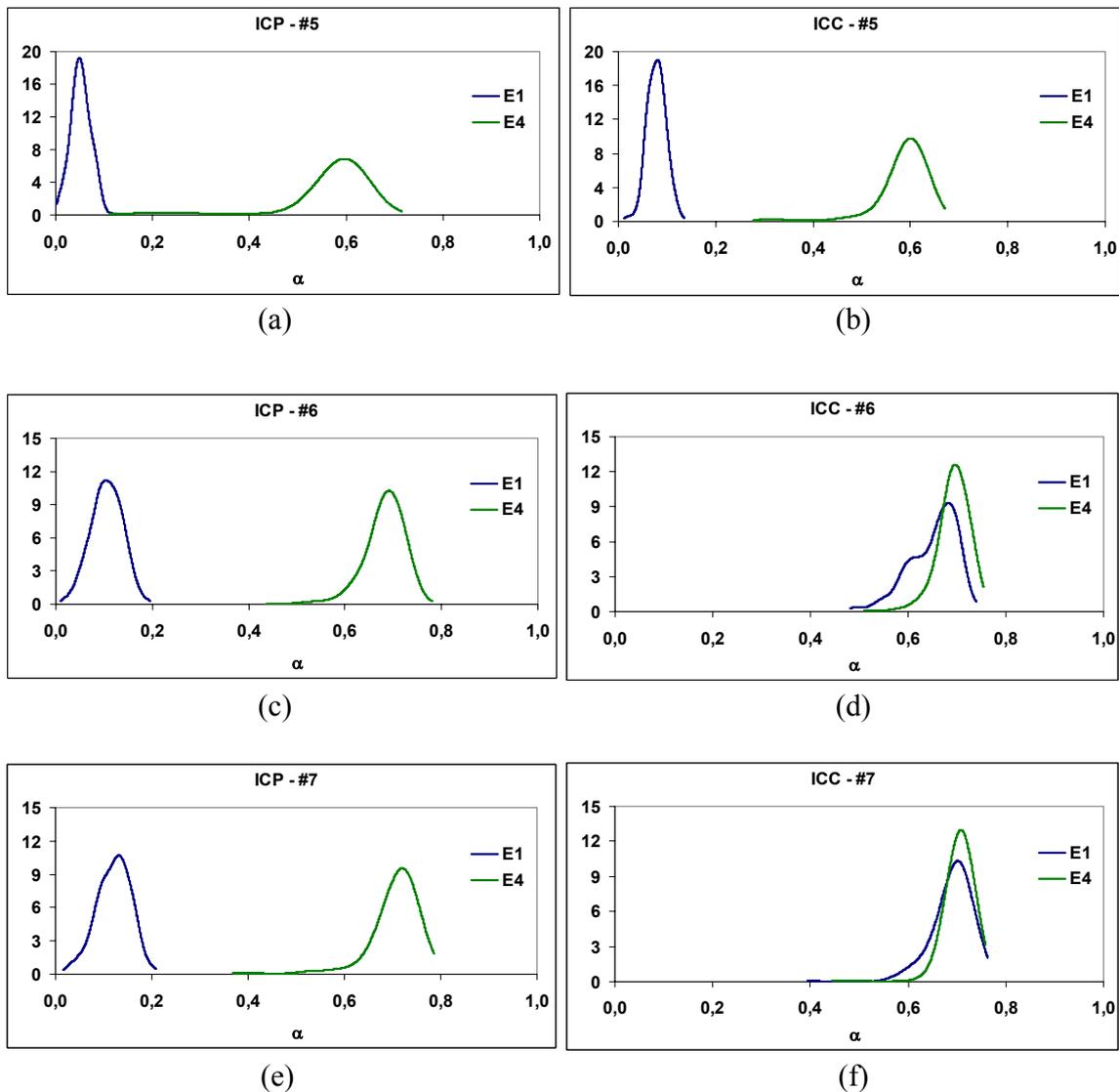


Figura 4.32 Distribuições estatísticas da fração de vazio da na região da bolha de gás nas estações de medida1 (E1) e (E4) para os pontos experimentais #5, #6 e #7 no sistema ar-água. (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas (ICP), (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas (ICC).

Na Figura 4.32 nota-se que para o ponto experimental #5 onde a velocidade do gás é igual a de líquido as distribuições obtidas nas estações E1 e E4 com os dois tipos de injetores são

praticamente idênticas indicando, neste caso que o efeito do injetor de correntes na fração de vazio é praticamente nulo. No entanto, para os pontos experimentais #6 e #7 onde a velocidade do gás é superior a de líquido as distribuições na estação mais próxima do injetor de correntes são muito distintas, caso do escoamento com injetor de correntes paralelas essas distribuições possuem a mesma forma das distribuições obtidas na estação E4 mas uma moda muito inferior, para o ponto experimental #5 a moda na estação E1 é aproximadamente 0,1 enquanto que na estação E4 esse valor é aproximadamente 0,7. Já para o escoamento com injetor de correntes concêntricas as distribuições obtidas nas estações E1 e E4 são muito parecidas.

Independentemente dos tipos de injetores o comportamento das distribuições na estação E1 elas evoluem para distribuições muito parecidas na estação E4 no escoamento. Nota-se, no entanto, as distribuições obtidas na estação E4 no escoamento com injetor de correntes paralelas possuem um desvio padrão superior àqueles observados nas distribuições obtidas na mesma estação de medida no escoamento com o injetor de correntes concêntricas. No entanto, quando se comparam os pontos experimentais correspondentes, nota-se que a influência do tipo de injetor de correntes quase não é observada na estação de medida mais afastada.

b) Sistema Ar-Glicerina

A Figura 4.33 mostra as distribuições estatísticas da fração de vazio na bolha nas estações de medida E1 e E4, no escoamento com os injetores de correntes paralelas (ICP) e concêntrico (ICC) para dois pontos experimentais, #5 e #6, no sistema ar-glicerina.

A Figura 4.33 mostra uma considerável diferença entre as distribuições na estação de medida mais afastada do injetor. Essa diferença é notada na moda das distribuições. O escoamento com o injetor de correntes paralelas apresenta uma moda maior que obtida com o injetor de correntes concêntricas. Para o ponto #5, tem-se que a moda no escoamento com o ICP é aproximadamente 0,4 enquanto que no escoamento com o ICC a distribuição possui uma moda aproximada de 0,25. Isso indica que a fração de vazio na região da bolha, medida na estação mais afastada do injetor, é maior no escoamento com o injetor de correntes paralelas. Nota-se também que as distribuições no escoamento com o ICP possuem um desvio padrão menor que aquelas obtidas no escoamento com ICC.

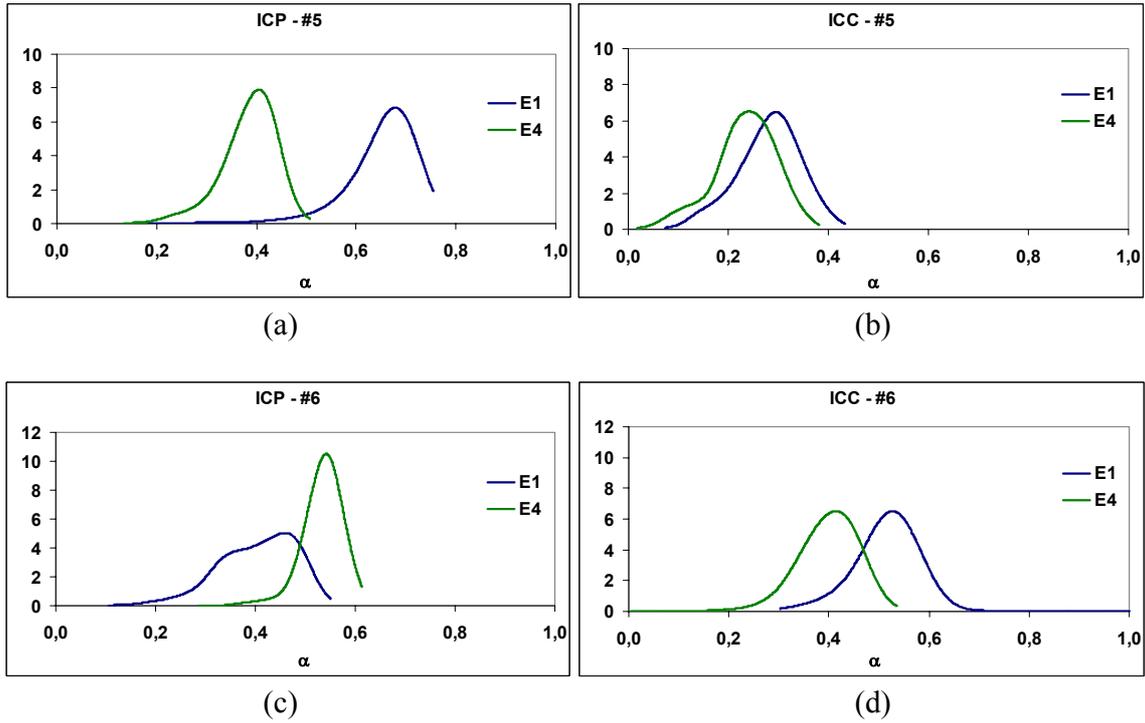


Figura 4.33 Distribuições estatísticas da fração de vazio da na região da bolha de gás nas estações de medida (E1) e (E4) para os pontos experimentais #5, #6 e #7 no sistema ar-glicerina. (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas (ICP), (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas (ICC).

Capítulo 5

Comprimento do Pistão de Líquido (LS) e Fator de Intermitência (β)

Neste capítulo será apresentado um estudo sobre influência do aumento da viscosidade da fase líquida sobre o comprimento do pistão de líquido (LS) e sobre o fator de intermitência (β). Será estudada também a influência do tipo de misturador gás-líquido sobre a formação e desenvolvimento desses parâmetros ao longo da linha.

5.1 COMPRIMENTO DO PISTÃO DE LÍQUIDO (LS)

5.1.1 INTRODUÇÃO

O comprimento do pistão de líquido é um dos parâmetros do escoamento intermitente que determina o gradiente de pressão. O comprimento do pistão também estabelece a distância que duas bolhas consecutivas estão separadas, essa distância determina se duas bolhas “vizinhas” vão interagir ou não. Dukler e Hubbard (1975) e Taitel e Barnea (1993) propõem que o escoamento desenvolvido se dá quando o pistão de líquido atinge um determinado comprimento, chamado de comprimento estável, de modo a não permitir mais que bolhas que escoam atrás deles sejam afetados pela esteira de bolhas que escoam a sua frente e conseqüentemente impedindo as interações entre as estruturas que compõem o escoamento e assim estabelecendo o escoamento desenvolvido. Com isso o comprimento do pistão de líquido é determinante para determinação da velocidade da bolha no escoamento em desenvolvimento.

Embora o mecanismo de interação entre bolhas, citado anteriormente, seja utilizado por diversos pesquisadores ele pode não ser o único mecanismo existente. Os resultados experimentais recentes deste laboratório indicam que as bolhas podem ser formadas com diferentes velocidades e essas diferentes velocidades de formação proporcionam a interação entre as bolhas mais rápidas e as mais lentas.

O comprimento do pistão de líquido vem sendo estudado ao longo das últimas décadas por inúmeros pesquisadores. Alguns desses estudos são relatados brevemente a seguir.

Dukler e Hubbard (1975), baseados em estudos visuais, propõem um modelo que descreve qualitativamente o modo como o escoamento intermitente se forma. Esse modelo, chamado “*scooping model*”, propõe que quando gás e líquido escoam na entrada do tubo num padrão estratificado em uma determinada velocidade do gás e do líquido onde o escoamento intermitente ocorre a camada do líquido desacelera enquanto ela se move ao longo do tubo, como resultado seu nível aumenta e concomitantemente ondas aparecem se formam na superfície do líquido fazendo com que esta superfície se aproxime do topo do tubo. Até que, eventualmente esse fenômeno provoca um total preenchimento do tubo pelo líquido fazendo com este bloqueie a passagem do gás. Então esse líquido é acelerado a velocidade do gás e assim passa a se mover mais rápido que o líquido que se encontra a sua frente. Isso faz com que esse volume de líquido siga incorporando o líquido que se move mais lentamente a sua frente e formando assim o pistão de líquido. Enquanto o pistão de líquido é formado, líquido é solto uniformemente na sua traseira formando um filme de líquido com superfície livre. Esse filme de líquido desacelera rapidamente da velocidade do pistão para uma velocidade muito menor controlada pela tensão interfacial e de parede. O pistão de líquido que se forma posteriormente move-se no tubo incorporando o filme de líquido solto pelo pistão que o precede e quando o pistão incorpora a mesma quantidade de líquido que é solta na sua traseira então seu comprimento é estabilizado. Como a velocidade do pistão de líquido é maior que a do filme, este penetra uma certa distância no interior do pistão até assumir a velocidade deste pistão. Isso faz com que a frente do pistão seja uma região conturbada onde há uma mistura entre o líquido do pistão e o proveniente do filme, sendo essa região do tamanho do comprimento de entrada do filme de líquido no pistão. Essa intensa interação que acontece na frente do pistão provoca a retirada de gás da bolha que está a frente desse pistão. Assim, os autores, dividem o pistão de líquido em duas regiões distintas: uma região

onde os efeitos da penetração do filme são sentidos e outra região que não é afetada por esse fenômeno. No modelo proposto acima o referencial se move com o pistão de líquido.

O escoamento intermitente é um fenômeno complexo devido a sua irregularidade no tempo e no espaço. O fato de não se poder prever essa irregularidade desse padrão de escoamento tem levado os pesquisadores a se dividirem em dois caminhos, dependendo da necessidade, no que se diz respeito ao estudo do comprimento do pistão de líquido. Tanto se tem estudado estes parâmetros sob uma ótica dos valores médios no tempo quanto fazendo medidas individuais para cada bolha e pistão e dando aos resultados um tratamento estatístico.

Ferré (1979) executou uma investigação experimental no escoamento intermitente ar-água em uma tubulação de 4,5 cm de diâmetro interno e 50 m de comprimento. Seus resultados mostram que o comprimento do pistão de líquido aumenta com a velocidade superficial do gás independentemente da velocidade superficial do líquido. Para $JG > 5$ m/s, o comprimento do pistão de líquido assume um valor constante entre 30 e 40D.

Brill *et al.* (1981) foram os primeiros a sugerir que a distribuição estatística do comprimento do pistão de líquido segue uma distribuição log-normal em tubos de grandes diâmetros.

Barnea e Brauner (1985) encontraram que o comprimento do pistão de líquido desenvolvido é igual 32D para o escoamento horizontal e afirmam que este comprimento é independente da taxa de gás e de líquido sendo constante para um determinado diâmetro do tubo.

Dukler *et al.* (1985) realizaram um estudo sobre o comprimento do pistão de líquido onde assumiram um perfil de velocidade uniforme na frente do pistão de líquido, pelo fato do líquido naquela região estar em um constante processo de mistura. Dessa forma, eles propõem que uma camada limite se desenvolve desse ponto em diante até que um perfil de velocidade desenvolvido acontece. Assim a velocidade na linha de centro do pistão de líquido aumenta a medida que se afasta da frente desse pistão proporcionando que bolhas atrás de curtos pistões de líquido se movam mais lento do que aquelas atrás de pistões mais longos. Os autores encontraram um valor de 20D para o comprimento estável do pistão de líquido.

Shemer e Barnea (1987), utilizando a técnica de bolhas de hidrogênio, distinguiram duas regiões ao longo do desenvolvimento do perfil de velocidade no interior do pistão de líquido: a primeira se refere a região de um jato anular com cerca de 2 a 3D distante do frente do pistão que causa uma forte perturbação no perfil de velocidade, a segunda região refere-se a distância superiores aquela onde ocorre um gradual decaimento da perturbação, observada na região que a precede, até que um perfil de velocidade desenvolvido é estabelecido. Os autores encontraram que na primeira região a máxima velocidade possui um decaimento a medida que se afasta da frente do pistão, que é menor do que aquele observado na segunda região. Os autores encontraram que o comprimento estável do pistão de líquido no escoamento intermitente horizontal é 25D.

Taitel e Barnea (1990) desenvolvem um estudo sobre o comprimento do pistão de líquido apresentando alguns resultados obtidos por vários autores bem como algumas proposições próprias. Os autores apresentam um mecanismo que descreve a o estabelecimento do comprimento estável do pistão de líquido. Por esse mecanismo, pistões de líquido estável são aqueles que apresentam um perfil de velocidade desenvolvido em sua traseira, ou seja, os efeitos de esteira devido a presença da bolha a sua frente não são sentidos pela bolha que escoar atrás. O mecanismo apresentado propõe que os perfis de velocidade nos pistões de líquido estável evoluem de um perfil semelhante ao de um jato entrando em um reservatório para um perfil plenamente desenvolvido em escoamento em dutos. Como a velocidade média do líquido é a mesma em toda a seção do duto ao longo do pistão de líquido então a velocidade máxima diminui a medida que a distância com relação a traseira da bolha que escoar a frente do pistão aumenta até que para distâncias iguais ou superiores aquela necessária para se atingir um perfil desenvolvido a velocidade máxima é 1,2 vezes a velocidade média do pistão de líquido, para pistões escoando em regime turbulento. Com isso bolhas que escoam atrás de pistões curtos se movem mais rápido que aquelas que estão atrás de pistões mais longos e tendem a alcançá-las e com isso fundem-se aumentando o comprimento da bolha e do pistão de líquido e conseqüentemente diminuindo suas frequências. Esse processo termina quando o tamanho do pistão de líquido é grande o suficiente para que o perfil de velocidades em sua traseira seja plenamente desenvolvido.

Nydal *et al* (1992) realizaram uma investigação experimental das propriedades estatísticas no escoamento intermitente horizontal. Os autores afirmam que o comprimento médio do pistão

de líquido no escoamento desenvolvido é insensível as vazões de líquido e de gás e obteve que para um diâmetro interno do tubo igual a 5 cm um comprimento médio estável entre 15D e 20D e para um diâmetro interno de 9 cm o comprimento estável está entre 12D e 16D. Já para a fase de desenvolvimento do escoamento os autores afirmam que o comprimento do pistão de líquido aumenta com o aumento da velocidade do gás e diminuem com o aumento da velocidade do líquido.

Barnea e Taitel (1993) apresentam um modelo para a obtenção da distribuição estatística do comprimento do pistão de líquido em qualquer posição ao longo do tubo no escoamento intermitente horizontal. Esse modelo é baseado no mecanismo que descreve a velocidade da bolha de gás no escoamento. Os autores assumem que pistões de líquidos são gerados na entrada do tubo e o comprimento dos pistões de líquido ali gerados são distribuídos randomicamente. São utilizados dois tipos de distribuição distintas na entrada do tubo: a uniforme e a normal. Os autores adotam hipótese de que o gás na bolha é incompressível. Este trabalho propõe-se que o comprimento da bolha de gás é associado ao comprimento do pistão de líquido que está a sua frente pela seguinte relação no escoamento desenvolvido onde a espessura de filme e a aeração do pistão são desprezadas:

$$\frac{LB}{LB + LS} = \frac{JG}{VB} \quad (5.1)$$

Os resultados obtidos por Barnea e Taitel (1993), referentes ao comprimento do pistão, mostram que a evolução da distribuição ao longo do tubo, sua média, o seu desvio padrão e o comprimento máximo do pistão de líquido não são sensíveis ao tipo de distribuição do comprimento do pistão na entrada do tubo. É mostrado que a fase desenvolvida do escoamento acontece a partir de uma distância de 10m da entrada do tubo, para as diferentes velocidades de misturas estudadas. No escoamento desenvolvido, a distribuição estatística do comprimento do pistão de líquido se aproxima de uma distribuição log-normal e todos os pistões de líquido são maiores que comprimento mínimo estável. Tem-se também, nesse caso, que os valores médio e máximo são, respectivamente, uma vez e meia e três vezes maior que o comprimento mínimo estável do pistão de líquido. Os autores adotam o comprimento estável do pistão de líquido como sendo 10D para as mais baixas velocidades de mistura e 15D para as velocidades de mistura mais

altas. Esses resultados se baseiam no trabalho de Van Hout *et al.* (1992), onde é proposto que a região da esteira no pistão de líquido é maior para altas velocidades de mistura. Os resultados do trabalho Taitel e Barnea (1990) foram obtidos para duas velocidades de mistura distintas sendo elas 0,26 m/s e 1,5 m/s. Para essas velocidades de mistura, o comprimento médio do pistão de líquido obtido foi, respectivamente, de 14D e 23D para o escoamento na condição desenvolvida em tubo de 5 cm de diâmetro interno.

Cook e Behnia (2000) apresentam um modelo analítico para a predição do comprimento do pistão de líquido para escoamento intermitente próximo da horizontal baseado no trabalho de Taitel e Barnea (1993). O modelo fornece o comprimento médio do pistão de líquido bem como sua distribuição estatística em qualquer posição do tubo. Os autores também apresentam uma investigação experimental onde se determinou o comprimento médio do pistão de líquido para várias velocidades de mistura na entrada da tubulação bem como comprimento individual de cada pistão de líquido que possibilitou obter a distribuição estatística desses resultados. Os resultados analíticos e numéricos foram obtidos para o escoamento na condição desenvolvida em um tubo de acrílico transparente de 16 m de comprimento e de 50 mm de diâmetro interno com uma inclinação de +5° com relação a horizontal. Os autores usaram três diferentes velocidades de mistura neste trabalho: 1,2 m/s, 2,5 m/s e 3,5 m/s. Seus resultados experimentais mostram que o comprimento estável do pistão de líquido foi encontrado ser aproximadamente 10D para todos os casos estudados. Os resultados do modelo mostram que a distribuição estatística do comprimento do pistão de líquido é insensível a forma das distribuições do comprimento do pistão inicialmente introduzida na entrada do tubo para efeito de simulação. Em todas as condições de escoamento estudadas, o comprimento de desenvolvimento, que é a distância necessária para o estabelecimento da condição desenvolvida no escoamento, foi encontrada ser entre 500D e 600D. Obteve-se também que o comprimento médio do pistão de líquido 1,5 vezes o comprimento mínimo estável. O modelo proposto neste trabalho tem uma ótima concordância com os resultados experimentais e fornece que para o escoamento horizontal o comprimento de desenvolvimento é 30m.

Os resultados descritos acima indicam não haver uma completa concordância no que se diz respeito ao comprimento estável do pistão de líquido bem como do comprimento de

desenvolvimento. Tem-se também que a hipótese de que o comprimento do pistão de líquido é independentes das velocidades superficiais não é uma unanimidade entre os pesquisadores.

Dessa forma novos estudos sobre o comprimento do pistão de líquido abordando: o comprimento do pistão, sua população e o efeito da viscosidade foram realizados.

5.1.2 RESULTADOS E ANÁLISES

Nesta seção são apresentados resultados referentes ao comprimento do pistão de líquido (LS), mostrados no Apêndice II, obtidos experimentalmente ao longo da seção de testes em dois diferentes sistemas: ar-água e ar-glicerina, utilizando-se dois diferentes tipos de injetores: o injetor de correntes paralelas e o de correntes concêntricas.

As medidas dos comprimentos dos pistões de líquido foram obtidas nas quatro estações de medidas ao longo da seção de testes de modo a mostrar o comportamento de LS ao longo da tubulação e também estudar localmente esse parâmetro na estação de medida mais afastada do injetor de correntes, onde o escoamento se encontra mais próximo da condição desenvolvida.

Os resultados serão apresentados na forma de valores médios e funções densidade de probabilidade de maneira se obter uma análise da influência do aumento da viscosidade da fase líquida do escoamento e do processo de formação sobre o comprimento do pistão de líquido.

5.1.2.1 Escoamento Longe do Injetor de Correntes Paralelas

Os resultados apresentados nesta seção foram obtidos na estação E4 localizada a 777 diâmetros livres a jusante do injetor de correntes paralelas. Esta estação de medida é a mais afastada do injetor e pressupõem-se que ali o escoamento esteja praticamente desenvolvido.

A Tabela 5.1 mostra os resultados referentes ao comprimento relativo médio do pistão de líquido (LS/D) obtidos em sete pontos experimentais nos sistemas ar-água e ar-glicerina. Os dados apresentados mostram que o comprimento do pistão de líquido é sistematicamente maior no escoamento com o sistema ar-água que no sistema ar-glicerina, quando comparados os respectivos pontos experimentais. Esses resultados indicam que o aumento da viscosidade da fase

líquida afeta de tal maneira o escoamento de modo a proporcionar a diminuição no comprimento do pistão de líquido.

Tabela 5.1 Valores do comprimento relativo do pistão de líquido na estação de medida E4 em cada ponto experimental nos sistema ar-água e ar-glicerina.

	LS/D (#1) (J = 1,0 m/s)	LS/D (#2) (J = 1,7 m/s)	LS/D (#3) (J = 2,0 m/s)	LS/D (#4) (J = 1,0 m/s)	LS/D (#5) (J = 1,3 m/s)	LS/D (#6) (J = 2,0 m/s)	LS/D (#7) J = 2,3 m/s
A@W	18,2	15,8	16,8	13,8	12,7	13,1	14,6
A@G	15,1	13,1	10,3	12,2	8,0	9,7	10,1

Os resultados expostos na Tabela 5.1 mostram que o comprimento do pistão de líquido está entre 18,2D e 12,7D no escoamento com o sistema ar-água e 15,1D e 8,0D no escoamento com o sistema ar-glicerina para velocidade da mistura variando entre 1,0 m/s e 2,3 m/s. Isso indica que, pelo menos nas condições experimentais deste trabalho, o comprimento do pistão de líquido varia com a variação da velocidade da mistura.

Com relação ainda aos dados da Tabela 1, tem-se que as seqüências compostas pelos três primeiros pontos experimentais (#1, #2 e #3) e pelos três últimos (#5, #6 e #7) foram obtidas mantendo-se a taxa de gás fixa e aumentando-se a taxa de líquido. No entanto, observa tendências distintas no que se diz respeito ao comprimento do pistão de líquido nos dois sistemas estudados. Nota-se que na seqüência experimental composta pelos três primeiros pontos o comprimento relativo médio do pistão de líquido diminui com o aumento da taxa de gás mas para a seqüências composta pelos últimos três pontos experimentais ocorre que o comprimento do pistão de líquido aumenta com o aumento da taxa de gás.

A Figura 5.1 mostra um gráfico do comprimento relativo do pistão de líquido *versus* a razão entre a velocidade superficial do gás e a do líquido nos dois sistemas estudados. A tendência observada nessa figura indica que o aumento da taxa de gás no escoamento, mantida fixa a taxa de líquido, proporciona um aumento no comprimento do pistão de líquido, mas o aumento da taxa de líquido, mantendo-se a de gás fixa, faz com que o comprimento do pistão diminua. Esse comportamento do comprimento do pistão de líquido é semelhante ao dos resultados obtidos por Nydal *et al* (1992) no escoamento em desenvolvimento.

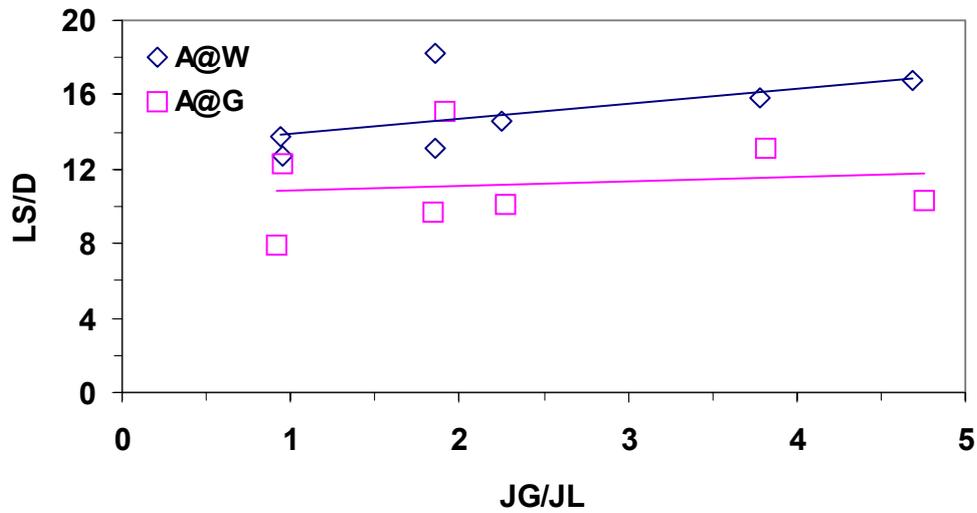


Figura 5.1 Comprimento relativo do pistão de líquido (LS/D) *versus* a razão entre a velocidade superficial do gás e do líquido (JG/JL).

A figura 5.2 mostra um gráfico do comprimento relativo do pistão de líquido em função da velocidade superficial do líquido adimensional. A tendência observada nessa figura indica que o aumento da velocidade superficial do líquido adimensional proporciona um aumento do comprimento do pistão de líquido, nos sistemas ar-água e ar glicerina indicando assim uma relação linear entre esses dois parâmetros.

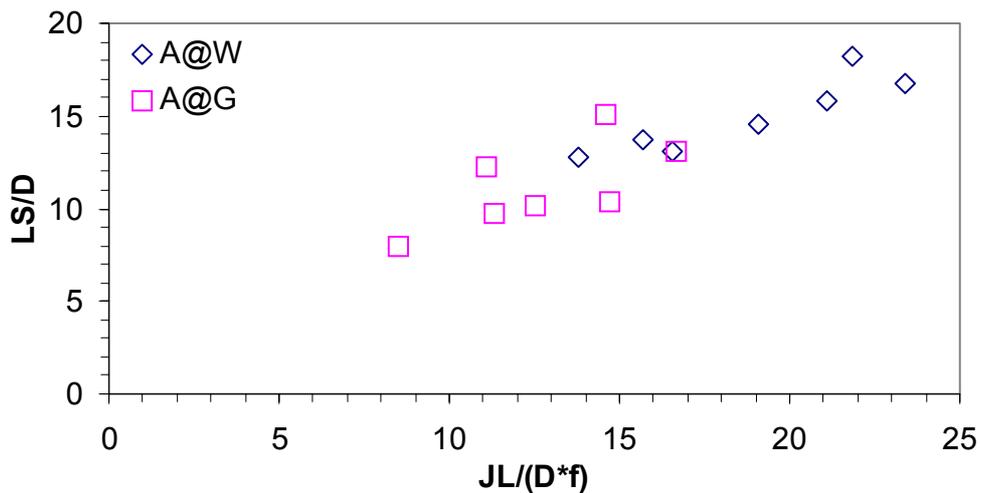


Figura 5.2 Comprimento relativo do pistão de líquido (LS/D) *versus* a velocidade superficial do líquido adimensional, JL/(D*f).

Os resultados mostrados nesta seção indicam que o comprimento do pistão de líquido não assume um valor constante, como proposto por vários pesquisadores citados anteriormente, mas depende de vários parâmetros como a velocidade superficial do gás e do líquido e a viscosidade.

As distribuições estatísticas obtidas na estação mais afastada do injetor de correntes paralelas, E4, para os pontos experimentais #1, #2 e #3 nos sistemas ar-água e ar-glicerina são mostrados na Figura 5.3. Os pontos #1, #2 e #3 foram obtidos mantendo-se a taxa de líquido no escoamento constante e aumentando-se a taxa de gás de modo que as taxas de gás nos pontos #2 e #3 são respectivamente duas e duas vezes e meia maior que no ponto #1. Os resultados indicam que o aumento da taxa de gás no escoamento afeta o tamanho dos pistões de líquido de modo que a população de pistões com maiores tamanhos diminui e a população que possui os menores tamanhos aumenta. Esse resultado possibilita um maior entendimento dos resultados expostos na Tabela 5.1, onde a seqüência compostas pelos pontos experimentais #1, #2 e #3 indica uma tendência de diminuição do comprimento do pistão de líquido com o aumento da taxa de gás no escoamento.

A Figura 5.3 também mostra que as distribuições estatísticas do comprimento do pistão de líquido obtidas para o sistema A@W se aproximam de uma distribuição normal enquanto que aquelas provenientes do sistema A@G se assemelham tanto a distribuição normal (#1) quanto a log-normal (#3), em contradição a Brill *et al.* (1981) e Taitel e Barnea (1993) que propõem uma distribuição do log-normal.

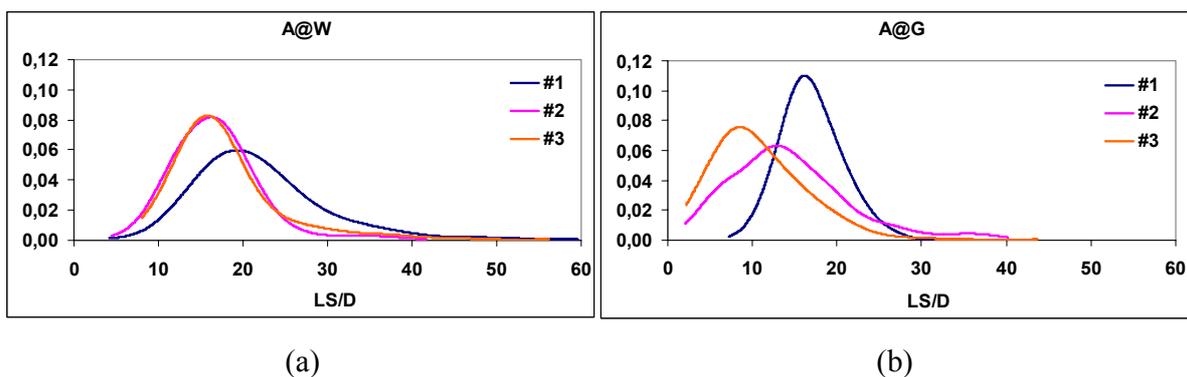


Figura 5.3 Distribuições estatísticas do comprimento do pistão de líquido relativo a diâmetro da tubulação obtidas na estação E4 para os pontos experimentais #1, #2 e #3. (a) sistema ar-água; (b) sistema ar-glicerina.

5.1.2.2 Evolução do Comprimento do Pistão de Líquido

A evolução do comprimento do pistão de líquido ao longo da seção de testes e a comparação entre resultados obtidos no sistema ar-água e ar-glicerina com o injetor de correntes paralelas é realizada nesta seção.

A Figura 5.4 mostra a evolução dos valores médios do comprimento relativo do pistão de líquido nas quatro estações de medida ao longo da seção de testes para os sistemas ar-água (A@W) e ar-glicerina (A@G). Nessa figura, observam-se comportamentos distintos para os valores médios de LS/D, ao longo da seção de testes, nos dois sistemas estudados. Nota-se no sistema ar-água uma mesma tendência observada em todos os pontos experimentais estudados onde tem-se que o comprimento médio do pistão de líquido aumenta a medida que o escoamento ao longo da tubulação evolui indicando uma forte interação entre as estruturas do escoamento. A partir da estação E3, localizada a 494D a jusante do injetor de correntes paralelas, o valor do comprimento médio do pistão torna-se praticamente estável. Já no sistema ar-glicerina observa-se uma tendência de LS praticamente constante ao longo de toda linha.

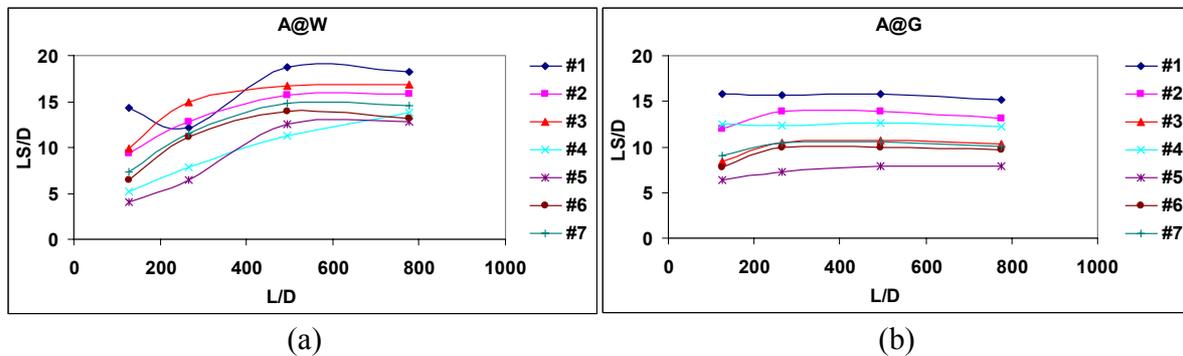


Figura 5.4 Evolução dos valores médios do comprimento relativo do pistão de líquido (LS/D) ao longo da seção de teste. (a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina (A@G).

A Figura 5.5 mostra a evolução do coeficiente de variação de LS ao longo da seção de testes no escoamento dos sistemas ar-água e ar-glicerina. Nota-se que no escoamento ar-água que a dispersão dos valores de SLS/LS com relação a média aumenta a medida que o escoamento evolui de 127D para 267D. A partir desse ponto essa variação diminui até por volta de 500D e permanece praticamente constante. Isso indica que há uma forte interação entre as estruturas até

uma distância de 500D aproximadamente. Os valores de SLS/LS permanecem constantes para distâncias acima de 500D. No sistema ar-glicerina SLS/LS diminui suavemente ao longo de toda linha, sendo que a partir de 500D essa variação permanece praticamente constante indicando que as interações entre as estruturas neste sistema são menos intensas. Essas considerações indicam que o aumento da viscosidade da fase líquida reduz as interações entre as estruturas que compõem o escoamento.

Nota-se que o coeficiente de variação para os dois sistemas está compreendido em um intervalo pequeno, para o sistema ar-água, SLS/LS está localizado entre 0,4 e 0,8 enquanto que no sistema ar-glicerina o intervalo é 0,2 e 0,8. Se considerarmos somente os resultados na estação E4 o intervalo de localização do coeficiente de variação diminui e tem-se então 0,4 a 0,6 e 0,2 a 0,6 respectivamente para os sistemas ar-água e ar-glicerina.

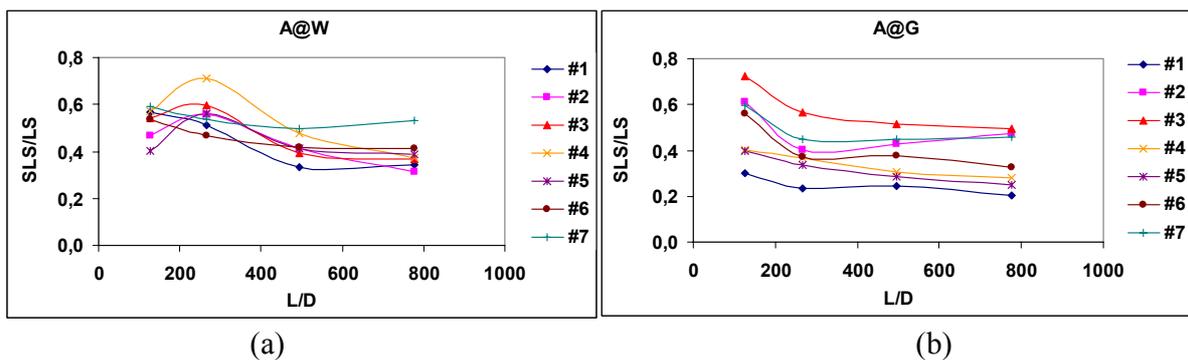


Figura 5.5 Evolução do coeficiente de variação (SLS/LS) ao longo da seção de testes. (a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina (A@G).

A Figura 5.6 mostra a evolução das distribuições estatísticas do comprimento do pistão de líquido ao longo da seção de testes para os pontos experimentais #1, #2 e #3 nos sistemas ar-água e ar-glicerina.

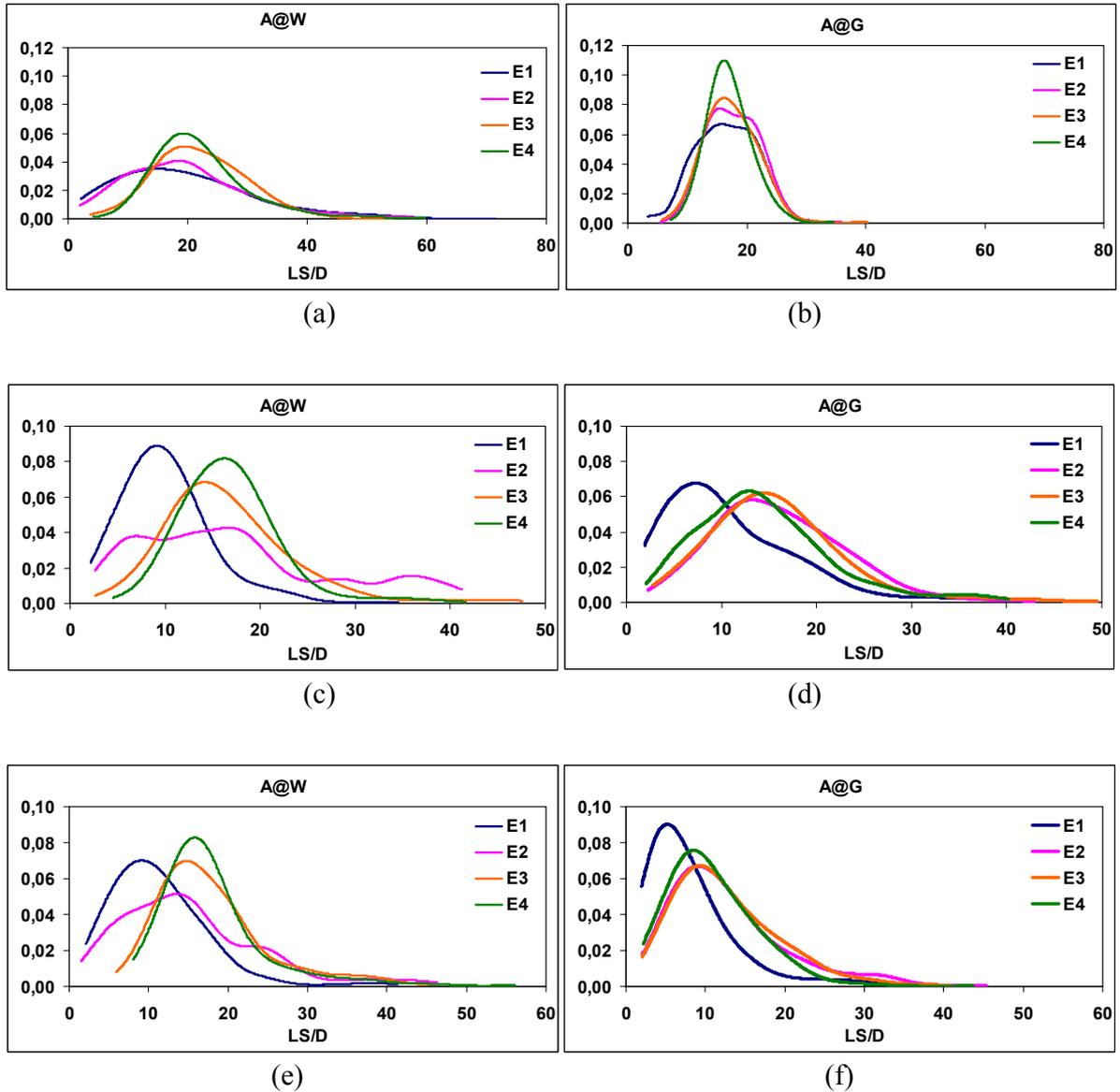


Figura 5.6 Distribuições estatísticas do comprimento relativo do pistão de líquido nas 4 estações de medida para o ponto experimental #1, (a) e (b), #2, (c) e (d), e #3 (e) e (f). (a), (c) e (e) sistema ar-água (A@W); (b), (d) e (f) sistema ar-glicerina (A@G).

Observa-se que para o sistema ar-glicerina, a partir da estação E2, as distribuições do comprimento do pistão de líquido estão praticamente estacionárias, enquanto que para o sistema ar-água apresenta uma grande variação nas distribuições obtidas nas estações ao longo da linha.

Isso indica que no escoamento ar-glicerina os pistões de líquido praticamente possuem tamanho constantes a partir da estação E2, indicando que as interações entre estruturas que formam o escoamento acontecem entre as estações E1 e E2. no sistema ar-água as interações entre estruturas do escoamento são mais intensas ao longo de toda a tubulação. Esse fato mostra que o aumento da viscosidade diminui as interações entre as estruturas que compõem o escoamento intermitente provocando o estabelecimento de pistões de líquido com comprimento constante mais próximo do ponto de formação do escoamento.

5.1.2.3 Influência do Injetor de Correntes na Evolução do Comprimento do Pistão de Líquido

Nesta seção será analisada a influência no processo de formação, por a utilização dos dois tipos de injetores de correntes utilizados neste trabalho. A análise envolve a evolução do comprimento do pistão de líquido ao longo da seção de testes nos sistemas ar-água e ar-glicerina. Essa análise será feita através valores médios obtidos na estação mais afastada no escoamento com os dois tipos de injetores.

a) Sistema Ar-Água

A Tabela 5.2 mostra os valores do comprimento relativo médio do pistão de líquido (LS/D) obtidos no escoamento com os dois tipos de injetores, o de correntes paralelas (ICP) e o de correntes concêntricas (ICC). Esses resultados mostram que, na estação mais afastada do injetor de correntes, os efeitos que os diferentes tipos de injetores causam no processo de formação praticamente não afetam o comprimento médio do pistão de líquido, pois comparando-se os respectivos valores experimentais obtidos com os diferentes tipos de injetores nota-se que eles diferem em menos de 10% para os casos estudados.

Tabela 5.2 Valores do comprimento relativo do pistão de líquido na estação de medida E4 em cada ponto experimental do escoamento ar-água com os injetores de correntes paralelas (ICP) e concêntricas (ICC) e a diferença em porcentagem entre esses valores.

	LS/D (#1)	LS/D (#2)	LS/D (#3)	LS/D (#4)	LS/D (#5)	LS/D (#6)	LS/D (#7)
ICP	18,2	15,8	16,8	13,8	12,7	13,1	14,6
ICC	17,2	15,9	16,2	12,4	12,2	13,3	14,1
Diferença (%)	5,5	0,6	3,6	10,1	3,9	1,5	3,4

A Figura 5.7 mostra as distribuições estatísticas obtidas para os pontos experimentais #1, #2 e #3 obtidas nas estações E1 e E4, respectivamente a mais próxima e a mais distante do injetor de correntes, no escoamento ar-água obtido com os dois tipos de injetores utilizados neste trabalho.

Os resultados mostrados na Figura 5.7 indicam que o escoamento com as mesmas vazões de líquido, porém formado com o ICP, apresentam uma distribuição com menor desvio padrão na estação mais próxima do ponto de formação do escoamento que aquelas obtidas no escoamento com o ICC. No entanto os resultados mostram que sua evolução, ao longo da linha, diminui as diferenças observadas na estação de medida E1 são atenuadas até que na estação mais afastada do injetor de correntes, as distribuições obtidas com os dois tipos de injetores são praticamente idênticas.

As observações acima indicam que a partir de uma determinada distância do injetor as diferenças nas populações causadas pelos diferentes processos de formação não são observadas.

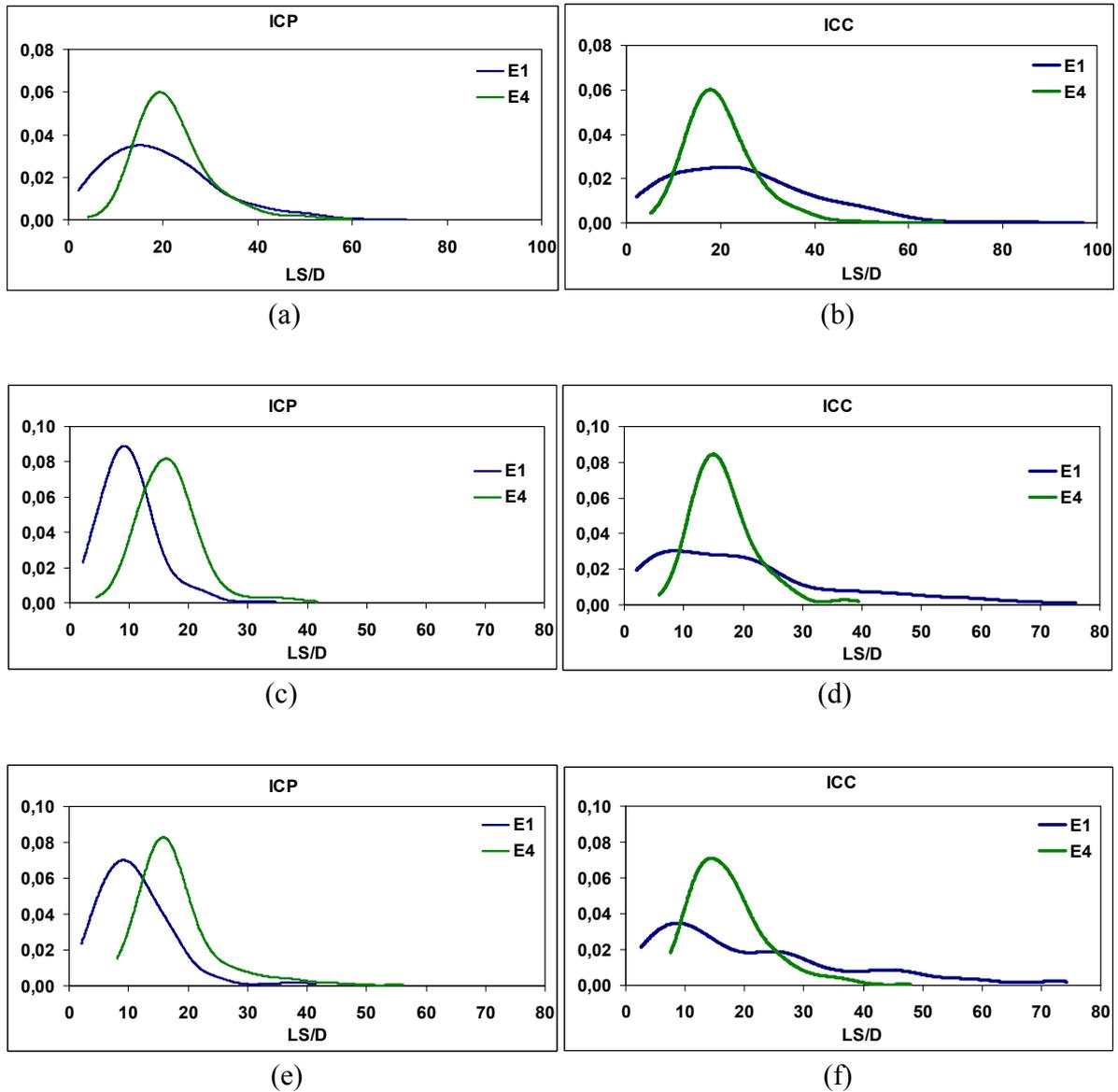


Figura 5.7 Distribuições estatísticas do comprimento relativo do pistão de líquido (LS/D) obtidas nas estações de medidas E1 e E4 no sistema ar-água para o ponto experimental #1, (a) e (b), #2, (c) e (d) e #3, (e) e (f). (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas (ICP); (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas (ICC).

b) Sistema Ar-Glicerina

A Tabela 5.3 mostra os valores do comprimento relativo médio do pistão de líquido (LS/D) obtidos para o escoamento com os dois tipos de injetores, o de correntes paralelas (ICP) e o de

correntes concêntricas (ICC), empregando o sistema ar-glicerina. Esses resultados mostram que para alguns pontos experimentais os valores do comprimento do pistão de líquido obtidos com cada tipo de injetor diferem entre si. No caso do ponto #1, observa-se que o valor do comprimento relativo do pistão de líquido para o escoamento com o ICP é 15,1 e com o ICC o tem-se que $LS/D=8,5$. Diferente do sistema ar-água, o comprimento do pistão pode variar até 50% dependendo do tipo de injetor, conforme mostrado na Tabela 5.3.

Tabela 5.3 Valores do comprimento relativo do pistão de líquido na estação de medida E4 em cada ponto experimental do escoamento ar-glicerina com os injetores de correntes paralelas (ICP) e concêntricas (ICC) e a diferença em porcentagem entre esses valores.

	LS/D (#1)	LS/D (#2)	LS/D (#3)	LS/D (#4)	LS/D (#5)	LS/D (#6)	LS/D (#7)
ICP	15,1	13,1	10,3	12,2	8,0	9,7	10,1
ICC	8,5	9,1	10,0	5,7	7,5	9,9	10,0
Diferença (%)	43,7	30,5	2,9	53,3	6,2	2,0	1,0

A Figura 5.8 mostra as distribuições estatísticas obtidas para os pontos experimentais #1, #2 e #3 obtidas nas estações E1 e E4, respectivamente a mais próxima e a mais distante do injetor de correntes, no escoamento ar-glicerina obtido com os dois tipos de injetores utilizados neste trabalho, o de injetor de correntes paralelas (ICP) e o injetor de correntes concêntricas (ICC).

Os resultados da Figura 5.8 mostram que alguns pontos experimentais a influência do injetor de correntes é observada na estação mais afastada do injetor, em concordância com os resultados mostrados na Tabela 5.3.

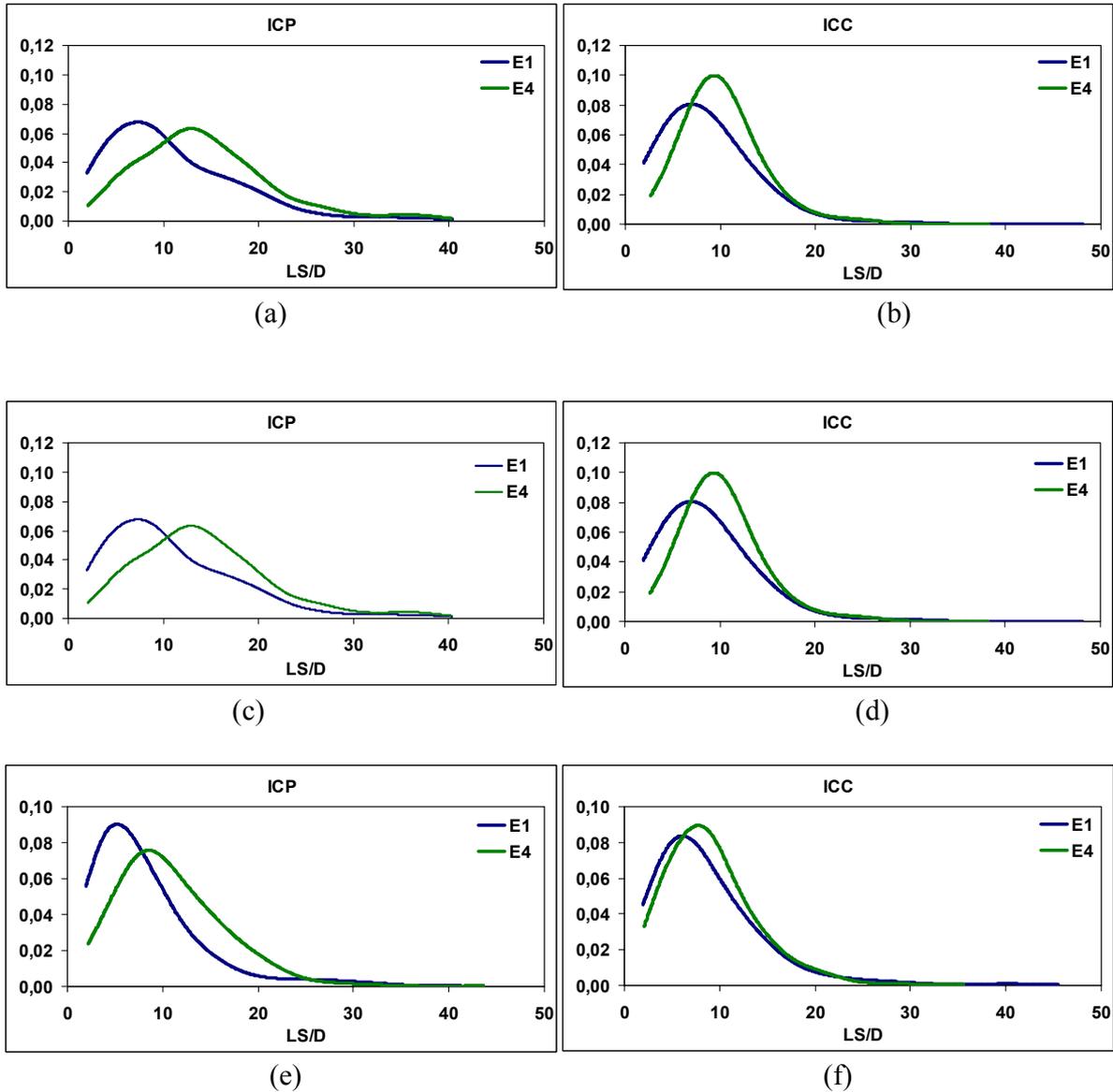


Figura 5.8 Distribuições estatísticas do comprimento relativo do pistão de líquido (LS/D) obtidas nas estações de medidas E1 e E4 no sistema ar-glicerina para o ponto experimental #1, (a) e (b), #2, (c) e (d) e #3, (e) e (f). (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas (ICP); (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas (ICC).

Os resultados da Figura 5.8, obtidos no escoamento intermitente com o sistema ar-glicerina, mostram um comportamento diferente do sistema ar-água. No último caso, as distribuições estatísticas obtidas na estação mais afastada do injetor são muito próximas daquelas obtidas na estação localizada mais próxima, isso para os dois tipos de injetores utilizados. Isso reforça a

hipótese de que no escoamento com o sistema ar-glicerina, onde a viscosidade da fase líquida é maior que no caso do sistema ar-glicerina, as interações entre as estruturas que compõem o escoamento são bem menores do que aquelas que acontece no escoamento onde a viscosidade é menor.

As observações feitas acima indicam que no caso do escoamento com o sistema ar-glicerina as distribuições obtidas na estação mais afastada do injetor estão associadas àquelas obtidas na estação mais próxima fazendo com que os efeitos do processo de formação possa ser observados na estação mais afastada já que, em alguns casos, os diferentes tipos de injetores proporcionam o estabelecimento de diferentes distribuições na estação mais próxima.

5.2 FATOR DE INTERMITÊNCIA (β)

5.2.1 INTRODUÇÃO

O fator de intermitência é definido pela razão de comprimentos:

$$\beta = \frac{LB}{L_U} \quad (5.27)$$

Onde LB é o comprimento da bolha de gás, L_U o comprimento da célula, $L_U = LB + LS$. O fator de intermitência também pode ser interpretado como a razão dos tempos sendo o numerador o tempo de passagem da bolha e o denominador o tempo da unidade, ou seja, o período da unidade:

$$\beta = \frac{tb}{T} = tb \cdot f \quad (5.28)$$

5.2.2 RESULTADOS E ANÁLISES

As medidas experimentais de β serão apresentadas na forma de seus valores médios e de suas distribuições estatísticas. A análise do fator de intermitência será realizada de duas maneiras: na estação mais afastada do injetor de correntes, região onde o escoamento se encontra mais próximo da condição desenvolvida e também sua evolução ao longo da seção de testes. No apêndice dois é mostrados todos os resultados obtidos referentes a β .

5.2.2.1 Escoamento Longe do Injetor de Correntes

Os resultados apresentados nesta seção foram obtidos na estação de medida E4 localizada a 777D a jusante do injetor de correntes paralelas, onde pressupõe-se que o escoamento esteja praticamente desenvolvido.

A Tabela 5.1 mostra os valores do fator de intermitência nos sete pontos experimentais estudados para os sistemas ar-água e ar-glicerina. Ela mostra que o fator de intermitência é praticamente o mesmo para os dois sistemas estudados, quando se comparam os respectivos pontos experimentais. Isso indica que o fator de intermitência é insensível ao aumento da viscosidade da fase líquida.

Tabela 5.4 Valores do fator de intermitência obtidos na estação de medida 4 em cada ponto experimental nos sistemas ar-água e ar-glicerina.

	β (#1)	β (#2)	β (#3)	β (#4)	β (#5)	β (#6)	β (#7)
A@W	0,73	0,86	0,89	0,58	0,57	0,76	0,79
A@G	0,74	0,87	0,90	0,57	0,63	0,76	0,80

Baseado na equação 5.1 pode-se procurar uma tendência de β com JG/J aproximando-se VB por J. a Figura 5.9 mostra os valores experimentais de β em função de JG/J .

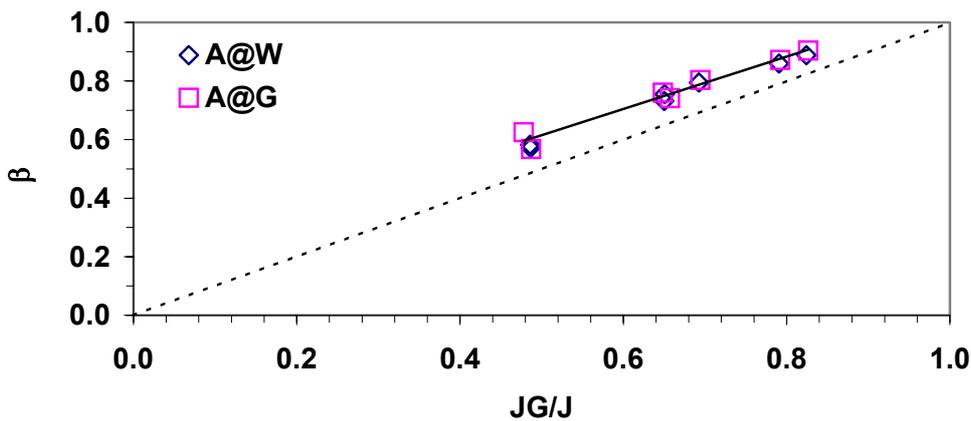


Figura 5.9 Fator de intermitência (β) versus JG/J .

No gráfico da Figura 5.9 foi inserido uma reta pontilhada correspondente ao local do gráfico onde os valores do fator de intermitência coincidem com JG/J . Nota-se nesse gráfico que a correlação utilizada para cálculo de β fornece resultados próximos dos valores reais embora ela os subestime. Os pontos experimentais obtidos para os sistemas ar-água e ar-glicerina podem ser aproximados a uma reta, como mostrado na figura, cuja relação linear é dada por $\beta = 0,91JG/J + 0,15$ e o coeficiente de regressão linear é R^2 .

5.2.2.2 Evolução do Fator de Intermitência

Um estudo sobre a evolução do fator de intermitência, ao longo do duto, é mostrado nesta parte do capítulo através de gráficos contendo valores médios e distribuições estatísticas desse parâmetro do escoamento em cada estação de medida para os dois sistemas estudados. Serão utilizados os resultados referentes aos pontos experimentais #1, #2 e #3 obtidos no escoamento com injetor de correntes paralelas.

A Figura 5.10 mostra a evolução dos valores médios do fator de intermitência ao longo da seção de testes. Nela nota-se que os valores de β são praticamente constantes ao longo da linha e para todos os pontos experimentais nos dois sistemas uma vez que os valores de β são praticamente constantes entre E1 e E4 pode se generalizar que β em qualquer posição da linha é pode ser representado pela relação funcional $\beta = \beta(JG/J)$.

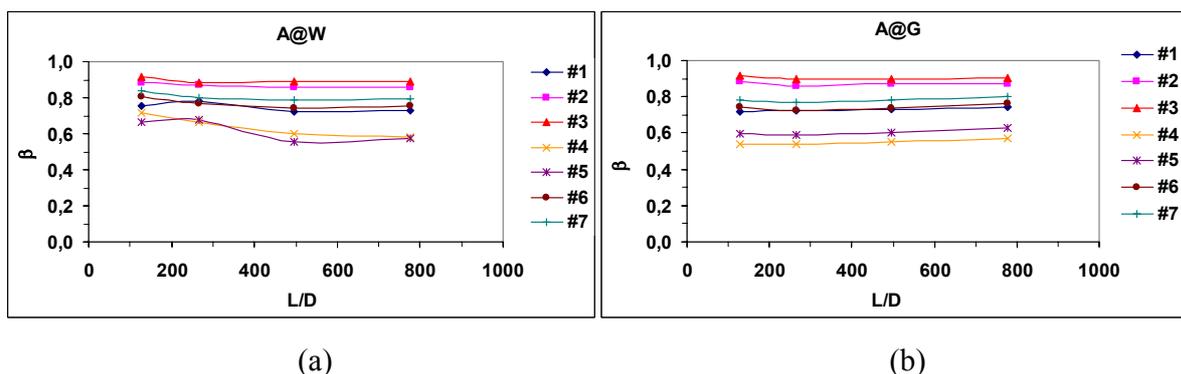


Figura 5.10 Evolução dos valores médios do fator de intermitência β ao longo da seção de teste. (a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina (A@G).

A Figura 5.11 mostra as distribuições estatísticas nas quatro estações de medidas ao longo da seção de destes para os pontos experimentais #1, #2 e #3 nos sistemas ar-água e ar-glicerina.

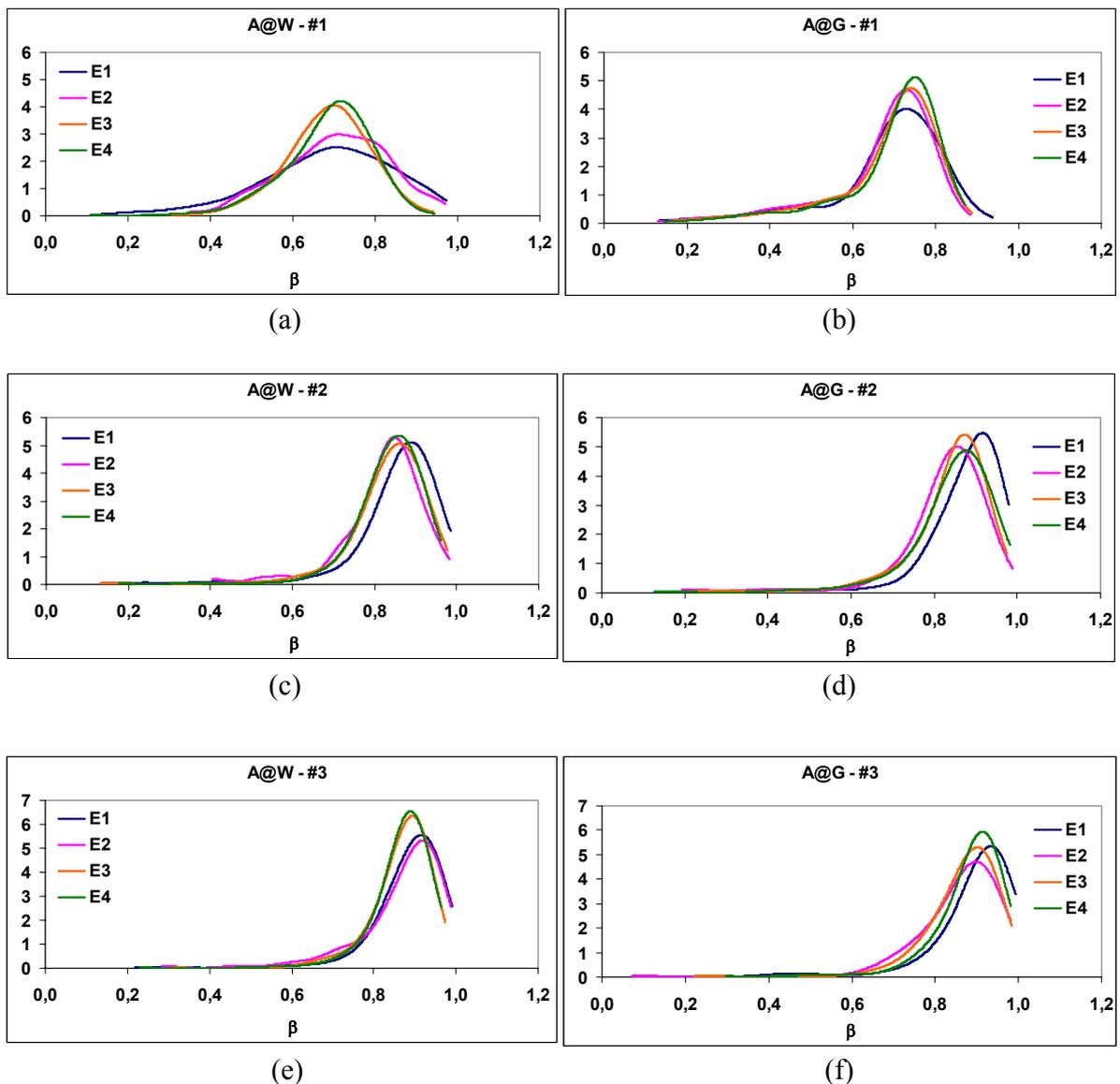


Figura 5.11 Distribuições estatísticas do fator de intermitência nas 4 estações de medida para o ponto experimental #1, (a) e (b), #2, (c) e (d), e #3 (e) e (f). (a), (c) e (e) sistema ar-água (A@W); (b), (d) e (f) sistema ar-glicerina (A@G).

Observa-se na figura acima que as distribuições estatísticas do fator de intermitência, nos três pontos estudados, são praticamente idênticas para os dois sistemas quando se comparam os respectivos pontos experimentais. Isso indica que o aumento da viscosidade da fase líquida

praticamente não influencia o comportamento evolutivo do fator de intermitência. Na Figura 5.11, nota-se também que as distribuições estatísticas do fator de intermitência se aproximam de uma distribuição log-normal.

Os resultados obtidos nesta seção indicam que o aumento da viscosidade da fase líquida praticamente não exerce influência sobre o fator de intermitência tanto do ponto de vista da evolução ao longo da tubulação quanto na análise local.

5.2.2.3 Influência do Injetor de Correntes na Evolução do Fator de Intermitência

Nesta parte será analisada a influência do injetor de correntes na evolução de β . Para isso serão mostradas as distribuições estatísticas do fator de intermitência obtidas nas estações E1 e E4, localizadas respectivamente a 127 e 777 diâmetros livre a jusante dos injetores de correntes, para os pontos experimentais #1, #2 e #3 nos sistemas ar-água (A@W) e ar-glicerina (A@G).

a) Sistema Ar-Água

A Figura 5.12 mostra as distribuições estatísticas de β nas estações de medidas E1 e E4 para os pontos experimentais #1, #2 e #3 obtidas no escoamento com o injetor de correntes paralelas e com o injetor de correntes concêntricas no sistema ar-água. Comparando-se as distribuições obtidas com os dois tipos de injetores em cada ponto experimental nota-se que na estação de medida mais próxima e mais afastada do injetor gás-líquido as distribuições estatísticas são muito parecidas, com moda e desvio padrão muito próximos. Isso indica a evolução do fator de intermitência desde o processo de formação do escoamento não é influenciado pelo tipo de injetor utilizado.

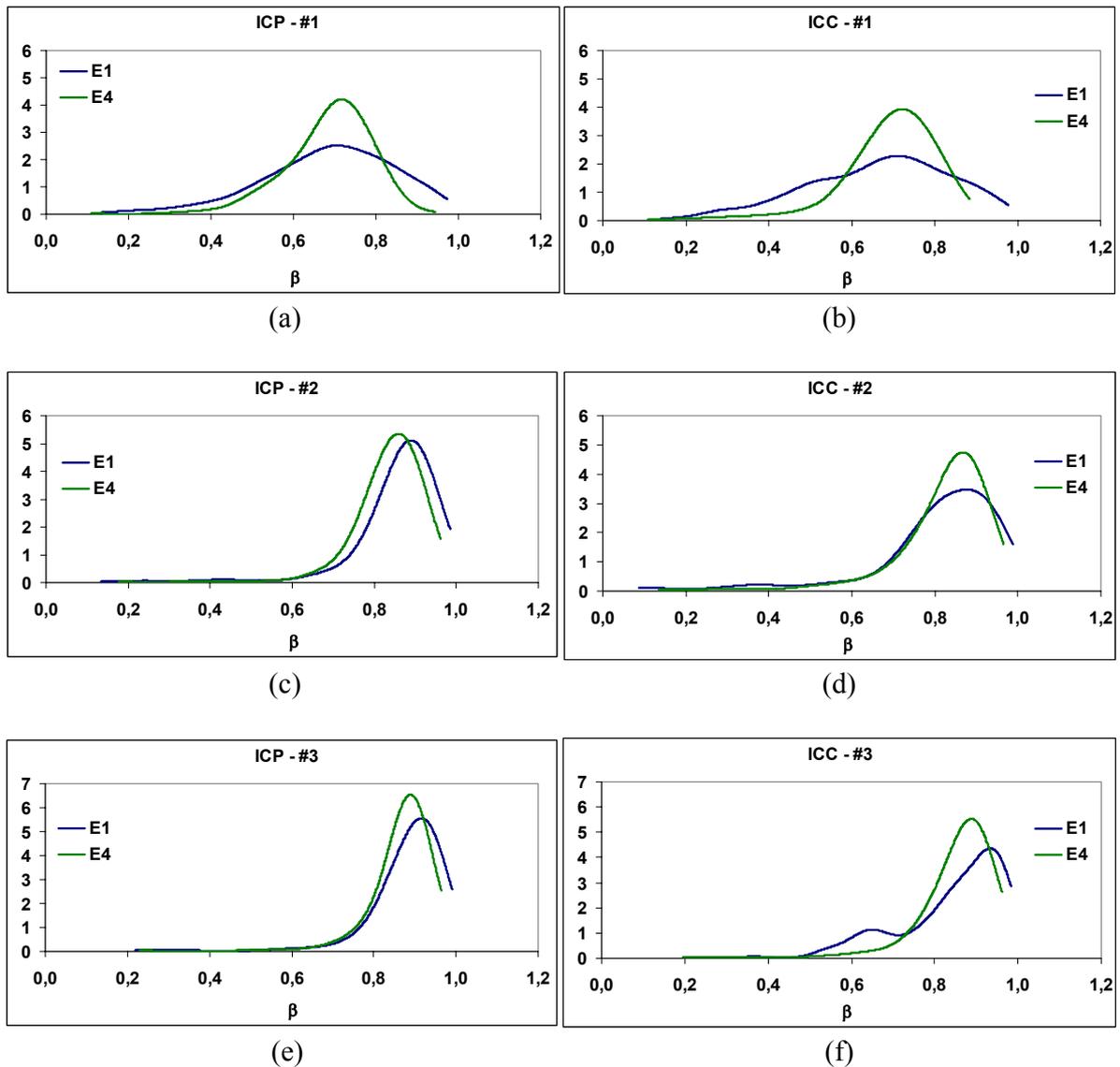


Figura 5.12 Distribuições estatísticas do fator de intermitência obtidas nas estações de medidas E1 e E4 no sistema ar-água para o ponto experimental #1, (a) e (b), #2, (c) e (d), e #3, (e) e (f). (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas (ICP); (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas (ICC).

b) Sistema Ar-Glicerina

A Figura 5.13 mostra as distribuições estatísticas do fator de intermitência nas estações de medidas E1 e E4 para os pontos experimentais #1, #2 e #3 obtidas no escoamento com o injetor de correntes paralelas e com o injetor de correntes concêntricas no sistema ar-glicerina. Neste

caso, como no sistema ar-água, praticamente não se observa influência processo de formação do escoamento na evolução de β .

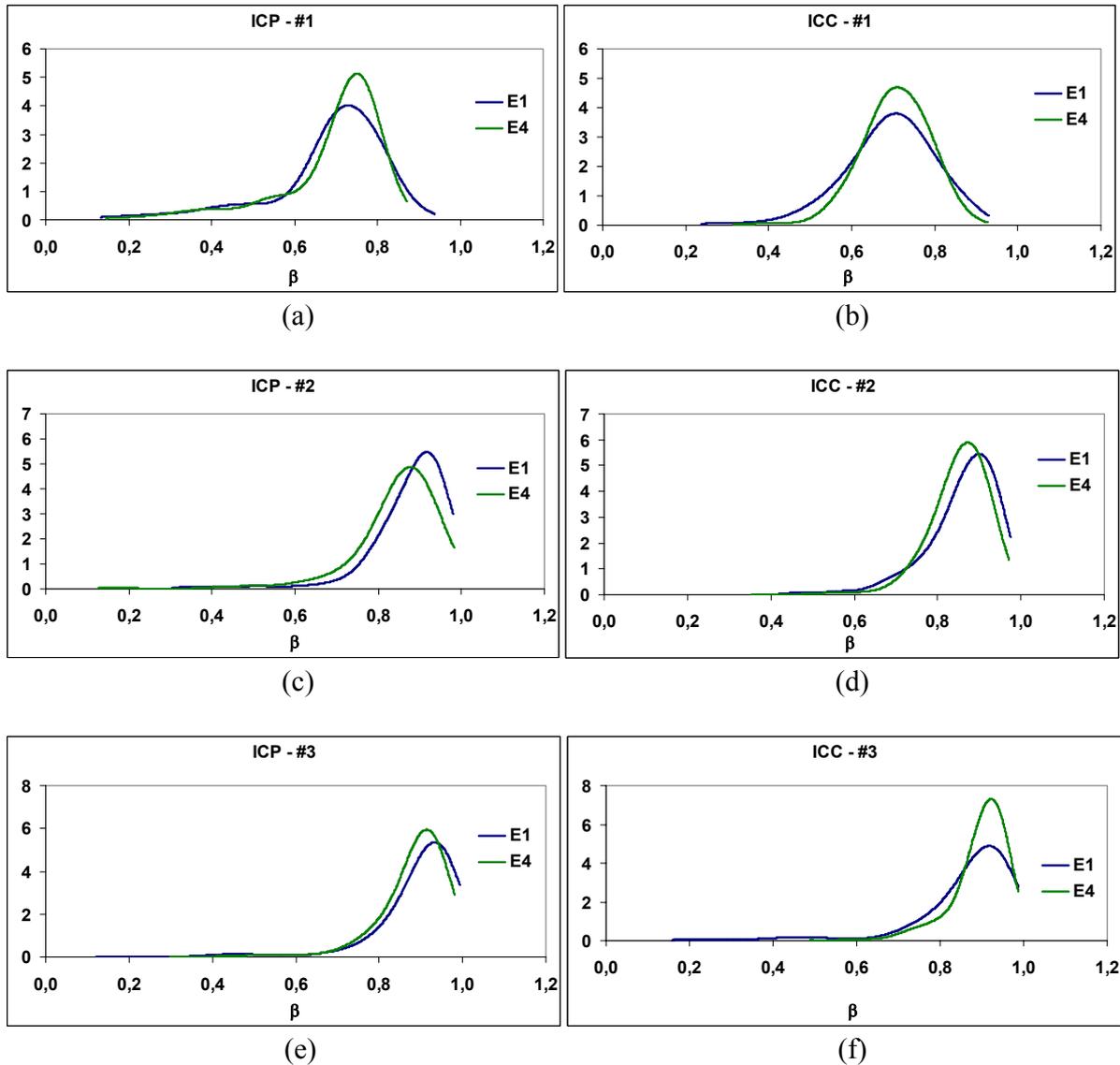


Figura 5.13 Distribuições estatísticas do fator de intermitência obtidas nas estações de medidas E1 e E4 no sistema ar-glicerina para o ponto experimental #1, (a) e (b) e #2, (c) e (d) e #3, (e) e (f). (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas (ICP); (b) e (d) e (f) injetor de correntes concêntricas (ICC).

Capítulo 6

Frequência da Célula, Queda de Pressão e Taxa de Coalescência

Neste capítulo será apresentado uma análise da influência do aumento da viscosidade da fase líquida sobre: a frequência da célula (f), a queda de pressão e a taxa de coalescência (R).

6.1 FREQUÊNCIA DA CÉLULA (f)

Nesta seção, será feito um estudo sobre a frequência das células no escoamento intermitente horizontal. Esse estudo terá como base os resultados obtidos experimentalmente que serão apresentados em forma de valores médios e histogramas obtidos ao longo da seção de testes.

O intuito desta seção é estudar o comportamento da frequência da célula mediante a variação da viscosidade da fase líquida do escoamento. Outro objetivo deste estudo é determinar a influência do processo de formação na evolução da frequência ao longo da seção de teste.

6.1.1 INTRODUÇÃO

A frequência da célula é definida como o número médio de células por unidade de tempo visto por um observador fixo, Hubbard (1965). Esse parâmetro do escoamento bifásico tem sido considerado por alguns pesquisadores como um fenômeno de entrada, Taitel e Dukler (1977), ou seja, que é determinada pela formação do escoamento.

Segundo Nicholson *et al.* (1978) a frequência da célula e seu comprimento são propriedades interconectadas já que, como mencionado em capítulos anteriores, a velocidade da

bolha no escoamento em desenvolvimento é função do comprimento do pistão de líquido que escoam a sua frente, de modo que bolhas que escoam atrás de curtos pistões de líquido se movem mais rápido que aquelas que escoam atrás de longos pistões. Dessa forma as bolhas mais rápidas alcançam as mais lentas e assim elas se fundem fazendo com que a frequência da célula diminua. Esse processo continua até que os pistões de líquido à frente da bolha sejam longo o suficiente de modo a não permitir que a bolha que escoam atrás sintam as perturbações causadas pela bolha que escoam a sua frente, neste caso o escoamento desenvolvido é estabelecido.

A frequência da célula assume comportamentos distintos na fase em que o escoamento está em desenvolvimento e naquela onde o desenvolvimento é alcançado. No escoamento em desenvolvimento, onde os pistões de líquido não atingiram seu comprimento estável, a frequência é elevada e diminui a medida que o escoamento evolui ao longo da tubulação devido às interações entre estruturas. Já na fase em que o escoamento se encontra desenvolvido o estabelecimento do comprimento estável do pistão de líquido não permite mais a interação entre as estruturas fazendo com que a frequência da célula seja constante.

A seguir são apresentados alguns resumos de estudos obtidos na literatura referentes a proposição de equações constitutivas para se determinar a frequência em escoamento intermitente horizontal desenvolvido.

Gregory & Scott (1969) propuseram uma correlação, dimensionalmente inconsistente, para a frequência da célula no escoamento intermitente horizontal baseada em seus resultados e nos de Hubbard (1965).

$$f = 0,0226 \left[\frac{JL}{g.D} \left(\frac{19,75}{J} + J \right) \right]^{1,2} \quad (\text{Hz}) \quad (6.1)$$

Taitel & Dukler (1977) propuseram um modelo para prever a frequência da célula no escoamento horizontal e levemente inclinado baseado na taxa na qual os pistões de líquido são formados é determinada pelo seu processo de formação na entrada. Partindo da condição de escoamento estratificado na entrada do tubo, onde o líquido possui um nível de equilíbrio, ondas de instabilidades podem viajar na superfície do líquido e eventualmente essas ondas crescem e

ocupam completamente a seção transversal do cano, então esse líquido é acelerado pelo gás fazendo com que ele incorpore o líquido que está a sua frente na camada estratificada para formar o pistão de líquido. Como resultado o nível do líquido a jusante do ponto de formação cai abaixo do ponto de equilíbrio. As forças hidrostáticas fazem com que o filme recupere seu nível de equilíbrio e então o processo de formação se reinicia dando início a um ciclo. Assim a frequência da célula pode ser conhecida através do período desse ciclo. Sendo o tempo para a onda de instabilidade bloquear o cano desprezível, considerou-se o que período é igual ao tempo necessário para o restabelecimento do nível de equilíbrio à frente do pistão formado. O método obtido fornece a frequência da célula com uma razoável concordância com os resultados experimentais de Hubbard (1965) e Gregory & Scott (1969), a desvantagem é que os resultados são obtidos por meio da solução de uma equação diferencial.

Heywood e Richardson (1979) baseado em resultados experimentais, utilizando a técnica de absorção de raios gama, estimaram que a frequência média da célula no escoamento intermitente horizontal é dada pela seguinte relação:

$$f = 0,0434 \left[\frac{JL}{J} \left(\frac{2,02}{D} + \frac{J^2}{g.D} \right) \right]^{1,02} \quad (\text{Hz}) \quad (6.2)$$

Mais recentemente, Tronconi (1990), propôs outro método para a obtenção da frequência da célula no escoamento horizontal. Ele assumiu que o número de pistões de líquido formado por unidade de tempo é inversamente proporcional ao período das ondas que se formam na superfície do líquido antes de ocorrer o bloqueio do tubo. Como o período dessas ondas está relacionado ao número de ondas sobre a superfície do líquido o autor usou o conceito de “*most dangerous wave*” proposto por Mishima & Ishii (1980) para obter a frequência f_c das ondas responsáveis pela formação dos pistões. A frequência do pistão f foi determinada assumindo que $f = f_c/2$, onde o fator $1/2$ está relacionado aos pistões que permanecem depois de formado.

$$f = 0,61 \frac{\rho_G V_{Ge}}{\rho_L h_{Ge}} \quad (6.3)$$

onde h_G é a espessura da camada de gás e V_{Ge} é a velocidade do gás no escoamento estratificado na região de entrada. Este modelo se mostra uma ótima concordância com os resultados

experimentais de Hubbard (1965) e Ferré (1979) para valores de frequência até aproximadamente 1,5 Hz, acima os resultados fornecidos pelo modelo tendem a se distanciar dos valores experimentais.

Tronconi (1990) também apresenta os resultados de Dukler e Hubbard (1975) e Heywood e Richardson (1979) na forma de gráficos que apresentam frequência da célula *versus* velocidade superficial do gás para várias velocidades superficiais de líquido. Esses gráficos apresentam diversas curvas de comportamento da frequência onde é JL constante. Observa-se que o aumento da velocidade superficial do líquido proporciona um deslocamento na curva para cima, o que significa o aumento dos valores da frequência. Para todos os valores de JL o comportamento da frequência é o mesmo, onde tem-se que para valores de JG menores que aproximadamente 3 m/s a frequência diminui a medida que JG aumenta, no entanto, para valores de JG maior que aproximadamente 3 m/s os valores da frequência aumenta linearmente a medida que JG aumenta. Para JG menor que aproximadamente 3 m/s observa-se que a diminuição da frequência para os mais altos valores de JL é mais acentuado. A medida que JL diminui o decaimento torna-se mais suave até que para os mais baixos valores de JL o decaimento da frequência é muito pequeno, fazendo com que a frequência seja aproximadamente constante neste intervalo. Para JG maior que 3 m/s o aumento da frequência ocorre de forma suave e bem parecida para todos as curvas de JL constante. O autor também apresenta um gráfico que mostra a frequência da célula *versus* a velocidade superficial do gás para três diferentes valores de viscosidade da fase líquida. Esse gráfico mostra três curvas que mostram o comportamento da frequência onde a viscosidade da fase líquida é constante. Essas curvas mostram comportamento da frequência similar, mas, o aumento da viscosidade da fase líquida faz com que as curvas se desloquem para cima, ou seja, o aumento da viscosidade da fase líquida faz com que o valor da frequência da célula aumente.

Hill e Wood (1990) baseado em resultados experimentais apresentam a seguinte relação para o cálculo de f :

$$f = 0,0000761 \frac{V_{Ge} - V_{Le}}{D} \cdot \frac{R_{fe}}{1 - R_{fe}} \quad (6.4)$$

onde V_{Ge} , V_{Le} e R_{fe} são respectivamente a velocidade do gás, a velocidade do líquido e a fração de líquido referentes ao escoamento estratificado na região de entrada.

Dukler e Fabre (1992) apresentam os resultados experimentais de Hubbard (1965) e Ferré (1979) que mostram o comportamento da frequência da célula *versus* a taxa de escoamento de gás, para diversas taxas de escoamento de líquido. Para isso foi escolhida uma representação adimensional da frequência $[f/(JL/D)]$ juntamente com a velocidade superficial do gás adimensional (Fr_G). Onde $Fr_G = JG/\sqrt{gD}$. Os resultados mostram uma única tendência para o comportamento da frequência para todas as taxas de líquido. A frequência assume um valor máximo para os menores valores da velocidade superficial do gás e decresce a um valor mínimo para Fr_G compreendido entre 0,2 e 0,3 e a partir daí observa-se um leve aumento na frequência a medida que a taxa de gás é aumentada.

Bertola e Cafaro (2001) realizaram uma investigação experimental sobre a frequência da célula no escoamento intermitente horizontal. Os resultados foram obtidos para o escoamento ar-água num tubo de 12 m de comprimento onde variou-se a velocidade superficial do líquido de 0,6 m/s a 2,0 m/s e a velocidade superficial do gás variou de 0,3 m/s a 8,0 m/s. Os resultados foram obtidos para o escoamento desenvolvido. Seus resultados são apresentados na forma de gráficos da frequência média da célula em função da velocidade superficial do gás para diversas velocidades superficial do líquido. Seus resultados mostram que a frequência média da célula aumenta suavemente a medida JG aumenta e a partir de um determinado valor de JG a frequência fica praticamente constante. Esse comportamento é observado para praticamente todas as velocidades superficial de líquido, mas a medida que JL aumenta, a curva que representa JL constante, se desloca para cima indicando o aumento da frequência média da célula.

Nota-se que nas relações propostas para cálculo da frequência da célula não foi realizada análise referente a sua dependência com a viscosidade.

6.1.2 RESULTADOS E ANÁLISES

Nesta seção, serão apresentados os resultados, mostrados no Apêndice II, referentes à frequência da célula obtidos experimentalmente para o sistemas ar-água (A@W) e ar-glicerina

(A@G) bem como sua análise. Os resultados experimentais serão apresentados em forma de valores médios e histogramas obtidos em cada uma das estações de medida. Esses resultados permitem uma análise local, que será feita na estação mais afastada do injetor de correntes onde pressupõem-se que o escoamento esteja praticamente desenvolvido e também uma análise evolutiva ao longo da seção de testes.

6.1.2.1 Escoamento Longe do Injetor de Correntes Paralelas

Os resultados apresentados nesta seção foram obtidos na estação de medida E4 localizada a 777D a jusante do injetor de correntes paralelas.

A Tabela 6.1, a seguir, mostra a frequência média da célula (f) em cada um dos sete pontos experimentais estudados nos sistemas ar-água e ar-glicerina. Nessa tabela nota-se que os valores de frequência média da célula obtidos no escoamento com o sistema ar-glicerina são sistematicamente superiores àqueles obtidos com o sistema ar-água, quando comparados os respectivos pontos experimentais. Esse comportamento indica que o aumento da viscosidade da fase líquida proporciona um aumento na frequência da célula.

Tabela 6.1 Valores da frequência da célula na estação de medida E4 em cada ponto experimental nos sistemas ar-água e ar-glicerina.

	f (#1)	f (#2)	f (#3)	f (#4)	f (#5)	f (#6)	f (#7)
A@W	0,58	0,60	0,54	1,29	1,87	1,53	1,37
A@G	0,86	0,75	0,85	1,73	3,03	2,28	2,06

As distribuições estatísticas da frequência da célula obtidas na estação mais afastada do injetor de correntes paralelas, E4, para os pontos experimentais #5 e #6 nos sistemas ar-água e ar-glicerina são mostrados na Figura 6.1. Os pontos #5 e #6 foram obtidos mantendo-se a velocidade de líquido no escoamento constante e aumentando-se a velocidade de gás de modo que a velocidade de gás no ponto #6 é duas vezes maior que no ponto #5. Nessa figura nota-se que as distribuições obtidas se aproximam de uma distribuição normal. Nos dois sistemas estudados, ar-água e ar-glicerina, nota-se que um comportamento semelhante onde o aumento da vazão de gás proporciona o aumento da população de células de menor frequência.

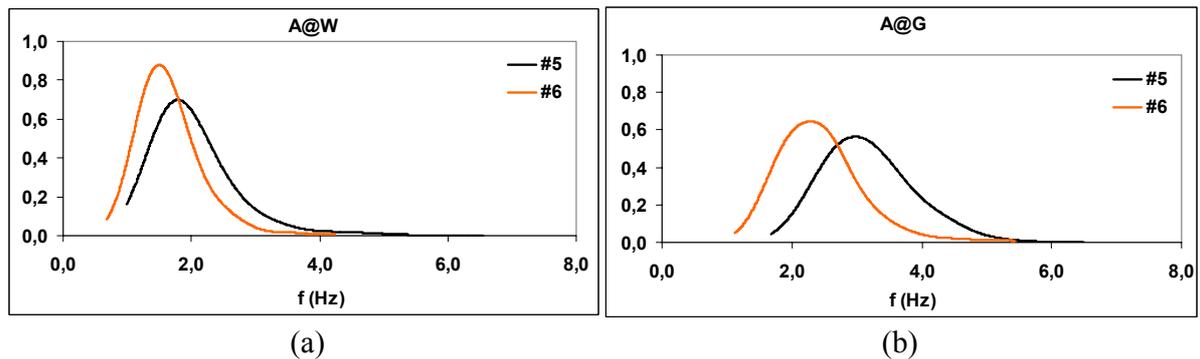


Figura 6.1 Distribuições estatísticas da frequência da célula obtidas na estação E4 para os pontos experimentais #5 e #6. (a) sistema ar-água; (b) sistema ar-glicerina.

Os gráficos da frequência média da célula *versus* a velocidade superficial do gás mostrados na Figura 6.2 mostram duas curvas de comportamento da frequência para velocidade superficial do líquido constante. Esses gráficos obtidos para os sistemas ar-água e ar-glicerina estão em plena concordância com os resultados apresentados por Tronconi (1990) para baixos valores de JG. Como mostrado por Tronconi (1990), os resultados aqui apresentados indicam que o aumento da taxa de líquido desloca a curva do comportamento da frequência para cima, ou seja, proporciona o aumento da frequência. Uma outra concordância observada é o fato da frequência diminuir com o aumento de JG, mais abruptamente na curva de maior JL e ser praticamente constante na curva de comportamento onde JL é menor.

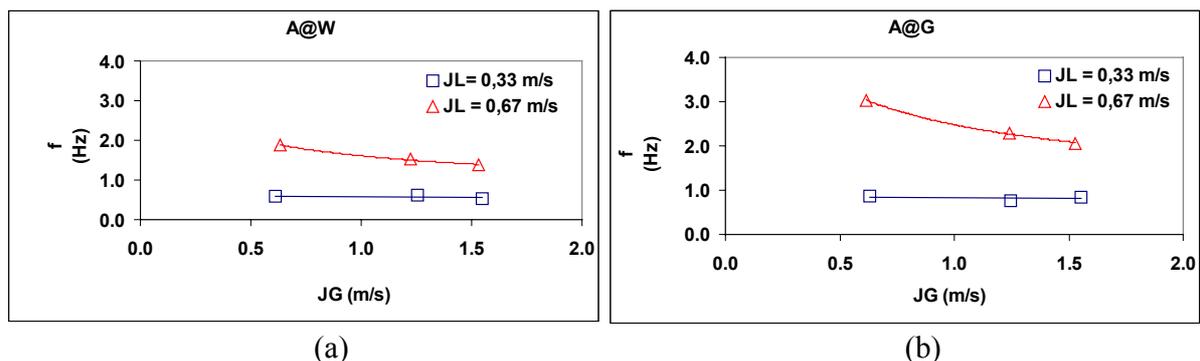


Figura 6.2 Frequência da célula *versus* velocidade superficial do gás. (a) sistema ar-água; (b) sistema ar-glicerina.

Na Figura 6.3 são apresentados gráficos do comportamento da frequência da célula em função da velocidade superficial do gás. Esses gráficos foram obtidos para duas velocidades superficiais de líquido 0,33 m/s e 0,67 m/s. em cada um dos gráficos o comportamento da

freqüência com relação a JG é obtido para o par de sistemas estudados: o ar-água e o ar-glicerina. Nota-se que o aumento da viscosidade da fase líquida faz com que a da freqüência se desloque para cima indicando um aumento sistemático da freqüência. Esses resultados estão em concordância com aqueles apresentados por Tronconi (1990).

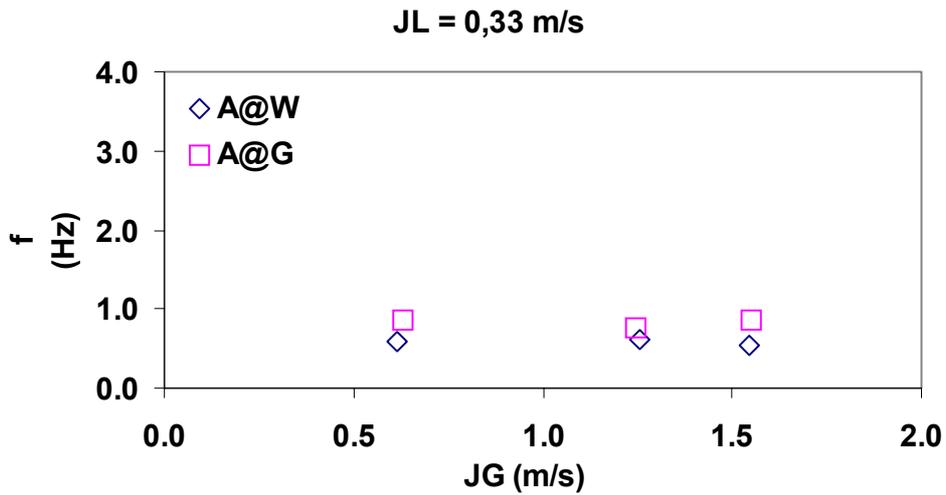


Figura 6.3 Freqüência da célula *versus* velocidade superficial do gás (JL= 0,33 m/s).

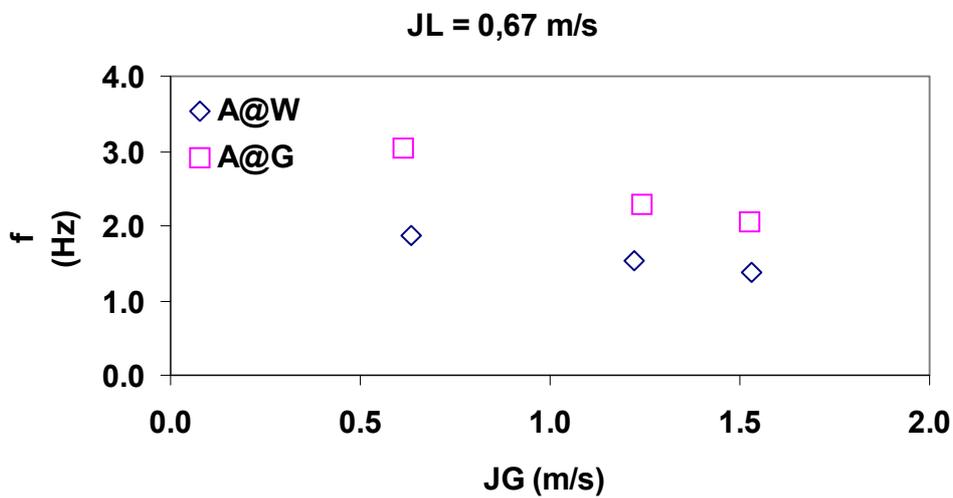


Figura 6.4 Freqüência da célula *versus* velocidade superficial do gás (JL= 0,67 m/s).

Na Tabela 6.2 é feita uma comparação dos valores da frequência da célula obtidos experimentalmente neste trabalho com os valores obtidos através de modelos existentes na literatura, mais precisamente aqueles propostos por Hill e Wood (1990), equação 6.4, e Tronconi (1990), equação 6.3. A comparação mostrada é feita para os sistemas ar-água e ar-glicerina. Observando-se os resultados mostrados nessa tabela nota-se que os dois modelos utilizados para o cálculo da frequência, para grande maioria dos pontos experimentais estudados, fornecem valores de frequência da célula diferentes dos valores obtidos experimentalmente. Nota-se também que os erros entre o valor experimental da frequência da célula e aqueles obtidos através dos referidos modelos são maiores para o sistema ar-glicerina quando comparados aos do sistema ar-água. No sistema ar-água o modelo fornecido por Hill e Wood (1990) fornecem erros de até 37% com relação ao valor experimental já o modelo proposto por Tronconi (1990) produz erros de até 47,9%. No sistema ar-glicerina os erros relativos ao valor experimental produzidos pelos modelos propostos por Hill e Wood e Tronconi chegam a 177,4% e 49,9 % respectivamente.

As observações acima indicam que os modelos utilizados para cálculo da frequência da célula neste trabalho não fornecem resultados que retratam com boa aproximação os resultados reais.

Tabela 6.2 Comparação entre os valores da frequência obtidos experimentalmente com aqueles obtidos através dos modelos propostos por Hill e Wood (1990) e Tronconi (1990).

Ponto Experimental (#)	A@W					A@G				
	Frequência Experimental (Hz)	Frequência Hill e Wood (Hz)	Erro (%)	Frequência Tronconi (Hz)	Erro (%)	Frequência Experimental (Hz)	Frequência Hill e Wood (Hz)	Erro (%)	Frequência Tronconi (Hz)	Erro (%)
#1	0,58	0,65	11,7	0,57	2,1	0,86	2,40	177,4	1,30	49,9
#2	0,60	0,54	10,7	0,58	4,1	0,75	1,63	116,4	1,09	45,0
#3	0,54	0,51	6,1	0,58	6,8	0,85	1,44	68,8	1,04	21,6
#4	1,29	0,81	37,0	0,67	47,9	1,73	2,17	25,7	1,17	32,3
#5	1,87	1,62	13,3	1,19	36,3	3,00	3,66	22,1	1,87	37,8
#6	1,53	1,19	22,1	1,14	25,4	2,28	3,71	62,7	2,13	6,8
#7	1,37	1,19	13,1	1,12	18,3	2,06	3,10	50,2	1,92	7,2

As Figuras 6.4 e 6.5 mostram os gráficos obtidos a partir dos dados apresentados na Tabela 6.2 respectivamente para os sistemas ar-água e ar-glicerina. Esses gráficos mostram para cada sistema estudado os valores da frequência da célula, para cada ponto experimental, obtidos experimentalmente para duas diferentes configurações experimentais, uma onde se utilizou o injetor de correntes paralelas (ICP) e a outra o injetor de correntes concêntricas (ICC), e os resultados obtidos pelos modelos propostos por Hill e Wood (1990) e Tronconi (1990). Nota-se nessas figuras o que já havia sido observado na Tabela 6.2 que os valores de frequência da célula

obtidos através dos modelos propostos se aproximam dos valores obtidos experimentalmente para alguns pontos experimentais principalmente os três primeiros, no entanto para outros pontos os modelos fornecem resultados muito diferentes, isso para os dois sistemas estudados. Dessa forma, os modelos utilizados neste trabalho para obtenção da frequência da célula para fins de comparação com os resultados obtidos experimentalmente não se mostrou uma ferramenta eficaz para refletir a realidade experimental.

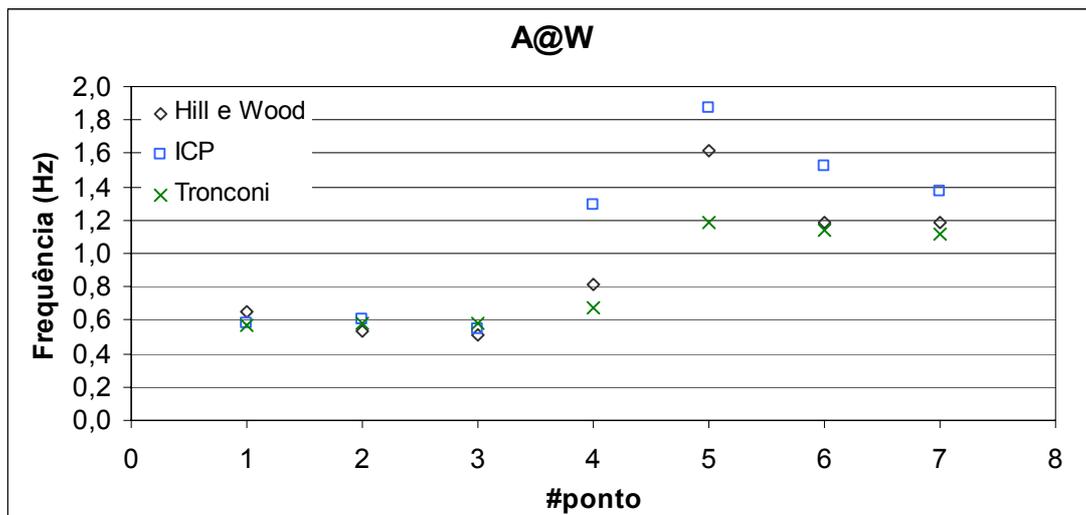


Figura 6.5 Comparação da frequência da célula obtida experimentalmente no sistema ar-água com os resultados fornecidos pelos modelos propostos por Hill e Wood (1990) e Tronconi (1990).

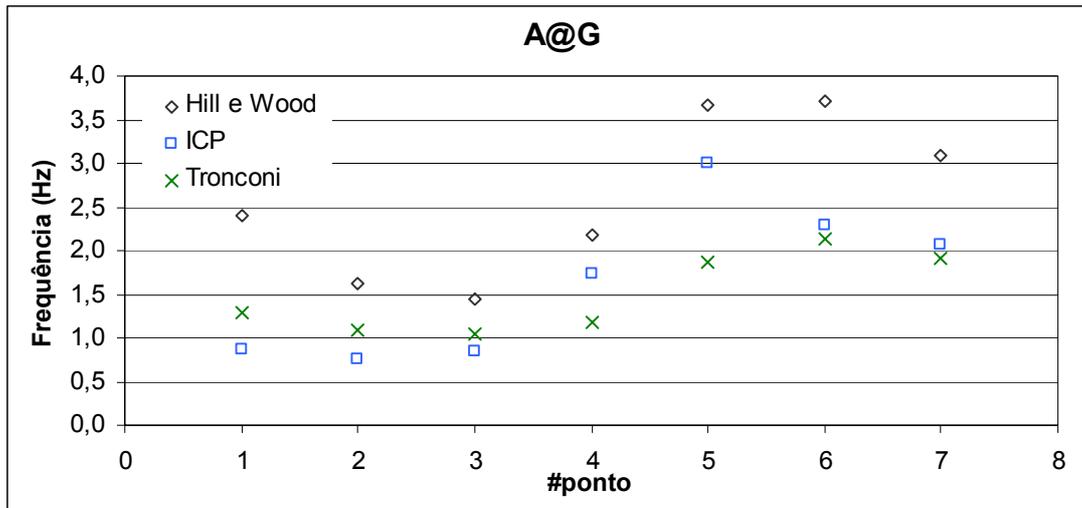


Figura 6.6 Comparação da frequência da célula obtida experimentalmente no sistema ar-glicerina com os resultados fornecidos pelos modelos propostos por Hill e Wood (1990) e Tronconi (1990).

6.1.2.2 Evolução da Frequência da Célula

Nesta seção será mostrada a evolução da frequência da célula em termos de seus valores médios e histogramas nas quatro estações de medida ao longo da seção de testes obtidas com os sistemas estudados, ar-água e ar-glicerina, utilizando-se o injetor de correntes paralelas.

A Figura 6.7 mostra a evolução dos valores médios da frequência da célula ao longo da seção de testes para os sistemas ar-água (A@W) e ar-glicerina (A@G). Essa figura mostra uma mesma tendência para os dois sistemas: o maior valor para a frequência ocorre na entrada da seção de testes e diminui ao longo da tubulação indicando que as células formadas possuem uma maior frequência na sua formação, mas a medida que o escoamento evolui, essa frequência diminui devido a interação que ocorre entre as estruturas do escoamento. Nota-se também que na estação mais próxima do ponto de injeção as células possuem uma maior frequência no sistema ar-água quando comparados dos respectivos pontos experimentais no sistema ar-glicerina. Isso indica no sistema ar-água o processo de formação produz células com maiores frequências quando comparado com o sistema ar-glicerina. No sistema ar-água nota-se também que a diferença entre os valores da frequência na entrada e na saída da seção de testes é maior quando

comparado cada ponto experimental respectivamente indicando haver uma maior interação entre as estruturas do escoamento no sistema ar-água.

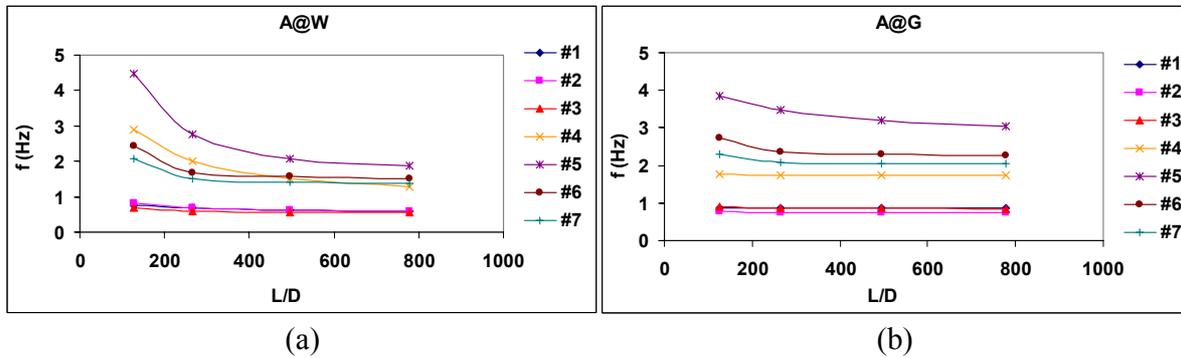


Figura 6.7 Evolução dos valores médios da frequência da célula (f) ao longo da seção de teste. (a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina (A@G).

A seguir, a Figura 6.8 mostra a evolução das distribuições estatísticas da frequência da célula ao longo da seção de testes para os pontos experimentais #5 e #6 nos sistemas ar-água e ar-glicerina. Nessa figura observa-se que o aumento da viscosidade da fase líquida antecipa o estabelecimento desenvolvido da distribuição da frequência da célula, pois quando comparados os dois sistemas em cada um dos pontos experimentais observa que as distribuições da frequência atingem uma forma praticamente constante no sistema ar-glicerina antes do sistema ar-água.

Os resultados indicam que para o sistema ar-glicerina as células atingem uma distribuição de frequências estacionária num comprimento de tubo menor que o requerido pelo sistema ar-água. Os resultados também indicam que no sistema ar-glicerina as células são formadas com frequência próxima a desenvolvida de modo que as interações entre as estruturas são menos intensas quando comparadas ao sistema ar-água.

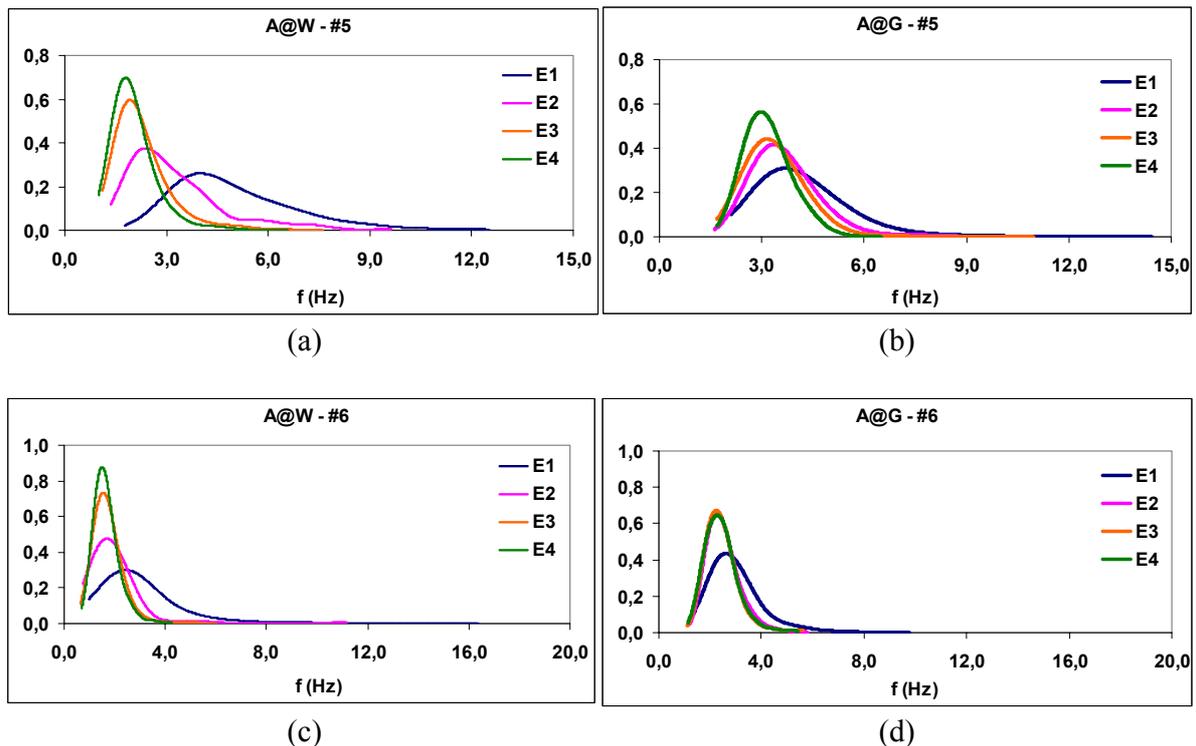


Figura 6.8 Distribuições estatísticas da frequência da célula nas 4 estações de medida para o ponto experimental #5, (a) e (b) e #6 (c) e (d). (a) e (c) sistema ar-água (A@W); (b) e (d) sistema ar-glicerina (A@G).

6.1.2.3 Influência do Injetor de Correntes na Evolução da Frequência da Célula

Nesta seção será analisada a influência dos diferentes processos de formação obtidos com a utilização de dois tipos de injetores de correntes utilizados neste trabalho, o injetor de correntes concêntricas (ICC) e o de correntes paralelas (ICP). A análise envolve a evolução da frequência ao longo da seção de testes nos sistemas ar-água e ar-glicerina. Essa análise será feita através valores médios obtidos na estação mais afastada do ponto de formação do escoamento.

a) Sistema Ar-Água

A Tabela 6.3 mostra os valores médios da frequência da célula obtidos no escoamento com os dois tipos de injetores. Esses resultados mostram que, na estação mais afastada do injetor de correntes, a influência dos diferentes tipos injetores no estabelecimento da frequência da célula é praticamente desprezível, pois comparando-se os respectivos pontos experimentais obtidos com os diferentes tipos de injetores nota-se que os valores da frequência são próximos. Isso indica que

o processo de formação praticamente não influencia os valores da frequência da célula longe do injetor.

Tabela 6.3 Valores da frequência da célula na estação de medida E4 em cada ponto experimental do escoamento ar-água com os injetores de correntes paralelas (ICP) e concêntricas (ICC) e a diferença em porcentagem entre esses valores.

	f (Hz)-#1	f (Hz)-#2	f (Hz)-#3	f (Hz)-#4	f (Hz)-#5	f (Hz)-#6	f (Hz)-#7
ICP	0,58	0,60	0,54	1,29	1,87	1,53	1,37
ICC	0,64	0,63	0,60	1,32	1,79	1,56	1,37
Diferença (%)	9,4	4,8	10,0	2,3	4,3	1,9	0,0

A Figura 6.9 mostra as distribuições estatísticas das frequências das células obtidas para os pontos experimentais #5, #6 e #7 obtidas nas estações E1 e E4, respectivamente a mais próxima e a mais distante do injetor de correntes, no escoamento ar-água obtido com os dois tipos de injetores utilizados neste trabalho.

Os resultados mostrados na Figura 6.9 mostram que as distribuições obtidas na estação mais próxima do ponto de formação, E1, são diferentes quando se comparam os resultados obtidos com os dois tipos de injetores para um mesmo ponto experimental. As distribuições obtidas no escoamento com o injetor de correntes paralelas na estação E1 possuem um maior desvio padrão que aquelas obtidas com o injetor de correntes concêntricas, comparando-se um mesmo ponto experimental. Nessa mesma estação nota-se que as distribuições obtidas com o ICP mostra uma população de células com frequência acima daquelas observadas nas distribuições obtidas com o ICC, comparando-se os mesmos pontos experimentais. No entanto, mesmo com essa diferença observada na estação E1 as distribuições na estação mais afastada, E4, são praticamente idênticas, indicando que a partir de uma determinada distância do injetor as diferenças existentes devido aos diferentes processos de formação do escoamento praticamente não são observadas.

Observa-se ainda que no caso do escoamento com ICC as distribuições estatísticas da frequência da célula obtidas nas estações E1 e E4 são muito parecidas indicando que o processo

de formação com o ICC fornece células com frequência próxima daquela observada na estação mais afastada sugerindo uma fraca interação entre as estruturas do escoamento.

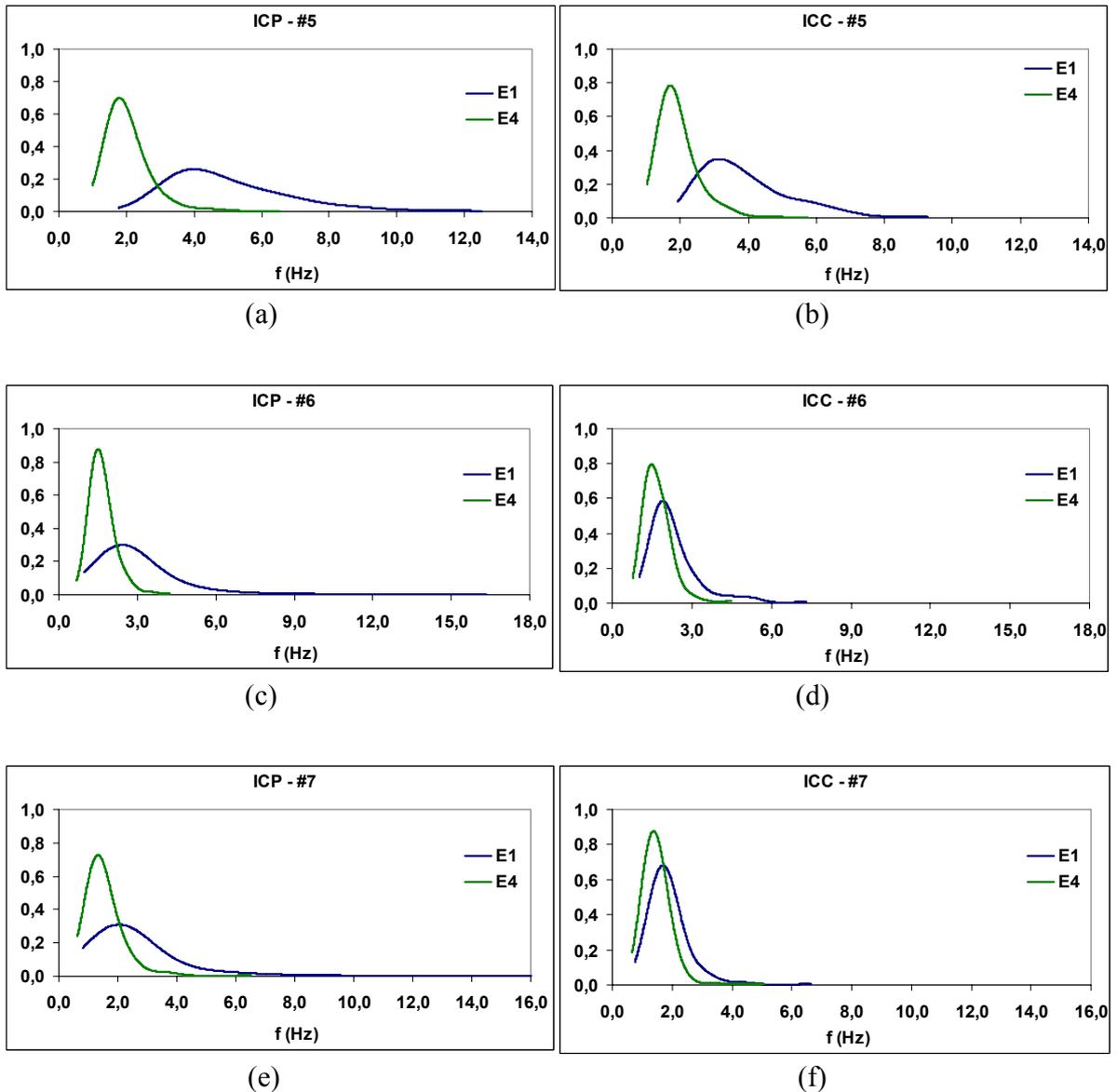


Figura 6.9 Distribuições estatísticas da frequência da célula obtidas nas estações de medidas E1 e E4 no sistema ar-água para o ponto experimental #1, (a) e (b), #2, (c) e (d) e #3, (e) e (f). (a), (c) e (e) injetor de correntes paralelas (ICP); (b), (d) e (f) injetor de correntes concêntricas (ICC).

b) Sistema Ar-Glicerina

Os resultados da Tabela 6.4 mostram os valores da frequência da célula obtidos para o escoamento com os dois tipos de injetores, o de correntes paralelas (ICP) e o de correntes concêntricas (ICC), empregando o sistema ar-glicerina. Esses resultados mostram que para alguns pontos experimentais os valores da frequência obtidos com os dois tipos de injetores são diferentes como no ponto #4, no entanto para outros pontos os valores da frequência são iguais para o gerado pelos com os dois tipos de injetores como no caso do ponto #7. Isso indica que em alguns pontos experimentais a influência do processo de formação do escoamento é notada na estação mais afastada enquanto que para outros pontos não.

Tabela 6.4 Valores da frequência da célula na estação de medida E4 em cada ponto experimental do escoamento ar-glicerina com os injetores de correntes paralelas (ICP) e concêntricas (ICC) e a diferença em porcentagem entre esses valores.

	f (#1)	f (#2)	f (#3)	f (#4)	f (#5)	f (#6)	f (#7)
ICP	0,86	0,75	0,85	1,73	3,03	2,28	2,06
ICC	1,36	1,03	0,93	3,13	3,17	2,17	2,05
Diferença (%)	36,7	27,2	9,6	44,7	4,4	4,8	0,4

A Figura 6.10 mostra as distribuições estatísticas da frequência da célula obtidas para os pontos experimentais #1 e #6 nas estações E1 e E4, respectivamente a mais próxima e a mais distante do injetor de correntes, no escoamento ar-glicerina obtido com os dois tipos de injetores, o ICP e o ICC.

Nota-se na Figura 6.10 uma concordância com os resultados da Tabela 6.4. Esses resultados mostram que para o ponto experimental #1 as distribuições estatísticas obtidas na estação E4 são diferentes na forma, na média e no desvio padrão. Já para o ponto experimental #5 as distribuições estatísticas na estação E4 são praticamente idênticas para o escoamento com os dois tipos de injetores. Isso indica que, como citado anteriormente, os diferentes processos de formação influenciam a frequência na estação mais afastada do ponto de formação.

Observa-se também que, neste caso onde o sistema é o ar-glicerina, as distribuições obtidas na estação E1 e E4 são muito parecidas indicando uma fraca interação entre as estruturas ao

longo da seção de testes. Isso indica que as distribuições obtidas na estação mais afastada do injetor estão associadas àquelas obtidas na estação mais próxima fazendo com que os efeitos do processo de formação possam ser observados na estação mais afastada.

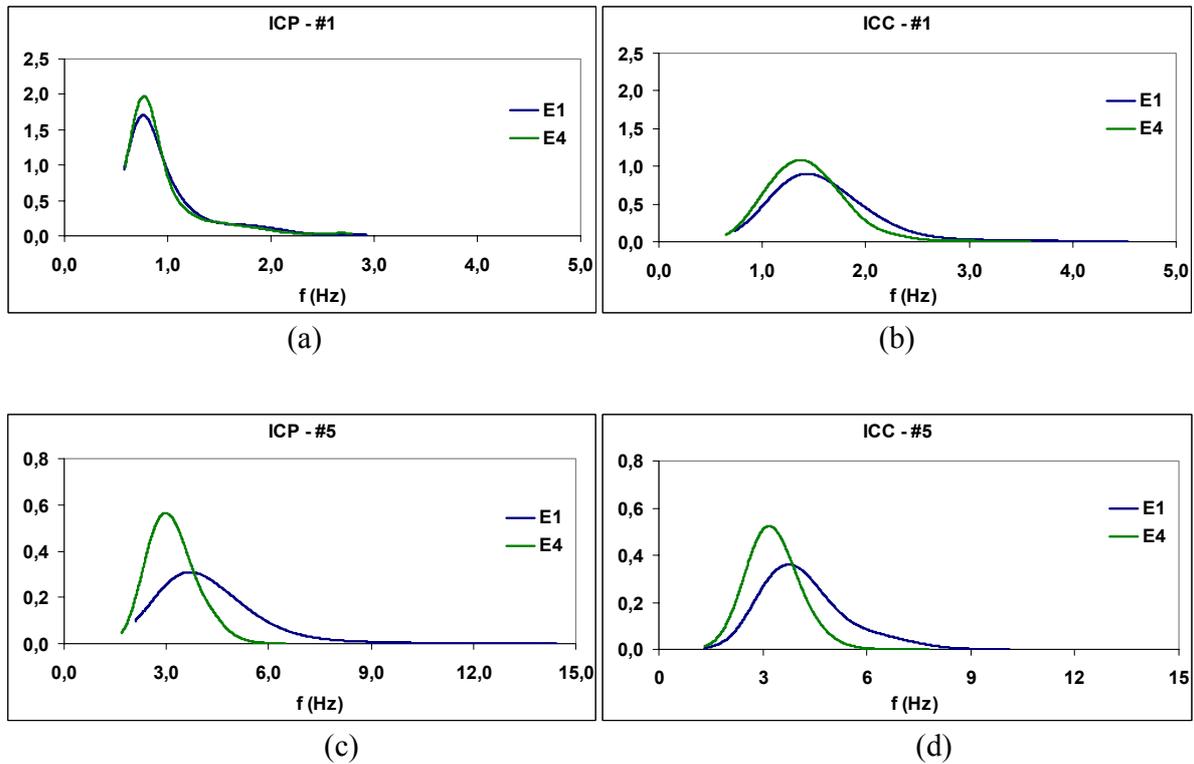


Figura 6.10 Distribuições estatísticas da frequência da célula obtidas nas estações de medidas E1 e E4 no sistema ar-glicerina para o ponto experimental #1, (a) e (b) e #5, (c) e (d). (a) e (c) injetor de correntes paralelas (ICP); (b) e (d) injetor de correntes concêntricas (ICC).

6.2 QUEDA DE PRESSÃO

Nesta seção, será feito um estudo sobre a queda de pressão no escoamento intermitente horizontal ao longo da linha. Esse estudo terá como base os resultados obtidos experimentalmente que serão apresentados em forma de valores médios.

O objetivo desta seção é analisar o efeito do aumento da viscosidade da fase líquida sobre a queda de pressão ao longo da linha de teste.

6.2.1 INTRODUÇÃO

Taitel e Barnea (1990) apresentam um modelo para cálculo da queda de pressão na célula no escoamento intermitente inclinado. Ele se dá através de um balanço global de força ao longo da unidade. Esse método propõe que a queda de pressão se dá devido a três contribuições: a contribuição gravitacional e a contribuição devido ao atrito na região do pistão entre a parede e o líquido e a contribuição na região da bolha devido ao atrito do filme de líquido e a bolha de gás com a parede. Considerando escoamento horizontal com espessura de filme de líquido abaixo da bolha constante, os autores propõem a seguinte relação para o cálculo da queda de pressão na célula:

$$\Delta P_U = \frac{\tau_s \cdot \pi \cdot D}{A} LS + \frac{\tau_{fl} \cdot W_f}{A} LB + \frac{\tau_G \cdot W_G}{A} LB \quad (6.5)$$

τ_s é a tensão de cisalhamento no pistão, ρ_f é a densidade do líquido no filme, τ_{fl} é a tensão de cisalhamento no filme, W_f é o perímetro molhado do filme de líquido, W_G é o perímetro molhado da bolha de gás.

6.2.2 RESULTADOS E ANÁLISES

A Figura 6.11 mostra a queda de pressão medida experimentalmente ao longo da linha para cada um dos pontos experimentais nos dois sistemas estudados, esses resultados são mostrados no Apêndice II. A pressão é maior na estação mais próxima do injetor gás-líquido, e cai de forma ao longo da linha de modo que na estação mais afastada ela atinge seu menor valor, 1000 mBar, isto porque a mistura é descarregada na atmosfera que está a 947 mBar.

Nota-se também na Figura 6.11 uma queda de pressão maior no escoamento ar-glicerina que no escoamento ar-água, quando comparado os respectivos pontos experimentais. Isso se dá pelo fato do aumento da viscosidade. Um exemplo disso é ponto experimental #6 cuja pressão no escoamento com o par ar-água, na posição 200D, é por volta de 1100 mBar enquanto que para o mesmo ponto e posição no escoamento com o sistema ar-glicerina o valor da pressão está por volta de 1350 mBar.

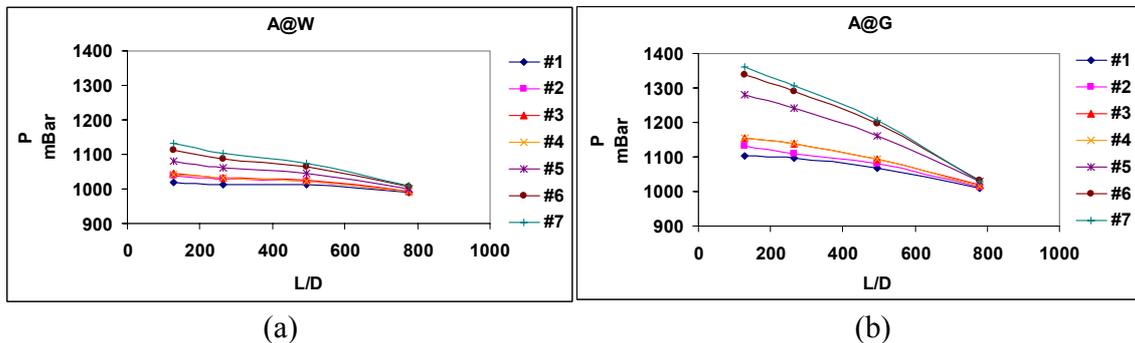


Figura 6.11 Pressão média, P, ao longo da linha da tubulação, L/D. (a) sistema ar-água; (b) sistema ar-glicerina.

Na Tabela 6.5 é apresentada a queda de pressão experimental para alguns pontos da grade de teste que apresentam as mesmas velocidades superficiais de líquido ou de gás para efeito de comparação. Os resultados mostrados nessa tabela se referem aos testes realizados com o injetor de correntes paralelas.

Na primeira coluna da Tabela 6.5 são mostrados os dois sistemas estudados enquanto que na primeira linha são mostrados os pontos experimentais estudados bem como suas respectivas velocidades superficiais do gás e do líquido. No corpo da tabela são mostrados os valores da queda de pressão experimental em mBar/m para cada um dos pontos estudados nos sistemas ar-água e ar-glicerina.

Tabela 6.5 Queda de pressão em mBar/m em função do par de fluidos e das velocidades superficiais do gás e do líquido.

	#1	#2	#3	#6	#7
	JL=0,33 m/s	JL=0,33 m/s	JL=0,33 m/s	JL=0,67 m/s	JL=0,67 m/s
	JG=0,67 m/s	JG=1,33 m/s	JG=1,67 m/s	JG=1,33 m/s	JG=1,67 m/s
A@W	1,6	2,7	3,0	6,2	7,1
A@G	5,7	6,8	8,3	18,2	19,4

Na tabela acima nota-se que, para os dois sistemas estudados A@W e A@G, fixado a velocidade superficial do líquido e aumentando a velocidade superficial do gás tem-se que a queda de pressão aumenta. No entanto quando fixada a velocidade superficial do gás e aumentada a do líquido observa-se um aumento maior da queda de pressão. Nota-se também que quando comparado os valores da queda de pressão nos sistemas ar-água e ar-glicerina para um mesmo

par de velocidades nota-se um aumento grande da queda de pressão quando a viscosidade do líquido é aumentada, essa tendência é seguida por todos os pontos estudados.

6.3 TAXA DE COALESCÊNCIA (R)

Nesta seção será feito um estudo, baseado nos resultados experimentais, sobre a coalescência das estruturas do escoamento intermitente. O objetivo desta seção é analisar a influência do aumento da viscosidade da fase líquida sobre a coalescência das estruturas que compõem o escoamento intermitente.

6.3.1 INTRODUÇÃO

Coalescência é a fusão entre duas bolhas de gás consecutivas que se movem com velocidades diferentes. Para quantificar coalescência no escoamento intermitente define-se a taxa de coalescência, R, como sendo o número relativo de bolhas que desaparecem por unidade de comprimento,

Tomando-se como base a Figura 6.12 a taxa de coalescência pode ser dada por:

$$R(x) = -\frac{1}{Nb1} \frac{(Nb2 - Nb1)}{\Delta L} \quad (6.6)$$

onde Nb1 é o número de bolhas que passam pela seção 1 do tubo, Nb2 é o número de bolhas que passam pela seção 2 do tubo, ΔL é um trecho do tubo compreendido entre as seções 1 e 2, e x é a distância do início do tubo até um determinado ponto.

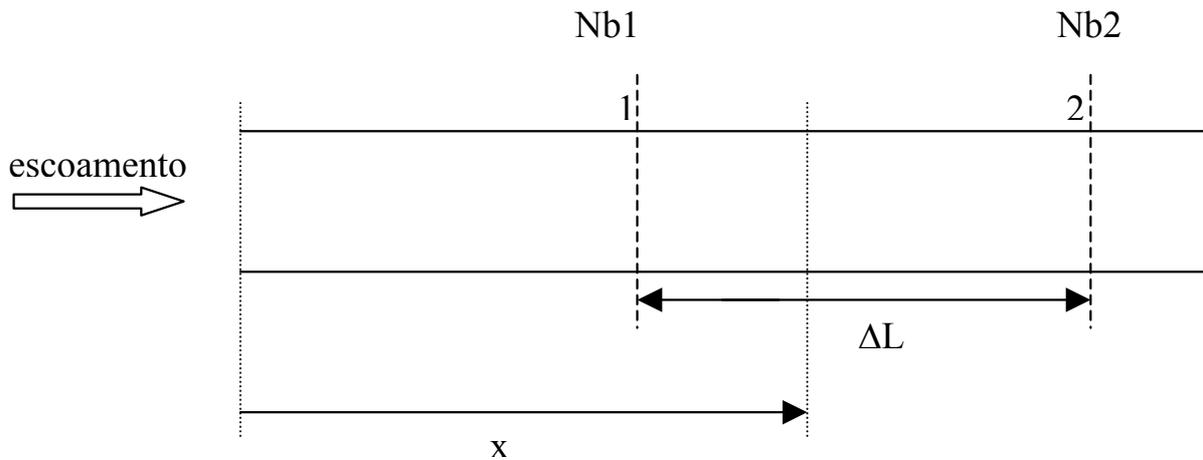


Figura 6.12 Esquema de um trecho do tubo onde é simulada a obtenção de R.

O valor local de R pode ser definido por:

$$R(x) = -\frac{1}{Nb1} \lim_{\Delta x \rightarrow 0} \left[\frac{Nb2 - Nb1}{\Delta L} \right] = \frac{1}{Nb} \frac{dNb}{dx} \quad (6.7)$$

com a equação (6.7) pode-se definir uma forma alternativa para a taxa de coalescência média em um trecho do tubo ΔL :

$$\bar{R}(\Delta L) = -\frac{1}{\Delta L} \int R(x) dx \equiv \frac{1}{\Delta L} \int \frac{dNb}{Nb} \equiv \frac{1}{\Delta L} \ln(Nb2/Nb1) \quad (6.8)$$

Sabendo-se que a frequência da célula está associada à passagem da bolha, por uma determinada seção do tubo, por unidade de tempo a equação (6.8) pode ser expressa em termo da frequência:

$$\bar{R} = -\frac{1}{\Delta L} \ln(f_2/f_1) \quad (6.9)$$

E a taxa média de coalescência por diâmetro da tubulação expressa em porcentagem e:

$$\bar{R}(\%) = -100 \cdot \frac{1}{\Delta L/D} \ln(f_2/f_1) \quad (6.10)$$

ΔL_E é a distância entre estações consecutivas e \bar{R} é o valor médio de R entre as consecutivas estações de medida.

6.3.2 RESULTADOS E ANÁLISES

A Figura 6.12 mostra a evolução da taxa de coalescência média ao longo da tubulação para os dois sistemas estudados, o ar-água e o ar-glicerina, os resultados referentes a essa seção são apresentados no Apêndice II. Nessa figura nota-se que a evolução de R é diferente nos dois sistemas embora note-se uma queda de R ao longo da linha nos dois casos. Tomando-se como referência o ponto experimental #4 tem-se que para o sistema A@W o valor de R decai de 0,18 até por volta de 0,006 em aproximadamente 600D enquanto que para o sistema A@G, R decai de 0,26 até 0,006 em aproximadamente 400D, indicando que no sistema A@G a taxa de coalescência decai mais acentuadamente. Isso indica que o aumento da viscosidade da fase líquida faz com que R tenha decaimento mais rápido a medida que o escoamento se afasta do injetor.

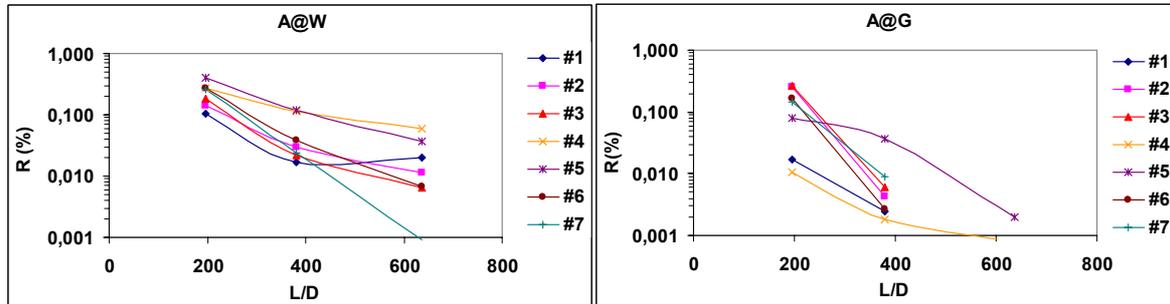


Figura 6.13 Taxa de coalescência média, R , ao longo da tubulação (L/D).

(a) sistema ar-água (A@W); (b) sistema ar-glicerina (A@G).

(b)

Esse comportamento foi observado em outros parâmetros, como a frequência da célula, o comprimento da bolha, etc., que atingem mais rapidamente a população estacionária indicando assim que cessaram as interações.

Capítulo 7

Velocidade de Propagação do Pistão de Líquido (VS)

7.1 INTRODUÇÃO

Este capítulo tem por objetivo analisar a natureza da velocidade de propagação do pistão de líquido VS com interesse de esclarecer se VS difere ou não de VB.

7.2 OBSERVAÇÕES VISUAIS

As Figuras 7.1 a 7.3 apresentam seqüências fotográficas do sistema ar-água onde é mostrada a frente de um determinado pistão de líquido em cada um dos três pontos experimentais estudados (#1, #2 e #6) em algumas posições à medida que ela se aproxima e passa pela sonda de fios paralelos no sistema ar-água.

Essas figuras mostram que os pistões de líquido podem apresentar pequenas bolhas dispersas.

Para o caso de pistão não aerado, Figura 7.1, algumas características observadas são descritas a seguir:

- a frente do pistão de líquido pode ser definida como uma interface única que separa o gás da bolha do líquido do pistão,
- a interface é inclinada em relação ao filme de líquido que escoava abaixo da bolha,

- a interface se inicia com uma inclinação em relação ao filme de líquido em direção ascendente a parede superior do tubo, a medida que a inclinação se desenvolve em direção a parede do tubo ela muda para uma inclinação mais suave “línguas”, concomitantemente nota-se o surgimento de ondulações na interface.

Para pistão aerado, Figura 7.1 e 7.2, algumas observações são descritas a seguir:

- a frente do pistão de líquido não pode ser definida como uma interface única que separa o gás da bolha do líquido do pistão. De fato ela é uma região onde coexistem gás e líquido. Portanto é difícil dizer onde o gás da bolha termina e onde começa o líquido do pistão. Contrapondo-se a este fato encontra-se a frente da bolha. Esta por sua vez apresenta uma interface única e bem definida que separa o gás do líquido,

- a interface se inicia com uma inclinação em relação ao filme de líquido em direção ascendente a parede superior do tubo.

- devido a ocorrência das bolhas é difícil afirmar por observação visual que há uma mudança na sua inclinação, isto é, se ocorre o fenômeno do surgimento de “línguas”.

- da mesma forma não se pode afirmar a presença de ondas na interface devido a ocorrência das bolhas.

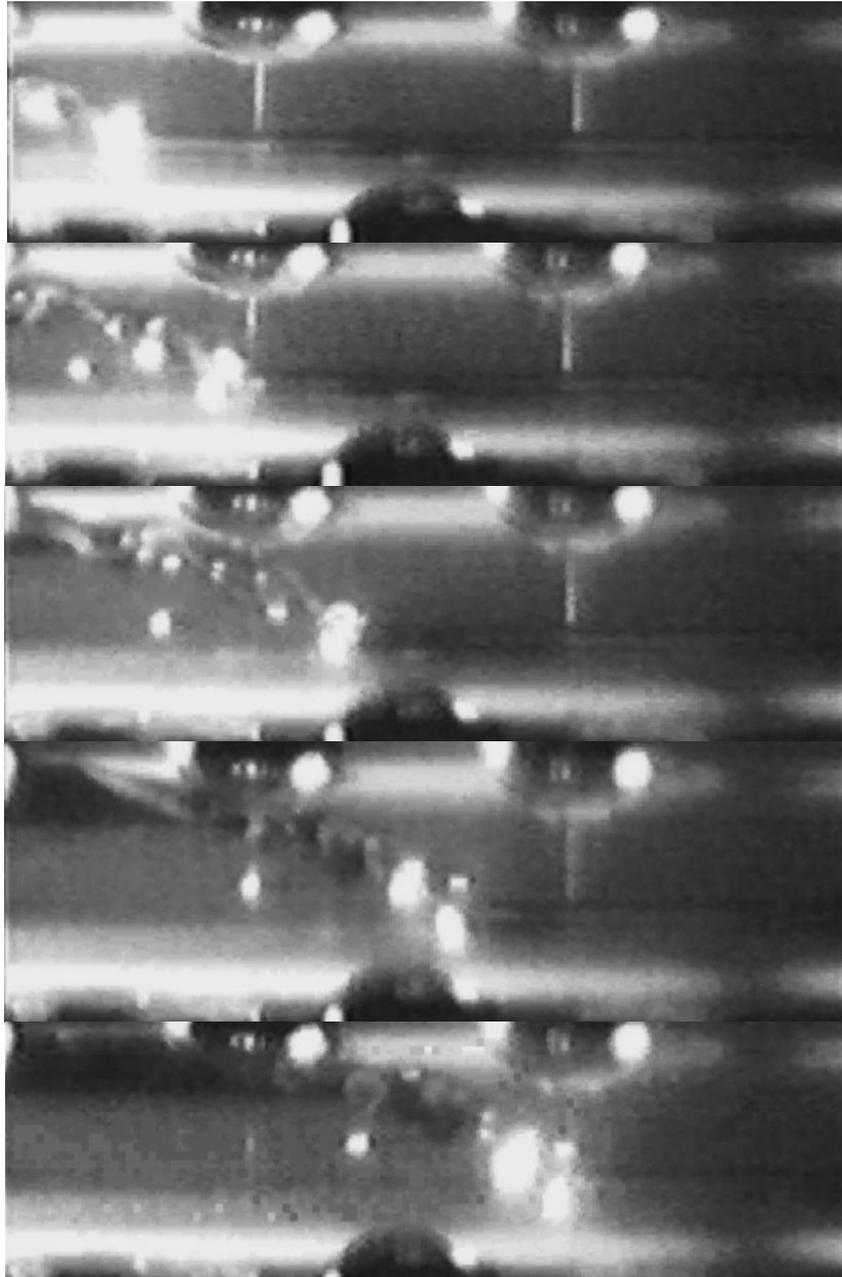


Figura 7.1 Imagens fotográficas da frente do pistão de líquido para o ponto experimental #1 no sistema ar-água.

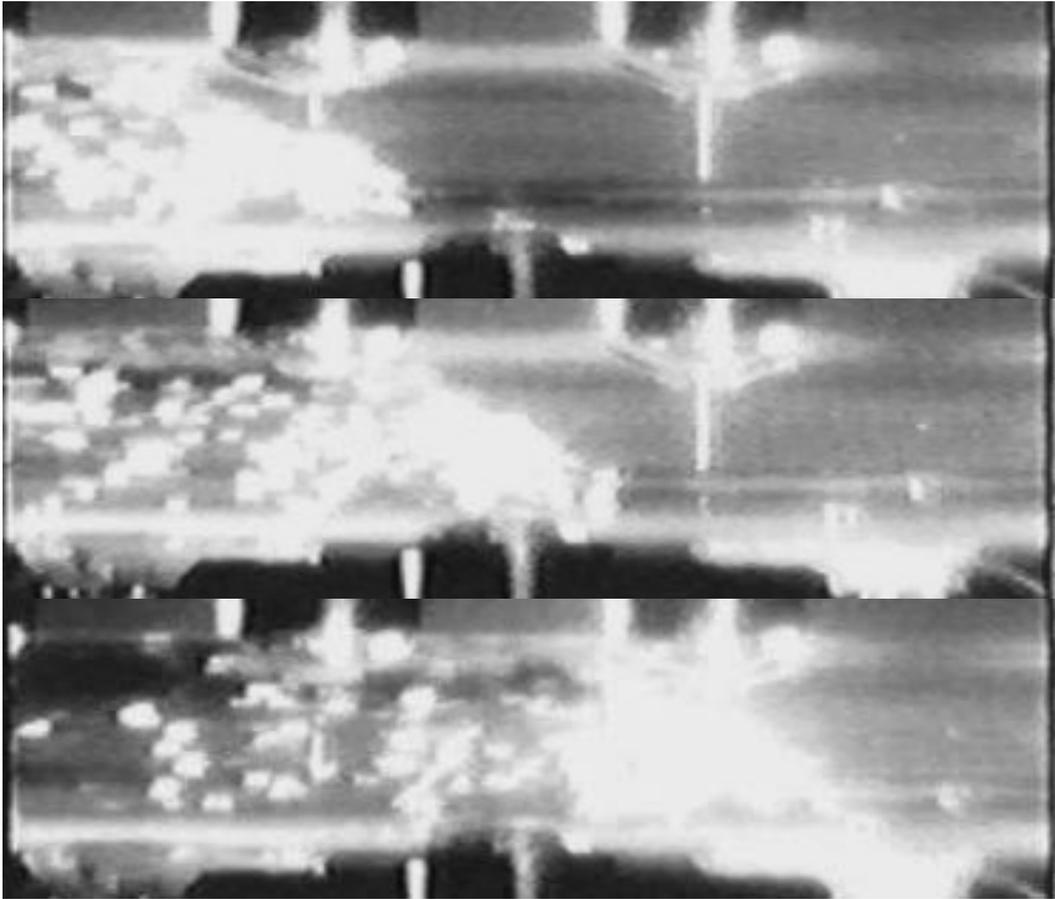


Figura 7.2 Imagens fotográficas da frente do pistão de líquido para o ponto experimental #2 no sistema ar-água.

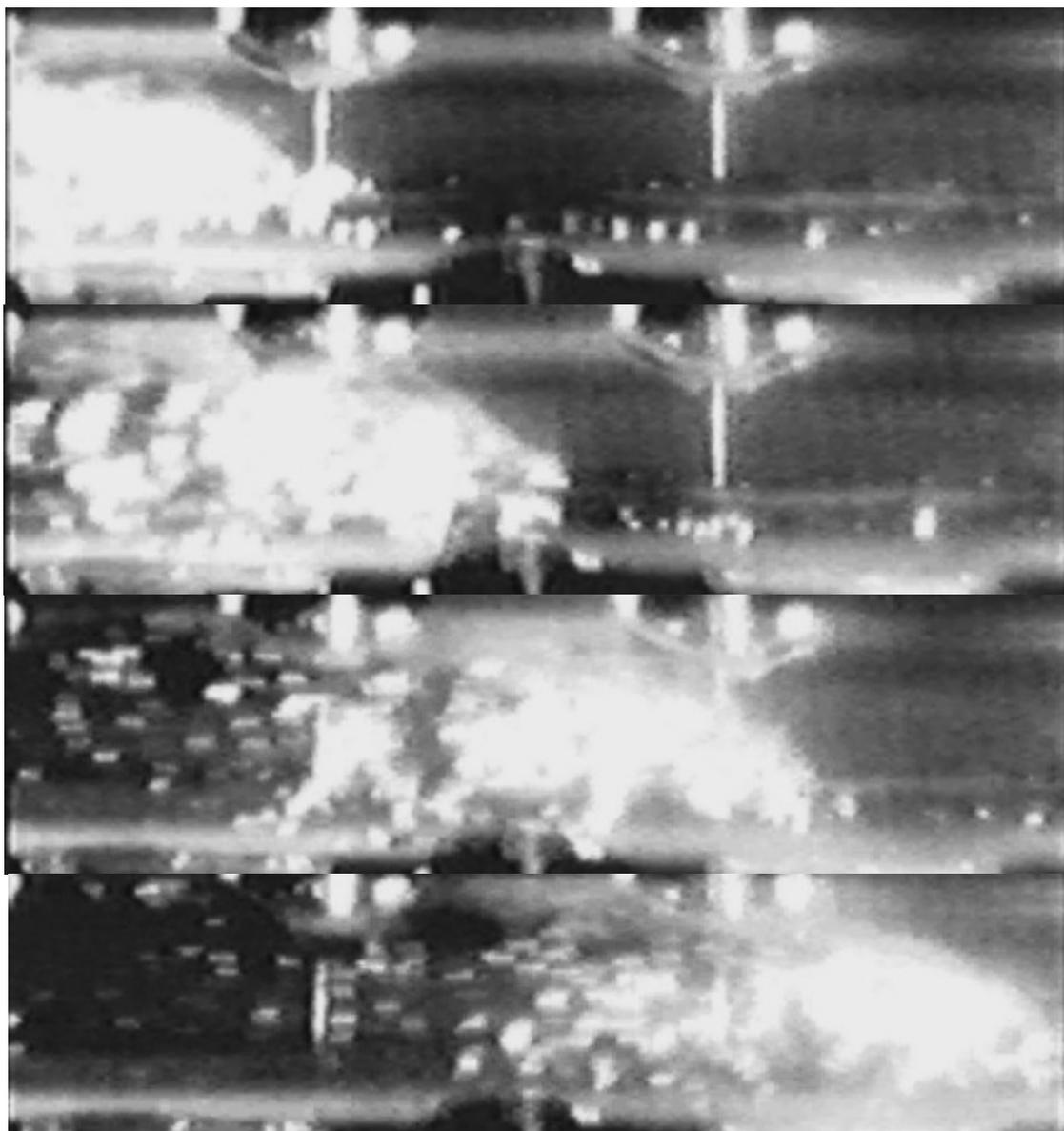


Figura 7.3 Imagens fotográficas da frente do pistão de líquido para o ponto experimental #6 no sistema ar-água.

7.3 IMPLICAÇÕES DO BALANÇO DE MASSA EM UMA ÚNICA BOLHA E A VELOCIDADE DA INTERFACE: CASO ISOTÉRMICO

Procura-se nesta seção obter uma relação entre a velocidade da frente da bolha e da frente do pistão de líquido. Isto é, deseja-se saber em quais condições a velocidade de propagação da

frente da bolha é maior, igual ou inferior a velocidade da traseira da bolha. Para isto dividiu-se a análise para o caso do pistão não aerado e o caso do pistão aerado.

a) Pistão de Líquido não Aerado

Um balanço de massa na bolha de gás, mostrado no Apêndice I, para o caso onde a massa na bolha é constante produz uma relação explícita entre a velocidade do nariz da bolha (VB) e sua traseira (V_{iT}):

$$(VB - V_{iT}) = -\frac{VB}{P} \frac{dP}{dx} \cdot LB = \frac{dLB}{dt} \quad (7.1)$$

onde dP/dx é o gradiente de pressão ao longo da seção de teste.

Como dP/dx é sempre negativo, observa-se da equação (7.1) que a velocidade média da traseira da bolha é sempre menor que VB . Em testes com água e glicerina o valor de $\frac{VB}{P} \frac{dP}{dx} \cdot LB$ variou entre 0,02 m/s a 0,00005 m/s. Considerando que a VB varia na faixa de 1 m/s a 2.5 m/s nos testes, a diferença entre VB e a V_{iT} é sempre menor que 2% para todos os casos. Pode-se dizer então que VB e V_{iT} são iguais como primeira aproximação.

b) Pistão de Líquido Aerado

Um balanço de massa na bolha de gás, mostrado no Apêndice I, para o caso onde uma taxa de transferência de massa de gás cruzando a interface gás/líquido mostra que a diferença entre a velocidade da bolha e a de sua traseira pode ser dada por:

$$(VB - V_{iT}) = -\left\{ \frac{VB}{P} \cdot \frac{dP}{dx} \cdot LB + V_{gf} \right\} \quad (7.2)$$

onde V_{gf} é a massa de gás que cruza a interface gás/líquido.

Se $V_{gf} < 0$, caso em que a bolha recebe gás, então a velocidade da frente da bolha é maior que a velocidade da sua traseira, isto porque dP/dx é sempre menor do que zero.

Se $V_{gf} > 0$, caso em que a bolha perde gás para o pistão aerado, a velocidade da frente da bolha é maior que a velocidade de sua traseira quando $\frac{VB}{P} \frac{dP}{dx} \cdot LB > V_{gf}$; caso contrário, a velocidade da traseira da bolha é maior que a velocidade da frente da bolha. Fisicamente a primeira hipótese trata do caso em que a queda de pressão causa um aumento na velocidade da bolha que suplanta a variação de volume devido a perda de massa.

c) Conseqüências do Balanço de Massa Para a Diferença de Velocidades entre o Nariz da Bolha e sua Calda.

Para os casos visualizados nos ensaios houveram situações onde o pistão não era aerado (Figura 7.1) e outros com o pistão aerado (Figuras 7.2 e 7.3). Mas mesmo nos casos com pistão aerado, observou-se que o gás ficava restrito a uma região não superior a quatro diâmetros de tubulação da frente do pistão de líquido. Neste caso há um fluxo de gás que sai da bolha e outro que chega a bolha por re-coalescência que se equivalem. Isto é, o fluxo líquido de gás que entra e sai da bolha é nulo.

Neste cenário pode-se afirmar que a velocidade da bolha deve ser sempre superior a da frente do pistão de líquido, V_{iT} . Esta diferença é determinada por:

$$(V_B - V_{iT}) = -\frac{VB}{P} \cdot \frac{dP}{dx} \cdot LB \geq 0 \quad (7.3)$$

e fica restrita uma diferença sempre menor que 2% do valor de VB:

$$\frac{(V_B - V_{iT})}{VB} \leq 2\%, \quad (7.4)$$

As implicações relativas às diferenças de velocidades entre as frentes da bolha e do pistão não se aplicam quando há coalescência entre duas bolhas. A análise do fenômeno de coalescência deve partir do balanço de massa de duas bolhas simultaneamente e envolver aspectos dinâmicos relativo ao pistão de líquido que as separa.

Capítulo 8

Conclusão

Nessa seção será feito um resumo dos principais resultados descritos anteriormente para cada uma das propriedades estudadas.

8.1 VELOCIDADE DE TRANSLAÇÃO DA BOLHA DE GÁS

Os valores médios de VB são sistematicamente maiores no escoamento com o sistema A@G quando comparado aos valores obtidos no escoamento com o sistema A@W em cada uma das estações de medidas ao longo da linha para todos os pontos experimentais. Dessa forma o aumento da viscosidade da fase líquida acarreta no aumento de VB.

Os resultados obtidos em cada uma das estações de medida ao longo da seção de testes mostram que C_0 é sistematicamente maior no escoamento A@G quando comparado com o sistema A@W nas respectivas estações de medida. A medida que o escoamento evolui ao longo da linha C_0 diminui até atingir um valor constante, e isso é observado no escoamento com os dois sistemas estudados.

A evolução dos valores médios da velocidade da bolha ocorre de forma diferente nos dois sistemas indicando a influência do aumento da viscosidade da fase líquida na evolução do escoamento.

Os resultados mostram que o tipo de injetor influencia o processo de formação das golfadas no sistema ar-água mas não no sistema ar-glicerina. Dessa forma o aumento da viscosidade da fase líquida atenua a interferência do processo de formação sobre o escoamento.

Embora o processo de formação tenha influencia sobre a formação do escoamento essa influência praticamente não é notada na estação mais afastada do injetor. A medida que o escoamento evolui na linha ele perde a memória do processo de formação. Esse indício é mais evidente no sistema ar-água.

8.2 FORMA DA BOLHA DE GÁS

O aumento da viscosidade da fase líquida exerce influência sobre a forma da bolha de gás. Um exemplo disso para o ponto experimental #1 no escoamento com o sistema ar-água, a bolha possui um nariz localmente esferoidal em seu topo, que se localiza junto a parede superior do tubo e na parte traseira da bolha uma espécie de “cauda”. Já no escoamento ar-glicerina nota-se que o nariz da bolha apresenta uma forma elíptica sendo que seu topo se encontra afastado da parte superior do tubo e em sua traseira observa-se uma interface plana.

Apesar disso, os resultados obtidos para o escoamento com os dois sistemas estudados, o A@W e 0 A@G, mostram que quando a taxa de líquido é mantida fixa e a de gás aumentada o topo do nariz da bolha se desloca na direção da linha de centro do tubo e o pistão de líquido que inicialmente era livre de bolhas dispersas se torna aerado e essa aeração é aumentada a medida que a taxa de gás aumenta. Quando a taxa de líquido é aumentada e a de gás é mantida constante observa-se também um deslocamento do topo do nariz da bolha em direção a linha de centro do tubo bem como o aparecimento de pequenas bolhas na fase líquida.

Os gráficos de altura de filme de líquido *versus* comprimento da bolha, construídos com a finalidade de se obter a forma da bolha, mostram que escoamentos com o sistema A@W e mesma velocidade superficial da mistura (J) apresentam bolhas de gás com perfis praticamente idênticas. Isso indica que as bolhas possuem formas iguais para a mesma velocidade superficial da mistura independente de seus comprimentos. Já para o escoamento com o sistema A@G isso não é notado. Esses gráficos também mostram o aumento da viscosidade da fase líquida aumenta a espessura do filme de líquido que escoava sob a bolha de gás. Esses resultados Também mostram que para o escoamento com os dois sistemas, A@W e A@G, o aumento de J faz com que a espessura do filme de líquido diminua.

8.3 COMPRIMENTO DA BOLHA DE GÁS (LB)

A evolução dos valores médios de LB ao longo da seção de testes para os sete pontos experimentais estudados nos dois sistemas, ar-água e ar-glicerina, mostram que o comprimento da bolha aumenta a medida que o escoamento evolui ao longo da linha. No entanto o aumento da viscosidade da fase líquida faz com que esse aumento seja mais suave, o aumento é esperado devido a queda de pressão na linha e a eventuais interações entre as bolhas. Tem-se também que à medida que o escoamento evolui ao longo da seção de testes a população de bolhas pequenas diminui enquanto a de bolhas grandes aumenta, isso para os dois sistemas estudados.

Na estação mais afastada do injetor, os resultados mostram que há uma dependência linear entre LB e JG/JL de modo que o comprimento da bolha de gás aumenta a medida que a razão entre a velocidade do gás e de líquido aumenta, isso nos dois sistemas estudados. Porém, observa-se um aumento mais acentuado para o sistema ar-água indicando que aumentando-se a velocidade do gás e mantida fixo a do líquido o comprimento da bolha aumenta. Tem-se também que o comprimento da bolha de gás é sistematicamente maior no sistema ar-água quando comparado com o sistema ar-glicerina. Isso indica que o aumento da viscosidade provoca uma diminuição no comprimento da bolha de gás.

8.4 ALTURA DO FILME DE LÍQUIDO (H)

Os valores médios da altura de filme, relativo ao diâmetro da tubulação, (H/D) obtidos para os sistemas ar-água ($A@W$) são sistematicamente menores daqueles obtidos para o sistema ar-glicerina ($A@G$) quando se comparam os pontos experimentais de mesmo JL e JG. Isso indica que o aumento da viscosidade da fase líquida faz com que haja um aumento na altura média do filme. Nota-se também que para os dois sistemas, $A@W$ e $A@G$, a altura média de filme diminui linearmente com o aumento do comprimento da bolha. Os resultados mostram ainda que altura média relativa do filme de líquido diminui linearmente com o aumento do fluxo de gás para os dois sistemas estudados indicando que o aumento do fluxo de gás diminui a altura do filme de líquido abaixo da bolha de gás.

A evolução da altura média do filme de líquido ao longo da tubulação ocorre de modo distinto nos dois sistemas estudados, $A@W$ e $A@G$. No sistema ar-água, as bolhas são formadas

com uma altura média do filme de líquido maior que aquelas no escoamento com o sistema ar-glicerina. A medida que o escoamento evolui ao longo da tubulação tem-se que no escoamento ar-água a altura média do filme de líquido cai bruscamente e depois aumenta suavemente. Já no escoamento com o sistema ar-glicerina o comportamento é inverso daquele observado no escoamento com o sistema ar-água. A altura média do filme de líquido aumenta rapidamente e depois cai suavemente a medida que o escoamento evolui ao longo da linha. Esse comportamento mostra que o aumento da viscosidade da fase líquida tem influência significativa sobre a altura média do filme de líquido tanto na formação, formando altura média de filme menor, quanto na evolução onde ocorre comportamentos distintos.

O comportamento descrito no parágrafo anterior é mais acentuado no escoamento com o ICP, indicando assim que influência do tipo de injetor sobre a altura média do filme de líquido.

8.5 FRAÇÃO DE VAZIO NA BOLHA DE GÁS (α)

Os valores médios da fração de vazio na região da bolha mostram que, para o sistema ar-glicerina, ela é sistematicamente menor que fração de vazio obtida para o sistema ar-água quando se compara os pontos experimentais de mesmo JL e JG. Isso indica que o aumento da viscosidade da fase líquida induz a uma diminuição na fração de vazio.

Tem-se também que nos dois sistemas a fração de vazio aumenta com o aumento da velocidade superficial do gás. Isso indica que quanto maior vazão de gás maior a fração de vazio na região da bolha de gás.

Os resultados mostram também uma dependência entre a fração de vazio e o comprimento da bolha para os dois sistemas estudados indicando que grandes bolhas possuem altos valores de fração de vazio.

8.6 COMPRIMENTO DO PISTÃO DE LÍQUIDO (LS)

Os resultados mostrados nesta seção indicam que o comprimento do pistão de líquido não assume um valor constante, como proposto por vários pesquisadores citados anteriormente, mas depende de vários parâmetros como a velocidade superficial do gás e do líquido e a viscosidade.

Neste estudo seu valor médio se encontra no intervalo de 12,7D a 18,8D no escoamento com o sistema ar-água enquanto que no escoamento com o sistema ar-glicerina seu valor médio foi obtido no intervalo de 10,3D a 15,1D. Neste trabalho não foi possível obter um comprimento estável para o comprimento do pistão de líquido como sugerido por alguns pesquisadores.

Os resultados obtidos na estação mais afastada do injetor de correntes paralelas mostram que o comprimento do pistão de líquido é sistematicamente maior no escoamento com o sistema ar-água que no sistema ar-glicerina, quando comparados os respectivos pontos experimentais. Esses resultados indicam que o aumento da viscosidade da fase líquida afeta de tal maneira o escoamento de modo a proporcionar a diminuição no comprimento do pistão de líquido. É observada também que o aumento da vazão de gás no escoamento, mantida fixa a vazão de líquido, proporciona um aumento no comprimento do pistão de líquido, mas o aumento da taxa de líquido, mantendo-se a de gás fixa, faz com que o comprimento do pistão diminua. Esse comportamento do comprimento do pistão de líquido é semelhante ao dos resultados obtidos por Nydal *et al* (1992) no escoamento em desenvolvimento. Outro resultado importante mostra que o aumento da frequência da célula faz com que haja uma diminuição do comprimento do pistão de líquido, nos sistemas ar-água e ar glicerina.

8.7 FATOR DE INTERMITÊNCIA (β)

Os resultados obtidos neste trabalho indicam que o fator de intermitência é insensível ao aumento da viscosidade da fase líquida bem como ao processo de formação de formação do escoamento já que os resultados mostram que os valores médios bem como as funções densidade de probabilidade de β são praticamente invariantes ao longo da linha, quando se compara os pontos experimentais de mesmo JL e JG.

Na estação mais afastada do injetor, os resultados obtidos para os sistemas ar-água e ar-glicerina podem ser aproximados por uma reta cuja relação linear com JG/J. No entanto, a evolução dos valores médios do fator de intermitência ao longo da seção de testes mostra que β é praticamente constante ao longo da linha para todos os pontos experimentais nos dois sistemas. Sendo assim, generalizando, β em qualquer posição da linha é bem representada pela relação linear entre β e JG/J.

8.8 FREQUÊNCIA DA CÉLULA (f)

Os resultados obtidos na estação mais afastada do injetor de correntes paralelas mostram que os valores de frequência média da célula obtidos no escoamento com o sistema ar-glicerina são sistematicamente superiores àqueles obtidos com o sistema ar-água, quando comparados os respectivos pontos experimentais. Esse comportamento indica que o aumento da viscosidade da fase líquida proporciona um aumento na frequência da célula. Tem-se ainda que a tendência de f , observada nos dois sistemas estudados, indica que a frequência da célula diminui com o aumento do comprimento do pistão de líquido indicando que a frequência da célula e o comprimento do pistão de líquido são variáveis interconectadas conforme proposto por Nicholson *et al.* (1978).

Uma comparação entre os resultados obtidos pelos modelos propostos por Hill e Wood (1990) e Tronconi (1990), e os resultados experimentais deste trabalho indicam que esses modelos não são uma ferramenta eficaz para refletir a realidade experimental. Por não terem explicitamente ou implicitamente a viscosidade em suas fórmulas os modelos não capazes de captura o aumento da frequência observado quando a viscosidade da fase líquida aumenta.

8.8 QUEDA DE PRESSÃO

O aumento da viscosidade da fase líquida proporciona um aumento na pressão na entrada do tubo e conseqüentemente um maior gradiente de pressão escoamento ar-glicerina que no escoamento ar-água em todos os pontos experimentais.

8.9 TAXA DE COALESCÊNCIA (R)

A taxa de coalescência decai ao longo da linha para os dois sistemas. Esse decaimento é mais acentuado no sistema A@G indicando que o aumento da viscosidade da fase líquida faz com que a taxa de coalescência tenha decaimento mais rápido a medida que o escoamento se afasta do injetor.

8.10 VELOCIDADE DE PROPAGAÇÃO DO PISTÃO DE LÍQUIDO (VS)

A velocidade da traseira do pistão é igual a do nariz da bolha.

Referências Bibliográficas

- Barnea, D. , Brauner, N. Holdup of the liquid slug in two-phase intermittent flow. *International Journal of Multiphase Flow*, v.11, pp.43-49, 1985.
- Barnea, D. , Taitel, Y. A model for slug length distribution in gas-liquid slug flow. *International Journal of Multiphase Flow*, v.19, (5), pp.829-838, 1993.
- Bendiksen, K. H. An experimental investigation of the motion of long bubbles in inclined tubes. *International Journal of Multiphase Flow*, v.10, (4), pp.467-483, 1984.
- Bendiksen, K. H. On the motion of long bubbles in vertical tubes. *International Journal of Multiphase Flow*. v.11, pp.797-812, 1985.
- Benjamin, T. B. Gravity currents and related phenomena. *J. Fluid. Mech.*, v.31, (2), pp. 209-248, 1968.
- Bertola, V. , Cafaro, E. On the measurement of slug frequency in the horizontal gas-liquid flow. *American Institute of Aeronautics and Astronautics Journal*, pp. 1-8, 2001.
- Bonnecaze, R. H. , Erskine, W. , Greskovich, E. J. Holdup and pressure drop for two-phase slug flow in inclined pipelines. *AIChE Journal*, v.17, pp. 1109-1113, 1971.
- Brill, J. P. , Schmidt, Z. , Coberly, W. A. , Herring , J. D. , Moore, D. W. Analysis of two phase tests in large diameter flow lines in Prudhoe bay field. *Soc. Pet. Eng. J.*, v.271, pp.363-378, 1981.

- Collins, R. , de Moraes, F. F. , Davidson, J. F. , Harrison, D. The motion of large gas bubble rising through liquid flowing in a tube. *J. Fluid. Mech.*, v.89, pp.497-514, 1978.
- Cook, M. , Behnia, M. Slug length prediction in near horizontal gas-liquid intermittent flow. *Chemical Engineering Science*, v.55, pp.2009-2018, 2000.
- Davies, R. M. , Taylor, G. I. The mechanism of large bubbles rising through extended liquids and through liquids in tubes. *Proc. Soc. London*, v.A, pp.375-390, 1949.
- Dukler, A. E. , Fabre, J. Gas-liquid slug flow knots and loose ends, 1992.
- Dukler, A. E. , Hubbard, M. G. A model for liquid slug flow in horizontal and near horizontal tubes. *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, v.14, pp.337-347, 1975.
- Dukler, A. E. , Maron, D. M. , Brauner, N. A physical model for predictin the minimum stable slug length. *Chem. Eng. Sci.*, v.40, pp.1379-1386, 1985.
- Dumitrescu, D. T. Strömung na einer luftblase im senkrechten rohr. *Z. Angew. Math. Mech.*, v.23, pp.139-149, 1943.
- Fabre, J. , Liné, A. Modelling of two-phase slug flow. *Annu .Rev. Fluid. Mech.* v.24, pp.21-46, 1992.
- Fernandes, R.C. Experimental and theoretical studies of isothermal upward gas-liquidflows in vertical tubes. *AIChE J.*, v.29, pp.981-89, 1981.
- Ferré, D. Ecoulements diphasiques á poches et à bouchons em conduite. *Ver. Inst. Fr. Pét.*, v.34, pp.113-142, 1979.
- Fréchou, D. *Etude de l'écoulement ascendant à trois fluides em conduite verticale.* Toulouse: Inst. Natl. Polytech., 1986. Tese (Doutorado).
- Gregory, G. A. , Scott, D. S. Correlation of liquid slug velocity and frequency in horizontal cocurrent gas-liquid slug flow. *AIChE J.*, v.15, pp. 833-835, 1969.

- Kouba, G. E. *Horizontal slug flow modeling and metering*. Tulsa: University of Tulsa, 1986, Thesis (Ph. D).
- Lewis, S. , Fu, W. L. , Kojasoy, G. Internal flow structure description of slug flow-pattern in a horizontal pipe. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, v.45, pp. 3897-3910, 2002.
- Netto, José R. F. , Fabre, J. , Péresson, L. Bubble-bubble interaction in horizontal two-phase slug flow. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica, 1999.
- Netto, José R. F. , Fabre, J. , Péresson, L. Shape of long bubbles in horizontal slug flow. *International Journal of Multiphase Flow*, v.25, pp.1129-1160, 1999.
- Nicholson, M. K. , Aziz, K. , Gregory, G. A. Intermittent two phase flow in horizontal pipes: predictive models. *Can. J. Chem. Eng.*, v.56, pp.653-663, 1978.
- Nicklin, D. J. , Wilkes, J. O. , Davidson, J. F. Two phase flow in vertical tubes. *Trans. Inst. Chem.*, v.40, pp.61-68, 1962.
- Nydal, O. J. , Pintus, S. , Andreussi, P. Statistical characterization of slug flow in horizontal pipes. *International Journal of Multiphase Flow*, in Press.
- Pinto, A. M. F. R. , Pinheiro, M. N. C. , Campos, J. B. L. M. Coalescence of two gas slugs rising in a co-current flowing liquid in vertical tubes. *Chemical Engineering Science*, v.53, (16), pp.2973-2983, 1998.
- Ruder, Z. , Hanratty, T. J. A definition of gas-liquid plug flow in horizontal pipes. *International Journal of Multiphase Flow*, v.16, pp.233-242, 1990.
- Shemer, L. , Barnea, D. Visualization of the instantaneous Velocity profiles in gas-liquid slug flow. *Physicochem. Hydrodyn.*, v.8, pp.243-253, 1987.
- Taitel, Y. , Barnea, D. Two-phase slug flow. *Adv. Heat Transfer*, v.20, pp.83-132, 1990.

- Talvy, C. A. , Shemer, L. , Barnea, D. On the interaction between two consecutive elongated bubbles in a vertical pipe. *International Journal of Multiphase Flow*, v.26, pp.1905-1923, 2000.
- Tronconi, E. Prediction of slug frequency in horizontal two-phase slug flow. *AIChE Journal*, v.36, (5), pp.701-709, 1990.
- Tung, K. W. , Parlange, J. Y. Note on the motion of long bubbles in closed tubes – influence of surface tension. *Acta. Mech.*, v.24, pp.313-317, 1976.
- Van Hout, R. , Shemer, L. , Barnea, D. Spatial distribution of void fraction within the liquid slug and some other related slug parameters. *International Journal of Multiphase Flow*, v.18, pp.831-845, 1992.
- Wallis, G. B. One dimensional two-phase flow. New York: Mc Graw-Hill, 1969.
- White, E. T. , Beardmore, R. H. The velocity of single cylindrical air bubbles through liquids contained in vertical tubes. *Chem. Eng. Sci.*, v.17, pp.351-361, 1962.
- Weber, M. E. Drift in intermittent two-phase flow in horizontal pipes. *Can. J. Chem. Eng.*, v.59, pp.398-399, 1981.
- Weber, M. E. , Alarie, A. , Ryan, M. E. Velocities of extended bubbles in inclined tubes. *Chem. Eng. Sci.*, v.41, pp. 2235-2240, 1986.
- Woods, B. D. , Hanratty, T. Influence of froude number on physical processes determining frequency of slugging in horizontal gas-liquid flows. *International Journal of Multiphase Flow*, v.25, pp.1195-1223, 1999.
- Zuber, N. , Findlay, J. A. Average volumetric concentration in two-phase flow systems. *Journal of Heat Transfer*, v.87, 99453-468, 1965.
- Zukoski, E. E. Influence of viscosity, surface tension and inclination angle on motion of long bubbles in closed tubes. *Journal of Fluid Mech.*, v.25, pp.821-837, 1966.

Apêndice I

Balço de Massa na Bolha de Gás

Nesta seção procura-se obter uma relação entre a velocidade da frente da bolha de gás e a frente do pistão de líquido, mais especificamente, deseja-se saber em quais condições a velocidade de propagação da frente da bolha é maior, igual ou inferior a velocidade da traseira da bolha. Para isso dividiu-se a análise em dois casos: caso (1) para pistões não aerados e caso (2) para pistões aerados.

Caso (1) pistão de líquido não aerado:

Neste caso a massa de gás na bolha é constante. Seguindo uma bolha ao longo da tubulação sua massa não varia:

$$\frac{DM}{Dt} = \int_V \frac{d\rho}{dt} dV + \int_A \rho(\vec{V}_i \cdot \vec{n}) \cdot dA + \int_A \rho(\vec{V}_r \cdot \vec{n}) \cdot dA = 0 \quad A1.1$$

Na ausência de fluxo de gás pela fronteira a taxa de variação de massa dentro da bolha pode ser expressa por:

$$\int_V \frac{d\rho}{dt} dV = \frac{1}{RT} \int_V \frac{dP}{dt} dV = \frac{1}{RT} \int_V \frac{dP}{dx} \frac{dx}{dt} dV = \frac{VB}{RT} \cdot \frac{dP}{dx} \cdot A \cdot LB \cdot Eb \quad A1.2$$

onde VB é a velocidade de propagação da bolha, dP/dx é o gradiente de pressão, LB é o comprimento da bolha e Eb a fração de vazio da bolha. Resta ainda avaliar o termo de fluxo da interface: $\int_A \rho(\vec{V}_i \cdot \vec{n}) \cdot dA$. Neste caso, V_i é a velocidade da interface. Vamos considerar um caso

cuja bolha tenha uma parte cilíndrica, o nariz curvo e a traseira inclinada, além disto, sua altura máxima é H, conforme sugere a representação da Figura A1.

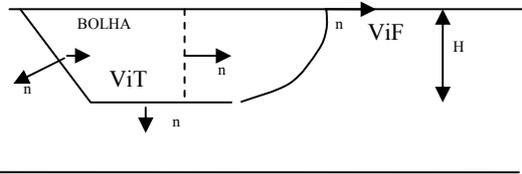


Figura A1.1 Representação esquemática de uma bolha

O termo de fluxo da interface é avaliado dividindo-se a superfície de contato da bolha em três áreas específicas, a área correspondente ao nariz, a parte cilíndrica e a traseira da bolha:

$$\int_A \rho(\vec{V}_i \cdot \vec{n}) \cdot dA = \int_{\text{Atraseira}} \rho(\vec{V}_i \cdot \vec{n}) \cdot dA + \int_{\text{Acilíndrica}} \rho(\vec{V}_i \cdot \vec{n}) \cdot dA + \int_{\text{Anariz}} \rho(\vec{V}_i \cdot \vec{n}) \cdot dA \quad \text{A1.3}$$

Como a normal e a velocidade da interface na parte cilíndrica são ortogonais, a segunda integral do lado esquerdo é nula. Trabalhando com termos médios e reconhecendo que a velocidade da frente da bolha, V_{iF} é V_B , a Equação (A1.3) se reduz a:

$$\int_A \rho(\vec{V}_i \cdot \vec{n}) \cdot dA = -V_{iT} \cdot A_T + V_B \cdot A \cdot E_b \quad \text{A1.4}$$

Considerando o ângulo que a interface da traseira faz com a vertical (α), podemos escrever que a área da traseira $A_T = A \cdot E_b / \cos\alpha$ por outro lado produto escalar entre a velocidade da interface e a normal é dado por $V_{iT} \cdot \cos\alpha$. Logo o produto $V_{iT} \cdot A_T = V_{iT} \cdot A \cdot E_b$. Assim o termo de fluxo da interface fica:

$$\int_A \rho(\vec{V}_i \cdot \vec{n}) \cdot dA = \rho(-V_{iT} + V_B) \cdot A \cdot E_b \quad \text{A1.5}$$

Substituindo as Equações A1.5 e A1.2 na Equação A1.1 obtém-se:

$$\frac{V_B}{RT} \cdot \frac{dP}{dx} \cdot LB + \frac{P}{RT} (-V_{iT} + V_B) = 0 \quad \text{A1.6}$$

que após simplificações algébricas produz uma relação explícita entre as velocidades do nariz da bolha e sua traseira:

$$(VB - V_{iT}) = -\frac{VB}{P} \frac{dP}{dx} \cdot LB \cdot \quad A1.7$$

Como o gradiente de P é sempre negativo, observa-se da Equação A1.7 que a velocidade média da traseira da bolha é sempre menor que VB. Em testes com água e glicerina o valor $VB/P \cdot dP/dx \cdot LB$ variou entre 0.02 m/s a 0.00005 m/s. Considerando que a VB varia na faixa de 1 m/s a 2.5 m/s nos testes, a diferença entre VB e a V_{iT} é sempre menor que 2% para todos os casos. Pode-se dizer então que VB e V_{iT} são iguais como primeira aproximação.

O balanço de massa na bolha pode ser conduzido de outra maneira. A taxa temporal de variação da massa dentro da bolha pode ser representada por um único termo se contrapondo aos dois termos que a representavam na Equação A1.1:

$$\frac{DM}{Dt} = \frac{d}{dt} \int_V \rho dV + \int_A \rho (\vec{V}_r \cdot \vec{n}) \cdot dA = 0 \quad A1.8$$

Como o pistão não é aerado, não há fluxo de gás cruzando a superfície da bolha e a Equação A1.8 se reduz para um único termo:

$$\frac{d}{dt} \int_V \rho dV = 0 \quad A1.9$$

que pode ser avaliado como:

$$\frac{d}{dt} \int_V \rho dV = \frac{A \cdot E_b}{RT} \frac{d}{dt} (P \cdot LB) = 0 \quad A1.10$$

pressupondo-se que a fração de vazios da bolha, E_b , é uma constante durante todo o processo, isto é $dE_b/dt = 0$. Expandindo-se os termos da Equação A1.10 encontra-se:

$$\frac{A \cdot E_b}{RT} \frac{d}{dt} (P \cdot LB) = \frac{A \cdot E_b \cdot LB}{RT} \frac{dP}{dt} + \frac{A \cdot E_b \cdot P}{RT} \frac{dLB}{dt} = 0 \quad A1.11$$

substituindo-se $dP/dt = VB \cdot dP/dx$, na Equação A1.11 chega-se a:

$$\frac{A \cdot Eb}{RT} \frac{d}{dt} (P \cdot LB) = \frac{A \cdot Eb \cdot LB \cdot VB}{RT} \frac{dP}{dx} + \frac{A \cdot Eb \cdot P}{RT} \frac{dLB}{dt} = 0 \quad A1.12$$

Somando-se as Equações A1.7 e A1.12:

$$\frac{VB}{RT} \cdot \frac{dP}{dx} \cdot LB + \frac{P}{RT} (-V_{it} + VB) = \frac{VB}{RT} \cdot \frac{dP}{dx} \cdot LB + \frac{P}{RT} \frac{dLB}{dt} \quad A1.13$$

que após simplificações algébricas se reduz para:

$$\frac{dLB}{dt} = (-V_{it} + VB) > 0 \quad A1.14$$

como $VB > V_{it}$, observa-se então que a taxa de comprimento da bolha é sempre positiva, isto é, a bolha sempre cresce com o tempo. Considerando que ela viaja com VB,

$$\frac{dLB}{dx} = \left(1 - \frac{V_{it}}{VB}\right) = -\frac{LB}{P} \frac{dP}{dx} \geq 0 \quad A1.15$$

A expressão acima mostra a taxa de crescimento de LB com a distância. Isolando LB e P obtém-se:

$$\frac{dLB}{LB} = -\frac{dP}{P} \rightarrow LB/LB_i = P_i/P \text{ ou } (LB \cdot P) = \text{constante} \quad A1.16$$

Caso (2) pistão de líquido aerado:

Quando o pistão de líquido é aerado há uma taxa de transferência de massa de gás cruzando a interface gás/líquido. O termo de fluxo de gás que cruza a fronteira é representado por:

$$\int_A \rho (\vec{V}_r \cdot \vec{n}) \cdot dA = \Delta \dot{m}_G \quad A1.17$$

ele tanto pode ser positivo quando a bolha perde gás para o pistão de líquido como negativo quando a bolha recebe gás do pistão aerado. Ele representa o fluxo de gás perdido pela bolha, e o fluxo de gás que re-coalesce na bolha. Neste caso o balanço de massa para uma bolha, Equação A6 passa a ser:

$$\frac{V_B}{RT} \cdot \frac{dP}{dx} \cdot LB + \frac{P}{RT} (-V_{it} + V_B) + \frac{\Delta \dot{m}_G}{A \cdot E_b} = 0 \quad A1.18$$

ou ainda:

$$(V_B - V_{it}) = - \left\{ \frac{V_B}{P} \cdot \frac{dP}{dx} \cdot LB + \frac{\Delta \dot{m}_G}{A \cdot E_b \cdot \rho_G} \right\} \quad A1.19$$

Identificando a velocidade do gás que sai da bolha ou entra para a bolha como sendo V_{gf} , tem-se:

$$V_{gf} = \frac{\Delta \dot{m}_G}{A \cdot E_b \cdot \rho_G} \quad A1.20$$

a diferença entre a velocidade da bolha e a de sua traseira pode ser dada por:

$$(V_B - V_{it}) = - \left\{ \frac{V_B}{P} \cdot \frac{dP}{dx} \cdot LB + V_{gf} \right\} \quad A1.21$$

Se $V_{gf} < 0$, caso em que a bolha recebe gás, então a velocidade da frente da bolha é maior que a velocidade da sua traseira, isto porque dP/dx é sempre menor do que zero.

Se $V_{gf} > 0$, caso em que a bolha perde gás para o pistão aerado, a velocidade da frente da bolha é maior que a velocidade de sua traseira quando $(V_B/P) \cdot LB \cdot (dP/dx) > V_{gf}$; caso contrário, a velocidade da traseira da bolha é maior que a velocidade da frente da bolha. Fisicamente a primeira hipótese trata do caso em que a queda de pressão causa um aumento na velocidade da bolha que suplanta a variação de volume devido a perda de massa.

Apêndice II

Base de dados – Arquivos SGR

Nesta seção serão apresentados os arquivos SGR obtidos para os sete pontos experimentais em cada uma das quatro diferentes configurações de escoamento estudadas neste trabalho.

Os arquivos apresentados a seguir mostram valores médios de algumas variáveis do escoamento intermitente estudado obtido nas quatro estações de medida. A seguir será mostrado o significado de cada uma dessas variáveis.

Vb – velocidade de translação da bolha de gás;

LB – comprimento da bolha de gás, relativo ao diâmetro da linha;

LS- comprimento do pistão de líquido, relativo ao diâmetro da linha;

T – período da célula unitária;

P – pressão absoluta “*in situ*” na linha;

H/D – altura média do filme de líquido que escoar sob a bolha do gás, admitindo-se a hipótese de que o filme de líquido é plano;

Eb – fração de vazio na bolha de gás;

Vcr - velocidade das estruturas que formam a célula unitária, determinada a partir da correlação no tempo entre as duas sondas de cada estação;

Nb3 – número de bolhas registradas pelo programa de processamento para cálculos posteriores;

F – frequência da célula unitária;

Sb/Vb – coeficiente da variação da velocidade da bolha de gás;

Slb/Lb – coeficiente de variação do comprimento da bolha de gás;

Sls/Ls – coeficiente da variação do comprimento do pistão de líquido;

JL – velocidade superficial do líquido;

JG – velocidade superficial do gás “*in situ*”;

J – velocidade superficial do escoamento;

JG/J - razão entre as velocidades superficiais do gás e total;

Fr - número de Froude do escoamento;

Re – número de Reynolds do escoamento;

GP – gradiente de pressão entre duas estações consecutivas;

R – taxa de coalescência entre duas estações consecutivas.

A seguir são mostrados os arquivos SGR's obtidos no escoamento com os dois sistemas estudados neste trabalho o ar-água (A@W) e o ar-glicerina (A@G) no escoamento com os dois tipos de injetores o de correntes paralelas (ICP) e o de correntes concêntricas (ICC).

Cada figura apresenta os arquivos SGR's obtidos para os sete pontos experimentais mostrados seqüencialmente a partir do ponto experimental #1 até o #7.

1 SISTEMA AR-ÁGUA

Injetor de correntes paralelas (ICP)

033_067_03		#1	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	(mbar abs)	(---)	(---)	(m/s)	(# bolhas)	(Hz)	(---)	(---)	(---)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(---)	(---)	(---)	(mbar/m)	(bolha/bolha/m)
Estação	L/D	Vb	LB	LS	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Sib/Lb	Sis/LS	JL	JG	J	JG/JL	Fr	Re	GP	R	
1.00	126.92	1.11	43.25	14.26	1.35	1019.12	0.71	0.26	1.52	382.00	0.74	0.08	0.38	0.57	33.00	59.47	92.47	1.80	1.83	24042.41	-2.03	0.10	
2.00	265.38	0.98	44.04	12.16	1.48	1011.83	0.44	0.58	1.50	156.00	0.67	0.09	0.29	0.51	33.00	59.90	92.90	1.82	1.84	24153.85	-0.03	0.02	
3.00	494.62	1.08	49.47	18.73	1.64	1011.67	0.38	0.66	1.23	359.00	0.61	0.03	0.28	0.33	33.00	59.91	92.91	1.82	1.84	24156.36	-3.09	0.02	
4.00	777.31	1.03	49.68	18.20	1.72	988.97	0.45	0.57	1.08	345.00	0.58	0.03	0.28	0.34	33.00	61.28	94.28	1.86	1.87	24513.89	0.00	0.00	

033_133_03		#2	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	(mbar abs)	(---)	(---)	(m/s)	(# bolhas)	(Hz)	(---)	(---)	(---)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(---)	(---)	(---)	(mbar/m)	(bolha/bolha/m)
Estação	L/D	Vb	LB	LS	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Sib/Lb	Sis/LS	JL	JG	J	JG/JL	Fr	Re	GP	R	
1.00	126.92	1.73	72.64	9.32	1.23	1039.81	0.77	0.18	1.78	460.00	0.81	0.07	0.40	0.47	33.20	119.67	152.87	3.60	3.03	39746.48	-3.25	0.14	
2.00	265.38	1.76	86.48	12.73	1.46	1028.12	0.31	0.73	2.40	58.00	0.69	0.22	0.38	0.56	33.20	121.03	154.23	3.65	3.05	40100.52	-0.95	0.03	
3.00	494.62	1.78	94.44	15.66	1.60	1022.46	0.30	0.75	1.81	368.00	0.62	0.06	0.35	0.41	33.20	121.70	154.90	3.67	3.07	40274.43	-4.15	0.01	
4.00	777.31	1.77	96.82	15.82	1.65	991.99	0.33	0.72	1.81	359.00	0.60	0.06	0.34	0.31	33.20	125.44	158.64	3.78	3.14	41246.52	0.00	0.00	

033_167_03		#3	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	(mbar abs)	(---)	(---)	(m/s)	(# bolhas)	(Hz)	(---)	(---)	(---)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(---)	(---)	(---)	(mbar/m)	(bolha/bolha/m)
Estação	L/D	Vb	LB	LS	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Sib/Lb	Sis/LS	JL	JG	J	JG/JL	Fr	Re	GP	R	
1.00	126.92	2.08	103.97	9.84	1.42	1046.25	0.76	0.19	2.10	396.00	0.71	0.10	0.38	0.54	33.00	146.81	179.81	4.45	3.56	46751.35	-4.03	0.18	
2.00	265.38	2.01	115.77	14.89	1.70	1031.73	0.28	0.76	2.50	99.00	0.59	0.17	0.36	0.60	33.00	148.88	181.88	4.51	3.60	47288.51	-1.03	0.02	
3.00	494.62	2.14	131.46	16.71	1.80	1025.61	0.27	0.79	2.19	325.00	0.56	0.07	0.35	0.39	33.00	149.77	182.77	4.54	3.62	47519.50	-4.45	0.01	
4.00	777.31	2.12	133.29	16.80	1.84	992.90	0.30	0.75	2.19	321.00	0.54	0.08	0.35	0.37	33.00	154.70	187.70	4.69	3.72	48802.44	0.00	0.00	

050_050_03		#4	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	(mbar abs)	(---)	(---)	(m/s)	(# bolhas)	(Hz)	(---)	(---)	(---)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(---)	(---)	(---)	(mbar/m)	(bolha/bolha/m)
Estação	L/D	Vb	LB	LS	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Sib/Lb	Sis/LS	JL	JG	J	JG/JL	Fr	Re	GP	R	
1.00	126.92	1.38	13.15	5.17	0.35	1043.51	0.50	0.50	2.34	729.00	2.89	0.12	0.39	0.57	52.50	47.19	99.69	0.90	1.97	25919.65	-3.41	0.27	
2.00	265.38	1.20	15.41	7.88	0.50	1031.24	0.49	0.51	1.80	524.00	2.02	0.14	0.39	0.71	52.50	47.75	100.25	0.91	1.99	26065.69	-1.20	0.11	
3.00	494.62	1.11	16.79	11.25	0.66	1024.10	0.51	0.51	1.16	530.00	1.51	0.05	0.40	0.47	52.50	48.09	100.59	0.92	1.99	26152.17	-4.18	0.06	
4.00	777.31	1.11	19.16	13.75	0.78	993.40	0.53	0.49	1.15	455.00	1.29	0.06	0.37	0.37	52.50	49.57	102.07	0.94	2.02	26538.58	0.00	0.00	

067_067_03		#5	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	(mbar abs)	(---)	(---)	(m/s)	(# bolhas)	(Hz)	(---)	(---)	(---)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(---)	(---)	(---)	(mbar/m)	(bolha/bolha/m)
Estação	L/D	Vb	LB	LS	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Sib/Lb	Sis/LS	JL	JG	J	JG/JL	Fr	Re	GP	R	
1.00	126.92	1.42	8.10	4.08	0.22	1079.73	0.91	0.05	1.45	1430.00	4.47	0.04	0.40	0.40	67.00	58.76	125.76	0.88	2.49	32698.56	-5.37	0.40	
2.00	265.38	1.45	13.56	6.51	0.36	1060.40	0.47	0.54	2.30	199.00	2.78	0.09	0.40	0.56	67.00	59.83	126.83	0.89	2.51	32977.04	-2.74	0.12	
3.00	494.62	1.51	15.69	12.48	0.48	1044.10	0.44	0.59	1.64	721.00	2.06	0.06	0.38	0.41	67.00	60.77	127.77	0.91	2.53	33219.95	-5.97	0.04	
4.00	777.31	1.44	17.02	12.74	0.54	1000.20	0.50	0.53	1.46	663.00	1.87	0.05	0.38	0.39	67.00	63.44	130.44	0.95	2.58	33913.49	0.00	0.00	

067_133_03		#6	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	(mbar abs)	(---)	(---)	(m/s)	(# bolhas)	(Hz)	(---)	(---)	(---)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(---)	(---)	(---)	(mbar/m)	(bolha/bolha/m)
Estação	L/D	Vb	LB	LS	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Sib/Lb	Sis/LS	JL	JG	J	JG/JL	Fr	Re	GP	R	
1.00	126.92	2.09	26.59	6.50	0.41	1113.89	0.85	0.10	2.09	806.00	2.44	0.11	0.48	0.54	65.75	110.52	176.27	1.68	3.49	45830.70	-7.10	0.27	
2.00	265.38	2.12	36.96	11.13	0.59	1088.33	0.35	0.69	3.00	120.00	1.69	0.12	0.39	0.47	65.75	113.12	178.87	1.72	3.54	46505.68	-4.25	0.04	
3.00	494.62	2.22	40.59	13.95	0.64	1063.02	0.35	0.70	2.31	559.00	1.57	0.11	0.39	0.42	65.75	115.81	181.56	1.76	3.60	47205.93	-7.77	0.01	
4.00	777.31	2.13	40.53	13.13	0.65	1005.90	0.40	0.64	2.18	540.00	1.53	0.06	0.35	0.41	65.75	122.39	188.14	1.86	3.73	48915.83	0.00	0.00	

067_167_03		#7	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	(mbar abs)	(---)	(---)	(m/s)	(# bolhas)	(Hz)	(---)	(---)	(---)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(---)	(---)	(---)	(mbar/m)	(bolha/bolha/m)
Estação	L/D	Vb	LB	LS	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Sib/Lb	Sis/LS	JL	JG	J	JG/JL	Fr	Re	GP	R	
1.00	126.92	2.44	38.34	7.40	0.48	1133.55	0.84	0.11	2.47	692.00	2.06	0.10	0.49	0.59	68.00	136.38	204.38	2.01	4.05	53139.28	-8.46	0.26	
2.00	265.38	2.32	46.82	11.49	0.66	1103.11	0.33	0.70	3.00	234.00	1.51	0.16	0.43	0.54	68.00	140.15	208.15	2.06	4.12	54118.02	-4.98	0.02	
3.00	494.62	2.53	53.95	14.76	0.71	1073.45	0.34	0.71	2.61	502.00	1.41	0.08	0.41	0.49	68.00	144.02	212.02	2.12	4.20	55124.83	-8.77	0.00	
4.00	777.31	2.53	56.48	14.57	0.73	1009.02	0.37	0.67	2.60	482.00	1.37	0.07	0.39	0.53	68.00	153.21	221.21	2.25	4.38	57515.80	0.00	0.00	

Figura A2.1 Arquivos SGR obtidos para os sete pontos experimentais no escoamento A@W com o ICP.

Injetor de correntes concêntricas (ICC)

033_067_02	#1	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	(mbar abs)	(---)	(---)	(m/s)	(# bolhas)	(Hz)	(---)	(---)	(---)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(---)	(---)	(---)	(mbar/m)	(bolha/bolha/m)
Estação	L/D	Vb	LB	LS	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Sib/Lb	Sis/LS	JL	JG	J	JG/JL	Fr	Re	GP	R
1.00	126.92	1.38	50.38	14.35	1.22	1024.72	0.41	0.61	2.32	365.00	0.82	0.13	0.46	0.61	34.00	62.66	96.66	1.84	1.91	25130.84	-2.31	0.09
2.00	265.38	1.21	49.15	14.19	1.36	1016.41	0.39	0.64	1.90	260.00	0.74	0.12	0.40	0.50	34.00	63.17	97.17	1.86	1.92	25264.01	-0.36	0.03
3.00	494.62	1.09	46.81	16.06	1.50	1014.27	0.38	0.65	1.13	393.00	0.67	0.03	0.36	0.36	34.00	63.30	97.30	1.86	1.93	25298.77	-3.32	0.01
4.00	777.31	1.09	48.21	17.22	1.57	989.84	0.38	0.65	1.13	379.00	0.64	0.03	0.34	0.35	34.00	64.87	98.87	1.91	1.96	25704.99	0.00	0.00

033_133_02	#2	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	(mbar abs)	(---)	(---)	(m/s)	(# bolhas)	(Hz)	(---)	(---)	(---)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(---)	(---)	(---)	(mbar/m)	(bolha/bolha/m)
Estação	L/D	Vb	LB	LS	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Sib/Lb	Sis/LS	JL	JG	J	JG/JL	Fr	Re	GP	R
1.00	126.92	2.41	100.98	13.87	1.26	1043.79	0.32	0.72	4.34	120.00	0.80	0.22	0.56	0.77	35.00	123.38	158.38	3.53	3.14	41179.83	-2.06	0.08
2.00	265.38	1.99	91.11	15.07	1.39	1036.37	0.30	0.74	2.80	57.00	0.72	0.14	0.44	0.51	35.00	124.27	159.27	3.55	3.15	41409.50	-1.95	0.04
3.00	494.62	1.84	93.47	15.75	1.55	1024.73	0.28	0.76	1.87	381.00	0.65	0.06	0.44	0.37	35.00	125.68	160.68	3.59	3.18	41777.04	-4.41	0.01
4.00	777.31	1.83	96.60	15.93	1.60	992.31	0.31	0.74	1.88	371.00	0.63	0.06	0.45	0.32	35.00	129.79	164.79	3.71	3.26	42845.28	0.00	0.00

033_167_02	#3	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	(mbar abs)	(---)	(---)	(m/s)	(# bolhas)	(Hz)	(---)	(---)	(---)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(---)	(---)	(---)	(mbar/m)	(bolha/bolha/m)
Estação	L/D	Vb	LB	LS	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Sib/Lb	Sis/LS	JL	JG	J	JG/JL	Fr	Re	GP	R
1.00	126.92	2.94	142.50	16.43	1.40	1052.25	0.30	0.74	5.01	117.00	0.71	0.17	0.48	0.77	35.00	148.32	183.32	4.24	3.63	47661.94	-2.71	0.10
2.00	265.38	2.33	126.70	13.43	1.57	1042.48	0.30	0.75	3.30	54.00	0.64	0.15	0.44	0.65	35.00	149.71	184.71	4.28	3.66	48023.77	-2.20	0.02
3.00	494.62	2.18	118.42	16.02	1.61	1029.40	0.28	0.77	2.22	365.00	0.62	0.07	0.42	0.45	35.00	151.61	186.61	4.33	3.69	48518.19	-4.85	0.01
4.00	777.31	2.17	121.97	16.22	1.66	993.76	0.30	0.75	2.24	351.00	0.60	0.09	0.40	0.36	35.00	157.05	192.05	4.49	3.80	49932.00	0.00	0.00

050_050_02	#4	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	(mbar abs)	(---)	(---)	(m/s)	(# bolhas)	(Hz)	(---)	(---)	(---)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(---)	(---)	(---)	(mbar/m)	(bolha/bolha/m)
Estação	L/D	Vb	LB	LS	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Sib/Lb	Sis/LS	JL	JG	J	JG/JL	Fr	Re	GP	R
1.00	126.92	1.32	15.22	5.70	0.41	1043.04	0.49	0.51	2.36	419.00	2.44	0.13	0.39	0.65	50.00	47.51	97.51	0.95	1.93	25353.79	-3.30	0.23
2.00	265.38	1.21	17.36	8.33	0.55	1031.17	0.45	0.56	2.00	342.00	1.83	0.11	0.35	0.60	50.00	48.06	98.06	0.96	1.94	25495.95	-1.16	0.09
3.00	494.62	1.10	17.75	10.88	0.68	1024.27	0.46	0.55	1.14	388.00	1.47	0.04	0.36	0.43	50.00	48.39	98.39	0.97	1.95	25580.17	-4.22	0.04
4.00	777.31	1.09	19.30	12.39	0.76	993.22	0.43	0.59	1.13	350.00	1.32	0.05	0.37	0.37	50.00	49.90	99.90	1.00	1.98	25973.48	0.00	0.00

067_067_02	#5	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	(mbar abs)	(---)	(---)	(m/s)	(# bolhas)	(Hz)	(---)	(---)	(---)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(---)	(---)	(---)	(mbar/m)	(bolha/bolha/m)
Estação	L/D	Vb	LB	LS	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Sib/Lb	Sis/LS	JL	JG	J	JG/JL	Fr	Re	GP	R
1.00	126.92	1.37	9.31	5.53	0.28	1077.88	0.87	0.08	1.39	883.00	3.53	0.05	0.38	0.45	65.67	56.81	122.48	0.87	2.43	31845.06	-5.76	0.29
2.00	265.38	1.37	14.03	6.94	0.39	1057.14	0.47	0.53	2.15	217.00	2.53	0.10	0.41	0.57	65.67	57.93	123.60	0.88	2.45	32134.98	-2.49	0.09
3.00	494.62	1.38	15.88	10.98	0.50	1042.33	0.42	0.60	1.42	529.00	1.99	0.03	0.38	0.42	65.67	58.75	124.42	0.89	2.46	32349.00	-5.81	0.04
4.00	777.31	1.37	17.27	12.22	0.56	999.61	0.43	0.59	1.42	478.00	1.79	0.03	0.36	0.34	65.67	61.26	126.93	0.93	2.51	33001.70	0.00	0.00

067_133_02	#6	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	(mbar abs)	(---)	(---)	(m/s)	(# bolhas)	(Hz)	(---)	(---)	(---)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(---)	(---)	(---)	(mbar/m)	(bolha/bolha/m)
Estação	L/D	Vb	LB	LS	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Sib/Lb	Sis/LS	JL	JG	J	JG/JL	Fr	Re	GP	R
1.00	126.92	2.90	42.35	12.15	0.49	1121.47	0.38	0.65	4.97	177.00	2.04	0.16	0.39	0.54	67.00	111.74	178.74	1.67	3.54	46473.62	-6.17	0.12
2.00	265.38	2.26	38.18	11.92	0.58	1099.26	0.36	0.67	5.44	99.00	1.71	0.15	0.38	0.41	67.00	114.00	181.00	1.70	3.58	47060.82	-5.48	0.04
3.00	494.62	2.14	38.51	13.35	0.63	1066.61	0.33	0.71	2.17	425.00	1.59	0.07	0.36	0.42	67.00	117.49	184.49	1.75	3.65	47968.21	-8.10	0.00
4.00	777.31	2.17	40.25	13.27	0.64	1007.08	0.34	0.69	2.21	413.00	1.56	0.06	0.38	0.40	67.00	124.44	191.44	1.86	3.79	49773.87	0.00	0.00

067_167_02	#7	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	(mbar abs)	(---)	(---)	(m/s)	(# bolhas)	(Hz)	(---)	(---)	(---)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(---)	(---)	(---)	(mbar/m)	(bolha/bolha/m)
Estação	L/D	Vb	LB	LS	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Sib/Lb	Sis/LS	JL	JG	J	JG/JL	Fr	Re	GP	R
1.00	126.92	3.37	63.21	13.27	0.60	1140.34	0.35	0.69	5.69	225.00	1.68	0.20	0.39	0.63	67.00	144.65	211.65	2.16	4.19	55030.25	-6.88	0.11
2.00	265.38	2.78	58.54	13.03	0.67	1115.57	0.34	0.70	4.00	188.00	1.50	0.16	0.42	0.55	67.00	147.87	214.87	2.21	4.25	55866.47	-6.35	0.02
3.00	494.62	2.58	56.53	14.25	0.71	1077.70	0.32	0.73	2.60	493.00	1.40	0.07	0.34	0.45	67.00	153.08	220.08	2.28	4.36	57220.97	-9.14	0.00
4.00	777.31	2.61	59.40	14.08	0.73	1010.52	0.34	0.70	2.70	475.00	1.37	0.07	0.35	0.47	67.00	163.29	230.29	2.44	4.56	59874.34	0.00	0.00

Figura A2.2 Arquivos SGR obtidos para os sete pontos experimentais no escoamento A@W com o ICC.

2 SISTEMA AR-GLICERINA

Injetor de correntes paralelas (ICP)

033 067		#1	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	(mbar abs)	(---)	(---)	(m/s)	(# bohas)	(Hz)	(---)	(---)	(---)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(---)	(---)	(---)	(mbar/m)	(bolha/bolha/D)
Estação	L/D	Vb	LB	LS(corrig.)	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Slb/Lb	Sls/LS	JL	JG	J	JG/JL	Fr	Re	GP	R	
1.00	126.92	1.28	40.49	15.84	1.15	1103.53	0.43	0.60	1.82	509.00	0.87	0.05	0.35	0.30	32.81	57.50	90.30	1.75	1.79	1095.69	-1.88	0.02	
2.00	265.38	1.27	40.49	15.62	1.15	1096.75	0.59	0.39	1.39	515.00	0.87	0.04	0.35	0.24	32.81	57.85	90.66	1.76	1.80	1099.98	-5.03	0.00	
3.00	494.62	1.31	42.26	15.77	1.15	1066.77	0.62	0.36	1.44	515.00	0.87	0.03	0.35	0.24	32.81	59.48	92.28	1.81	1.83	1119.71	-7.79	0.00	
4.00	777.31	1.31	43.32	15.11	1.16	1009.48	0.58	0.41	1.44	512.00	0.86	0.04	0.34	0.20	32.81	62.85	95.66	1.92	1.89	1160.67	0.00	0.00	

033 133		#2	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	(mbar abs)	(---)	(---)	(m/s)	(# bohas)	(Hz)	(---)	(---)	(---)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(---)	(---)	(---)	(mbar/m)	(bolha/bolha/D)
Estação	L/D	Vb	LB	LS(corrig.)	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Slb/Lb	Sls/LS	JL	JG	J	JG/JL	Fr	Re	GP	R	
1.00	126.92	2.04	89.31	11.96	1.31	1131.20	0.66	0.30	65535.00	319.00	0.78	0.24	0.33	0.61	32.71	111.60	144.32	3.41	2.86	1938.10	-6.25	0.25	
2.00	265.38	1.93	85.27	13.89	1.34	1108.45	0.51	0.50	2.04	377.00	0.76	0.10	0.30	0.40	32.67	113.88	146.55	3.49	2.90	1968.15	-4.70	0.00	
3.00	494.62	2.05	92.44	13.92	1.34	1080.28	0.56	0.43	2.17	375.00	0.76	0.10	0.31	0.43	32.67	116.84	149.51	3.58	2.96	2007.83	-9.08	0.00	
4.00	777.31	1.98	88.91	13.08	1.34	1013.60	0.48	0.52	2.10	362.00	0.75	0.10	0.29	0.47	32.65	124.51	157.17	3.81	3.11	2110.67	0.00	0.00	

033 167		#3	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	(mbar abs)	(---)	(---)	(m/s)	(# bohas)	(Hz)	(---)	(---)	(---)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(---)	(---)	(---)	(mbar/m)	(bolha/bolha/D)
Estação	L/D	Vb	LB	LS(corrig.)	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Slb/Lb	Sls/LS	JL	JG	J	JG/JL	Fr	Re	GP	R	
1.00	126.92	2.37	90.27	8.41	1.09	1154.12	0.43	0.58	3.10	344.00	0.91	0.24	0.46	0.72	32.61	136.90	169.50	4.20	3.36	2276.37	-4.71	0.28	
2.00	265.38	2.26	89.59	10.49	1.16	1137.19	0.48	0.53	2.30	417.00	0.87	0.10	0.38	0.56	32.61	138.92	171.53	4.26	3.40	2303.55	-7.39	0.01	
3.00	494.62	2.33	93.31	10.75	1.16	1093.16	0.53	0.46	2.41	403.00	0.86	0.10	0.39	0.51	32.61	144.50	177.11	4.43	3.51	2378.51	-10.19	0.00	
4.00	777.31	2.41	97.09	10.32	1.17	1018.27	0.47	0.55	2.46	404.00	0.85	0.16	0.40	0.49	32.61	155.13	187.74	4.76	3.72	2521.24	0.00	0.00	

050 050		#4	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	(mbar abs)	(---)	(---)	(m/s)	(# bohas)	(Hz)	(---)	(---)	(---)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(---)	(---)	(---)	(mbar/m)	(bolha/bolha/D)
Estação	L/D	Vb	LB	LS(corrig.)	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Slb/Lb	Sls/LS	JL	JG	J	JG/JL	Fr	Re	GP	R	
1.00	126.92	1.24	14.43	12.52	0.57	1155.34	0.41	0.61	1.52	470.00	1.76	0.04	0.47	0.40	49.68	41.52	91.20	0.84	1.81	1224.81	-5.04	0.01	
2.00	265.38	1.21	14.49	12.36	0.57	1137.21	0.73	0.23	1.31	467.00	1.75	0.03	0.48	0.36	49.68	42.18	91.86	0.85	1.82	1233.67	-7.41	0.00	
3.00	494.62	1.26	15.45	12.62	0.58	1093.02	0.70	0.26	1.37	463.00	1.73	0.03	0.48	0.31	49.68	43.89	93.57	0.88	1.85	1256.56	-10.37	0.00	
4.00	777.31	1.26	16.07	12.24	0.58	1016.83	0.73	0.23	1.39	461.00	1.73	0.04	0.48	0.28	49.68	47.17	96.85	0.95	1.92	1300.70	0.00	0.00	

067 067		#5	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	(mbar abs)	(---)	(---)	(m/s)	(# bohas)	(Hz)	(---)	(---)	(---)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(---)	(---)	(---)	(mbar/m)	(bolha/bolha/D)
Estação	L/D	Vb	LB	LS(corrig.)	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Slb/Lb	Sls/LS	JL	JG	J	JG/JL	Fr	Re	GP	R	
1.00	126.92	1.58	9.50	6.35	0.26	1280.58	0.38	0.65	1.78	1352.00	3.85	0.05	0.39	0.40	67.02	49.36	116.38	0.74	2.30	1412.11	-10.96	0.08	
2.00	265.38	1.59	10.48	7.23	0.29	1241.14	0.64	0.34	1.69	1235.00	3.47	0.04	0.37	0.33	67.03	50.93	117.95	0.76	2.34	1431.17	-13.15	0.04	
3.00	494.62	1.65	12.04	7.89	0.31	1162.73	0.64	0.33	1.78	1141.00	3.20	0.04	0.35	0.29	67.02	54.36	121.38	0.81	2.40	1472.77	-18.02	0.00	
4.00	777.31	1.67	13.26	7.95	0.33	1030.29	0.60	0.39	1.77	1038.00	3.03	0.05	0.34	0.25	67.01	61.34	128.35	0.92	2.54	1557.32	0.00	0.00	

067 133		#6	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	(mbar abs)	(---)	(---)	(m/s)	(# bohas)	(Hz)	(---)	(---)	(---)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(---)	(---)	(---)	(mbar/m)	(bolha/bolha/D)
Estação	L/D	Vb	LB	LS(corrig.)	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Slb/Lb	Sls/LS	JL	JG	J	JG/JL	Fr	Re	GP	R	
1.00	126.92	2.12	22.25	7.71	0.37	1339.89	0.58	0.40	2.43	660.00	2.72	0.08	0.38	0.56	67.33	95.66	162.99	1.42	3.23	2188.88	-14.19	0.16	
2.00	265.38	2.19	25.74	9.93	0.42	1288.81	0.53	0.46	2.23	623.00	2.36	0.14	0.35	0.37	67.33	99.45	166.78	1.48	3.30	2329.74	-15.51	0.00	
3.00	494.62	2.27	27.91	9.92	0.43	1196.39	0.57	0.42	2.35	596.00	2.30	0.05	0.32	0.38	67.33	107.12	174.45	1.59	3.45	2342.79	-22.48	0.01	
4.00	777.31	2.41	30.77	9.73	0.44	1031.13	0.48	0.53	2.50	579.00	2.28	0.06	0.32	0.33	67.34	124.25	191.59	1.85	3.79	2572.92	0.00	0.00	

067 167		#7	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	(mbar abs)	(---)	(---)	(m/s)	(# bohas)	(Hz)	(---)	(---)	(---)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(---)	(---)	(---)	(mbar/m)	(bolha/bolha/D)
Estação	L/D	Vb	LB	LS(corrig.)	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Slb/Lb	Sls/LS	JL	JG	J	JG/JL	Fr	Re	GP	R	
1.00	126.92	2.50	32.52	9.01	0.43	1359.92	0.31	0.74	2.80	704.00	2.31	0.13	0.38	0.59	67.28	115.74	183.03	1.72	3.62	2457.96	-15.02	0.15	
2.00	265.38	2.45	34.73	10.48	0.48	1305.77	0.52	0.49	2.53	706.00	2.08	0.09	0.37	0.45	67.27	120.56	187.83	1.79	3.72	2522.46	-16.43	0.01	
3.00	494.62	2.58	37.81	10.56	0.49	1207.84	0.55	0.44	2.67	678.00	2.05	0.07	0.36	0.45	67.27	130.33	197.60	1.94	3.91	2653.72	-24.15	0.03	
4.00	777.31	2.77	41.36	10.12	0.48	1030.37	0.49	0.52	2.80	656.00	2.06	0.09	0.35	0.46	67.29	152.78	220.08	2.27	4.36	2955.54	0.00	0.00	

Figura A2.3 Arquivos SGR obtidos para os sete pontos experimentais no escoamento A@G com o ICP.

Injetor de correntes concêntricas (ICC)

033 067		#1	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	mbar abs	(--)	(--)	(m/s)	(# bolhas)	(Hz)	(--)	(--)	(--)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(--)	(--)	(--)	(--)	(mbar/m)	(bolha/bolha/D)
Estação	L/D	Vb	LB	LS	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Sib/Lb	Sis/LS	JL	JG	J	Jg/J	JG/JL	Fr	Re	GP	R	
1.00	126.92	1.19	22.89	7.93	0.68	1112.65	0.71	0.26	1.43	870.00	1.49	0.06	0.33	0.34	32.87	57.50	90.37	0.64	1.75	1.79	1.81	1203.81	-5.55	0.05
2.00	265.38	1.18	23.98	8.49	0.71	1092.63	0.61	0.37	1.25	835.00	1.41	0.04	0.33	0.26	32.86	58.56	91.42	0.64	1.78	1.81	1.78	1217.79	-3.78	0.01
3.00	494.62	1.21	25.38	8.66	0.73	1070.11	0.75	0.20	1.30	820.00	1.38	0.05	0.31	0.22	32.85	59.79	92.65	0.65	1.82	1.83	1.83	1234.18	-8.02	0.00
4.00	777.31	1.23	26.44	8.51	0.74	1011.17	0.71	0.25	1.34	809.00	1.36	0.05	0.31	0.20	32.85	63.28	96.13	0.66	1.93	1.90	1.90	1280.61	0.00	0.00

033 133		#2	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	mbar abs	(--)	(--)	(m/s)	(# bolhas)	(Hz)	(--)	(--)	(--)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(--)	(--)	(--)	(--)	(mbar/m)	(bolha/bolha/D)
Estação	L/D	Vb	LB	LS	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Sib/Lb	Sis/LS	JL	JG	J	Jg/J	JG/JL	Fr	Re	GP	R	
1.00	126.92	1.86	58.74	8.24	0.94	1151.03	0.25	0.81	2.20	497.00	1.06	0.16	0.40	0.57	32.80	108.27	141.07	0.77	3.30	2.79	1.87	1879.21	-4.33	0.22
2.00	265.38	1.84	58.33	9.67	0.96	1135.41	0.46	0.55	1.97	590.00	1.04	0.06	0.35	0.40	32.79	109.75	142.54	0.77	3.35	2.82	1.89	1898.90	-7.40	0.01
3.00	494.62	1.91	60.96	9.65	0.96	1091.35	0.55	0.44	2.00	590.00	1.04	0.06	0.34	0.39	32.80	114.20	146.99	0.78	3.48	2.91	1.95	1958.17	-9.88	0.02
4.00	777.31	1.96	63.70	9.10	0.97	1018.72	0.51	0.50	2.07	555.00	1.03	0.09	0.34	0.40	32.82	122.34	155.16	0.79	3.73	3.07	2.06	2066.91	0.00	0.00

033 167		#3	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	mbar abs	(--)	(--)	(m/s)	(# bolhas)	(Hz)	(--)	(--)	(--)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(--)	(--)	(--)	(--)	(mbar/m)	(bolha/bolha/D)
Estação	L/D	Vb	LB	LS	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Sib/Lb	Sis/LS	JL	JG	J	Jg/J	JG/JL	Fr	Re	GP	R	
1.00	126.92	2.28	76.30	8.26	0.99	1163.49	0.26	0.79	2.67	408.00	1.01	0.27	0.47	0.65	33.88	135.67	169.56	0.80	4.01	3.36	2.25	2258.73	-4.94	0.18
2.00	265.38	2.23	81.60	10.11	1.07	1145.43	0.45	0.56	2.30	466.00	0.93	0.11	0.40	0.50	33.83	137.77	171.60	0.80	4.07	3.40	2.28	2285.91	-7.90	0.03
3.00	494.62	2.34	87.24	10.44	1.09	1098.10	0.54	0.45	2.39	475.00	0.92	0.09	0.39	0.50	33.76	143.63	177.39	0.81	4.26	3.51	2.36	2363.09	-10.50	0.02
4.00	777.31	2.43	90.74	9.96	1.08	1021.02	0.50	0.51	2.45	469.00	0.93	0.12	0.41	0.52	33.85	154.57	188.42	0.82	4.57	3.73	2.51	2510.04	0.00	0.00

050 050		#4	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	mbar abs	(--)	(--)	(m/s)	(# bolhas)	(Hz)	(--)	(--)	(--)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(--)	(--)	(--)	(--)	(mbar/m)	(bolha/bolha/D)
Estação	L/D	Vb	LB	LS	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Sib/Lb	Sis/LS	JL	JG	J	Jg/J	JG/JL	Fr	Re	GP	R	
1.00	126.92	1.18	7.12	4.30	0.25	1169.54	0.75	0.23	1.31	1021.00	3.96	0.06	0.32	0.40	50.34	41.03	91.37	0.45	0.82	1.81	1217.21	-8.49	0.07	
2.00	265.38	1.19	7.76	4.91	0.28	1138.97	0.73	0.23	1.25	961.00	3.61	0.04	0.31	0.37	50.34	42.13	92.47	0.46	0.84	1.83	1231.90	-6.47	0.03	
3.00	494.62	1.22	8.69	5.32	0.30	1100.43	0.88	0.09	1.30	894.00	3.36	0.05	0.33	0.36	50.34	43.61	93.95	0.46	0.87	1.86	1251.60	-10.80	0.02	
4.00	777.31	1.23	9.43	5.67	0.32	1021.09	0.86	0.11	1.32	833.00	3.13	0.04	0.35	0.36	50.35	47.00	97.35	0.48	0.93	1.93	1296.80	0.00	0.00	

067 067		#5	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	mbar abs	(--)	(--)	(m/s)	(# bolhas)	(Hz)	(--)	(--)	(--)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(--)	(--)	(--)	(--)	(mbar/m)	(bolha/bolha/D)
Estação	L/D	Vb	LB	LS	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Sib/Lb	Sis/LS	JL	JG	J	Jg/J	JG/JL	Fr	Re	GP	R	
1.00	126.92	1.56	9.31	6.10	0.26	1268.90	0.70	0.28	1.72	1033.00	3.92	0.07	0.36	0.40	67.35	51.24	118.59	0.43	0.76	2.35	1579.76	-13.50	0.08	
2.00	265.38	1.57	10.12	6.84	0.28	1220.38	0.65	0.32	1.63	947.00	3.56	0.05	0.35	0.32	67.35	53.27	120.62	0.44	0.79	2.39	1606.90	-10.91	0.03	
3.00	494.62	1.63	11.49	7.40	0.30	1155.35	0.80	0.16	1.71	889.00	3.32	0.07	0.34	0.28	67.35	56.27	123.62	0.46	0.84	2.45	1646.82	-16.92	0.02	
4.00	777.31	1.65	12.56	7.53	0.32	1031.01	0.74	0.23	1.72	849.00	3.17	0.05	0.34	0.26	67.35	63.05	130.41	0.48	0.94	2.58	1737.21	0.00	0.00	

067 133		#6	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	mbar abs	(--)	(--)	(m/s)	(# bolhas)	(Hz)	(--)	(--)	(--)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(--)	(--)	(--)	(--)	(mbar/m)	(bolha/bolha/D)
Estação	L/D	Vb	LB	LS	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Sib/Lb	Sis/LS	JL	JG	J	Jg/J	JG/JL	Fr	Re	GP	R	
1.00	126.92	2.13	25.61	8.72	0.42	1324.29	0.49	0.52	2.39	567.00	2.39	0.11	0.40	0.56	66.33	95.58	161.91	0.59	1.44	3.21	2156.93	-13.33	0.14	
2.00	265.38	2.16	26.85	10.10	0.44	1276.37	0.54	0.46	2.27	586.00	2.25	0.05	0.37	0.42	66.34	99.18	165.51	0.60	1.50	3.28	2204.90	-14.83	0.01	
3.00	494.62	2.29	29.84	10.24	0.46	1188.01	0.66	0.31	2.37	567.00	2.20	0.06	0.36	0.36	66.34	106.56	172.90	0.62	1.61	3.42	2303.24	-21.37	0.00	
4.00	777.31	2.40	32.52	9.96	0.46	1030.94	0.59	0.40	2.47	560.00	2.17	0.06	0.37	0.35	66.33	122.80	189.13	0.65	1.85	3.74	2519.52	0.00	0.00	

067 167		#7	(m/s)	(L/D)	(L/D)	(seg)	mbar abs	(--)	(--)	(m/s)	(# bolhas)	(Hz)	(--)	(--)	(--)	(cm/s)	(cm/s)	(cm/s)	(--)	(--)	(--)	(--)	(mbar/m)	(bolha/bolha/D)
Estação	L/D	Vb	LB	LS	T	P	H/D	Eb	Vcr	Nb3	F	Sb/Vb	Sib/Lb	Sis/LS	JL	JG	J	Jg/J	JG/JL	Fr	Re	GP	R	
1.00	126.92	2.43	32.81	8.66	0.45	1359.54	0.31	0.73	2.67	641.00	2.24	0.17	0.40	0.59	66.72	116.66	183.38	0.64	1.75	3.63	2442.85	-14.88	0.23	
2.00	265.38	2.43	34.30	10.44	0.48	1306.03	0.49	0.51	2.48	697.00	2.09	0.06	0.35	0.49	66.76	121.46	188.22	0.65	1.82	3.73	2507.39	-16.43	0.00	
3.00	494.62	2.60	38.25	10.54	0.49	1208.10	0.58	0.40	2.70	669.00	2.05	0.06	0.34	0.43	66.74	131.30	198.04	0.66	1.97	3.92	2638.20	-24.16	0.03	
4.00	777.31	2.76	41.60	10.05	0.49	1030.50	0.54	0.46	2.80	635.00	2.05	0.09	0.34	0.41	66.75	153.91	220.66	0.70	2.31	4.37	2939.47	0.00	0.00	

Figura A2.4 Arquivos SGR obtidos para os sete pontos experimentais no escoamento A@G com o ICC.

Apêndice III

Análise de Incerteza

Nesta seção será feita uma breve análise sobre as incertezas envolvidas nos valores obtidos experimentalmente para algumas variáveis do escoamento intermitente estudadas neste trabalho.

Fagundes Netto (1999), afirma que a acuracidade na determinação da velocidade da bolha depende da acuracidade do lapso de tempo (Δt) medido entre a passagem do nariz da bolha entre as consecutivas sondas de medição. Dessa forma ele propõe que a incerteza de Δt é o inverso da frequência de aquisição ($1/f_a$). Assim a incerteza de VB (δVB) pode ser expressa da seguinte forma:

$$\delta VB = \frac{d}{\Delta t^2} \frac{2}{f_a} \quad (\text{A3.1})$$

onde d é a distância entre as sondas de medição. A incerteza relativa é dada por;

$$\frac{\delta VB}{VB} = \pm \frac{VB}{D} \frac{2}{f_a} \quad (\text{A3.2})$$

Neste trabalho a frequência de amostragem variou entre 3000 e 5000 Hz enquanto que a velocidade média da bolha esteve entre 1,0 e 3,0 m/s.

Com isso a incerteza estimada neste trabalho referente a técnica de medição foi menor que 2%.

Os valores médios de VB mostrados neste trabalho vem de uma população com mais de 1500 amostras cujo coeficiente de variação, SVB/VB , está entre 5 e 25%. Isso indica que a incerteza relativa do valor médio de VB oriunda da técnica de medição, Equação A3.2, e o tamanho da amostra não influi no valor médio encontrado.

Os comprimentos do pistão de líquido e da bolha de gás são obtidos respectivamente através das relações 2.9 e 2.10. Dessa forma a incerteza do valor médio desses comprimentos é expressa da seguinte forma:

$$\frac{\delta LB}{LB} = \sqrt{\left(\frac{\delta VB}{VB}\right)^2 + \left(\frac{\delta tb}{tb}\right)^2} \quad (A3.3)$$

e

$$\frac{\delta LS}{LS} = \sqrt{\left(\frac{\delta VB}{VB}\right)^2 + \left(\frac{\delta ts}{ts}\right)^2} \quad (A3.4)$$

Como mencionado anteriormente, a incerteza da medida do tempo é $1/f_a$. Sendo 0,4 – 1,6 m/s o intervalo de t_b e t_s e como a frequência de aquisição ficou entre 3000 e 5000 Hz o valor da incerteza relativa da medição dos tempos, t_b e t_s , podem ser considerados desprezíveis quando comparados a $\delta VB/VB$. Dessa forma, a incerteza relativa do comprimento do pistão de líquido e do comprimento da bolha fica:

$$\frac{\delta LB}{LB} = \frac{\delta LS}{LS} \approx \frac{\delta VB}{VB} \quad (A3.5)$$

Assim as incertezas relativas do comprimento do pistão de líquido e da bolha de gás ficaram abaixo de 2%.

Dessa forma então temos que a incerteza relativa dos valores médios de LB e LS devido a técnica de medição não tem influência sobre valores médios encontrados.