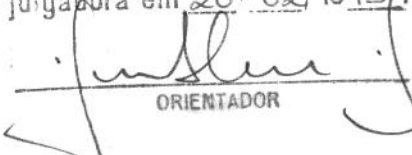


UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA DE PETRÓLEO

Este exemplar corresponde a redação final
da tese defendida por João Tadeu
Vidal de Sousa e aprovada
pela comissão julgadora em 20/02/1995.


ORIENTADOR

Dissertação Apresentada à Faculdade de
Engenharia Mecânica Como Requisito Parcial à
Obtenção do Título de Mestre em Engenharia de Petróleo

**MOVIMENTO RELATIVO DE BOLHAS
ALONGADAS ATRAVÉS DE FLUIDO
NÃO-NEWTONIANO, EM TUBO INCLINADO.**

Autor : João Tadeu Vidal de Sousa

Orientador : Fernando de Almeida França

Co-orientador: Edson Yoshihito Nakagawa

12/95

FEVEREIRO DE 1995

UNIDADE	BC
N.º CHAMADA:	Unicamp
V.	Ex. 10.85m
TOMBO	BC/25058
PRUC	433/95
C	☐
D	☒
PREÇO	R\$ 11,00
DATA	26/07/95
N.º CPD	

CM-00073254-9

FICHA CATALOGRAFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA CENTRAL - UNICAMP

Sousa, Joao Tadeu Vidal de

So89m Movimento relativo de bolhas alongadas, atraves de fluido
nao-newtoniano, em tubo inclinado / Joao Tadeu Vidal de Sousa. -
Campinas, SP : Is.n.l, 1995.

Orientador : Fernando de Almeida Franca.

Dissertacao (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas,
Faculdade de Engenharia Mecanica.

1. Escoamento bifasico. 2. Escoamento multifasico.
3. Fluidos nao-newtonianos. 4. Bolhas. I. Franca, Fernando
de Almeida. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade
de Engenharia Mecanica. III. Titulo.

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

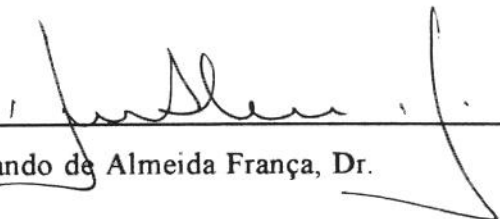
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA DE PETRÓLEO

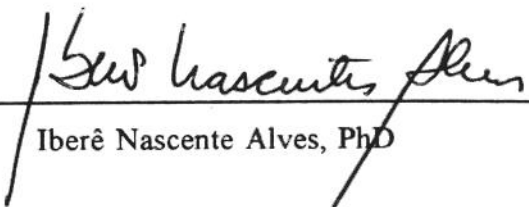
A dissertação "Movimento Relativo de Bolhas Alongadas Através de Fluido Não-Newtoniano, em Tubo Inclinado", elaborada por João Tadeu Vidal de Sousa e aprovada por todos os membros da Banca Examinadora foi aceita pela Sub-Comissão de Pós-Graduação em Engenharia de Petróleo como requisito parcial à obtenção do Título de Mestre em Engenharia de Petróleo.

Campinas, 20 de Fevereiro de 1995.

BANCA EXAMINADORA:



Fernando de Almeida França, Dr.



Iberê Nascente Alves, PhD



Luiz Valcov Loureiro, Dr.

Para meus pais, *Valdemiro e Ana*,
para meus irmãos e minha querida irmã,
meus grandes amigos.

"Os jovens se cansam e se fatigam, e os moços de exaustos caem, mas os que esperam no SENHOR renovam as suas forças, sobem com asas como águias, correm e não se cansam, caminham e não se fatigam." (ISAÍAS 40:30-31)

AGRADECIMENTOS

- Aos meus pais, pelo imensurável amor que me foi dedicado.
- Aos meus irmãos, pelo entusiasmo com que me incentivam em todos os meus projetos.
- Ao Dr. Fernando de Almeida França, pela orientação na execução deste trabalho.
- Ao Dr. Edson Yoshihito Nakagawa, pelo incentivo ao estudo e desenvolvimento deste tema.
- Ao técnico Walter Manoel dos Santos, pela inestimável cooperação na execução dos testes experimentais.
- Aos funcionários e alunos do Departamento de Engenharia de Petróleo da UNICAMP, pela agradável convivência.
- Aos funcionários do Laboratório do Departamento de Energia da UNICAMP, pela montagem da seção de testes.
- Ao CENPES/SEPEF, pelo clima de amizade e cordialidade.
- À PETROBRÁS S.A., pelo suporte técnico e financeiro à minha participação neste Mestrado.

Conteúdo

LISTA DE TABELAS	iv
LISTA DE FIGURAS	v
NOMENCLATURA	viii
RESUMO	xi
ABSTRACT	xii
INTRODUÇÃO	1
II. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	5
2.1 Movimento de Bolhas Alongadas de Gás.....	6
2.1.1 Movimento de uma Bolha Alongada de Gás em Líquido em Repouso.....	6
2.1.2 Movimento de Bolhas Alongadas de Gás em Líquido em Movimento	11
2.2 Modelo de Deslizamento de Zuber e Findlay[1965]	12
2.3 Proposições para os Parametros C_o , $\langle V_{gj} \rangle$, C_o^* e V_D	16
2.3.1 Proposição de Ishii[1977]	18
2.3.2 Proposição de Bendiksen[1985]	20
2.3.3 Correlações da " Electric Power Research Institute "[1985]	21
2.3.4 Proposição de Nickens e Yannitel[1987]	25
2.3.5 Proposição de Bendiksen[1984]	26
2.3.6 Proposição de Alves[1991]	27

2.4 Estudos Experimentais com Líquidos não-Newtonianos	32
2.4.1 Estudo Experimental de Nakagawa[1990]	33
2.4.2 Estudo Experimental de Johnson & White[1991]	35
2.4.3 Estudo Experimental de Johnson & Cooper[1993]	36
III. PROGRAMA EXPERIMENTAL	40
3.1 Aparato Experimental	40
3.1.1 Linhas de Ar e de Líquido	42
3.1.2 Seção de Testes	43
3.2 Sistema de Aquisição de Dados	45
3.3 Fluidos Utilizados	47
3.4 Matriz de Testes	51
3.5 Sistema de Medição de Fração de Líquido	53
3.6 Obtenção da Velocidade e do Comprimento Médio das Bolhas	
Alongadas e do Comprimento Pistão de Líquido	54
3.7 Procedimentos Experimentais	56
3.7.1 Medições de V_{cc} , L_{BT} e L_{PL}	57
IV. APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS	59
4.1 Localização dos Pontos Experimentais nos Mapas de Fluxo.....	59
4.2 Análise dos Resultados Segundo à Formulação de Nicklin et alii[1962]	64
4.3 Análise dos Resultados Segundo o Modelo de Zuber & Findlay[1965]	68
4.4 Comparação Entre os Parâmetros Obtidos na Modelagem de Nicklin	
et alii[1962] e de Zuber & Findlay[1965]	76

4.5	Influência da Inclinação do Tubo Sobre a velocidade de Interface	83
4.6	Influência da Inclinação do Tubo e da Viscosidade Sobre a Fração de Líquido	87
4.7	Influência das Condições de Fluxo sobre o Comprimento Médio dos Pistões de Líquido	90
4.8	Comparações Entre as Velocidades de Interface, Comprimentos Médios das Bolhas Alongadas e dos Pistões de Líquido para as Duas Misturas Bifásicas Investigadas	91
4.8.1-	Velocidades de Interface	92
4.8.2-	Comprimentos Médios das Bolhas Alongadas e dos Pistões de Líquido ...	92
V.	CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	98
5.1	Melhorias a Serem Implementadas no Aparato Experimental	98
5.2	Conclusões Finais	100
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	103
	BIBLIOGRAFIA SUPLEMENTAR	108
APÊNDICE A :	Gráficos dos Resultados Experimentais	109
APÊNDICE B :	Tabelas dos Resultados Experimentais	146
APÊNDICE C :	Calibração das Placas de Orifício	154
APÊNDICE D :	Análise de Erros	156
APÊNDICE E :	Programa Computacional Utilizado na Aquisição de Dados	162

Lista de Tabelas

Tabela

1	Dados Experimentais de Alves[1991] para V_D , em Função da Inclinação	31
2	Propriedades Físicas dos Líquidos Utilizados por Nakagawa[1990]	33
3	Propriedades Físicas da Solução Aquosa de Goma Xantana Utilizada no Presente Trabalho	48
4	Parâmetros Reológicos da Solução de Goma Xantana Utilizada no Presente Trabalho	51
5	Dados Obtidos com as Sondas de Interface Posicionadas no Final da Seção de Testes	64
6	Dados Experimentais de Johnson & White[1993] para o escoamento vertical de Água e Ar em Tubo	69
7	Parâmetros Obtidos a Partir da Modelagem de Zuber & Findlay[1965]	72
8	Dados Experimentais de Johnson & White[1993]	81

Lista de Figuras

Figura

1	C_o^* versus Inclinação da Tubulação (Bendiksen[1984])	27
2	Configuração Utilizada por Alves[1991] para Representar o Movimento de uma Bolha de Taylor em Tubo Inclinado.....	28
3	Configuração Utilizada por Alves[1991] para Representar o Movimento de uma Bolha de Taylor em Tubo Vertical	29
4	Comparação entre os valores de C_o^* obtido por Alves[1991] e a Equação 58 Proposta por Bendiksen[1984] 	30
5	Dados Experimentais de Jonhson & Cooper[1993]	37
6	Diagrama Esquemático do Aparato Experimental	41
7	Detalhe da Seção de Testes com Indicação da Disposição dos Sensores	44
8	Fluxograma do Sistema de Aquisição de Dados e Instrumentação	46
9	Detalhe do Sistema de Medição da Fração de Líquido	54
10	Detalhe da Sonda de Condutividade	55
11	Localização do Dados Experimentais no Mapa de Fluxo Obtido para Ar-Água, $\theta=0^\circ$	60

Figura

12	Localização do Dados Experimentais no Mapa de Fluxo Obtido para Ar-Água, $\theta=13^\circ$	60
13	Localização do Dados Experimentais no Mapa de Fluxo Obtido para Ar-Água, $\theta=30^\circ$	61
14	Localização do Dados Experimentais no Mapa de Fluxo Obtido para Ar-Água, $\theta=45^\circ$	61
15	Localização do Dados Experimentais no Mapa de Fluxo Obtido para Ar-Água, $\theta=55^\circ$	62
16	Localização do Dados Experimentais no Mapa de Fluxo Obtido para Ar-Água, $\theta=75^\circ$	62
17	Localização do Dados Experimentais no Mapa de Fluxo Obtido para Ar-Água, $\theta=90^\circ$	63
18	Influência da Inclinação do Tubo Sobre o Parâmetro de Distribuição, C_o^* , e a velocidade de deslizamento, V_D	66
19	Comparação Entre os Comprimentos Normalizados da Bolha Alongada, Medidos no Início e no Final da Seção de Testes	70
20	Apresentação do Dados do Presente Trabalho e de Johnson & Cooper[1993] , Segundo à Formulação de Zuber & Findlay[1965]	73

Figura(s)

21	Comparação Entre os Fluidos Utilizados Neste Trabalho e por Johnson & Cooper[1993]	75
22	Modelo Simplificado para o Escoamento Pistonado	78
23	Dados Experimentais de Andrade [1995]	79
24 a 29	Influência da Inclinação do Tubo Sobre a Velocidade de Interface	84 a 87
30 e 31	Comparação Entre as Frações de Líquido Encontradas para as Misturas Investigadas e a Correlação de Beggs & Brill[1973]	89 e 90
32 e 33	Razão Entre os Valores de ν_s Encontrados para Ambas as Misturas Investigadas, Posições Horizontal e Vertical, Respectivamente	93 e 94
34 e 35	Comparação Entre os Valores de ν_s Encontrados para Ambas as Misturas Investigadas	94 e 95
36	Detalhe do Sistema de Mistura Bifásica	99
37	Sistema de Mistura Bifásica Sugerido por Jonhson & White[1993]	100

NOMENCLATURA

<u>Ítem</u>	<u>Descrição</u>	<u>Unidade (SI)</u>
A	área da seção transversal da tubulação	m ²
C _o *	parâmetro de correção (Eq. 12)	
C _o	parâmetro de distribuição (Eq. 14)	
D	diâmetro do tubo	m
Eö	número de Eötvös = $D^2 g \Delta \rho / \sigma$	
F _r	número de Froude = $V_{gj} / [g D (\Delta \rho / \rho_l)]^{0,5}$	
V	velocidade média	m/s
V _{gj}	velocidade de deslizamento local (Equação [20])	m/s
V _∞	velocidade terminal de uma bolha isolada em um meio infinito (Equações [1], [2] e [7])	m/s
V _D	velocidade terminal de uma bolha isolada em um meio finito (Equação [13])	m/s
g	aceleração da gravidade	m/s ²
h	espessura do filme de líquido	m
L	comprimento	m
j	velocidade superficial da mistura	m/s
j _g	velocidade superficial do gás	m/s
j _l	velocidade superficial do líquido	m/s

M	número de Morton= $g\mu_l^4/\rho_l\sigma^3$	
n	constante	
N_{ar}	número de Arquimedes= $\sigma^{1.5}\rho_l/[\mu_l^2(g\Delta\rho)^{0.5}]$	
N_f	número do inverso da viscosidade= $[(D^3g\Delta\rho\rho_l)^{0.5}]/\mu_l$	
P	pressão	Pa
Q	vazão volumétrica	m ³ /s
R	raio do tubo	m
Re	número de Reynolds= $\rho VD/\mu$	
W	vazão mássica	kg/s
$\langle x \rangle$	$(\int x dA)/A$	
$\langle\langle x \rangle\rangle$	$\langle \alpha x \rangle / \langle \alpha \rangle$	

Letras Gregas

α	fração de vazio	
β	inclinação da tubulação com relação à vertical	grau
γ	densidade	
δ	raio de curvatura	m
θ	inclinação da tubulação com relação à horizontal	grau
μ	viscosidade	kg/(m.s)
ρ	massa específica	kg/m ³
Σ	$4\sigma/[gD^2\Delta\rho]$	
σ	tensão superficial	N/m
ν_s	frequência dominante de ocorrência do pistão de líquido	Hz
τ	tensão cisalhante	Pa

τ_y	limite de escoamento	Pa
----------	----------------------	----

Subscrito

BT	bolha de Taylor
c	linha de centro da tubulação
crit	crítica
ef	efetiva
f	valores medidos com as sondas de condutividade posicionadas no final da Seção de Testes
g	gás
h	horizontal; hidráulico
i	valores medidos com as sondas de condutividade posicionadas no início da Seção de Testes.
l	líquido
p	plástica
PL	pistão de líquido
max	máximo
v	vertical
w	parede da tubulação
0	relativo ao nariz da bolha (Fig. 3)
1	relativo a um ponto no líquido afastado do nariz da bolha (Fig. 3)
2	relativo ao filme de líquido (Fig. 3)

Sobrescrito

'	Grandeza adimensional
---	-----------------------

RESUMO

O presente trabalho apresenta os resultados de uma investigação experimental realizada para avaliar a influência de um meio não-newtoniano e da inclinação da tubulação sobre a velocidade de ascensão de bolhas alongadas.

O aparato experimental consiste de um tubo de acrílico transparente de 9,44 m, com diâmetro interno de 77,2 mm, que pode se fixado em qualquer inclinação entre as posições horizontal e vertical. Foram utilizadas válvulas de fechamento rápido para a medição da fração de vazio volumétrica, e sondas de condutividade elétrica para a determinação da velocidade e comprimento das bolhas alongadas.

Foram realizados 622 testes, tendo ar como a fase gasosa e uma solução de goma xantana como o fluido de perfuração com comportamento não-newtoniano, para diversas inclinações do tubo. Adicionalmente, foram realizados 619 testes com a mistura ar-água. Os resultados experimentais foram comparados com trabalhos já publicados.

ABSTRACT

This work shows the results of an experimental investigation carried out to evaluate the influence of a non-Newtonian medium and pipe inclination on the rise velocity of elongated bubbles.

The experimental apparatus consists of a 9.44 m long transparent pipe with 77.2 mm inside diameter that can be set at any inclination from vertical to horizontal. It contains ball valves that allows measurements of volumetric void fractions, and electrical conductivity probes for length and velocity determination of elongated bubbles.

For several pipe inclinations, 622 tests were run using air, as the gas phase, and Xanthum Gum solution, as the drilling fluid with non-Newtonian behavior. Additional 619 tests were run for air-water mixture. The experimental results were compared with previous works.

INTRODUÇÃO

Durante as operações de perfuração de poços de petróleo, existe sempre a possibilidade de que ocorra um influxo indesejável de gás da formação para o poço. Nesse caso, é usual dizermos que ocorreu um "kick" de gás. A razão básica para este influxo é a presença de uma formação com pressão de poros superior à pressão exercida pelo fluido de perfuração. Uma vez que esse fenômeno ocorra, será necessário expulsar o fluido invasor e evitar novas invasões. Caso os procedimentos utilizados não sejam bem sucedidos, ficando o poço fora de controle, ou seja, em "blowout", coloca-se em risco o pessoal da sonda e a própria sonda, além de provocar sérios danos ao meio-ambiente, principalmente durante as operações ao mar. Um conhecimento detalhado do escoamento bifásico que se estabelece durante o processo de expulsão do gás é de suma importância para o sucesso dessa operação.

O regime de escoamento que ocorre durante a circulação de um "kick" de gás é geralmente intermitente, predominando o escoamento pistonado ("slug flow"). O escoamento pistonado, ou "em golfadas", é caracterizado pela presença de grandes bolhas de gás, de aspecto cilíndrico e diâmetro próximo ao da tubulação (**bolhas de Taylor**), existindo um filme de líquido entre essas bolhas e a parede do duto. Entre duas bolhas de

Taylor consecutivas, observa-se a existência de pistões de líquido com bolhas de gás dispersas. Um caso particular do regime intermitente é o escoamento em bolhas alongadas. Nesse caso, os pistões de líquido estão livres de bolhas dispersas.

Em situações onde há altas vazões de gás, especialmente em fluxos ascendentes verticais e para pequenas inclinações a partir da direção vertical, uma elevada concentração de gás se desenvolve atrás da bolha de Taylor. Essa é uma região de mistura do filme de líquido, que flui na periferia da bolha de Taylor, com a massa que flui no pistão de líquido. Assim, a identificação de bolhas alongadas em fluxos ascendentes pode ser ambígua. Devido a essa dificuldade, normalmente se considera a existência do escoamento em bolhas alongadas somente para o fluxo horizontal, ou para fluxos com pequenas inclinações relativas à posição horizontal.

Na literatura estão disponíveis diversos modelos que podem ser utilizados para prever as características hidrodinâmicas do escoamento bifásico que se estabelecem no poço, durante o processo de expulsão do gás (**Fernandes et alii[1983]**, **Rembrand & Orell[1986]**, **Lage[1990]**, dentre outros). Todos esses modelos necessitam, para o seu fechamento, de equações constitutivas para o movimento relativo entre as fases.

Para o caso das modelagens de influxo de gás durante as operações de perfuração, normalmente se recorre a equações constitutivas típicas para fluidos newtonianos, enquanto que os fluidos de perfuração são normalmente não-newtonianos. Dessa forma, fica comprometida a confiabilidade destes modelos por falta de dados experimentais e correlações apropriadas. Isto foi mostrado por **Johnson & White[1991]** que, com um trabalho experimental utilizando ar-água e ar-solução aquosa de goma xantana, em um tubo vertical de 200mm de diâmetro interno e 12m de comprimento, simularam as condições de fluxo normalmente encontradas durante as operações de perfuração e observaram que o gás

migrava mais rapidamente na solução aquosa de goma xantana do que em água. A goma xantana é um polímero cuja solução aquosa tem características reológicas semelhantes às de um fluido de perfuração. Admitindo-se que esses resultados também ocorram para uma geometria anular, especula-se que os modelos de influxo ("kick") que não incorporarem essas observações poderão prever com atraso a chegada do gás na superfície.

O efeito do ângulo de inclinação sobre o movimento relativo de bolhas é outro ponto que tem merecido interesse, dada sua aplicação na simulação de poços direcionais.

Muitos dos trabalhos relacionados ao escoamento intermitente e, em especial, ao movimento das bolhas de Taylor são dedicados a tubos verticais (**Davies & Taylor[1950]**, **White & Beardmore[1962]**, **Nickens & Yannitell[1987]**, **Bendiksen[1985]**). As conclusões obtidas a partir desses trabalhos, normalmente, não podem ser aplicadas diretamente a tubos inclinados e horizontais, uma vez que a velocidade da bolha tende a sofrer significantes alterações com a inclinação da tubulação. No escoamento vertical, a distribuição das bolhas é normalmente simétrica em relação à linha de centro da tubulação. Já nos escoamentos horizontais e inclinados, o empuxo leva as bolhas para a parte superior do tubo, situando-as assimetricamente em relação ao campo de velocidade do líquido, o que altera a dinâmica do escoamento.

Na literatura, cita-se que a velocidade de uma bolha alongada, isolada, aumenta até um valor máximo, à medida que o ângulo de inclinação varia da posição vertical até um ângulo de aproximadamente 45°. Aumentando-se ainda mais a inclinação, ocorre um decréscimo desta velocidade (**Zukoski[1966]**). **Bendiksen[1984]**, a partir de dados experimentais, apresentou uma correlação para modelar esse efeito. Posteriormente, **Weber & Alarie[1986]**, baseados em seus dados experimentais, sugeriram uma modificação para a expressão original de **Bendiksen[1984]**. Ainda com o propósito de modelar esse mesmo

efeito, **Alves[1991]** apresentou um modelo mecanicista, que é uma extensão da análise de **Benjamin[1965]** sobre o movimento horizontal de bolhas. Este modelo considera a tensão superficial mas despreza os efeitos viscosos. A fim de validar o seu modelo, **Alves[1991]** realizou experimentos com ar e querosene, para dois volumes de bolha: 700ml e 1180ml.

Do exposto, podemos concluir que a maioria dos trabalhos sobre o movimento de bolhas são dedicados a fluidos newtonianos. Ademais, uma parte significativa desses trabalhos experimentais utiliza a água como a fase líquida da mistura bifásica. Também fica evidente que, mesmo para o caso de fluidos newtonianos, poucos trabalhos se propõem a pesquisar os efeitos atribuídos à inclinação da tubulação. Portanto, é de grande importância o desenvolvimento de trabalhos teóricos e experimentais mais elaborados para investigar, com maior clareza, os efeitos da inclinação da tubulação e das características reológicas do líquido da mistura. A proposta deste trabalho experimental se insere justamente nesta lacuna.

Através da coleta de dados experimentais relacionados ao movimento das bolhas de Taylor em fluidos não-newtonianos em um tubo circular, com variação de inclinação, buscar-se-á generalizar efeitos das propriedades dos fluidos e da inclinação na caracterização do movimento relativo destas bolhas. Para tanto, serão realizados ensaios com as misturas bifásicas ar-água e ar-solução aquosa de goma xantana, variando-se a inclinação da tubulação, desde a posição horizontal (0°) até a posição vertical (90°). Serão utilizadas válvulas de fechamento rápido e simultâneo para medições da fração de vazio volumétrica. Com a utilização de sondas de condutividade elétrica será possível medir a frequência de ocorrência e o comprimento médio dos pistões de líquido, além da velocidade de translação e comprimento médio das bolhas de Taylor.

CAPÍTULO II

Revisão Bibliográfica

Este capítulo é dividido em quatro partes. A primeira parte trata do movimento de bolhas alongadas de gás em líquido. São discutidos os efeitos associados à restrição do meio e às propriedades dos fluidos. São abordadas as situações em que a fase líquida tem vazão média nula e não nula.

A segunda parte introduz o Modelo de Deslizamento de **Zuber & Findlay[1965]**, que propôs, pela primeira vez, a análise combinada dos efeitos da não-uniformidade da distribuição de velocidade e concentração no movimento relativo entre as fases.

A terceira parte apresenta diversas proposições publicadas na literatura, que buscam a generalização do parâmetro de correção (C_o^*) e do parâmetro de distribuição (C_o), além da velocidade de deslizamento, propostos na modelagem de **Nicklin et alii[1962]** e no Modelo de Deslizamento ("Drift Flux Model").

Na última parte são comentados os trabalhos experimentais de **Nakagawa[1990]**,

Johnson & White[1991] e **Johnson & Cooper[1993]**, em cujos experimentos foram utilizados líquidos não-newtonianos.

2.1 Movimento de Bolhas Alongadas de Gás em Líquido:

Conforme mencionado na introdução, o regime pistonado é o tipo de escoamento que predomina durante a circulação de um "kick" de gás. É caracterizado pelo fato de que a maior parte do gás disperso no líquido constitui longas bolhas (bolhas de Taylor). Portanto, entender o movimento dessas bolhas é de crucial importância quando se deseja modelar esse tipo de escoamento.

2.1.1 Movimento de uma Bolha Alongada de Gás em Líquido em Repouso:

a) **Movimento Vertical de Uma Bolha Alongada:** A ascensão de uma bolha através de um líquido mais denso em repouso é governada pela interação entre as forças de empuxo, gravitacional e outras forças que atuam na bolha como resultado de sua forma e movimento. Se a viscosidade do gás na bolha é desprezível, as outras três forças a serem consideradas são aquelas resultantes da inércia do líquido, da viscosidade deste e da tensão superficial. O balanço entre essas forças envolve três grupos adimensionais básicos, que são:

$$\frac{\rho_l V_\infty^2}{Dg(\rho_l - \rho_g)} \quad (1)$$

$$\frac{V_\infty \mu_l^2}{D^2 g(\rho_l - \rho_g)} \quad (2)$$

$$\frac{\sigma}{D^2 g(\rho_l - \rho_g)} \quad (3)$$

A solução para este problema é então uma função desses três parâmetros. As soluções mais simples são obtidas quando somente um grupo adimensional governa o movimento. Estes casos limites são discutidos por Wallis[1969]:

- **Efeitos da Viscosidade Dominante:** Ocorre quando $Eö > 100$ e $N_f < 2$, onde $Eö$ é o número de Eötvös e N_f é o número do inverso da viscosidade, e são dados respectivamente por:

$$Eö = \frac{D^2 g(\rho_l - \rho_g)}{\sigma} \quad (4)$$

$$N_f = \frac{[D^3 g(\rho_l - \rho_g) \rho_l]^{\frac{1}{2}}}{\mu_l} \quad (5)$$

- **Efeitos da Tensão Superficial Dominante:** Neste caso, a bolha não se deslocaria.

A interface estática assumiria uma forma particular tal que as forças hidrostáticas seriam completamente balanceadas pelas forças de superfície. Para escoamentos em tubulações verticais, este caso ocorreria quando $E\delta=3,37$ e $N_f^2=6,2N_{AR}$, onde N_{AR} é o número de **Arquimedes**, o qual depende somente das propriedades dos fluidos e da aceleração da gravidade, e é dado por:

$$N_{AR} = \frac{\sigma^{\frac{3}{2}} \rho_l}{\mu_l^2 [g(\rho_l - \rho_g)]^{\frac{1}{2}}} \quad (6)$$

- **Efeitos de Inércia Dominante:** $N_f > 300$ e $E\delta > 100$.

Neste caso, a velocidade terminal de ascensão da bolha em um meio infinito, V_∞ , é obtida do grupo adimensional definido por (1). Assim,

$$\frac{V_\infty}{\sqrt{\frac{gD\Delta\rho}{\rho_l}}} = C_1 \quad (7)$$

onde C_1 é uma constante. Observe que, na Equação (7), admite-se que o movimento da bolha ocorre num meio infinito, enquanto que, em termos práticos, os meios são geralmente restritos.

Uma solução analítica aproximada deste problema, para o caso de um duto circular, e portanto um meio restrito, foi obtida por **Davies & Taylor[1950]**, utilizando a teoria do escoamento potencial. Os autores estimaram o valor de C_1 como sendo 0,328. Posteriormente, **White & Beardmore[1962]**, através de uma série de experimentos, obtiveram o valor de 0,345, sendo este o valor mais aceito na literatura.

b) Movimento de Bolhas Alongadas de Gás em Tubulações Inclinadas: Este assunto foi estudado por diversos autores (Zukoski[1966], Weber et alii[1986], Couët et alii[1987], Alves[1991], dentre outros). O efeito da inclinação da tubulação é complexo devido às mudanças na geometria da bolha. Se θ é o ângulo que a tubulação faz com a posição horizontal, quando $\theta < 30^\circ$, o tubo passa a ser "molhado" pelo gás. Nesse caso, o ângulo que o nariz da bolha faz com a parede do tubo é um ângulo agudo; se $\theta > 40^\circ$, esse ângulo é obtuso. Para valores elevados de $Eö$, a velocidade é máxima para um ângulo de inclinação em torno de 35° , correspondendo a aproximadamente um ângulo reto entre a bolha e a parede do tubo. Assim, observa-se que a forma da bolha e os perímetros molhados das duas fases são determinados pela inclinação do escoamento.

Bendiksen[1984] sugeriu uma correlação para a velocidade de bolhas alongadas em tubos inclinados ($\theta > 0^\circ$), que consiste de uma ponderação entre os resultados obtidos para os escoamentos vertical e horizontal:

$$F_r = Fr_h \cos \theta + Fr_v \sin \theta \quad (8)$$

onde **Fr** é o **número de Froude**, $V_{gj}/[gD(\rho_l - \rho_g)/\rho_l]^{0.5}$. Os subscritos "h" e "v" denotam as orientações horizontal e vertical, respectivamente. Fr_h refere-se então a escoamentos horizontais, e Fr_v a escoamentos verticais.

Foi mostrado pelo autor que a expressão acima correlacionava muito bem os dados de Zukoski[1966] e os seus próprios dados, quando $Eö \geq 100$ e para $M \sim 10^{-11}$, onde **M** é o **número de Morton**, $g\mu_l^4/\rho_l\sigma^3$.

Weber & Alarie[1986] compararam a Equação (8) com seus dados experimentais e

observaram que se cometia um erro em torno de 15% no valor predito para Fr , quando $Fr_h \geq Fr_v$. Isto corresponde a $Eö \geq 50$, para líquidos com $M \leq 10^{-10}$. Para grandes valores de M , foi mostrado que a equação (8) era satisfatória somente a grandes $Eö$. A partir dessas observações, os autores propuseram a seguinte modificação para a equação original de **Bendiksen[1984]**:

$$Fr = Fr_h \cos \theta + Fr_v \sin \theta + Q \quad (9)$$

onde $Q=0$ para $\Delta Fr = Fr_v - Fr_h < 0$. Para $\Delta Fr > 0$, Q é dado por:

$$Q = 1,37 (\Delta Fr)^{\frac{2}{3}} \sin \theta (1 - \sin \theta) \quad (10)$$

Outro trabalho que também investigou o efeito da inclinação sobre a velocidade de ascensão de uma bolha alongada foi **Couët et alii[1987]**. Além do efeito da inclinação, eles consideraram a influência da geometria da tubulação (anular e circular) e sugeriram a seguinte expressão:

$$Fr = 0,345 \left[1 + \frac{(\sqrt{2}-1)}{\pi} 2\beta + \frac{\sin(2\beta)}{2} \right] \left[\frac{1 + \frac{r}{\pi}}{1 + \frac{\sqrt{2} r \sin \beta}{\pi}} \right] \quad (11)$$

onde β é o ângulo que a tubulação faz com relação à posição vertical e $r=R_1/R_2$, sendo R_1 e R_2 os raios dos cilindros internos e externos, respectivamente, que formam a seção anular concêntrica. Ao se aplicar esta expressão para um tubo, faz-se $r=0$.

A partir dos seus experimentos com água e ar, os autores observaram que para $\beta < 45^\circ$ a velocidade da bolha era maior na seção anular concêntrica do que no tubo, enquanto que para $\beta > 45^\circ$ ocorria o inverso. Esse comportamento da velocidade da bolha com a mudança de

geometria foi incorporada à Equação(11).

Outros trabalhos relacionados à influência da inclinação sobre a velocidade de deslizamento serão apresentados na Seção 2.3.

2.1.2 Movimento de Bolhas Alongadas de Gás em Líquido em Movimento:

Nicklin et alii[1962], com base no trabalho de **Davies & Taylor[1950]**, realizaram experimentos com água e ar em um tubo vertical e encontraram que, para o número de Reynolds na faixa de $(8-50) \times 10^3$, a velocidade de uma bolha de Taylor isolada poderia ser correlacionada por:

$$V_{bt} = C_o^* V_l + 0,35 \sqrt{\frac{g D \Delta \rho}{\rho_l}} \quad (12)$$

onde V_l é a velocidade média da fase líquida e C_o^* é um parâmetro de correção, que foi determinado como sendo igual a 1,2.

Nicklin et alii[1962] interpretaram esse resultado estabelecendo que a velocidade da bolha de Taylor resultaria da soma da velocidade do líquido no centro do tubo, acima da bolha, com a velocidade de ascensão da bolha em um líquido estacionário. Essa conclusão foi obtida observando-se que o fator 1,2 está próximo da razão entre as velocidades máxima e média para um fluxo turbulento, que é de 1,22, admitindo-se um perfil de velocidades dado por $V/V_{\max} = (1 - r/R)^{1/7}$, onde R é o raio do tubo e $V_{\max}$ é a velocidade máxima do líquido no centro do tubo.

Para o caso do escoamento em golfadas, **Nicklin et alii[1962]** calcularam a velocidade

média do líquido entre duas bolhas de Taylor consecutivas utilizando a equação da continuidade. Admitiram as bolhas sem expansão e desprezaram as pequenas bolhas presentes nos pistões de líquido. Encontraram que essa velocidade deveria ser $(Q_l + Q_g)/A$, onde Q_l e Q_g são as vazões de entrada de gás e líquido, respectivamente, e A é a área do tubo. A partir desse resultado e da Equação (12), foi proposta a seguinte expressão para o escoamento em golfadas:

$$V_{bt} = 1,2 \left(\frac{Q_g + Q_l}{A} \right) + 0,35 \sqrt{\frac{gD\Delta\rho}{\rho_l}} \quad (13)$$

2.2 Modelo de Deslizamento de ZUBER & FINDLAY[1965]:

A análise feita por **Zuber & Findlay[1965]** para um escoamento bifásico, contemplando os efeitos da não-uniformidade das distribuições de velocidade e de concentração das fases, chegou à seguinte expressão, que relaciona parâmetros operacionais ao movimento relativo:

$$\frac{\langle j_g \rangle}{\langle \alpha \rangle} = C_o \langle j \rangle + \langle \langle V_{gj} \rangle \rangle \quad (14)$$

Os símbolos $\langle \rangle$ e $\langle \langle \rangle \rangle$ representam valores médios na seção transversal, simples e ponderados, respectivamente.

O parâmetro de distribuição C_o e a velocidade de deslizamento média na seção transversal, ponderada pela fração de vazio, $\langle \langle V_{gj} \rangle \rangle$, são definidos por:

$$C_o = \frac{\langle \alpha j \rangle}{\langle \alpha \rangle \langle j \rangle} = \frac{\frac{1}{A} \int_A \alpha j dA}{\left[\frac{1}{A} \int_A \alpha dA \right] \left[\frac{1}{A} \int_A j dA \right]} \quad (15)$$

$$\langle \langle V_{gj} \rangle \rangle = \frac{\langle \alpha V_{gj} \rangle}{\langle \alpha \rangle} \quad (16)$$

sendo j_l , j_g e j as velocidades superficiais locais do líquido, do gás e da mistura, respectivamente. A fração de vazio, α , é uma média temporal da função densidade de fase, significando uma probabilidade de ocorrência do gás num certo ponto do escoamento. V_{gj} é a velocidade de deslizamento local.

Os valores médios das velocidades superficiais são:

$$\langle j_l \rangle = \frac{Q_l}{A} \quad (17)$$

$$\langle j_g \rangle = \frac{Q_g}{A} \quad (18)$$

$$\langle j \rangle = \frac{Q_l + Q_g}{A} \quad (19)$$

A velocidade de deslizamento local é dada por

$$V_{gj} = V_g - j \quad (20)$$

onde V_g é a velocidade local do gás.

A Equação (14) explicita os efeitos de não-uniformidade das velocidades e dos perfis de concentração no parâmetro de distribuição C_o . O movimento relativo entre as fases está expresso em $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$, a velocidade de deslizamento.

Zuber & Findlay[1965] postularam que, se C_o e $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$ são constantes para um dado padrão de escoamento, então o gráfico de $\langle j_g \rangle / \langle \alpha \rangle$ versus $\langle j \rangle$, tendo $\langle j_l \rangle$ como parâmetro, é uma função linear de $\langle j \rangle$. Assim, medindo-se $\langle j_l \rangle$, $\langle j_g \rangle$ e $\langle \alpha \rangle$, podem ser obtidos os valores de C_o e $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$ por regressão linear. Os autores obtiveram valores de C_o e $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$ para diferentes regimes de fluxo, incluindo os regimes pistonados e anular.

Nesse mesmo trabalho, os autores assumiram um fluxo axialmente simétrico através de um duto circular vertical, e perfis de velocidade e concentração dados por:

$$\frac{j}{j_c} = 1 - \left(\frac{r}{R} \right)^m \quad (21)$$

$$\frac{\alpha - \alpha_w}{\alpha_c - \alpha_w} = 1 - \left(\frac{r}{R} \right)^n \quad (22)$$

com os índices "c" e "w" denotando as posições **no centro** e **na parede** do tubo, respectivamente. Substituíram estes perfis na Equação (15), obtendo as seguintes expressões para o parâmetro de distribuição C_o :

$$C_o = 1 + \frac{2}{m+n+2} \left(1 - \frac{\alpha_w}{\langle \alpha \rangle} \right) \quad (23)$$

quando expresso em termos da concentração volumétrica α_w na parede da tubulação, ou

$$C_o = \frac{m+2}{m+n+2} \left(1 + \frac{\alpha_c}{\langle \alpha \rangle} \frac{n}{m+2} \right) \quad (24)$$

quando expresso em termos da concentração volumétrica α_c na linha de centro da tubulação, com $\langle \alpha \rangle$ dado por :

$$\langle \alpha \rangle = \frac{n\alpha_c + 2\alpha_w}{n+2} \quad (25)$$

Das Equações (22), (23) e (24), podemos notar que:

a) Se a concentração é uniforme ao longo da seção transversal do tubo, isto é, $\alpha_w = \alpha_c = \langle \alpha \rangle$, então $C_o = 1$.

b) Se a concentração no centro do tubo é maior do que na parede, isto é, $\alpha_c > \alpha_w$, então $C_o > 1$.

c) Se a concentração no centro do tubo for menor do que a concentração junto à parede, isto é, $\alpha_c < \alpha_w$, então $C_o < 1$.

Reescrevendo a Equação (14) em termos de $\langle \alpha \rangle$, obtemos:

$$\langle \alpha \rangle = \frac{\langle j_g \rangle}{C_o \langle j \rangle + \langle \langle V_{gj} \rangle \rangle} \quad (26)$$

A Equação (26) ilustra com clareza o postulado de **Zuber & Findlay[1965]** que afirma: *"Qualquer mudança no padrão de escoamento e, por conseguinte, mudança na distribuição das fases e na geometria da interface, afetará o valor da concentração volumétrica média, $\langle \alpha \rangle$."* Essa afirmativa está representada pelo parâmetro de distribuição C_o na Equação (26), uma vez que esse parâmetro está associado a um determinado regime de escoamento. Do exposto, pode-se concluir que qualquer análise que não considere o padrão de

escoamento não poderá prever o valor de $\langle \alpha \rangle$ com precisão.

Cabe destacar que as correlações (13) e (14) são similares na forma, mas apresentam interpretações físicas distintas para seus termos. Segundo **Nicklin et alii[1962]**, o parâmetro de correção C_o^* incorpora apenas o efeito de não-uniformidade do perfil de velocidade da mistura, enquanto que, para **Zuber & Findlay[1965]**, o parâmetro de distribuição C_o incorpora não somente este efeito, mas também o efeito de concentração das fases. Este assunto voltará a ser discutido quando se analisar os resultados experimentais.

2.3 Proposições para os Parametros C_o , $\langle V_{gj} \rangle$, C_o^* e V_D :

Questões importantes da modelagem unidimensional do escoamento bifásico estão relacionadas à formulação do movimento relativo entre as fases e do efeito de não-uniformidade de distribuição de variáveis, que são funções das condições operacionais do escoamento, das propriedades físicas das fases e do ângulo de inclinação da tubulação.

Algumas abordagens empíricas ou semi-analíticas que procuram correlacionar estes fenômenos com os números de Reynolds, Froude, Eötvös, e com a inclinação da tubulação serão vistas a seguir. Veremos que algumas dessas abordagens utilizam a teoria do escoamento potencial e, portanto, desprezam o efeito da viscosidade do líquido. Essa consideração é válida, por exemplo, quando os efeitos de inércia são dominantes, como foi discutido na Seção 1.1.1-A. Nesse caso, a viscosidade do líquido não exerce influência no movimento relativo entre as fases, mas é um fator preponderante nos efeitos de distribuição, já que é determinante no estabelecimento do perfil de velocidades do líquido.

Nesta seção, também será visto que alguns dos modelos apresentados incorporam o efeito da tensão superficial. Do trabalho de **Zukoski[1966]**, sabe-se que o efeito do aumento da tensão superficial é o de reduzir a velocidade da bolha, além de modificar a sua forma; essa redução na velocidade, por sua vez, é mais acentuada para tubos horizontais, quando comparada com tubos verticais.

Algumas das proposições a seguir foram obtidas para a condição de uma bolha alongada isolada se movendo em um líquido em repouso, onde o interesse era obter a velocidade terminal de ascensão; outras proposições foram obtidas para a condição de uma bolha isolada se movendo em um líquido em movimento, onde o interesse era calcular os efeitos de distribuição. Para ambas as situações, as grandezas calculadas são grandezas locais, e normalmente as expressões são baseadas na Equação (12) que foi obtida por **Nicklin[1962]**. Nesse caso, os autores apresentam proposições para a velocidade de ascensão da bolha em um meio finito, V_D , e para o parâmetro de correção C_o^* .

Por outro lado, quando a investigação é baseada em um fluxo bifásico, em que se tem o escoamento simultâneo de ambas as fases, o interesse não é mais em grandezas locais, mas sim nos seus valores médios. A formulação de **Zuber & Findlay[1965]** passa então a ser usada, por ser de natureza mais abrangente, aplicável inclusive para diversos regimes de fluxo. Nesse caso, as proposições apresentadas são para a velocidade de deslizamento, $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$, e para o parâmetro de distribuição C_o .

2.3.1 Proposição de Ishii[1977] para C_o :

Esta proposição contempla apenas o escoamento vertical em bolhas, mas a sua citação torna-se importante pelo tipo de abordagem empregada.

Ishii[1977] propôs que C_o fosse uma função da razão de densidades ρ_g/ρ_l e do número de Reynolds baseado nas propriedades do líquido, WD_h/μ_l , onde W , D_h e μ_l são a vazão mássica total, o diâmetro hidráulico e a viscosidade do líquido, respectivamente. Portanto, $C_o = C_o(\rho_g/\rho_l, WD_h/\mu_l)$.

O autor postulou que, a partir do perfil de um fluxo monofásico turbulento e da razão entre as velocidades máxima e média, obter-se-ia um valor teórico limite para C_o , ou seja, quando $\alpha \rightarrow 0$ e $(\rho_g/\rho_l) \rightarrow 0$, desde que, à medida que o escoamento tendesse para esse caso limite, todas as bolhas deveriam concentrar-se na região central da tubulação. Assim, baseado em dados experimentais que forneciam a razão entre as velocidades máxima e média, com $\alpha \rightarrow 0$ e $(\rho_g/\rho_l) \rightarrow 0$, para o caso de um tubo circular, **Ishii[1977]** obteve a seguinte expressão :

$$C_{\infty} = \lim \frac{\langle \alpha j \rangle}{\langle \alpha \rangle \langle j \rangle} = \frac{\langle \alpha \rangle j_o}{\langle \alpha \rangle \langle j \rangle} = 1,393 - 0,0155 \ln \left(\frac{WD_h}{\mu_l} \right) \quad (28)$$

onde C_{∞} é o valor limite para C_o e j_o é a velocidade superficial total na linha de centro da tubulação.

Por outro lado, à medida que a razão entre as densidades se aproximasse da unidade, o parâmetro de distribuição C_o deveria também tornar-se unitário. Assim, $C_o \rightarrow 1$ quando $(\rho_g/\rho_l) \rightarrow 1$.

Com base nesses limites e em vários dados experimentais para um escoamento vertical

em bolhas completamente desenvolvido, foi sugerido que o parâmetro de distribuição C_o poderia ser dado aproximadamente por:

$$C_o = C_\infty - (C_\infty - 1) \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}} \quad (29)$$

Fisicamente, a Equação (29) modela a tendência da fase mais leve de migrar para uma região de velocidades mais altas, resultando assim numa maior concentração de vazios na região central da tubulação.

Sobre uma grande faixa do número de Reynolds, WD_h/μ_l , **Ishii[1977]** verificou através de dados experimentais que a Equação (28) poderia ser aproximada por $C_\infty \approx 1,2$, para fluxos turbulentos em tubos circulares, e $C_\infty = 1,35$, para fluxos turbulentos em canais retangulares.

Para geometria circular, a Equação (29) torna-se :

$$C_o \approx 1,2 - 0,2 \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}} \quad (30)$$

E para canais retangulares, a Equação (29) torna-se:

$$C_o \approx 1,35 - 0,35 \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}} \quad (31)$$

Para o caso do escoamento pistonado vertical, o autor sugere para C_o o valor de 1,2, obtido de experimentos.

2.3.2 Proposições de Bendiksen [1985] para C_o^* e V_D :

Bendiksen[1985], a partir da teoria de fluxo potencial aplicada ao movimento de grandes bolhas em tubos verticais, considerando ainda os efeitos da tensão superficial, propôs as seguintes correlações para expressar a não-uniformidade da distribuição da velocidade do líquido (C_o^*), e a velocidade terminal de ascensão, V_D :

a) Líquido em Escoamento Laminar:

$$C_o^* = 2,29 \left[1 - 5 \Sigma \left(1 - \exp \left(\frac{-0,05}{\Sigma} \right) \right) \right] \quad (32)$$

onde Σ é dado por $4\sigma/[g(\rho_l - \rho_g)D^2]$. A Equação (30) foi recomendada por **Bendiksen[1984]** para $\Sigma < 0,1$.

Nicklin et alii[1962] encontraram valores para C_o^* na faixa de 1,80 a 1,95 para $\Sigma = 0,046$, a partir de dados experimentais. Esse resultado é previsto pela Equação (32), em que se obtém o valor de $C_o^* = 1,94$.

b) Líquido em Escoamento Turbulento :

$$C_o^* = \frac{\log Re_l + 0,309}{\log Re_l - 0,743} \left[1 - \frac{\Sigma}{2} \left(3 - \exp \left(\frac{-0,1}{\Sigma} \right) \log Re_l \right) \right] \quad (33)$$

onde $Re_l = \rho_l V_l D / \mu_l$ e $\Sigma < 0,1$.

As Equações (32) e (33) confirmam os experimentos de **Nicklin[1962]**, que mostraram que a velocidade de ascensão da bolha é maior em fluxo laminar do que em fluxo turbulento. Observa-se, ainda, que a velocidade da bolha também varia com a tensão superficial, desde que para os dois regimes estudados C_o^* diminuiu com o aumento de Σ .

Para a velocidade de ascensão da bolha foi proposta a seguinte expressão:

$$V_D = \frac{0,486}{\sqrt{2}} \sqrt{1 + 5(1 - 1,7 \Sigma) \Sigma} \left(\frac{1 - 0,96 \exp\left(\frac{-0,066}{\Sigma}\right)}{1 - 0,52 \exp\left(\frac{-0,066}{\Sigma}\right)} \sqrt{g D} \right) \quad (34)$$

2.3.3 Correlações da "Electric Power Research Institute[1985]"

para C_o e $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$:

Para os casos de escoamentos bifásicos verticais ascendente e descendente de água e vapor, foram desenvolvidas empiricamente correlações para o parâmetro de distribuição, C_o , e para a velocidade de deslizamento, $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$. Para a utilização dessas correlações específicas, não há a necessidade de se conhecer o padrão de escoamento. Elas foram testadas para diversas situações encontradas em centrais nucleares, tais como altas pressões e altas vazões, altas pressões e baixas vazões, baixas pressões e baixas vazões, e tubulações com grandes diâmetros internos (18 polegadas). A previsão dessas correlações para todos os testes realizados foi bastante satisfatória.

A correlação para C_o é dada por:

$$C_o = \frac{L(\alpha, P)}{K_o + (1 - K_o) \alpha^r} \quad (35)$$

$$L(\alpha, P) = \frac{1 - \exp(-C_1 \alpha)}{1 - \exp(-C_1)} \quad (36)$$

$$C_1 = \frac{4P_{crit}^2}{P(P_{crit} - P)} \quad (37)$$

onde: P, P_{crit} = Pressões absoluta e crítica, respectivamente, em psia.

$$K_o = B_1 + (1 - B_1) \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0,25} \quad (38)$$

$$B_1 = \min(0,8, A_1) \quad (39)$$

$$A_1 = \frac{1}{1 + \exp\left(-\frac{Re}{60.000}\right)} \quad (40)$$

$$Re = Re_g \text{ se } Re_g > Re_l \text{ ou } Re_g < 0 \quad (41)$$

$$Re = Re_l \text{ se } Re_g \leq Re_l \quad (42)$$

$$Re_l = \frac{W_l D_h}{A \mu_l} \quad (43)$$

$$Re_g = \frac{W_g D_h}{A \mu_g} \quad (44)$$

$$r = \frac{1 + 1,57 \frac{\rho_g}{\rho_l}}{1 - B_1} \quad (45)$$

onde:

ρ_g, ρ_l = massas específicas do vapor saturado e do líquido, respectivamente, em lbm/ft^3 .

W_g, W_l = vazões mássicas do vapor e do líquido, respectivamente, em lbm/s .

μ_g, μ_l = viscosidades do vapor e do líquido, respectivamente, em lbm/(ft.s) .

A = área do fluxo, em ft^2 .

D_h = diâmetro hidráulico, em ft .

A velocidade de deslizamento, $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$, é dada por:

$$\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle = 1,41 \left[\frac{(\rho_l - \rho_g) \sigma g g_c}{\rho_l^2} \right]^{K_1} (1 - \alpha)^{K_1} C_2 C_3 C_4 \quad (46)$$

$$K_1 = B_1 \text{ se } Re_g \geq 0 \text{ ou } 0,5 \text{ se } Re_g < 0 \quad (47)$$

$$C_2 = 1 \text{ se } C_5 \geq 1 \text{ ou } \frac{1}{1 - \text{EXP}(-C_6)} \text{ se } C_5 < 1 \quad (48)$$

$$C_5 = \sqrt{150 \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)} \quad (49)$$

onde:

σ = tensão superficial, em lbf/ft.

$$C_6 = \frac{C_5}{1 - C_5} \quad (50)$$

$$C_3 = \max \left[\frac{1}{2}, 2 \exp \left(-\frac{Re_1}{60.000} \right) \right] \text{ se } Re_1 \geq 0 \quad (51)$$

$$C_3 = \min \left[10, 2 \exp \left(-\frac{Re_1}{140.000} \left(\frac{D_1}{D_h} \right)^{2,25} \right)^{0,3} \right] \text{ se } Re_1 < 0 \quad (52)$$

$$C_4 = 1 \text{ se } C_7 \geq 1 \text{ ou } \frac{1}{1 - \exp(-C_6)} \text{ se } C_7 < 1 \quad (53)$$

$$C_7 = \left(\frac{D_2}{D_h} \right)^{0,6} \quad (54)$$

$$C_8 = \frac{C_7}{(1 - C_7)} \quad (55)$$

onde D_1 e D_2 são diâmetros normalizados e iguais a 0,125 ft e 0,3 ft, respectivamente.

$\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$ é dado em ft/s.

Note que, nesse caso, para que se obtenham os valores de C_o e $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$, é preciso resolver o sistema de equações formado por (14), (35) e (46).

2.3.4 Proposição de Nickens & Yannitell[1987] para V_D :

Da aplicação da teoria do escoamento potencial aplicada ao movimento vertical de uma bolha alongada de gás em um tubo contendo líquido em repouso, considerando-se ainda a ação da tensão superficial, foi desenvolvida a seguinte expressão para V_D :

$$V_D = 0,361 \left(1 - \frac{14,68}{E_o} \right) \sqrt{g D} \quad (56)$$

Os autores sugeriram que fosse usado o seguinte diâmetro efetivo para o tubo, na equação acima, para estender a sua aplicação a líquidos de viscosidade moderada:

$$D_{ef} = D - 2v\delta \quad (57)$$

onde δ é a espessura do filme de líquido e v depende das propriedades do líquido, situando-se no intervalo de $0 \leq v \leq 1$. Essa correção foi introduzida para levar em consideração a diminuição do diâmetro efetivo do tubo, devido ao filme de líquido na parede do mesmo, uma vez que, na dedução da equação acima, o filme de líquido não havia sido considerado.

Todas as correlações para C_o , C_o^* e para a velocidade V_D apresentadas nesta seção se aplicam apenas a fluxos verticais. Na seção 2.1.1-B, foram apresentados três trabalhos que

investigaram o efeito do ângulo de inclinação sobre a velocidade de deslizamento (**Bendiksen[1984]**, **Weber & Alarie[1986]** e **Couët et alii[1987]**). Com relação ao efeito da inclinação sobre o parâmetro de distribuição, muito pouco tem sido publicado. Na seção a seguir, serão vistos os trabalhos de **Bendiksen[1984]** e **Alves[1991]**.

2.3.5 Proposição de Bendiksen [1984] para C_o^* :

Com o propósito de investigar a dependência de C_o^* com o ângulo de inclinação, **Bendiksen[1984]** realizou experimentos no qual se tinha o movimento de uma bolha alongada de gás em água, em um tubo de acrílico transparente com inclinação variável. Um total de 13 diferentes ângulos de inclinação, entre -30° e $+90^\circ$, foram investigados para um diâmetro interno de 2,42cm. Testes adicionais foram realizados para $\theta=0^\circ$ e $\theta=-5^\circ$, com tubos de diâmetro interno de 1,92cm e 5,0cm.

Para $\theta \geq 0^\circ$, o autor concluiu que:

a) Para baixas velocidades de líquido ($Fr_l = V_l / [gD\Delta\rho/\rho_l]^{0,5} < 3,5$), o coeficiente C_o^* mostrou-se uma complicada função do diâmetro, da velocidade do líquido e do ângulo de inclinação, assumindo valores entre 1 e 1,2 (Figura 1);

b) Para $Fr_l \geq 3,5$ e $Re_l = \rho_l V_l D / \mu_l \leq 10^5$, C_o^* é relativamente independente do ângulo de inclinação, assumindo um valor entre 1,19 e 1,2 (Figura 1).

Correlacionando seus dados experimentais, **Bendiksen[1984]** sugeriu a seguinte expressão para o parâmetro C_o^* , em função da inclinação:

$$C_o^*(\theta) = C_o^*(0^\circ) + [C_o^*(90^\circ) - C_o^*(0^\circ)] \sin^2\theta \quad (58)$$

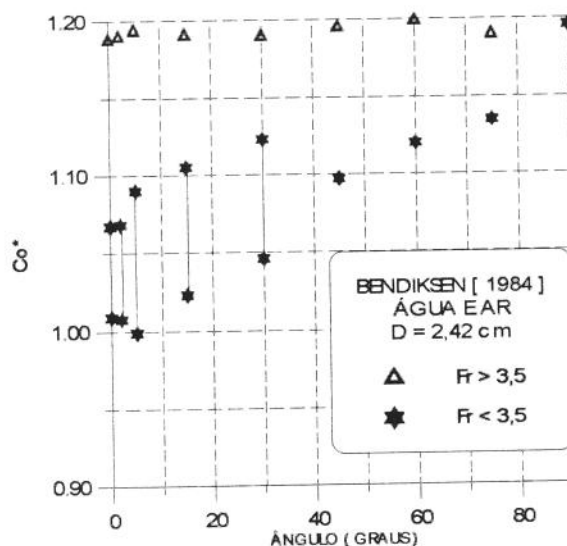


Figura 1: C_o^* versus Inclinação do Tubo (Bendiksen[1984])

2.3.6 Proposição de Alves [1991] para V_D :

Recentemente, Alves[1991] deduziu a seguinte expressão para a velocidade de uma bolha de Taylor, isolada, em tubo inclinado, admitindo líquido não viscoso, pressão na bolha constante e um perfil elíptico para o nariz da mesma (Figura 2) :

$$V_D = (1 - \xi) \sqrt{2[y' \sin\theta + (1 - h') \cos\theta] - \frac{\Sigma}{2} \left(\frac{1}{\delta'_o} - \frac{1}{\delta'_2} \right)} \sqrt{gD} \quad (59)$$

A Equação (59) é dada em termos de variáveis adimensionais dadas por: $y'=y/D$, $h'=h/D$,

$\zeta = A_2/A$, $\delta_o' = \delta_o/D$ e $\delta_2' = \delta_2/D$, sendo D , A , A_2 , h e δ o diâmetro do tubo, área do tubo, área referente ao filme de líquido, altura do filme de líquido e raio de curvatura, respectivamente.

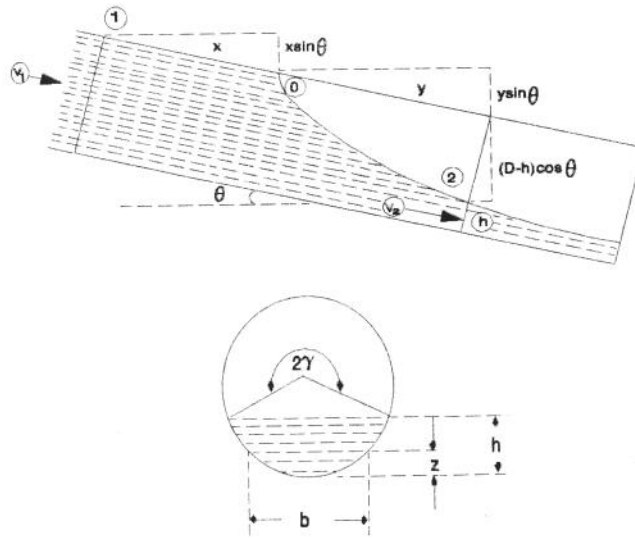


Figura 2 : Configuração Inc'inada (Alves[1991])

Observe que, para utilização da Equação (59), é necessário o conhecimento, a priori, da espessura do filme de líquido.

Para o caso vertical, Alves[1991] aplicou as mesmas premissas da situação anterior, considerando, entretanto, que o filme de líquido está agora simetricamente distribuído na periferia do tubo (Figura 3). Foi obtida a seguinte equação:

$$V_D = (1 - \xi) \sqrt{2 y' - \frac{\Sigma}{2} \left(\frac{2}{\delta_o'} - \frac{1}{\delta_{2a}'} - \frac{1}{\delta_{2b}'} \right)} \sqrt{gD} \quad (60)$$

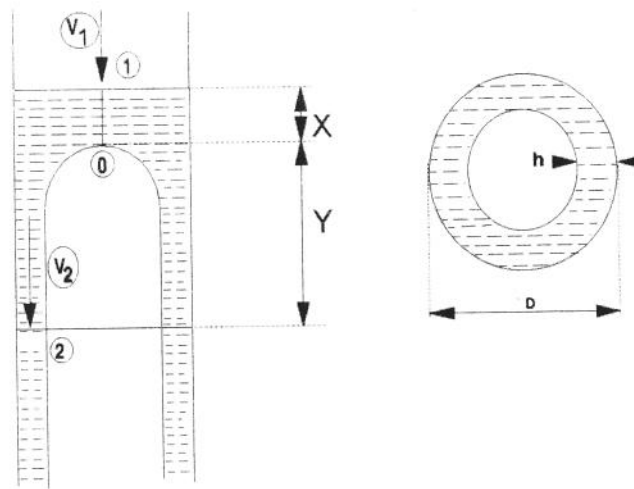


Figura 3: Configuração Vertical (Alves[1991])

Para validar seus resultados teóricos, o autor realizou testes com ar e querosene em um tubo de PVC transparente R-4000, de 15m de comprimento e um diâmetro interno de 0,051m (2 polegadas). O tubo possuía inclinação variável de 0° (horizontal) a 90° (vertical). Os experimentos foram realizados para dois volumes de bolhas: 700ml e 1180ml. Dois tipos de testes foram realizados. No primeiro conjunto de testes, a bolha se deslocava no líquido em repouso, o que permitiu determinar a velocidade de deslizamento. Posteriormente, foram feitos testes com a bolha se deslocando no líquido em movimento, a fim de que fossem determinados os parâmetros C_o^* e V_D através de regressão linear. Nesse trabalho não foi sugerido nenhum modelo para C_o^* .

A Figura (4) mostra os valores de C_o^* em função da inclinação da tubulação e uma comparação com os valores previstos pela Equação (58). No intervalo de 10° a 50° o valor de

C_o^* está em torno de 1,05, enquanto que no intervalo de 60° a 90° o valor é de 1,25. Para a transição entre 50° e 60° , C_o^* assume um valor aproximado de 1,15.

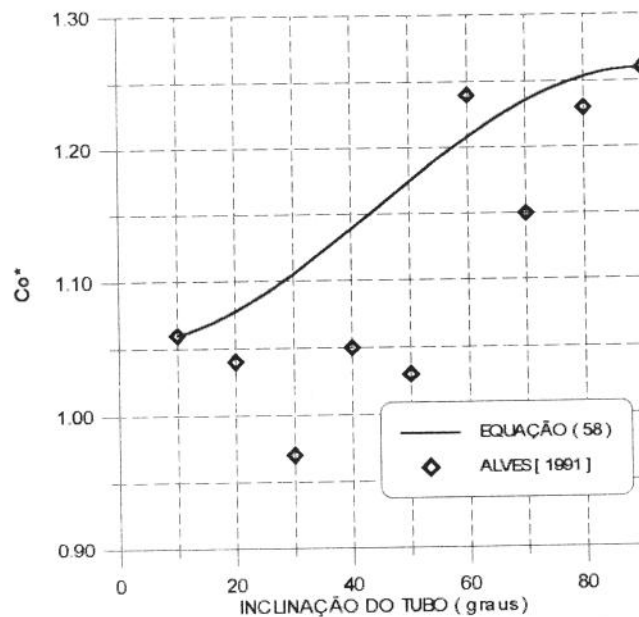


Figura 4. Comparação entre C_o^* (Alves[1991]) e a Equação (58).

Segundo o autor, os valores obtidos para V_D através de regressão linear (Tabela I) ficaram abaixo dos valores obtidos experimentalmente, apesar do pequeno espalhamento apresentado pelos dados experimentais. Isto sugere que a técnica de regressão linear para se obter V_D deve ser empregada com cautela, principalmente para o caso do "slug flow", em que o espalhamento dos dados normalmente é muito grande.

Tabela 1

Valores Experimentais de Alves[1991] para $V_D/(gD)^{1/2}$.

Inclinação (graus)	$V_D/(gD)^{1/2}$		
	Vol. 700ml	Vol. 1180ml	Extrapolação*
0	0,4700		
10	0,5347	0,5333	0,4684
20	0,5639	0,5854	0,5155
30	0,5798	0,5809	0,5636
40	0,5776	0,5777	0,5137
50	0,5689	0,5719	0,5172
60	0,5350	0,5353	0,4344
70	0,4882	0,4856	0,4249
80	0,4086	0,4062	0,3744
90	0,3536	0,3576	0,3611

* Valores obtidos por regressão linear.

Da Tabela 1, verifica-se que o comportamento da velocidade de deslizamento em função da inclinação segue a mesma tendência já observada por outros pesquisadores e discutida na Seção 1.1.1-B, ou seja, V_D tende a aumentar com a inclinação, à medida que o ângulo é desviado da vertical. Ela atinge um máximo em torno de 50°. Aumentando-se ainda

mais a inclinação, ocorre um decréscimo de V_D .

Também da Tabela I é possível constatar que a velocidade de deslizamento é praticamente a mesma para os dois volumes de bolhas estudados. Isto está de acordo com outros trabalhos já publicados (**Nicklin[1962]**, **Zukoski[1965]**), que verificaram que a velocidade da bolha é independente do seu comprimento, quando este comprimento é muito maior do que o diâmetro da tubulação.

2.4 Estudos Experimentais com Líquidos Não-Newtonianos:

Nesta seção, serão apresentados três trabalhos experimentais realizados com fluidos não-newtonianos que procuraram simular as condições encontradas durante um "kick" de gás. O primeiro trabalho é o de **Nakagawa[1990]**, para uma geometria anular excêntrica, com possibilidades de variação de inclinação, utilizando fluidos à base de bentonita. Esses tipos de fluidos são normalmente empregados em operações de perfuração de poços de petróleo. O segundo trabalho (**Johnson & White[1991]**) foi realizado em uma tubulação vertical. Para esse caso foi utilizado uma solução aquosa de goma xantana, que apresenta características reológicas semelhantes aos fluidos de perfuração. Por último, será apresentado o trabalho de **Johnson & Cooper[1993]** que investiga os efeitos da geometria e da inclinação sobre a velocidade de ascensão do gás. Esse trabalho é uma extensão do trabalho de **Johnson & White[1991]**.

2.4.1 Estudo Experimental de Nakagawa[1990]:

Neste trabalho, foi utilizado uma geometria anular excêntrica (154mm X 60,3mm), comprimento de 14,0 m, com variação de inclinação desde a posição vertical até próximo à posição horizontal. As velocidades superficiais para o líquido e o gás ficaram nas faixas de 0,21 a 0,52 m/s e de 0,03 a 0,58 m/s, respectivamente.

Inicialmente foram utilizados três tipos de misturas bifásicas. Nos três casos foi utilizado gás natural($\gamma=0,61$) para a fase gasosa. Para a fase líquida foram utilizados água e dois tipos distintos de fluidos de perfuração à base de bentonita (Tabela 2).

Para os testes com fluidos não-newtonianos, por questões operacionais (pressões elevadas entre 1724 kPa e 2896 kPa e fluidos com características abrasivas), a seção de testes foi construída em aço e, portanto, sem nenhuma visualização do padrão de escoamento.

Tabela 2

Propriedades Físicas dos Líquidos Utilizados por Nakagawa[1990]

	$\rho_l(\text{kg/m}^3)$	$\mu_p(\text{kg}/(\text{m.s}))$	$\tau_y(\text{Pa})$
Fluido I	1068	0,010	4,79
Fluido II	1080	0,019	9,10

Os testes com água foram realizados tanto em seção anular em aço (pressões de operação elevadas), como em uma seção anular, onde o tubo externo era de plástico transparente (pressões de operação mais baixas), a fim de visualizar o padrão de escoamento. As características geométricas da seção de testes e as vazões de líquido e gás utilizadas nesse

caso foram muito similares àquelas adotadas durante os testes com a seção anular confeccionada em aço.

Nos testes com água (seção anular em aço), para a posição vertical e para as velocidades superficiais do líquido de 0,24, 0,37 e 0,52m/s, foram obtidos $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle = 0,244\text{m/s}$ e $C_o = 1,10$. Isto indicou que a velocidade superficial do líquido não afetou nem a velocidade de deslizamento, V_{gj} , nem o parâmetro de distribuição C_o . Esse comportamento dos dados experimentais tornou-se evidente quando os dados obtidos a partir da seção anular em plástico transparente foram observados, ou seja, para todas as situações analisadas ocorreu um único regime de escoamento: o regime em bolhas.

Nos testes com líquidos não-newtonianos, para a posição vertical, foi observado que a velocidade do gás era mais sensível à variação de j_l . Para os dois casos de fluidos estudados e para $j_l = 0,21\text{m/s}$ e $0,52\text{m/s}$, foi obtido o valor de $C_o = 1,4$. Esse valor de C_o é maior do que aquele obtido para os ensaios com a mistura ar-água. O autor atribuiu esse aumento no valor de C_o à maior viscosidade do fluido.

Com relação à velocidade de deslizamento, foi observado que ela diminuiu com o aumento de j_l . O autor atribuiu este comportamento de $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$ ao efeito de turbulência causado pelo aumento de j_l e que provocava a quebra das bolhas em outras ainda menores.

Para os casos da seção de testes na posição inclinada, é possível obter C_o e $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$ em função da inclinação a partir dos dados apresentados pelo autor. Porém, qualquer tentativa de interpretação desses parâmetros em função da inclinação fica comprometida, uma vez que, nos testes com gás natural e água na seção de testes transparente, observou-se uma mudança no regime de escoamento; ou seja, obteve-se o escoamento em bolhas para inclinações

próximas à vertical, seguido por uma região de transição, e finalmente foi obtido o escoamento em bolhas alongadas, para posições próximas à horizontal. Portanto, as variações observadas em C_o e em $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$, em função da variação de inclinação, ficam difíceis de serem interpretadas, pois a simples mudança no regime de escoamento impõe mudanças nesses parâmetros.

Nos testes com fluidos não-newtonianos, o regime de escoamento para cada inclinação não foi visualizado e a simples analogia com os testes realizados com água não nos fornece uma base confiável de comparação. Portanto, para esse caso, a tarefa de interpretação dos dados de C_o e $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$ com a variação de inclinação torna-se ainda mais complicada.

2.4.2 Estudo Experimental de Johnson & White[1991]:

Neste trabalho, foram realizados experimentos para estudar a velocidade de deslizamento de gás no fluido de perfuração. Com esse propósito, foram obtidos dados experimentais para as misturas bifásicas ar-água e ar-solução aquosa de goma xantana, em um tubo vertical transparente com diâmetro interno de 200mm (7,8 polegadas) e 12m de comprimento. Os intervalos usados para as velocidades superficiais do líquido e do gás foram de 0,25 a 1,6 m/s e de 0,03 a 2,0 m/s, respectivamente.

Para a mistura água-ar, verificou-se a existência dos regimes de fluxo em bolhas ($\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle=0,25\text{m/s}$), para baixas frações de vazio, e em bolhas alongadas ($\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle=0,55\text{m/s}$), para frações de vazio mais elevadas. Foi detectada uma região de transição entre $\alpha=0,12$ e $\alpha=0,25$.

O parâmetro de distribuição, C_o , mostrou-se praticamente independente da fração de vazio, embora fosse esperado que ocorresse uma mudança mais significativa no valor desse parâmetro em virtude da mudança do regime de fluxo. O valor de C_o ficou em torno de 1,05.

Os testes com ar e solução aquosa de goma xantana foram realizados para as mesmas condições dos testes com ar e água. Nesse caso, foi verificada pelos autores a existência apenas do escoamento em bolhas alongadas. A velocidade de deslizamento foi calculada como sendo 0,55 m/s, que foi o mesmo valor encontrado nos testes com água e ar. Foi ainda observado que o comprimento das bolhas alongadas nos testes com goma xantana eram maiores do que aqueles observados nos testes com água. A diferença no tamanho das bolhas é atribuída, pelos autores, à viscosidade mais elevada da goma xantana.

Uma terceira observação apontada foi que o parâmetro de distribuição, C_o , encontrado para a mistura ar-solução aquosa de goma xantana foi maior do que o valor encontrado para a mistura ar-água.

2.4.3 Estudo Experimental de Jonhson & Cooper[1993]:

Este trabalho foi realizado para investigar o efeito da geometria e da inclinação sobre a velocidade de deslizamento de bolhas de gás em fluidos não-newtonianos. Foram utilizadas as geometrias circular ($DI=200$ mm) e anular excêntrica (200mm X 86mm), com um comprimento de 12m. Além da posição vertical ($\theta=0^\circ$), foram investigadas as seguintes inclinações : 15° , 30° , 45° e 60° .

Para a posição vertical, foram realizados testes no tubo com líquido à base de bentonita e na seção anular com líquido à base de goma xantana. Todos os dados convergiram

para uma única reta no gráfico de **Zuber & Findlay[1965]**, indicando que, para esse caso, tanto a velocidade de deslizamento quanto o parâmetro de distribuição não foram afetados pela mudança da geometria empregada.

Os estudos para o caso do tubo inclinado, utilizando líquido à base de goma xantana, mostraram que a velocidade de deslizamento atingiu seu máximo em torno de 15°. Acima dessa inclinação, a velocidade de deslizamento diminuiu. A partir de 45°, essa diminuição se tornou bastante pronunciada (Figura 5).

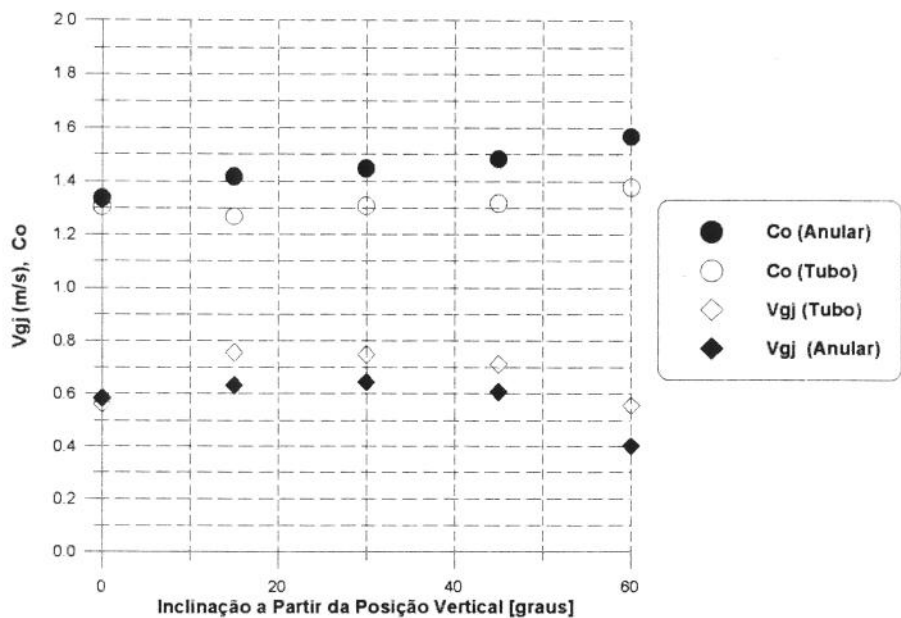


Figura 5: Dados Experimentais de **Jonhson & Cooper[1993]**

Cita-se na literatura (**Alves[1991]**) que a velocidade de deslizamento de uma bolha de Taylor isolada em um líquido em repouso atinge seu máximo em torno de 50° a partir da posição vertical. Existe, portanto, uma discrepância com os resultados obtidos no estudo de **Jonhson & Cooper[1993]**. Os autores especularam que essa diferença reside no fato de que, quando se tem associada ao movimento do líquido a presença de múltiplas bolhas alongadas,

geram-se grandes estruturas turbulentas no líquido que provocam a quebra das bolhas alongadas em bolhas menores. Foi observado que quase a metade do tubo ficava preenchido por essas bolhas menores. Foi mencionado também que, para pequenas inclinações, essas bolhas menores possuíam uma velocidade ligeiramente superior às das bolhas maiores; porém, para grandes inclinações, a partir da posição vertical, esse efeito se invertia.

Para as bolhas de Taylor, os autores justificaram o aumento na velocidade de deslizamento, $\langle V_{gl} \rangle$, com o aumento da inclinação, recorrendo ao fenômeno que eles denominaram de "estratificação do campo de escoamento", ou seja, o movimento descendente do líquido junto à parede da tubulação. Esse processo seria mais eficiente do que o líquido fluindo na forma de um filme, como ocorre para o caso vertical. Argumentação semelhante foi usada por **Alves[1991]** (Seção 2.3.6) para justificar o comportamento de V_D com a variação de inclinação.

Na seção anular, os autores comentaram que este fenômeno de "estratificação" era praticamente inexistente, devido à sua excentricidade. Isto justificaria o pequeno aumento observado na velocidade de deslizamento nos testes no tubo, e praticamente não notado nos testes realizados na seção anular. Dessa forma, os autores concluíram que os modelos analíticos para a velocidade de deslizamento baseados em uma geometria anular concêntrica não conseguem prever de forma satisfatória os resultados oriundos de testes em uma geometria anular excêntrica, uma vez que, para o primeiro caso, o fenômeno de "estratificação" ocorre, o que não se verifica para o segundo caso.

Para os testes realizados no tubo, C_o mostrou-se independente da inclinação até 45°, ocorrendo um pequeno aumento no seu valor a partir dessa inclinação.

Para os testes realizados na seção anular, C_o apresentou um rápido aumento com a variação de inclinação até 15° . Entre 15° e 45° , o aumento em C_o ocorreu de forma mais gradual. Os autores comentaram que esse comportamento de C_o é provocado pela concentração do gás no topo do tubo externo da seção anular, onde a velocidade do líquido é maior devido à excentricidade da mesma.

CAPÍTULO III

Programa Experimental

Neste capítulo são descritos o aparato experimental construído, as características dos equipamentos utilizados na obtenção dos dados experimentais e os procedimentos adotados durante a calibração dos equipamentos e a realização dos testes.

3.1 Aparato Experimental:

Com o intuito de determinar experimentalmente a fração de vazio volumétrica média, a velocidade de interface e os comprimentos das bolhas de gás e dos pistões de líquido, em escoamentos que se caracterizam pela ocorrência de bolhas de Taylor (escoamento pistonado e em bolhas alongadas) em fluidos não-newtonianos, foi construído no Centro de Pesquisas da Petrobrás (CENPES), no Rio de Janeiro, o aparato experimental mostrado na Figura 6.

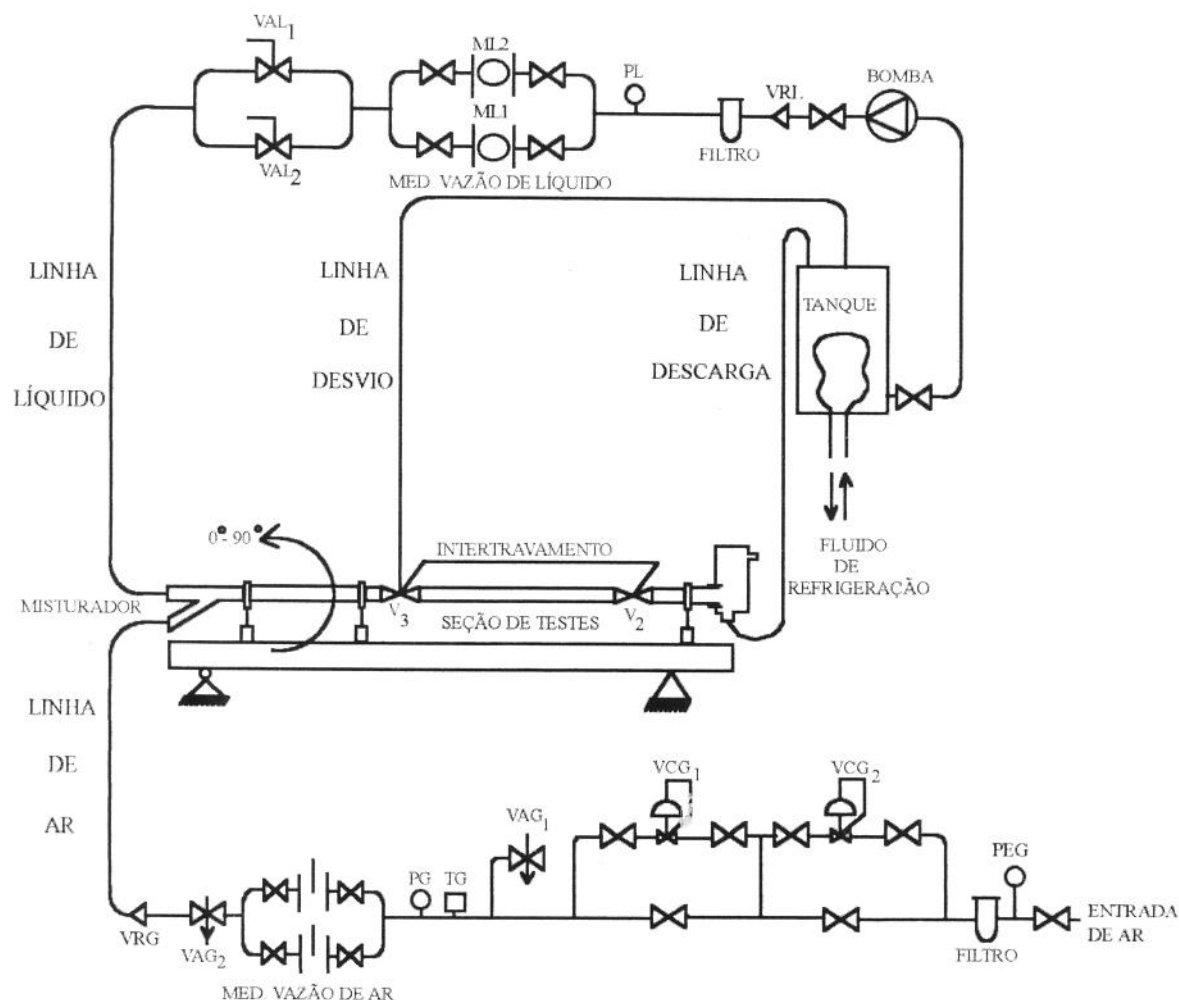


Figura 6: Diagrama Esquemático do Aparato Experimental

O aparato experimental consiste basicamente de duas partes, além de um sistema de aquisição de dados. A primeira parte é formada pelas linhas de ar e líquido com os seus respectivos dispositivos de medição e controle: medição e controle de vazão, medição e controle de pressão, medição de temperatura. Além de compressor, bomba helicoidal e

tanques. A segunda parte é formada pela seção de testes, onde as grandezas importantes para a caracterização do escoamento foram medidas.

3.1.1 Linhas de Ar e de Líquido:

A linha de líquido é de 3 polegadas e foi equipada com dois medidores de vazão tipo engrenagens ovaladas, fabricados pela METROVAL. O primeiro medidor, modelo OI5Ag19E/F1NI, destina-se a medição de baixas vazões (até 25 l/min). O segundo medidor, modelo OI50Ag19E/F1NI, destina-se as medições de médias e altas vazões (até 250 l/min).

Para cada medidor existe um gerador de pulsos equipado com sensor indutivo tipo NAMUR9(DIN 19234). Os pulsos gerados são enviados a um conversor de sinal, modelo FM 40 EX-MPO, com saída de 4-20mA, proporcional à vazão instantânea.

O controle de vazão de líquido foi feito através do controlador de velocidade da bomba, não havendo necessidade da utilização das válvulas globo VAL₁ e VAL₂, ficando as mesmas sempre abertas.

A pressão do líquido na entrada dos medidores foi monitorada através de um manômetro comum (P_L).

A linha de ar é de 1 polegada e foi equipada com dois medidores tipo placa de orifício para cobrir as faixas de baixas vazões (10^{-3} a 10^{-2} kg/s) e altas vazões (10^{-2} a 3×10^{-2} kg/s).

As duas placas de orifício foram equipadas com um único transmissor de pressão diferencial de 0-140 mmH₂O, da ENGISTREL, com uma saída analógica de 4 a 20mA. Dada a importância dessa medida, a mesma era conferida constantemente utilizando-se um manômetro de coluna d'água graduado em milímetros.

Para a medição da pressão manométrica do ar na entrada das placas de orifício foi utilizado o transmissor de pressão PG, de $0-3,92 \times 10^5$ Pa (4 kgf/cm^2), da FUJINOR.

Para a medição de temperatura do ar foi utilizado o transdutor TG, tipo bulbo de resistência, acoplado a um condicionador de sinal com saída de 4 a 20mA, fabricação ASELCO.

A fixação das vazões de ar nos valores desejados foi feita apenas utilizando-se a válvula agulha VAG_2 , que permitia um ajuste extremamente fino. Não houve necessidade de se operar a válvula agulha VAG_1 , ficando a mesma sempre fechada.

O controle de pressão na linha de ar foi realizado com as válvulas VCG_1 e VCG_2 .

3.1.2 Seção de Testes:

É formada por tubos transparentes de acrílico, diâmetro interno de 77,2 mm (3 polegadas), comprimento total de 9,44m, montada sobre uma estrutura que permite ajustamento contínuo de inclinação com relação à horizontal, entre 0° e 90° .

Todas as inclinações durante os experimentos foram medidas através de um nível eletrônico, com precisão de $0,2^\circ$, modelo SL 209, da PRO SMARTLEVEL®.

O trecho da seção de testes limitado pelas duas válvulas de esfera, V_2 e V_3 , apresenta um comprimento de 5,04m. Essas válvulas são de passagem plena e fechamento rápido, sendo que uma é de três vias (V_3) e a outra é de duas vias (V_2). A válvula de três vias está localizada a uma distância de 3,49m (45,2D) do ponto de mistura, evitando-se assim o máximo possível os efeitos de entrada. Como os efeitos de saída são normalmente reduzidos, posicionou-se a segunda válvula a uma distância de 0,91m (11,79D) do tanque de descarga (Figura 7).

O acionamento das válvulas V_2 e V_3 é manual, através de um sistema de

intertravamento mecânico. A finalidade dessas válvulas de bloqueio rápido e simultâneo é para a medição da fração de vazio volumétrica média do escoamento, conforme será discutido na Seção 3.5.

Na seção de testes foi instalado um sensor de pressão manométrica (PM), dois pares de sondas de condutividade elétrica para medições da velocidade de interface e comprimentos das bolhas alongadas e dos pistões de líquido (SE_1 , SE_2 , SE_3 e SE_4), além de um sensor de temperatura (ST). Todas as grandezas medidas nessa fase foram enviadas, através de condicionadores de sinais, ao sistema de aquisição de dados.

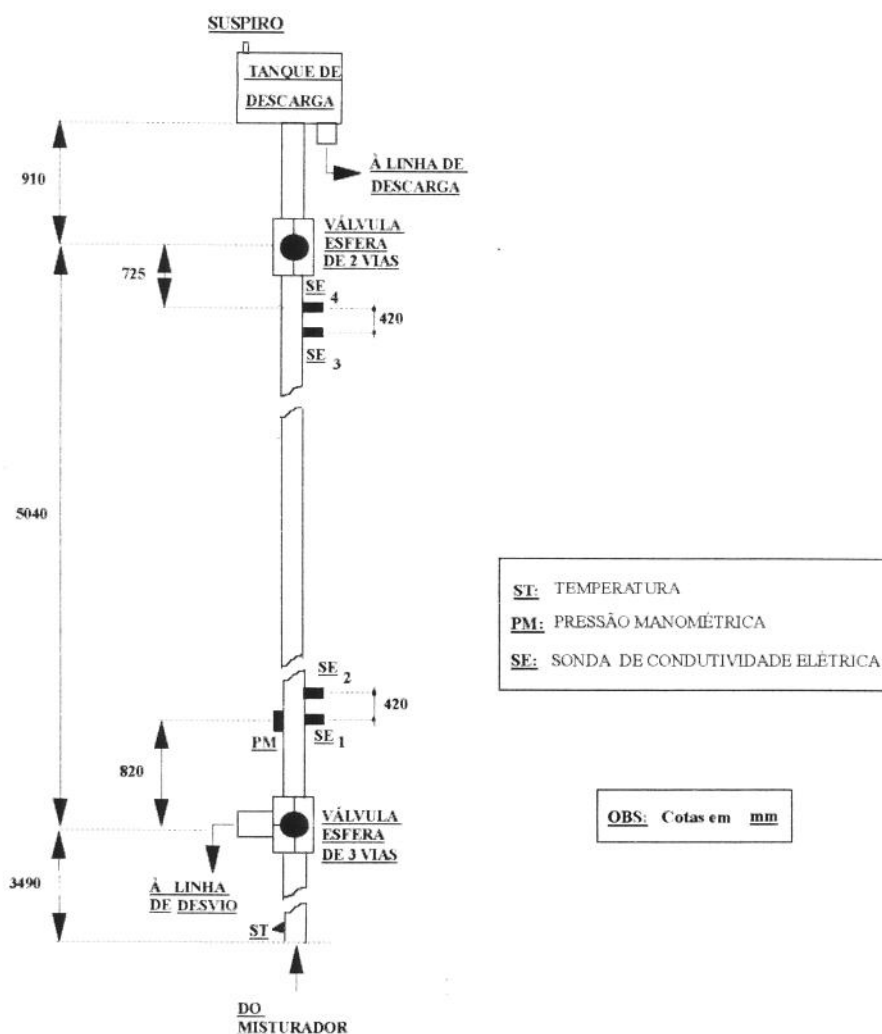


Figura 7: Disposição dos Sensores na Seção de Testes

Os procedimentos adotados para as medições da velocidade de interface, dos comprimentos das bolhas alongadas e dos pistões de líquido serão discutidos na Seção 3.6.

3.2 Sistema de Aquisição de Dados:

O sistema de aquisição de dados utilizado é baseado no microcomputador Macintosh®IIx e no aplicativo LabView®2 (Figura 8). Este último, desenvolvido pela National Instruments®. Esse aplicativo utiliza o conceito de instrumentos virtuais. Instrumento virtual é um programa que simula na tela do computador o funcionamento de um instrumento real (manômetros, termômetros, medidores de nível etc). Consiste basicamente de uma tela chamada "painel" que pode ser operada via teclado e "mouse", e de uma segunda tela onde está inserido o diagrama de blocos, contendo todas as informações necessárias para o pleno funcionamento dos instrumentos exibidos no painel, tais como as equações de calibração dos instrumentos que estão no campo.

O usuário pode construir seus próprios instrumentos virtuais, a partir de outros instrumentos virtuais básicos, e facilmente montar complexas estruturas a serem utilizadas em uma específica tarefa de aquisição de dados.

O aplicativo LabView®2 incorpora uma biblioteca de funções matemáticas que agiliza o tratamento dos dados coletados. Um exemplo típico da aplicação dessas funções foi realizado com os dados oriundos das sondas de condutividade. Para este caso, os dados foram tratados via correlação cruzada e transformada rápida de Fourier (FFT), permitindo, dessa forma, o cálculo e a exibição na tela do computador, quase em tempo real, do valor da velocidade de interface e dos comprimentos médios das bolhas de Taylor.

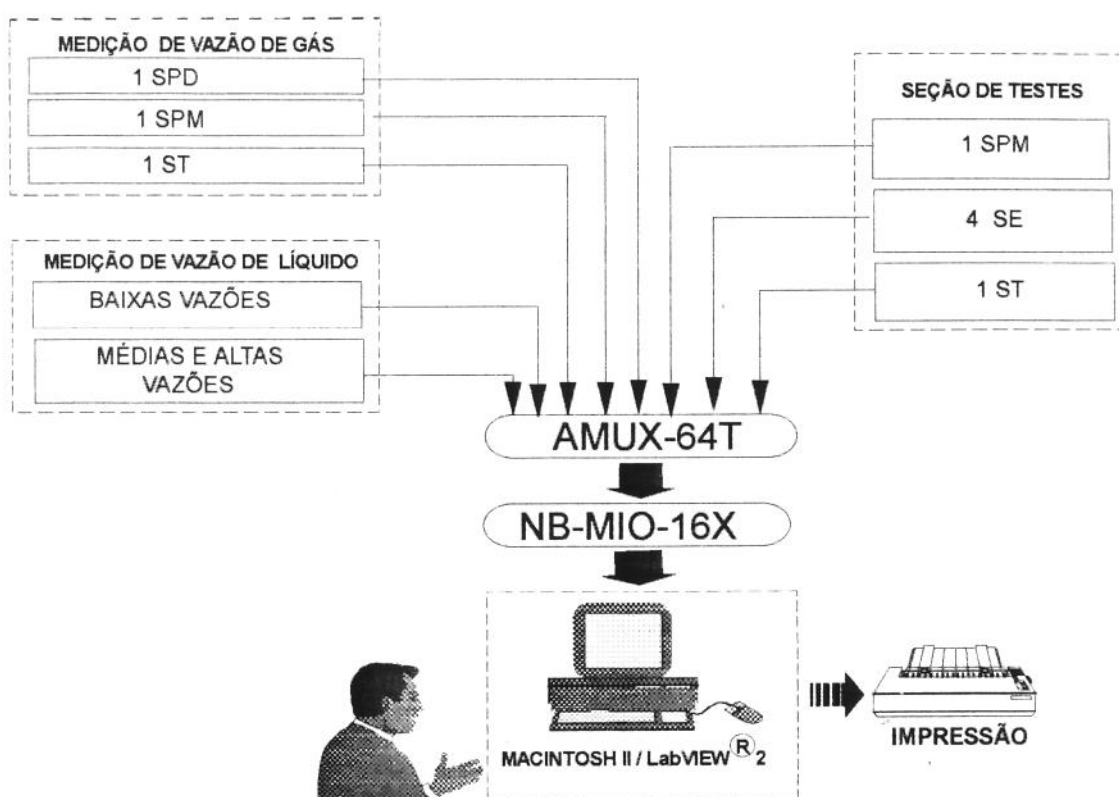


Figura 8: Fluxograma do Sistema de Aquisição de Dados e Instrumentação.

A listagem do programa computacional, utilizando o aplicativo LabView®2, é mostrado no Apêndice E.

A placa de interface utilizada para a aquisição de dados foi a NB-MIO-16X, fabricada pela National Instruments®. Esta placa contém um conversor analógico/digital de 16 bits, com até 16 entradas analógicas, quando todas as entradas estão referenciadas a um ponto comum da placa, ou 8 entradas no modo diferencial. A taxa máxima de aquisição de dados é de 55 kbytes/s.

O modo diferencial foi escolhido a fim de se reduzir possíveis problemas causados por "ruídos" do ambiente. Além disso, segundo o fabricante, deve-se utilizar o modo diferencial sempre que a distância entre os instrumentos instalados no campo e a placa NB-MIO-16X for superior a 5,0m. Para todos os instrumentos instalados, essa distância foi

superada.

A placa NB-MIO-16X apresenta quatro diferentes possibilidades de configurações para o sinal de entrada: duas configurações unipolares, sendo uma de 0 a +5V e a outra de 0 a +10V, e duas configurações bipolares, uma de -5V a +5V e a segunda de -10V a +10V. A configuração utilizada foi a de 0 a +10V.

Uma vez que foram necessários 11 canais para a aquisição de todos os dados experimentais e a placa NB-MIO-16X só tinha capacidade para 8 canais no modo diferencial, foi utilizada a placa multiplexadora AMUX-64T. Esta placa quadruplica o número de entradas analógicas da placa NB-MIO-16X.

A fim de se adequar a saída de 4-20mA dos instrumentos utilizados à configuração da placa NB-MIO-16X, foi inserido um resistor de 250Ω em série com o circuito de saída de cada instrumento. A partir desse resistor, podia-se obter tensões de 1 a 5V. Essa conversão foi possível porque os instrumentos admitiam uma impedância máxima de saída de até 600Ω .

3.3 Fluidos Utilizados:

a) Fase Gasosa : Ar comprimido foi utilizado como a fase gasosa, devido a sua disponibilidade.

b) Fase Líquida : A escolha do fluido utilizado como a fase líquida foi fundamentada em três aspectos:

I) Apresentar características reológicas semelhantes a de um fluido de perfuração. Tal fluido apresenta um limite de escoamento ("yield point"), a fim de evitar que os cascalhos provenientes das rochas perfuradas decantem no fundo do poço, devido a uma

eventual parada de bombeio, o que poderia provocar uma prisão da broca, além de apresentar uma viscosidade efetiva que diminua com o aumento da taxa de deformação ("shear rate"), com o propósito de reduzir a potência de bombeio necessária à circulação do fluido de perfuração.

II) Preservar a integridade dos tubos de acrílico da seção de testes. Portanto, fluidos com partículas abrasivas deveriam ser evitados, o que descartou o uso de fluidos à base de bentonita;

III) Ser transparente, permitindo a visualização do padrão de escoamento, através dos tubos de acrílico da seção de testes.

Uma solução aquosa de goma xantana com uma concentração de $4,28\text{kg/m}^3$ (1,5 lb/bbl) foi escolhida como a fase líquida, por reunir todas as características supra citadas.

A Tabela 3 mostra as propriedades físicas dessa solução.

Tabela 3

Propriedades Físicas da Solução Aquosa de Goma Xantana

Concentração	ρ_l	σ
(kg de polím./m ³ de água)	(kg/m ³)	(10 ⁻³ N/m)
4,28	1018	67,50

A reologia de fluidos não-newtonianos podem ser descritas por inúmeros modelos matemáticos. O modelo mais simples é o Modelo de Potência ("Power Law"), que é descrito pela seguinte expressão:

$$\tau = k_1 \gamma^{n_1} \quad (61)$$

onde τ , γ são a tensão cisalhante e a taxa de deformação do fluido, respectivamente. Os valores de " k_1 " e " n_1 " são constantes do modelo. O uso deste modelo é limitado, por não se adequar à fluidos que apresentem limite de escoamento.

Um segundo modelo é o de Bingham, descrito a seguir:

$$\tau = \tau_2 + k_2 \gamma \quad (62)$$

onde τ_2 é o limite de escoamento. Este modelo é o mais largamente utilizado nas operações de perfuração.

Um dos modelos reológicos mais adequados para descrever a solução aquosa de goma xantana é o Modelo de Herschel-Bulkley, ou seja,

$$\tau = \tau_3 + k_3 \gamma^{n_3} \quad (63)$$

onde τ_3 , k_3 e n_3 são constantes do modelo. Seu uso não é muito difundido no campo porque os seus parâmetros não são tão simples de serem calculados a partir das leituras do reômetro rotativo, como acontece com os outros dois modelos citados.

Para o Modelo de Herschel-Bulkley, a viscosidade efetiva é dada por

$$\mu_{ef} = \frac{\tau_o}{\gamma_{ef}} + k_3 \gamma_{ef}^{n_3-1} \quad (64)$$

onde γ_{ef} , para escoamentos em tubo, é calculado por

$$\gamma_{ef} = \frac{6V}{D} \quad (65)$$

com V representando a velocidade média do escoamento.

A solução aquosa de goma xantana é muito vulnerável ao processo de degradação por parte de microrganismos. Neste processo, o peso molecular do polímero é reduzido, acarretando, entre outras conseqüências, uma redução da viscosidade da solução. Para combater essa degradação deve ser usado um bactericida.

Inicialmente foi utilizado o bactericida Carbozan®. Observou-se, porém, que este provocava muita espuma, o que poderia comprometer a medição da fração de vazio volumétrica. Foi adicionado, então, o anti-espumante Magconol® que não conseguiu evitar a formação de espuma. Posteriormente, verificou-se que, para o caso em questão, anti-espumantes à base de silicone são bastante eficazes.

Como houve uma certa demora em se identificar um anti-espumante eficiente, optou-se por não adicionar o bactericida à solução aquosa de goma xantana. Para assegurar que os experimentos estivessem sendo realizados com uma solução não degradada, antes de cada teste era verificada as propriedades reológicas da solução utilizando-se um reômetro rotativo FANN VG35A. A cada 5 ou 6 dias a solução era descartada e preparada uma nova solução. Esse intervalo era o tempo máximo em que a solução mantinha as propriedades reológicas desejadas.

Em média, acrescentava-se diariamente à solução cerca de 100g de polímero em pó em 500 litros de solução. Dessa forma, conseguia-se controlar pequenas degradações ocorridas ao longo do dia anterior.

Na Tabela 4 são mostrados os valores máximos e mínimos calculados para os parâmetros dos modelos reológicos citados. Entenda-se por "máximo" os parâmetros obtidos com a solução recentemente preparada, e por "mínimo" os parâmetros obtidos antes do fluido ser descartado.

Tabela 4

Parâmetros Reológicos para a Solução de Goma Xantana.

Modelo	Herschel - Bulkley			Bingham		Potência	
Parâmetros	τ_3	k_3	n_3	τ_2	k_2	k_1	n_1
	Pa (lbf/100ft ²)	Pa.s ^{n₃} (lbf.s ^{n₃} /100ft ²)	-	Pa (lbf/100ft ²)	Pa.s (cp)	Pa.s ^{n₁} (lbf.s ^{n₁} /100ft ²)	-
Mínimos	1,5245 (3,1827)	0,3565 (0,7443)	0,4203	2,9996 (6,2623)	0,0058 (5,8039)	1,3429 (2,8035)	0,2546
Máximos	2,7728 (5,7888)	0,1584 (0,3307)	0,5480	3,8051 (7,9438)	0,0066 (6,6211)	0,9598 (2,0037)	0,3351

3.4 Matriz de Testes:

As velocidades superficiais do líquido, j_l , e do gás, j_g , foram escolhidas como os parâmetros para a matriz de testes. A faixa de j_l selecionada foi de 0,40 a 0,90 m/s, enquanto que a faixa para j_g foi de 0,20 a 1,5 m/s. Estas faixas foram assim selecionadas a fim de contemplar os escoamentos pistonado e em bolhas alongadas, de acordo com os mapas de fluxo que foram obtidos para água e ar, utilizando-se a **Biblioteca Computacional para Determinação do Arranjo de Fases - FLOPAT V2 [1987]**. Este programa é baseado nos trabalhos de **Taitel & Dukler[1976]**, **Taitel et alii[1980]**, **Barnea et alii[1985]**, **Shoham et alii[1984]** dentre outros. Os mapas de fluxo são apresentados na Seção 4.1.

O motivo dos mapas de fluxo terem sido obtidos apenas para água e ar, deve-se ao fato do programa FLOPAT-V2 considerar a viscosidade da fase líquida constante, o que não ocorre para fluidos não-newtonianos, para os quais a viscosidade é dependente da taxa de deformação. Poderia ter sido escolhida uma viscosidade efetiva que fosse representativa para o intervalo da taxa de deformação encontrada durante os experimentos, porém a opção pela mistura ar-água foi fundamentada no trabalho de **Chhabra & Richardson[1985]**. Este estudo é baseado em diversos trabalhos experimentais (**Khatib & Richardson[1984]**, **Chhabra & Richardson[1984]**, dentre outros) e comenta que as propriedades físicas das fases líquida e gasosa parecem ter pouca influência na transição entre os diversos regimes de fluxo, para os escoamentos ascendentes verticais e horizontais, embora saliente que, para o caso de fluidos não-newtonianos, trabalhos adicionais precisem ser realizados, para reforçar essa tendência, numa faixa mais ampla de condições. Assim, segundo os autores, os mapas de fluxo que foram validados para a mistura água-ar são geralmente adequados para muitas outras misturas de gases e líquidos newtonianos e não-newtonianos, para uma grande faixa de condições de fluxo e propriedades reológicas.

As discrepâncias observadas entre o comportamento de sistemas operando com fluidos não-newtonianos e aqueles preditos usando os mapas de fluxo propostos para sistemas operando com fluidos newtonianos, foram atribuídos, basicamente, à dependência da viscosidade com a taxa de deformação ("shear-rate"). Estas discrepâncias foram observadas principalmente na transição Intermitente/Anular. Dessa forma, os autores concluíram que variações de outras propriedades físicas como, a densidade e a tensão superficial, não seriam determinantes.

3.5 Sistema de Medição de Fração de Líquido:

A forma prevista para medir a fração de líquido foi a de permitir o isolamento instantâneo de um trecho da tubulação através do fechamento rápido e simultâneo das válvulas de esfera V_2 e V_3 mostradas na Figura 9, conforme já mencionado na Seção 3.1.2. A altura do líquido contido no trecho isolado era medido utilizando-se uma escala graduada em milímetros. A fração de líquido era então dada pela razão entre a altura de líquido medida e o comprimento total do trecho isolado.

A altura de líquido era medida na mesma inclinação em que se encontrava o tubo, uma vez que, após conectada a mangueira de desvio somente podia-se variar a inclinação do tubo numa faixa de 8° além de sua posição original, devido ao pouco espaço disponível ao longo da lateral do mesmo.

O procedimento de desconectar a mangueira de desvio, elevar a tubulação para a posição vertical, ler a altura de líquido nesta posição, retornar o tubo à posição anterior e conectar novamente a mangueira de desvio, tornava-se operacionalmente inviável face à grande quantidade de testes realizados (um total de 1.241).

Nos testes com polímero, para as inclinações próximas à posição horizontal, houve uma certa dificuldade em se obter um valor preciso para a altura da coluna de líquido. Isto ocorreu porque nessas inclinações o líquido demorava a descer ao longo da parede do tubo, devido às suas características reológicas, formando um espesso filme. Era necessário esperar alguns minutos para que esse filme se tornasse bem reduzido e, só então, procedia-se a leitura da altura da coluna de líquido.

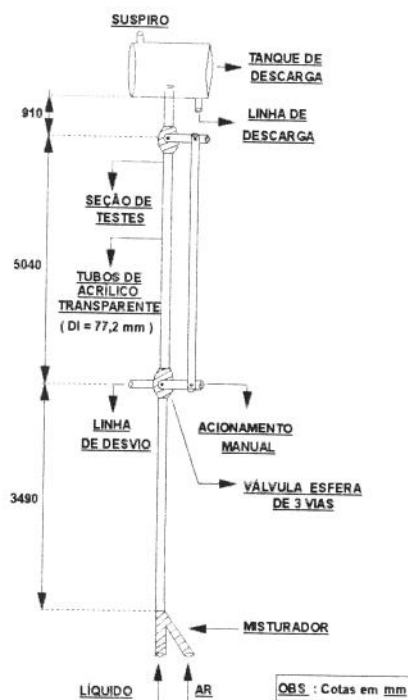


Figura 9: Detalhe do Sistema de Medição de Fração de Líquido

3.6 Obtenção da Velocidade de Interface e dos Comprimentos Médios das Bolhas Alongadas de Gás e dos Pistões de Líquido:

A sonda de condutividade elétrica (Figura 10) emite sinais diferenciados quando o pistão de líquido ou a bolha alongada de gás está em contato com a mesma. Isto pode ser observado no **Apêndice E**, onde é mostrado o painel do programa de aquisição de dados.

Observe naquele painel, no gráfico intitulado "CANAIS OBSERVADOS", uma forma de onda razoavelmente quadrada onde se lê "Tensão (em VOLTS) versus Tempo (em SEGUNDOS)". Quando o líquido está presente na sonda, a amplitude da onda assume um valor em torno de 2,0V. Quando é o gás que está presente na mesma, a amplitude passa a ter um valor aproximado de 0,1V.

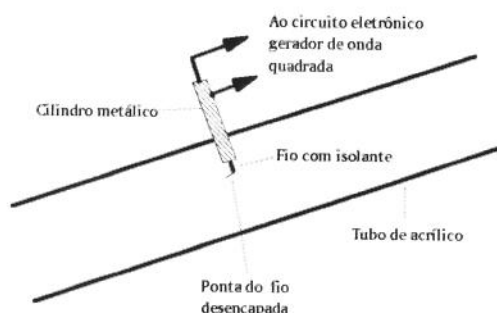


Figura 10: Detalhe da Sonda de Condutividade

Dois pares de sondas de condutividade foram instaladas na seção de testes, um par no início e outro no final (Figura 7). Ao se usar esses dois pares de sondas, torna-se possível uma melhor investigação da influência dos efeitos de entrada e da expansão da bolha alongada sobre os parâmetros que caracterizam o escoamento, conforme será dissertado na seção seguinte.

As sondas de condutividade, pertencentes ao mesmo par, foram defasadas uma da outra de 42cm. Este afastamento foi escolhido tendo em mente que as sondas não poderiam ficar muito próximas, a fim de se evitar uma defasagem muito reduzida entre os sinais de ambas as sondas, comprometendo, dessa forma, a precisão dos resultados calculados para a velocidade da bolha (na realidade, a velocidade média da interface gás líquido, na posição frontal da bolha de Taylor), obtidos a partir da correlação cruzada entre estes dois sinais. Esse problema ocorreu com os experimentos realizados por **Camargo[1991]**.

Tentou-se afastamentos menores, porém, para os escoamentos com as vazões mais altas de gás, não se obteve bons resultados para a correlação cruzada.

Sabendo-se que os testes experimentais foram realizados a baixas pressões, isto provocava uma certa expansão da bolha quando a mesma passava de uma sonda à outra. Logo, o valor da velocidade de interface obtido a partir da correlação cruzada é afetado por esta expansão.

As dimensões das sondas de condutividade devem ser bem reduzidas a fim de minimizar qualquer perturbação no escoamento. É citado no trabalho de **Barnea & Shermer[1988]** que a introdução de qualquer sonda com diâmetro superior a 0,3mm pode causar significantes perturbações no escoamento. No presente trabalho não se conseguiu utilizar sondas com dimensões tão reduzidas. As sondas utilizadas apresentavam um diâmetro entre 1,3 a 1,4mm. Aparentemente o uso dessas sondas não gerou perturbações que viessem a comprometer a confiabilidade das medidas efetuadas.

3.7 Procedimentos Experimentais:

Foram realizados 1.241 testes, sendo que deste total 619 foram realizados com a mistura ar-água e 622 com a mistura ar-solução aquosa de goma xantana. Basicamente, foram medidas as seguintes variáveis: as vazões de ar e de líquido, a fração de vazio, a frequência de ocorrência dos pistões de líquido, o tempo de atraso entre os sinais das sondas de condutividade, além de leituras de pressão e/ou temperatura nas linhas de ar, de líquido e na seção de testes.

O procedimento adotado para se obter estas variáveis consistia em adquirir 1024 leituras para cada grandeza. No caso das leituras de vazão, temperatura e pressão era feita uma média aritmética de todas as grandezas lidas. Quanto à medida da fração de vazio, era feita uma única medição em cada teste.

O tempo de atraso entre os sinais das sondas de condutividade era calculado a partir da correlação cruzada dos 1024 pontos registrados.

Devido ao caráter transitório do escoamento intermitente, foram realizados de 6 a 8 testes para se compor um único ponto experimental, sendo que metade foi feito com

o par de sondas posicionado no início da seção de testes, e o restante, com o par de sondas posicionado no final da mesma. Considerou-se, então, a média aritmética desses valores. Note que, com relação às grandezas obtidas a partir dos sinais das sondas de condutividade, obtinha-se a média separadamente para cada posição das sondas.

A seguir, serão detalhados os procedimentos adotados para as medições de V_{BT} , L_{BT} e L_{PL} . A forma pela qual a fração de líquido foi medida já foi discutida na Seção 3.5.

3.7.1 Medições de V_{cc} , L_{BT} e L_{PL} :

A velocidade de translação da bolha (V_{cc}) foi determinada a partir da seguinte equação:

$$V_{cc} = \frac{L}{t^*} \quad (66)$$

onde L é a distância entre as duas sondas de condutividade e t^* corresponde ao tempo de ocorrência do pico no valor da correlação cruzada entre os sinais das duas sondas de condutividade.

Uma forma alternativa para o cálculo da velocidade de translação das bolhas alongadas de gás foi feita calculando-se a correlação cruzada da Transformada Rápida de Fourier dos sinais das sondas de condutividade. Nesse caso, t^* , na Equação (66), é calculado como segue:

$$t^* = \frac{2\pi}{\Phi} \quad (67)$$

onde Φ é o ângulo de fase, em rad/s, obtido para a frequência na qual o módulo do valor da correlação cruzada atinge um máximo.

A determinação da frequência dominante de ocorrência do pistão de líquido, v_s , foi obtida utilizando-se a Transformada Rápida de Fourier, FFT. A partir de v_s , pode-se calcular o comprimento médio das bolhas alongadas de gás, L_{BT} , ou do pistão de líquido, L_{PL} , de acordo com a seguinte equação:

$$L_i = \frac{t_i}{T} \frac{V_{cc}}{v_s} \quad (68)$$

onde t_i pode ser o tempo de ocorrência da bolha alongada (t_{BT}) ou o tempo de ocorrência do pistão de líquido (t_{PL}) em uma das sondas de condutividade durante um tempo de registro T .

A Equação (68) exige a determinação dos tempos médios em que o líquido ou o gás estão em contato com a sonda de condutividade, requerendo a imposição de um ponto de corte que defina o limite entre o que deve ser considerado como pistão de líquido ou como bolha alongada de gás. O critério usado na escolha desse ponto de corte é um tanto arbitrário, dando margem a um certo grau de interpretação pessoal. O critério adotado foi o seguinte: os sinais das sondas de condutividade eram normalizados pelo valor máximo encontrado naquela sequência de dados coletados. Para valores menores ou iguais a 0,5, considerava-se a presença do pistão de líquido na sonda. Acima desse valor, admitia-se a presença da bolha alongada.

Os resultados obtidos para a velocidade de translação e comprimento médio das bolhas alongadas de gás, além dos comprimentos médios dos pistões de líquido são mostrados nas **Tabelas B-1 a B16** (Apêndice B). Para o caso das velocidades das bolhas alongadas não foram exibidos os valores obtidos utilizando-se a Equação [67], uma vez que os resultados encontrados são semelhantes àqueles utilizando-se apenas a Equação [66].

CAPÍTULO IV

Apresentação e Discussão dos Resultados

Neste capítulo serão apresentados e comentados os resultados obtidos, os quais serão confrontados com diversos trabalhos publicados.

4.1- Localização dos Pontos Experimentais nos Mapas de Fluxo:

Nas Figuras 11 a 17, pode-se observar a localização dos pontos experimentais nos mapas de fluxo para as inclinações investigadas. Estes mapas foram gerados para uma mistura bifásica ar-água, utilizando-se o programa FLOPAT-V2, conforme comentado na Seção 3.4.

A análise de erros para os resultados experimentais encontra-se no Apêndice D.

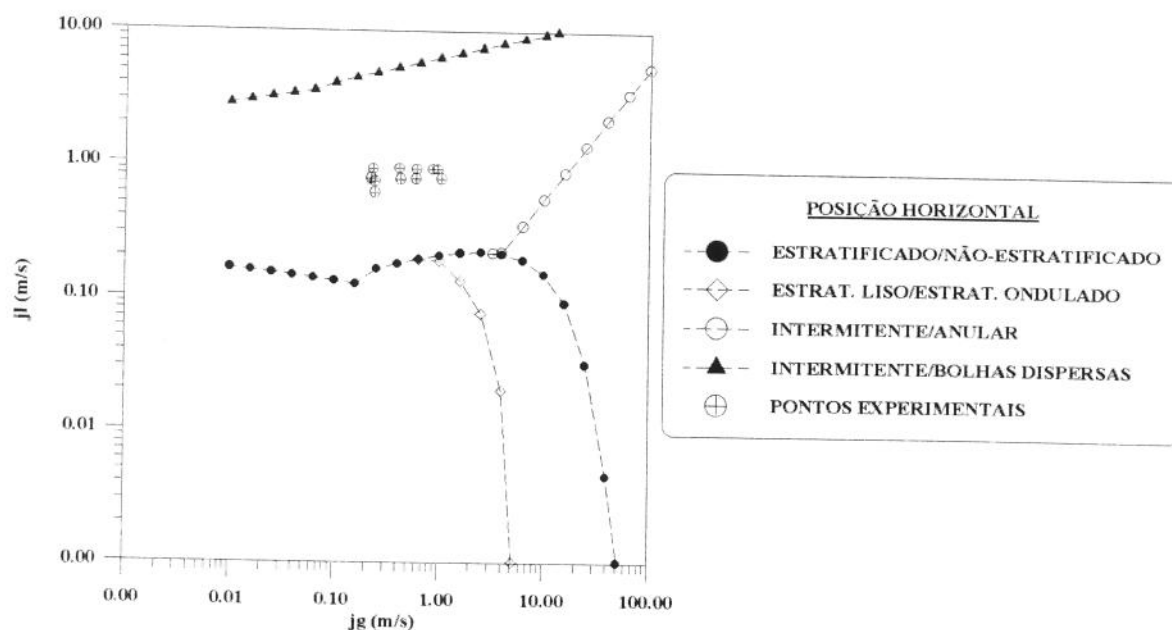


Figura 11: Localização dos Dados Experimentais no Mapa de Fluxo Obtido para Ar-Água, $\theta=0^\circ$.

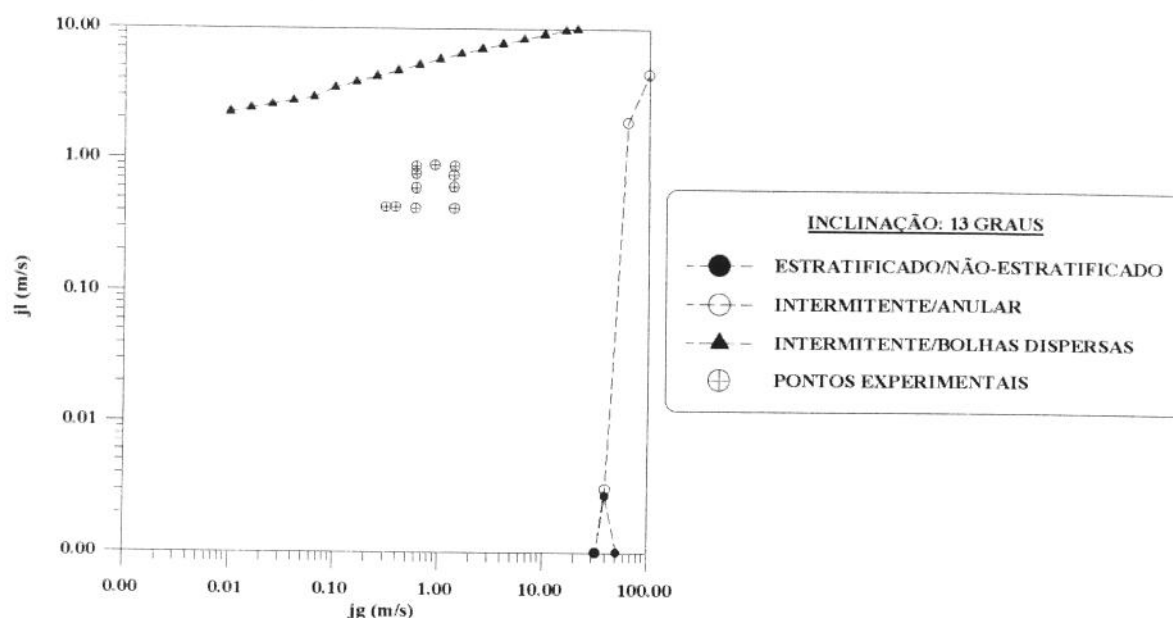


Figura 12: Localização dos Dados Experimentais no Mapa de Fluxo Obtido para Ar-Água, $\theta=13^\circ$.

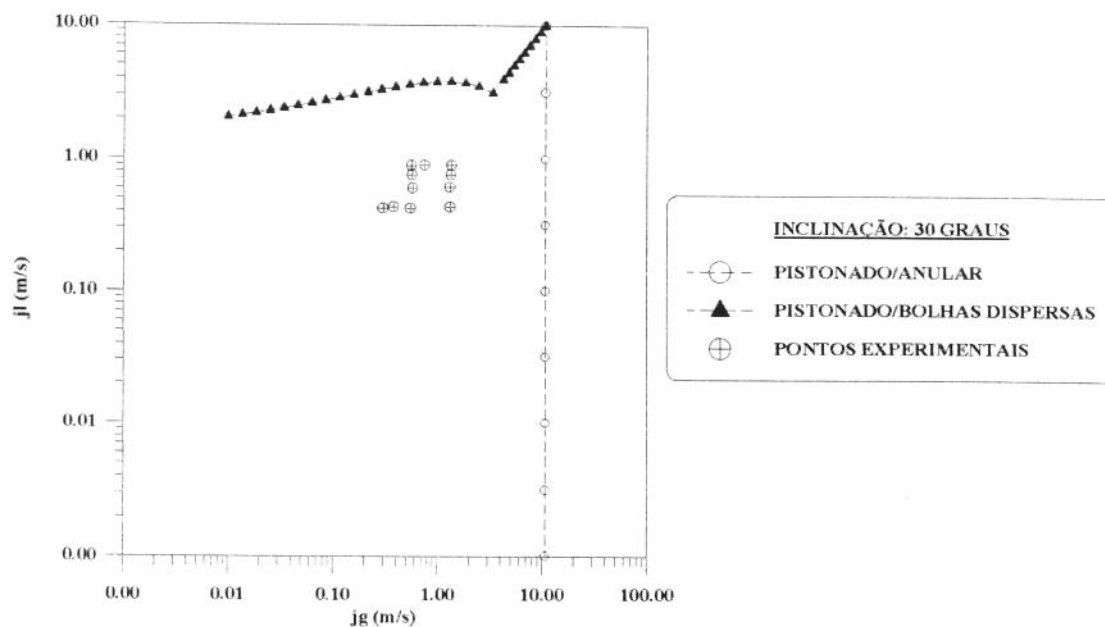


Figura 13: Localização dos Dados Experimentais no Mapa de Fluxo Obtido para Ar-Água, $\theta=30^\circ$.

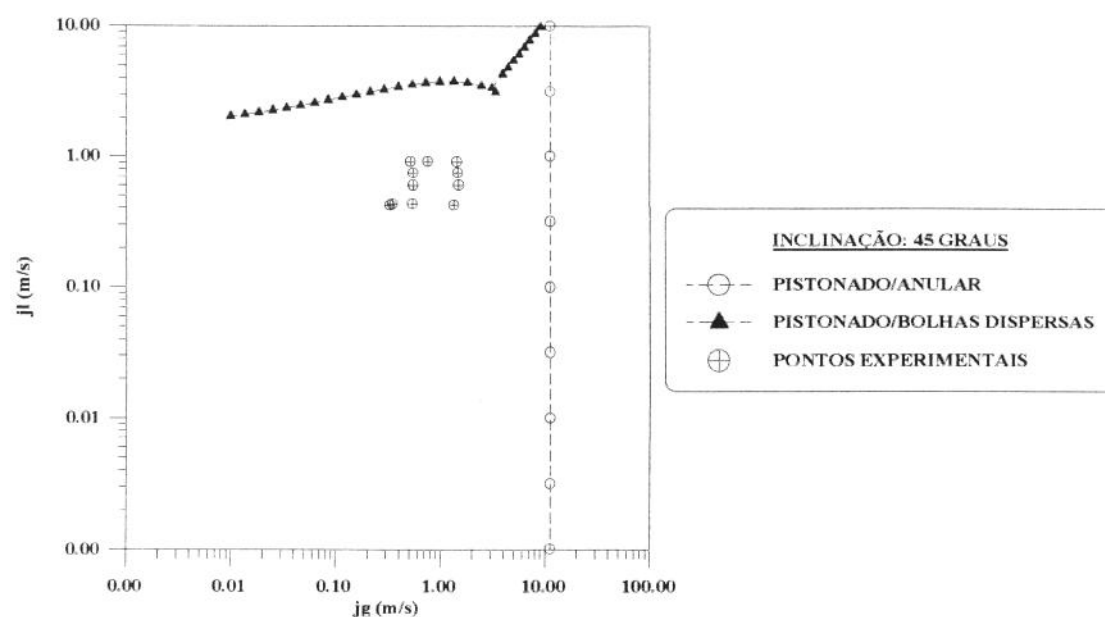


Figura 14: Localização dos Dados Experimentais no Mapa de Fluxo Obtido para Ar-Água, $\theta=45^\circ$.

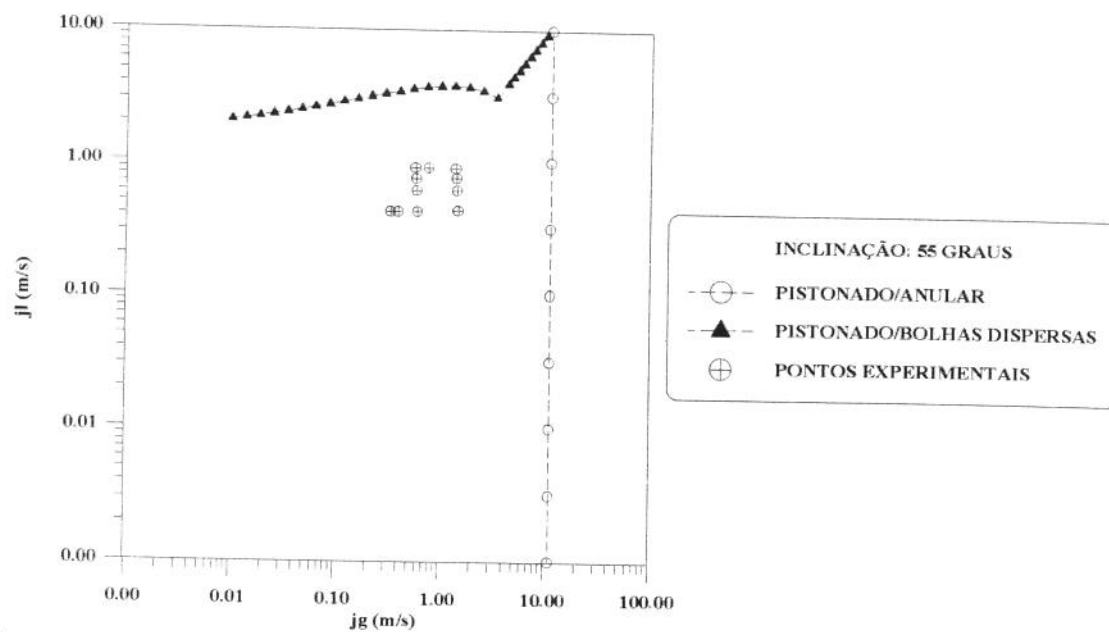


Figura 15: Localização dos Dados Experimentais no Mapa de Fluxo Obtido para Ar-Água, $\theta=55^\circ$.

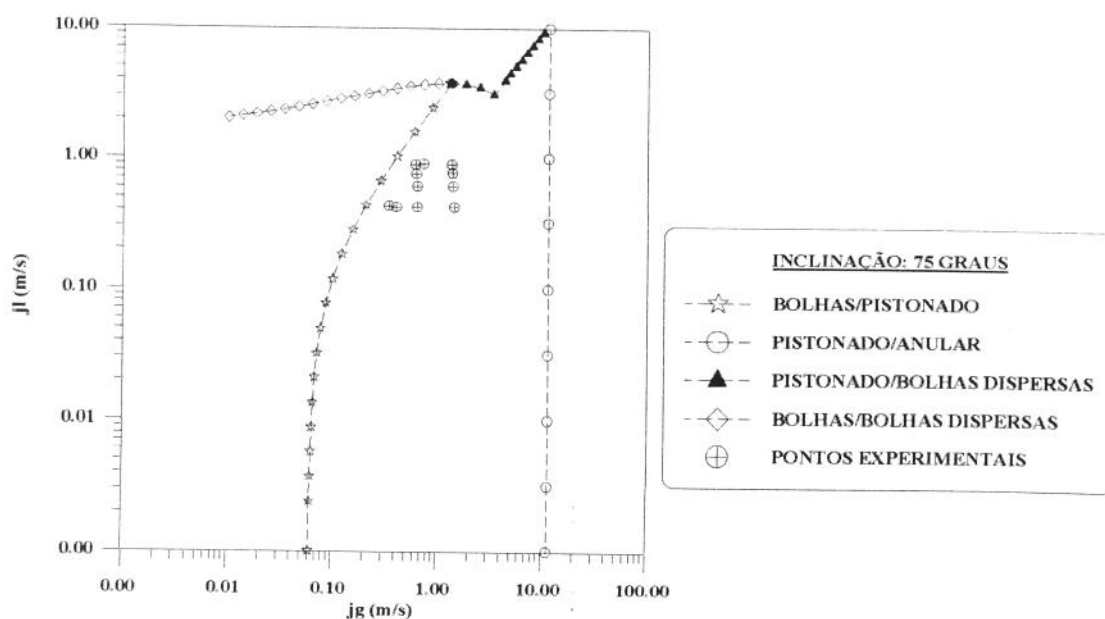


Figura 16: Localização dos Dados Experimentais no Mapa de Fluxo Obtido para Ar-Água, $\theta=75^\circ$.

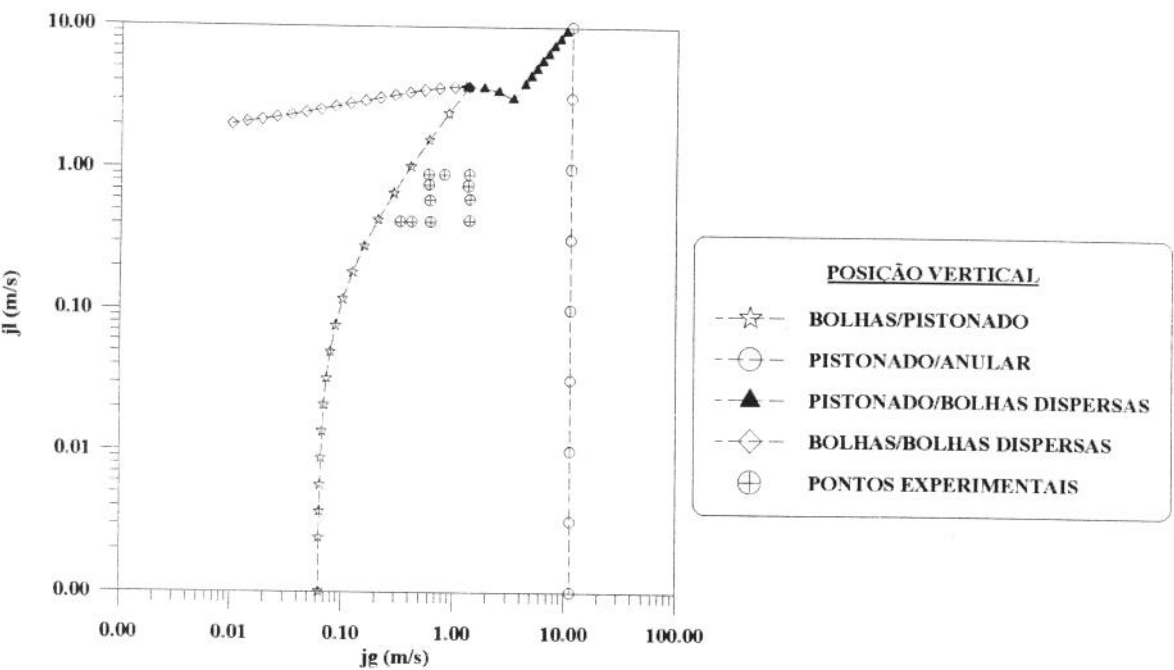


Figura 17: Localização dos Dados Experimentais no Mapa de Fluxo Obtido para Ar-Água, Posição Vertical.

4.2- Análise dos Resultados Segundo à Formulação de Nicklin et alii[1962]:

Essa formulação foi discutida na Seção 2.1.2. As Figuras de A17 a A32, mostradas no Apêndice A, exibem os dados experimentais plotados na forma da Equação (12). Na legenda de cada gráfico, encontra-se a equação da reta obtida empregando-se a técnica dos mínimos quadrados, além do coeficiente de determinação.

Tabela 5

Dados Obtidos com as Sondas de Interface Posicionadas no Final da Seção de Testes

MISTURA ÁGUA-AR				MISTURA POLÍMERO-AR		
Inclinação (graus)	Co*	V _D (m/s)	Coefic. de [†] Determinação	Co*	V _D (m/s)	Coefic. de Determinação
0	1,73	0,00	0,97	1,70	0,17	0,97
3	1,62	0,25	0,93	1,76	0,27	0,99
13	2,04	0,00	0,95	1,78	0,23	0,95
30	1,66	0,47	0,92	1,80	0,43	0,98
45	2,13	0,24	0,96	1,92	0,50	0,97
55	2,03	0,58	0,98	2,01	0,52	0,96
75	1,95	0,80	0,93	1,97	0,60	0,94
90	2,14	0,33	0,91	1,82	0,78	0,96

[†] $R^2 = 1 - \frac{\sum (x_a - x_m)^2}{[\sum (x_a - x_m)^2 + \sum (y_{med} - y_a)^2]}$, a=juste, m=medido e méd=média dos valores medidos.

Para as sondas posicionadas no final da seção de testes, os coeficientes de determinação ficaram no intervalo de 0,94 a 0,99, para a mistura ar-solução aquosa de goma xantana, e de 0,91 a 0,98 para a mistura ar-água.

Para as sondas posicionadas no início da seção de testes, os coeficientes de

determinação ficaram entre 0,90 a 0,98, para a mistura ar-solução aquosa de goma xantana e de 0,85 a 0,96, para a mistura ar-água.

Foram obtidos melhores ajustes para as sondas posicionadas no final da seção de testes. Uma vez que essas sondas encontravam-se mais afastadas do ponto de mistura, o escoamento bifásico dispunha de um maior comprimento de tubo para se desenvolver. Na Tabela 5, são apresentados os valores dos parâmetros de correção, C_o^* , e da velocidade terminal, V_D , calculados a partir dos dados dessas sondas.

Das Figuras A17 a A32, nota-se que existe um deslocamento das retas obtidas com os dados das sondas de condutividade posicionadas no final da seção de testes em relação àqueles obtidos com as sondas no início da mesma, sugerindo maiores velocidades da bolha no final da seção de testes. Observe que tal comportamento praticamente é inexistente com o tubo na posição horizontal. Isso sugere que a bolha tenha sofrido pequenas expansões durante seu deslocamento ao longo da seção de testes. **Bendiksen[1984]** lembra que quando se coincide uma baixa pressão de trabalho com uma razoável queda de pressão ao longo do escoamento, a bolha alongada sofre expansão durante sua ascensão no tubo. Tal cenário ocorreu no presente estudo, uma vez que, as pressões de trabalho eram baixas (Apêndice B), e a seção de testes tinha a saída aberta à pressão atmosférica (Figura 9).

Por outro lado, em algumas situações, para inclinações próximas à posição horizontal, as retas indicam maiores velocidades de interface no início da seção de testes. Para certas condições de fluxo, principalmente para as condições de altas vazões de gás, o escoamento ainda não havia se estabilizado até o ponto onde estavam posicionadas as primeiras sondas de condutividade. Este fato é claramente evidenciado nos testes com a mistura ar-água e pode ser observado nas Figuras A21, A22, A24 e A26.

Para efeito da análise que será feita a seguir, serão considerados apenas os resultados obtidos com as sondas posicionadas no final da seção de testes, uma vez que os mesmos estão sujeitos a menores efeitos de entrada, conforme ressaltado no parágrafo anterior.

Os valores do parâmetro de correção, C_o^* , e da velocidade terminal, V_D , obtidos com as sondas posicionadas no final da seção de testes são mostrados na Figura 18. O valor de C_o^* exibe uma dependência com a inclinação do tubo. Para todas as vazões investigadas, obteve-se para a mistura $Fr=j/(gD\Delta\rho/\rho_l)^{0,5} \leq 3,47$. Note que, na Seção 2.3.5, foi comentado que Bendiksen[1984] verificara que para o caso de uma bolha isolada em que se tinha $Fr_1 \leq 3,5$, C_o^* também era dependente da inclinação do tubo. Isto sugere que o número de Froude, calculado para a mistura, pode fornecer indicações do comportamento do parâmetro C_o^* com a inclinação da tubulação também para o escoamento em bolhas alongadas.

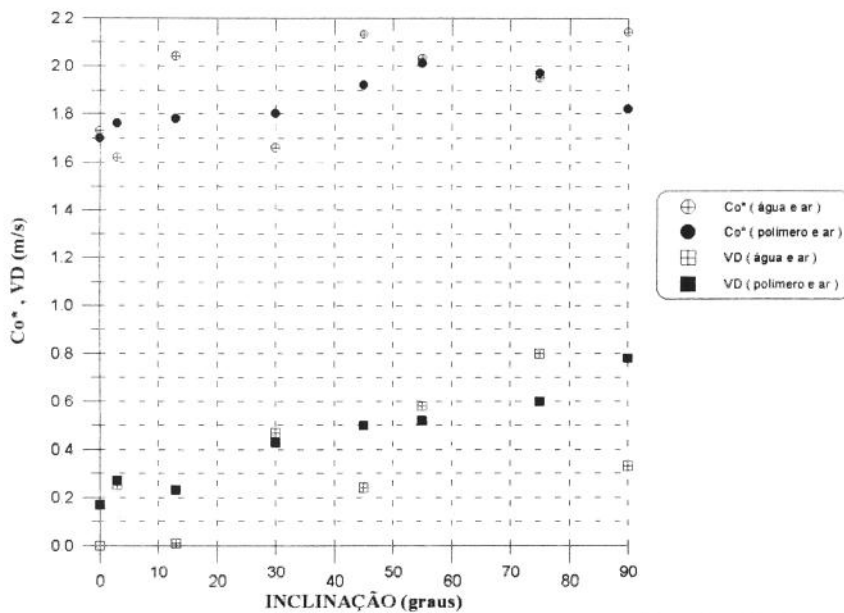


Figura 18: Influência da Inclinação Sobre o Parâmetro de Distribuição, C_o^* , e a Velocidade Terminal da Bolha, V_D .

Para a mistura ar-solução aquosa de goma xantana, no intervalo de $\theta=0^\circ$ a $\theta=30^\circ$, a Figura 18 indica um valor de C_o^* em torno de 1,76. Para o intervalo de $\theta=45^\circ$ a $\theta=90^\circ$, esse valor fica em torno de 1,93. Note que, com o aumento da inclinação do tubo, a partir da posição horizontal, ocorre uma migração de gás da região próxima à parede superior do tubo para a região central do mesmo, ou seja, o gás começa a migrar para uma região de velocidades mais altas. Esta é a razão do aumento de C_o^* com o aumento da inclinação.

Os valores de C_o^* , obtidos para a mistura ar-água, exibiram um comportamento um tanto distinto daquele apresentado para a mistura polimérica. A razão disto é que, para altas vazões de gás, o escoamento que se estabelecia na mistura ar-água, devido à sua baixa viscosidade, era sempre mais instável do que aquele obtido para a mistura ar-goma xantana, gerando, portanto, maiores imprecisões no cálculo desses parâmetros.

Essa instabilidade explicaria também o fato de que os valores de C_o^* para a mistura ar-água, nas inclinações $\theta=13^\circ$, $\theta=45^\circ$ e $\theta=90^\circ$, terem sido superiores àqueles obtidos para a mistura ar-solução aquosa de goma xantana. A expectativa era de se obter maiores valores para C_o^* na mistura polimérica devido à sua maior viscosidade.

Todos os problemas de instabilidade com o escoamento ar-água, deve-se à pouca eficiência do sistema de mistura bifásica empregado. Com esse sistema, para altas vazões de gás, necessitava-se de um comprimento de tubo relativamente grande para que o escoamento se estabilizasse. Com a mistura ar-água, devido à sua baixa viscosidade, esse comprimento tornava-se excessivo. Infelizmente, só se chegou a tal conclusão após o término dos trabalhos experimentais. No capítulo seguinte será apresentada uma proposta de um sistema de mistura bifásica mais elaborado.

Houve um certo prejuízo no cálculo das velocidades terminais, V_D , a partir da regressão linear dos dados experimentais. Este prejuízo pode ser imputado ao espalhamento

dos pontos experimentais decorrentes da própria natureza do escoamento intermitente, conjugado ao espalhamento provocado pela instabilidade do escoamento para as vazões mais altas de gás e, principalmente, por não se ter investigado vazões mais baixas de gás e de líquido, o que permitiria a existência de pontos mais próximos da origem no gráfico de V_{cc} versus j . A discussão sobre a velocidade de deslizamento, V_D , será feita na Seção 4.3.

4.3 - Análise dos Resultados Segundo o Modelo de Deslizamento de Zuber & Findlay[1965]:

Essa modelagem foi apresentada na Seção 2.2. Observe que para efeito da Equação (14), deve-se utilizar a fração média de vazio ao longo da seção transversal do tubo. No presente trabalho, foram realizadas medidas da fração média de vazio ao longo de todo o volume da seção de testes encerrado pelas válvulas de fechamento rápido. Portanto, os gráficos mostrados no Apêndice A (Figuras A1 a A16) são aproximações da forma da Equação (14).

O trabalho realizado por **Johnson & White[1993]**, para o escoamento vertical em bolhas e em bolhas alongadas em tubo, dá uma boa idéia da validade dessa aproximação quando os efeitos de expansão da bolha forem considerados desprezíveis. Nesse estudo, os autores fizeram medidas locais da fração de vazio, α , e da velocidade do gás, V_g , utilizando sondas de rádio frequência(RF), que trabalham com base na diferença entre os valores das constantes dielétricas do ar e do líquido. Obtiveram também valores para a fração de vazio volumétrica, através de medições da pressão diferencial ao longo da seção de testes. Com essas grandezas e a partir das equações abaixo, os autores obtiveram os dados constantes

na Tabela 6,

$$\langle \alpha \rangle = \frac{1}{A} \int_A \alpha dA \quad (69)$$

$$\langle V_g \rangle = \frac{\frac{1}{A} \int_A \alpha V_g dA}{\frac{1}{A} \int_A \alpha dA} \quad (70)$$

onde A é a seção transversal do tubo.

Tabela 6

Dados Experimentais de **Johnson & White[1993]**

para o Escoamento Vertical de Água e Ar em Tubo (DI=200mm)

α (volumétrico)	V_g	$\langle \alpha \rangle$	$\langle V_g \rangle$	C_o
	(m/s)		(m/s)	
0,088	0,599	0,078	0,584	1,02
0,219	2,957	0,216	2,595	1,03
0,129	1,508	0,107	1,520	1,04
0,212	1,636	0,221	1,664	1,01
0,066	1,333	0,059	1,274	1,02
0,144	1,532	0,096	1,336	1,04

Segundo os autores, foi observado o escoamento em bolhas para frações de vazio menores que 0,15, e em bolhas alongadas, para frações de vazio maiores que 0,35. Uma região de transição foi verificada entre esses dois limites.

A Tabela 6 exibe os valores de fração de vazio para o escoamento em bolhas e para a região de transição. Observe que as menores diferenças entre α e $\langle\alpha\rangle$ ocorreram para os maiores valores de fração de vazio ($\alpha=0,212$ e $\alpha=0,219$). Isto sugere que também para o escoamento em bolhas alongadas os valores de α e $\langle\alpha\rangle$ estejam próximos, admitindo-se bolhas sem expansão.

No presente trabalho, conforme já visto, os efeitos de expansão da bolha são significativos. Essa expansão é claramente evidenciada na Figura 19⁽¹⁾, na qual se observa que o comprimento da bolha, medida para a mistura ar-solução de goma xantana, apresenta um comprimento maior ao final da seção de testes, em todas as inclinações investigadas.

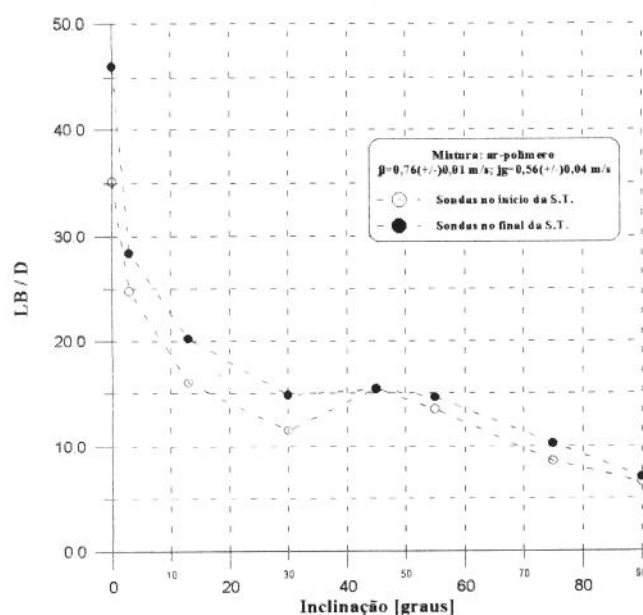


Figura 19: Comparação Entre os Comprimentos Normalizados da Bolha Alongada Medidos no Início e no Final da Seção de Testes.

⁽¹⁾ As expansões observadas na Figura 19, eventualmente, não foram observadas na mistura ar-água, para inclinações próximas à posição horizontal (Apêndice B), devido, provavelmente, à instabilidade do escoamento.

Note que a expansão deve acentuar a diferença entre os valores da fração de vazio volumétrica e aquele calculado na seção transversal do tubo. Isso deve acontecer porque, estando a bolha limitada pelas paredes do tubo, a sua expansão deverá ocorrer ao longo de seu comprimento. Essa expansão não terá influência sobre $\langle \alpha \rangle$, mas se traduzirá num aumento da fração de vazio volumétrica. Esse aumento de α fará com que a razão j_g/α seja menor do que deveria ser, caso não houvesse expansão, acarretando, com isso, um menor valor para o coeficiente linear da Equação (14). Este aspecto voltará a ser abordado na Seção 4.4.

A fim de se avaliar o parâmetro de distribuição, C_o , e a velocidade de deslizamento, $\langle V_{gj} \rangle$, foram feitas regressões lineares, utilizando-se mínimos quadrados. Esses parâmetros, juntamente com os coeficientes de determinação, são mostrados na Tabela 7.

Os coeficientes de determinação ficaram entre 0,89 e 0,97, indicando um bom ajuste para os dados experimentais. Os piores ajustes foram obtidos para polímero e ar nas posições $\theta=0^\circ$ e $\theta=3^\circ$. Tal constatação talvez seja explicada pelo fato dos maiores erros na medição da fração de vazio terem ocorrido justamente para baixas inclinações, com a mistura ar-solução aquosa de goma xantana (Seção 3.5).

Tabela 7

Parâmetros Obtidos a Partir da Modelagem de Zuber & Findlay[1965]

MISTURA ÁGUA-AR				MISTURA POLÍMERO-AR		
Inclinação (graus)	Co	$\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$ (m/s)	Coefic. de [†] Determinação	Co	$\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$ (m/s)	Coefic. de [†] Determinação
0	1,06	-0,14	0,97	1,06	-0,05	0,89
3	0,94	0,10	0,91	0,97	0,17	0,89
13	1,07	0,05	0,95	1,14	-0,02	0,95
30	0,97	0,17	0,91	1,12	0,01	0,93
45	1,00	0,21	0,95	1,04	0,15	0,95
55	1,03	0,13	0,94	1,12	0,07	0,94
75	1,10	-0,04	0,95	1,22	-0,04	0,97
90	1,08	-0,05	0,95	1,18	0,00	0,95

[†] $r^2 = 1 - \frac{\sum (y_a - y_m)^2}{[\sum (y_a - y_m)^2 + \sum (y_{med} - y_m)^2]}$, **a**=ajuste, **m**=medido e **med**=média dos valores medidos.

Na Figura 20 estão plotados os valores obtidos para C_o e $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$ em função da inclinação do tubo. Pode-se observar que, a menos da posição horizontal, os valores de C_o , obtidos para a mistura ar-solução aquosa de goma xantana, foram superiores àqueles obtidos para a mistura ar-água. Isso pode ser explicado considerando-se que C_o incorpora os efeitos da não-uniformidade de distribuição da velocidade do líquido. Conforme já comentado na seção anterior, a maior viscosidade da solução aquosa de goma xantana determina um perfil de velocidade menos turbulento do que aquele apresentado pela água.

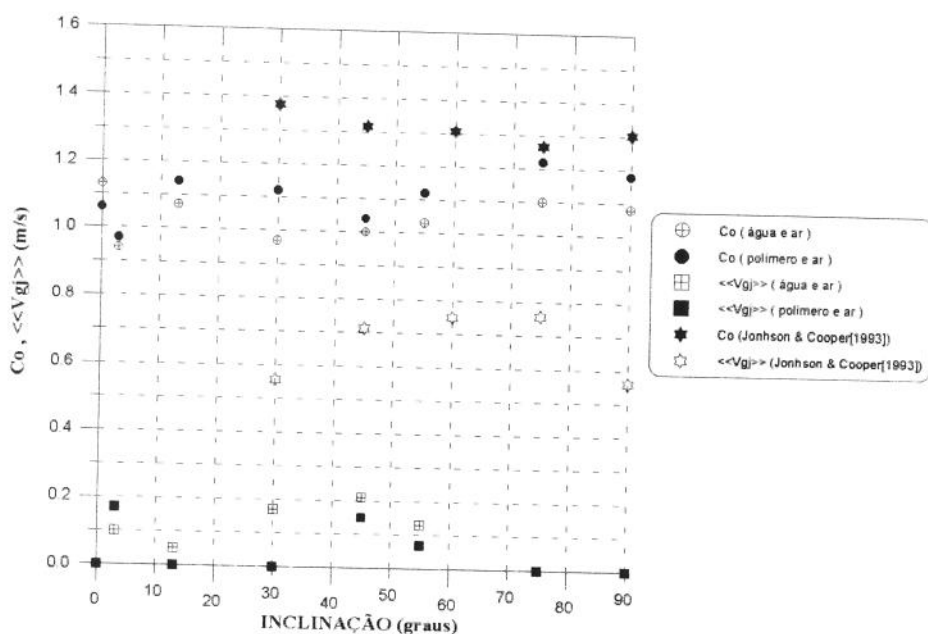


Figura 20: Apresentação dos Dados Deste Trabalho e de Johnson & Cooper[1993] Segundo à Formulação de Zuber & Findlay[1965].

Outro aspecto a ser notado na Figura 20 é que C_o mostrou-se uma função da inclinação do tubo. Para o caso da mistura ar-goma xantana, entre $\theta=0^\circ$ e $\theta=55^\circ$, o valor de C_o apresenta um valor médio de 1,10. Já entre 75° e 90° este valor sobe para 1,20. Tal comportamento pode ser explicado tendo em mente que C_o reflete os efeitos da não-uniformidade na distribuição das fases. Note na Equação (15) que para se aumentar o valor de C_o , os perfis de velocidade e da fração de vazio devem entrar em fase, de tal forma que ocorra uma certa coincidência entre os seus valores máximos.

Quando o tubo está na posição horizontal ou inclinada, o empuxo leva as bolhas para a parte superior do mesmo, havendo, portanto, uma maior concentração de gás nessa região, contribuindo para um menor valor de C_o , uma vez que esse gás encontra-se numa região de velocidade do líquido mais baixa.

À proporção que a tubulação vai atingindo a posição vertical, a distribuição das bolhas tende a ser simétrica em relação à linha de centro da tubulação, promovendo, dessa

forma, um aumento na concentração de gás na região central do tubo, e por conseguinte, no valor de C_o .

Para o caso da mistura ar-água, C_o assume um valor médio de 1,0, entre $\theta=30^\circ$ e $\theta=55^\circ$, e um valor de 1,09, entre $\theta=75^\circ$ e $\theta=90^\circ$. No intervalo entre $\theta=0^\circ$ e $\theta=13^\circ$, observa-se uma flutuação em seu valor. Essa indefinição está associada às razões já mencionadas de instabilidade do escoamento. Nessas inclinações, podia-se verificar, através de observações visuais e da análise das formas de onda geradas a partir das sondas de condutividade, que o escoamento, sob certas condições de fluxo, encontrava-se numa região de transição estratificado ondulado/intermitente, causado, sobretudo, pela ineficiência do sistema de mistura.

Na Tabela 7, observe que o valor de $C_o=1,03$, encontrado para o escoamento vertical com a mistura ar-água, ficou abaixo do valor citado na literatura, que é de 1,2 para tubos com pequenos diâmetros. Resultado semelhante também se verificou no trabalho de **Johnson & White[1993]**, no qual encontraram o valor de $C_o=1$, utilizando um tubo de diâmetro interno de 200mm. Os autores argumentaram que o grande diâmetro do tubo utilizado favoreceu a determinação de perfis mais suaves para a velocidade e fração de vazio e, conseqüentemente, um menor valor para C_o (Equação 15). Observe que, no presente trabalho, o diâmetro do tubo também é considerável (77,2 mm).

Na Figura 20 estão plotados os dados experimentais de **Johnson & Cooper[1993]**. Esse trabalho foi discutido na Seção 2.4.3. Na Figura 21, pode-se observar que a solução de goma xantana utilizada pelos autores é bem mais viscosa do que a que foi utilizada no presente trabalho. Essa é uma das razões básicas da diferença entre os resultados obtidos em ambos os trabalhos. Uma outra diferença reside no fato dos autores terem realizado os seus testes experimentais sob condições em que os efeitos de expansão eram desprezíveis.

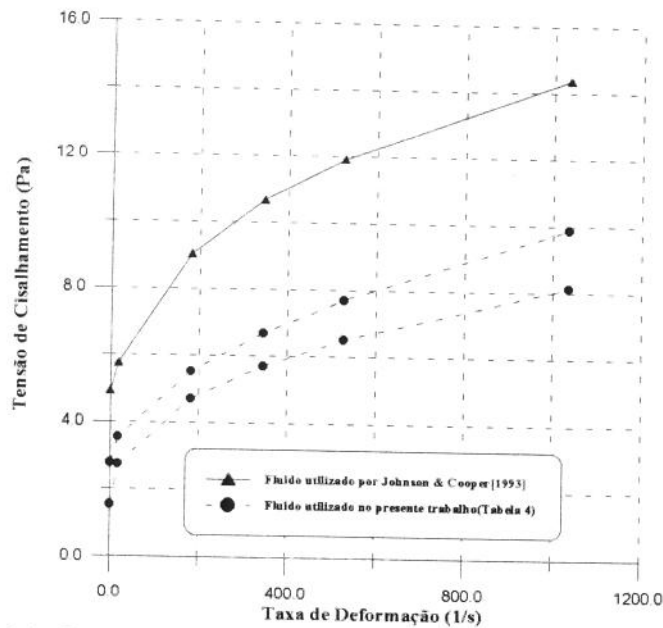


Figura 21: Comparação entre os fluidos utilizados neste trabalho e por Johnson & Cooper[1993].

A exemplo da seção anterior, também para esta modelagem, houve um certo prejuízo na obtenção da velocidade de deslizamento a partir da extrapolação dos dados experimentais, pelos mesmos motivos já apontados.

Em algumas inclinações, a extrapolação dos dados experimentais mostrou um valor de $\langle\langle V_{gl} \rangle\rangle$ em torno de -0,05. Levando-se em consideração o espalhamento desses dados, tal resultado pode ser interpretado como nulo.

A extrapolação obtida para o escoamento horizontal da mistura ar-água mostrou um valor de $\langle\langle V_{gl} \rangle\rangle = -0,14$ m/s. Observe que este resultado, mesmo considerando-se o espalhamento dos dados experimentais, parece sugerir uma velocidade de deslizamento negativa. O valor negativo de $\langle\langle V_{gl} \rangle\rangle$ implica que a velocidade relativa local, V_r , também é negativa.

França & Lahey[1993], ao investigarem o escoamento pistonado horizontal, também encontraram um valor negativo para a velocidade de deslizamento ($\langle\langle V_{sl} \rangle\rangle = -0,20$ m/s). Os autores justificaram tal resultado afirmando que em escoamentos horizontais realizados à baixas pressões e com consideráveis quedas de pressão, a expansão da bolha pode ser tal que acarrete uma velocidade relativa local negativa. A exemplo do presente trabalho, os autores também utilizaram uma seção de testes com a saída aberta à pressão atmosférica e, portanto, permitindo uma razoável queda de pressão ao longo do escoamento.

Maiores comentários sobre o comportamento da velocidade de deslizamento, $\langle\langle V_{sl} \rangle\rangle$, serão feitos na seção seguinte.

4.4- Comparação Entre os Parâmetros Obtidos na Modelagem de Nicklin et alii[1962] e Zuber & Findlay[1965]:

Inicialmente serão comparados os valores obtidos para os parâmetros C_o e C_o^* . Na Seção 2.2, foi discutida a interpretação física dada a cada um desses parâmetros.

Os valores obtidos para C_o (Tabela 6) ficaram próximos da unidade para a mistura ar-água. Para a mistura ar-solução de goma xantana, os valores desses mesmos parâmetros indicaram um pequeno aumento, atingindo o valor máximo de 1,22, em $\theta=75^\circ$. Esse aumento já foi explicado na seção anterior e deve-se a maior viscosidade do polímero.

Para ambas as misturas, esses valores de C_o indicam que foram obtidos perfis suaves para a velocidade do líquido e para a fração de vazio. O perfil suave da fração de vazio já era esperado, em função das bolhas alongadas preencherem grande parte da seção transversal do tubo. Com relação ao perfil de velocidades do líquido, pode-se especular calculando-se o número de Reynolds

$$Re = \frac{\rho_m j D}{\mu_m} \quad (71)$$

onde μ_m e ρ_m são a viscosidade e a massa específica da mistura no pistão de líquido. Observe que a fração de gás no pistão de líquido não foi medida durante os testes experimentais. Deve-se, portanto, adotar um valor para essa grandeza. Para a posição vertical, **Taitel et alii[1980]** sugeriram o valor de 0,25. Assim, encontra-se os números de Reynolds da ordem de $5,73 \times 10^4$ - $1,76 \times 10^5$ e de $9,57 \times 10^2$ - $6,75 \times 10^3$ para os escoamentos verticais com as misturas ar-água e ar-solução de goma xantana, respectivamente. Para as outras inclinações, os números de Reynolds não desviam desses valores.

Para a mistura ar-água, os escoamentos nos pistões de líquido encontravam-se no regime turbulento, o que condiz com os valores encontrados para o parâmetro de distribuição C_o .

Para a mistura ar-solução de goma xantana, obteve-se números de Reynolds significativamente menores. Observe que fluidos que apresentem tensão de limiar, como é o caso da solução de goma xantana, mesmo estando em regime laminar, pode apresentar um perfil de velocidades plano, ou seja, não parabólico, na região central do tubo. Isto ocorrerá sempre que as tensões de cisalhamento, no centro do tubo, forem menores que a tensão de limiar. Portanto, atendida esta condição, os valores encontrados para C_o seriam coerentes.

Da Tabela 6, observa-se que os valores de C_o^* para a mistura ar-água ficaram na faixa de 1,66 a 2,14, e para a mistura ar-solução aquosa de goma xantana, na faixa de 1,70 a 2,01. Como C_o^* expressa a não-uniformidade da distribuição da velocidade do líquido, e em ambas as misturas investigadas esse perfil se mostrou suave, era de se esperar que os seus valores estivessem próximos daqueles obtidos para C_o . Observe que, como a

velocidade de interface mede a velocidade do nariz da bolha alongada, dois fenômenos básicos podem ser os responsáveis por valores tão altos de C_o^* ⁽²⁾. O primeiro fenômeno é o da expansão da bolha ao longo de sua ascensão no tubo, e que já foi discutido na Seção 4.1. O segundo fenômeno é o efeito de agregação de pequenas bolhas, contidas no pistão de líquido, pelo nariz da bolha alongada.

Observe na Figura 22 que, à medida que a bolha alongada se desloca ao longo do tubo, o movimento em sentido contrário do filme de líquido, que se estabelece ao seu redor, provoca uma mistura intensa na sua região posterior, assim, a bolha perderá uma certa quantidade de gás para o pistão de líquido que vem em seguida. A bolha subsequente, ao avançar nesse pistão, encontrará pequenas bolhas que aderirão ao seu nariz. Este efeito provocará um avanço do nariz da bolha, que será interpretado como um aumento na velocidade de interface, V_{cc} , medidas pelas sondas de condutividade. Esse fenômeno, para baixas vazões de ar e de líquido, pode ser razoavelmente apreciado através das filmagens realizadas durante os testes experimentais.

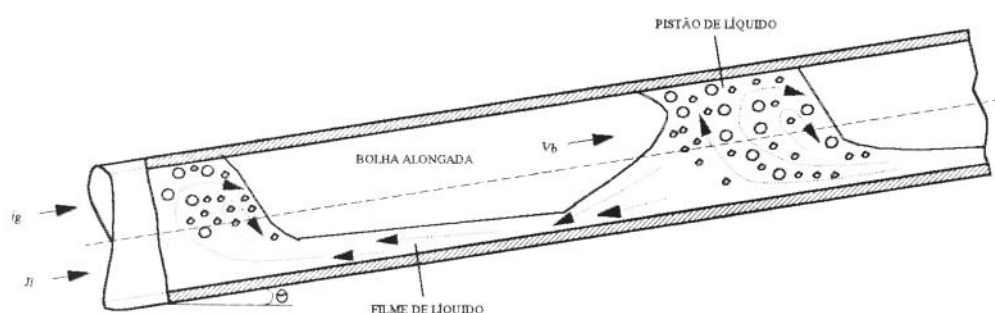


Figura 22; Modelo Simplificado para o Escoamento Pistonado.

Com relação aos coeficientes lineares das retas, obtidos a partir dos gráficos de V_{cc} versus j , observa-se para o caso da mistura ar-goma xantana, a partir de 13° , uma variação

⁽²⁾ Gonçalves[1991] obteve $C_o^*=1,91$ para o escoamento pistonado vertical de água e ar, em tubo.

sempre crescente com o aumento da inclinação. Tal comportamento, porém de forma mais irregular, pode ser observado nos resultados obtidos para a mistura ar-água. Essa observação diverge do que foi visto na Seção 2.1.1-b, onde foi comentado que a velocidade da bolha atingia um máximo em torno de $\theta=35^\circ$, a partir da posição horizontal.

Corroborando essa observação, podemos citar o trabalho de **Andrade[1995]** que realizou testes com a mistura ar-água, em um a geometria anular concêntrica, sob condições operacionais semelhantes às do presente trabalho. Observe na Figura 23 que a velocidade V_D (obtida por regressão linear dos dados experimentais) cresce com o aumento da inclinação.

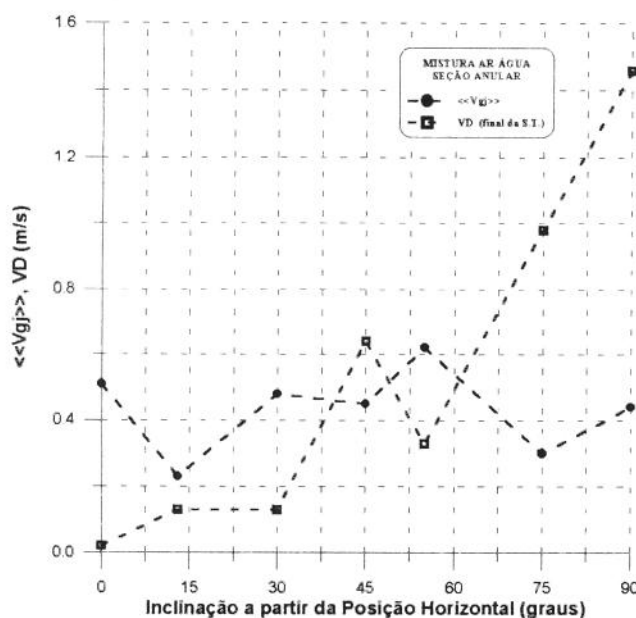


Figura 23: Dados Experimentais de **Andrade[1995]**

A explicação para esse fato pode ser dada através das investigações realizadas por **Nicklin et alii[1962]**. O autor realizou experimentos com uma bolha de Taylor ascendendo em um tubo com água estagnada. Foram realizados basicamente dois tipos de testes. No primeiro teste, o tubo tinha a parte superior fechada, de tal modo que a bolha era impedida de se expandir. No segundo teste, o tubo tinha a sua extremidade superior aberta à

atmosfera, de tal forma que a bolha pudesse se expandir.

No primeiro caso, o autor verificou que a velocidade da bolha era dada pela clássica Equação (7). Já no segundo caso, foi verificado que essa mesma velocidade era melhor representada pela Equação (12).

Do exposto, conclui-se que os coeficientes lineares das retas, obtidas a partir dos gráficos de V_{cc} versus J , contemplam o efeito de expansão. Daí o seu aumento com a elevação do tubo, a partir da posição horizontal. Esse crescimento se daria em função do aumento da pressão hidrostática.

Com relação aos coeficientes lineares das retas obtidos a partir dos gráficos de j_g/α versus j (Figura 20), pode-se notar uma tendência da velocidade de deslizamento da bolha, $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$, assumir um máximo entre 30° e 45° para a mistura ar-água, e em torno de 45° , para a mistura ar-solução de goma xantana, excetuando-se o valor obtido para 3° . Aqui, torna-se pertinente citar o trabalho de Santos & Escorihuela[1994]. Neste trabalho, foi estudado o movimento de uma bolha de Taylor isolada em líquido estagnado, utilizando uma seção anular. Foram feitos testes com água e dois diferentes fluidos de perfuração. Os autores observaram que nos três casos investigados, o valor máximo para a velocidade da bolha ocorreu em 45° .

Note que a Figura 20 sugere que os valores de $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$, para a mistura ar-água, sejam maiores do que aqueles encontrados para a mistura ar-solução de goma xantana (excetuando-se $\theta=3^\circ$). Esse resultado pode ser atribuído a maior viscosidade da mistura polimérica e está de acordo com o estudo de Nickens & Yannitel[1987], discutido na Seção 2.3.4.

As observações do parágrafo anterior também condizem com os resultados experimentais de Johnson & White[1993], resumidos na Tabela 8, para o escoamento

vertical de bolhas alongadas em tubo.

Observe naquela tabela que foram realizados testes com água e com duas soluções distintas de goma xantana, com viscosidades bem superiores à viscosidade da água. Note que o maior valor para $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$ ocorreu justamente para o caso da água.

Tabela 8

Dados Experimentais de **Johnson & White[1993]**

Fluido	$\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$
$\tau(\text{Pa}), \gamma(1/\text{s})$	(m/s)
$\tau=4,0+0,72 \gamma^{0,40}$	0,51
$\tau=1,33+0,30 \gamma^{0,40}$	0,39-0,50*
Água	0,60

*função da fração de vazio

Passemos, então, à análise dos valores de $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$ resumidos na Tabela 7 e plotados na Figura 20, em função da inclinação do tubo. Pode-se observar que os valores encontrados para esse parâmetro estão bem abaixo daqueles citados na literatura. Note que, de acordo com a Equação 7, o valor de $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$, para a mistura ar-água com o tubo na posição vertical, deveria ter sido de 0,305 m/s.

Os valores de $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$ encontrados no presente trabalho podem ser atribuídos, basicamente, aos efeitos de expansão da bolha. Na literatura, pode-se citar trabalhos como os de **Farooqi & Richardson[1982]**, para o escoamento pistonado horizontal, e **Khatib & Richardson[1984]**, para o escoamento pistonado vertical, que ao trabalharem com seções de testes com saídas abertas à atmosfera e, portanto, com consideráveis efeitos de expansão, encontraram, por regressão linear, $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle=0$. Em ambos os estudos, os autores

trabalharam com água e fluidos não-newtonianos.

No presente trabalho, os efeitos de expansão se manifestaram de duas formas distintas. A primeira forma, conforme discutido no início da seção anterior, diz respeito à fração de vazio volumétrica no cálculo dos parâmetros da Equação (14). Foi enfatizado, naquela ocasião, que a expansão da bolha determinava maiores valores para a fração de vazio volumétrica, e com isso, menores valores para a razão j_g/α . Observe, na Figura 20, que menores valores para j_g/α reduzem o coeficiente linear da reta de ajuste.

A segunda influência da expansão da bolha sobre $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$ decorre de sua própria definição. Da equação (16), nota-se que esse parâmetro é calculado a partir da velocidade de deslizamento local, V_{gj} , definida pela Equação (20). A velocidade do gás, V_g , que aparece naquela equação, pode ser interpretada, no presente caso, como a velocidade de uma bolha isolada, sem expansão, em líquido estagnado. O parâmetro j incorporaria a velocidade do líquido imposta pela expansão da bolha. Portanto, esta é a segunda contribuição da expansão da bolha na redução do valor de $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$.

Dessa seção, pode-se concluir que os valores dos coeficientes lineares das Equações (13) e (14) somente serão próximos se os efeitos de expansão da bolha forem considerados desprezíveis. Neste caso, esses coeficientes seriam interpretados como a velocidade de ascensão de uma bolha isolada, sem expansão, em líquido estagnado (**Zuber & Findlay[1965]**). Por outro lado, se existirem efeitos de expansão, o coeficiente linear da Equação (13) deverá ser interpretado como a velocidade terminal da bolha acrescida dos efeitos de expansão, enquanto que o mesmo coeficiente, para a Equação (14), deverá ser interpretado como a velocidade terminal da bolha diminuída de tais efeitos.

Na Seção 2.3 foram apresentadas diversas proposições encontradas na literatura para os parâmetros C_o , C_o^* , $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$ e V_D . Observe que a maioria daquelas proposições

foram obtidas para situações específicas em que se tinha uma bolha alongada isolada, em tubo vertical, com os efeitos de entrada e de expansão desprezíveis. Em virtude dessas condições, é de se esperar que tais proposições não consigam prever de forma satisfatória os resultados obtidos neste trabalho. Portanto, comparações entre aquelas proposições e os resultados ora obtidos não foram realizadas.

4.5 - Influência da Inclinação do Tubo Sobre a Velocidade de

Interface:

Nas Figuras 24 a 29 estão plotados os gráficos da velocidade de interface em função da inclinação da tubulação, fixando-se valores de j_g e j_l para cada situação investigada. Essas velocidades foram obtidas a partir das sondas de condutividade posicionadas no início e no final da seção de testes.

Para todos os casos analisados, houve uma dependência da velocidade de interface com a inclinação do tubo. Esta dependência foi mais pronunciada para menores valores de j_g e j_l . A diferença entre os valores mínimos e máximos obtidos para a velocidade de interface, considerando-se as mesmas condições de fluxo, foram maiores para a mistura ar-água, o que sugere que a influência da inclinação do tubo sobre essa velocidade, principalmente para menores valores de j_g e j_l , tenha sido maior para aquela mistura do que para a mistura ar-solução aquosa de goma xantana. A maior taxa de variação da velocidade com a inclinação se deu entre $\theta=30^\circ$ e $\theta=55^\circ$, para as situações investigadas.

Já foi visto nas seções anteriores que dois importantes mecanismos contribuíram para a variação da velocidade de interface com a inclinação. O primeiro mecanismo está relacionado com a assimetria na distribuição das bolhas em relação à linha de centro da

tubulação, que se estabelece nos escoamentos horizontais e inclinados. Esse mecanismo determina o comportamento do parâmetro C_o^* com a inclinação do tubo.

O segundo mecanismo está associado à expansão das bolhas e atua sobre o coeficiente linear da Equação (13), conforme pode ser observado na Figura 18.

Para o caso da mistura ar-água, nota-se que, em baixas inclinações, algumas vezes a velocidade de interface, obtida a partir das sondas localizadas no início da seção de testes, assume um valor maior do que aquele obtido a partir das sondas posicionadas no final da mesma. Este comportamento já foi abordado na Seção 3.8.1 e sugere que, para essas situações, a distância entre o ponto de mistura e as sondas posicionadas no início da seção de testes não era suficientemente longa para que se estabelecesse um escoamento totalmente desenvolvido. Tal comportamento não teria ocorrido para a mistura ar-solução aquosa de goma xantana devido a sua maior viscosidade, o que exigiria um menor comprimento de tubo, a partir do ponto de mistura, para a estabilização do escoamento.

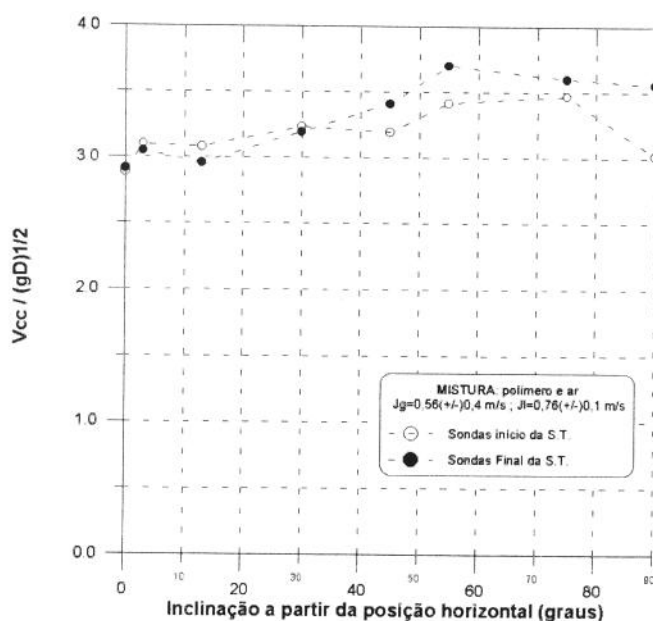


Figura 24: Influência da Inclinação do Tubo Sobre a Velocidade de Interface.

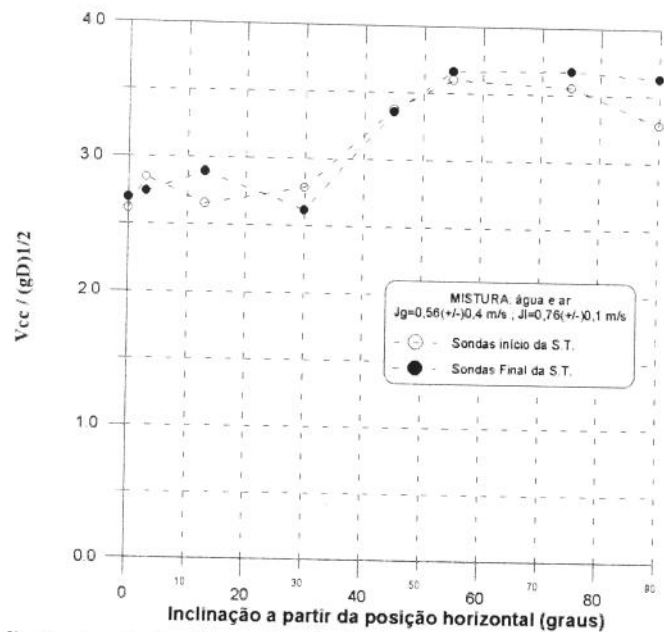


Figura 25: Influência da Inclinação do Tubo Sobre a Velocidade de Interface.

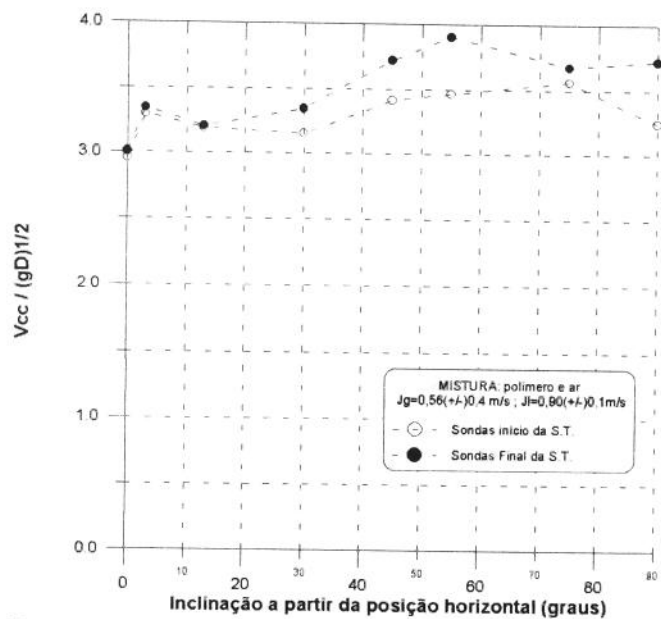


Figura 26: Influência da Inclinação do Tubo Sobre a Velocidade de Interface.

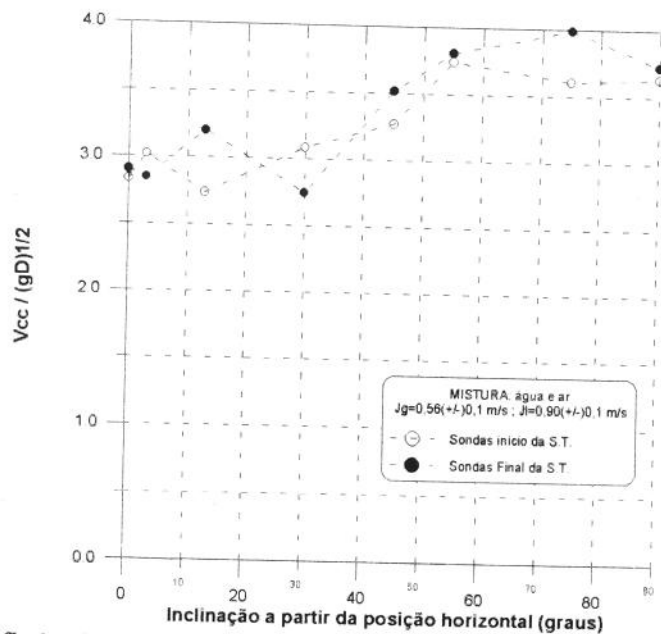


Figura 27: Influência da Inclinação do Tubo Sobre a Velocidade de Interface.

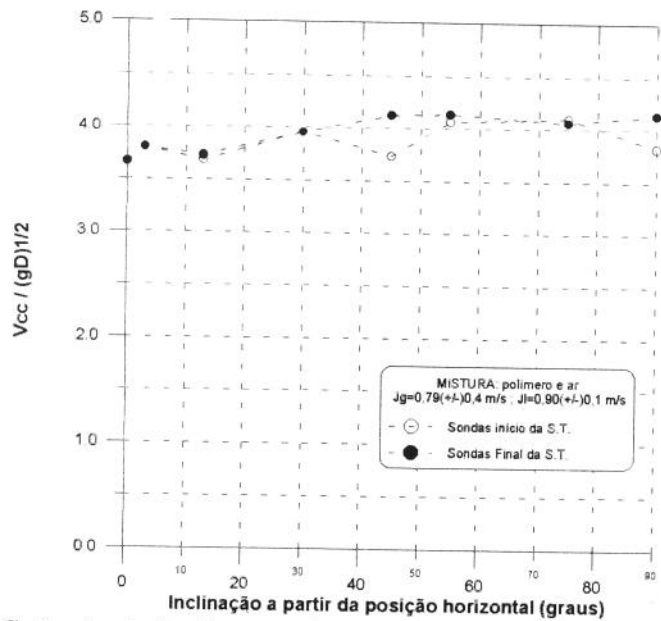


Figura 28: Influência da Inclinação do Tubo Sobre a Velocidade de Interface.

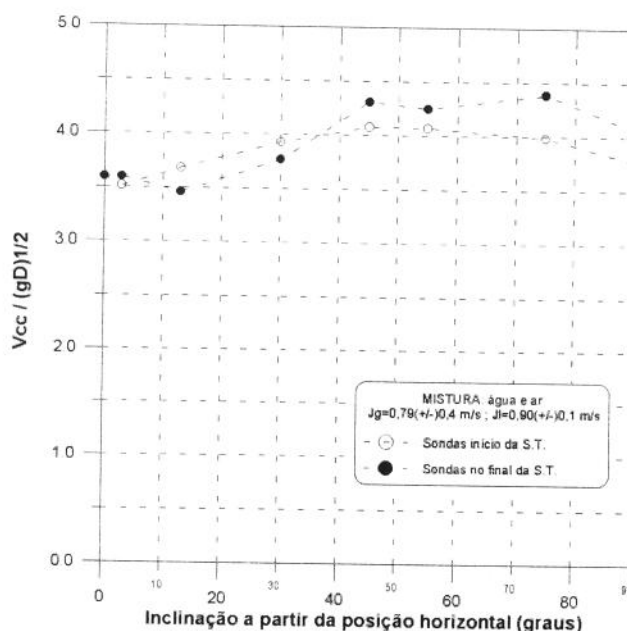


Figura 29: Influência da Inclinação do Tubo Sobre a Velocidade de Interface.

4.6 - Influência da Inclinação do Tubo e da Viscosidade Sobre a Fração de Líquido:

Nas Figuras 30 e 31 estão plotados os gráficos da fração de líquido, em função da inclinação do tubo, fixando-se os valores de j_g e j_l , para cada situação investigada. Dessas figuras, observa-se que a fração de líquido varia com a inclinação do tubo, e essa variação é função das vazões de líquido e de gás empregadas.

O comportamento da fração de líquido com a inclinação é basicamente governado pelo escorregamento entre as fases. Observe que a velocidade relativa entre as fases pode ser dada por

$$V_r = \frac{j_g}{\alpha} - \frac{j_l}{1-\alpha} \quad (72)$$

onde $(1-\alpha)$ é a fração de líquido.

Para algumas situações, principalmente para o caso da mistura ar-água, a fração de líquido atinge um máximo em torno de $\theta=45^\circ-55^\circ$, e depois decresce à medida que o tubo se aproxima da posição vertical. Isto sugere que houve uma diminuição da velocidade relativa a partir desse ponto.

Observando-se as Figuras 24 a 29, nota-se que, a partir de $\theta=45^\circ-55^\circ$, a velocidade do gás começa a diminuir com a inclinação do tubo, provocando uma redução na velocidade relativa e, conseqüentemente, uma redução na fração de líquido. Um outro fator que contribuiu para a diminuição da velocidade relativa foi o aumento da velocidade do pistão de líquido causado pela expansão da bolha.

Um aspecto a ser notado nas Figuras 30 e 31 é que a fração de líquido para a mistura ar-água é menor do que aquela observada para a mistura ar-solução de goma xantana. Isto significa que foram obtidas maiores velocidades relativas nesta última mistura, em razão dos menores valores da velocidade do líquido, decorrente de sua maior viscosidade.

Nas Figuras 30 e 31, os dados experimentais obtidos são comparados com a correlação de **Beggs & Brill**[1973] dada por

$$\alpha_l(\theta) = \alpha_l(0^\circ) \left\{ 1 + C \left[\sin(1,8\theta) - \frac{1}{3} \sin^3(1,8\theta) \right] \right\} \quad (73)$$

$$\alpha_l(0^\circ) = 0,845 \frac{\lambda^{0,5351}}{F^{0,0173}} \quad (74)$$

$$C = (1 - \lambda) \ln \left[2,96 \lambda^{0,305} \frac{F^{0,0978}}{N_l^{0,4473}} \right] \quad (75)$$

onde $F=Fr^2=j_m^2/gD$, $N_l=j_l [\rho_l/(g\sigma)]^{0,25}$ e $\lambda=j_l/(j_l+j_g)$. Observe que esta correlação consegue prever de forma bem satisfatória os valores da fração de líquido, α_l , para a mistura ar-água, porém prevê valores menores do que aqueles encontrados para a mistura ar-solução de goma xantana. A razão disso é que essa correlação não contempla os efeitos da viscosidade do líquido.

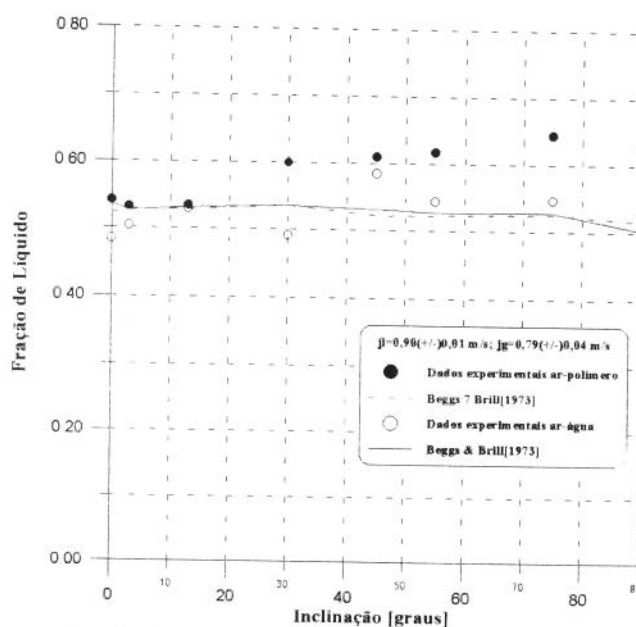


Figura 30: Comparação Entre as Frações de Líquido Encontradas para as Misturas Investigadas e a Correlação de **Beggs & Brill**[1973].

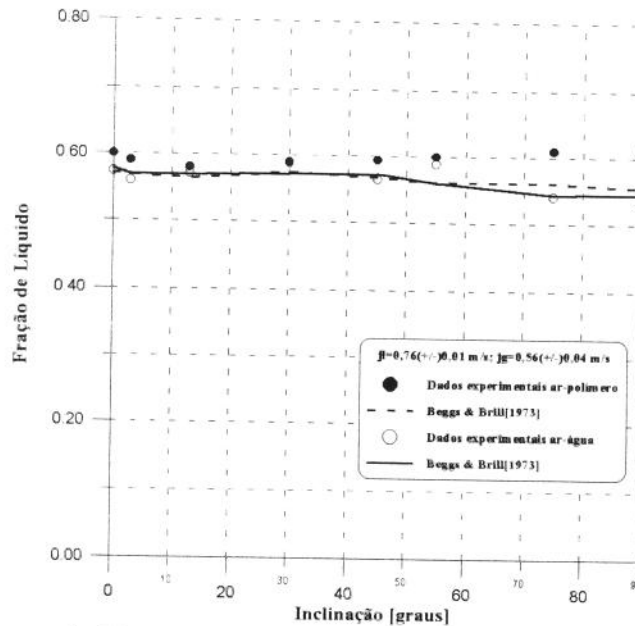


Figura 31: Comparação Entre as Frações de Líquido Encontradas para as Misturas Investigadas e a Correlação de Beggs & Brill [1973].

4.7- Influência das Condições de Fluxo Sobre o Comprimento Médio dos Pistões de Líquido:

Para efeito desta análise são apresentadas no Apêndice A as Figuras A33 a A48. Dessas figuras, percebe-se que os comprimentos médios dos pistões de líquido exibem um comportamento praticamente independente das vazões de gás e de líquido, excetuando-se os casos em que $\theta=0^\circ$, e para altas vazões de gás, em $\theta=13^\circ$ e $\theta=30^\circ$ (apenas para a mistura ar-água). Estas exceções podem ser atribuídas ao fato de não se ter obtido um escoamento totalmente estabilizado nessas situações, fato já discutido anteriormente.

Para a mistura polimérica, os comprimentos dos pistões de líquido ficaram entre 7,6D e 11,9D, considerando-se os casos em que ocorreram escoamentos estabilizados. Para a mistura ar-água esses comprimentos ficaram entre 9,1D e 11,4D. Em ambas as misturas investigadas, os menores comprimentos dos pistões de líquido ocorreram nos escoamentos

verticais.

Fabre & Liné[1992] e **Dukler & Fabre[1992]** comentam que o comprimento médio dos pistões de líquido para escoamentos pistonados horizontais fica em torno de 12-40D e para escoamentos pistonados verticais na faixa de 8-25D.

Para **Taitel et alii[1980]** o comprimento estável do pistão de líquido, independentemente das propriedades dos fluidos ou do diâmetro do tubo, em escoamentos pistonados verticais, é de 16D. Observe que os comprimentos dos pistões de líquido medidos no presente trabalho, para o escoamento vertical, são inferiores a esse valor.

Para escoamentos pistonados verticais de ar e água, em tubos com diâmetro interno de 5cm, **Fernandes et alii[1983]** e **Barnea & Shermer[1988]** encontraram que o comprimento médio dos pistões de líquido eram 20D e 10-15D, respectivamente.

Note que os comprimentos médios dos pistões de líquido obtidos durante os testes experimentais, para os escoamentos verticais e horizontais, com ambas as misturas, estão próximos dos menores valores citados por **Fabre & Liné[1992]** e **Dukler & Fabre[1992]**. Isto parece reforçar a tese de que o comprimento da seção de testes utilizado não era suficientemente longo para que se estabelecesse um escoamento totalmente desenvolvido.

4.8 - Comparações Entre as Velocidades de Interface, Comprimentos Médios das Bolhas Alongadas e dos Pistões de Líquido para as Duas Misturas Bifásicas Investigadas:

Estas comparações são mostradas no Apêndice A, Figuras A49 a A72. Embora naquele apêndice estejam apresentados os resultados obtidos para as sondas posicionadas no início e no final da seção de testes, somente serão considerados os resultados obtidos

por essas últimas, devido à melhor qualidade dos dados coletados.

4.8.1- Velocidades de Interface:

Das Figuras A49 a A56, observa-se que para $\theta=0^\circ$, $\theta=3^\circ$ e para $\theta=30^\circ$ (excluindo-se as medidas com $j_i=0,42$ m/s), as velocidades de interface, medidas com as sondas de condutividade, foram maiores para a mistura ar-solução aquosa de goma xantana.

Em $\theta=45^\circ$, inicia-se uma tendência das velocidades de interface serem maiores na mistura ar-água. Esta tendência se estende até $\theta=75^\circ$. Em $\theta=90^\circ$, novamente essas velocidades passam a ser maiores na mistura polimérica.

A observação de que as velocidades de interface na mistura ar-solução de goma xantana terem sido maiores do que aquelas observadas na mistura ar-água é condizente com os resultados obtidos por **Johnson & White[1990]**.

4.8.2- Comprimentos Médios das Bolhas Alongadas e dos Pistões de Líquido:

Das Figuras A57 a A64, observa-se que, no intervalo de $\theta=0^\circ$ a $\theta=45^\circ$, existe uma tendência de que as bolhas alongadas apresentem comprimentos maiores para a mistura polimérica. Ocorreram exceções, como por exemplo, para $j_i=0,42$ em $\theta=3^\circ$, e para altas vazões de gás, em $\theta=13^\circ$ e $\theta=45^\circ$. A partir de $\theta=55^\circ$, até a posição vertical, existe uma reversão nesse comportamento, com os comprimentos médios das bolhas passando a ser maiores na mistura ar-água.

Das Figuras A65 a A72, observa-se que para $\theta=0^\circ$, $\theta=3^\circ$, $\theta=45^\circ$ e $\theta=55^\circ$ os comprimentos do pistões de líquido apresentaram uma tendência de serem maiores na

mistura polimérica. Para $\theta=30^\circ$, $\theta=75^\circ$ e $\theta=90^\circ$ essa tendência é invertida, com os comprimentos dos pistões passando a ser maiores para a mistura ar-água.

Conclui-se então que, a menos de algumas exceções, sempre que ocorreram menores comprimentos de pistões de líquido, também ocorreram menores comprimentos para as bolhas alongadas, e vice-versa.

O comportamento dos comprimentos dos pistões de líquido e das bolhas alongadas com o aumento da inclinação, citados no parágrafo anterior, deve-se ao comportamento da frequência de ocorrência dos pistões de líquido, v_s . As Figuras 32 e 33 sugerem que, para a posição horizontal, o valor de v_s é maior para a mistura ar-água e, para a posição vertical, passa a ser maior para a mistura ar-solução de goma xantana.

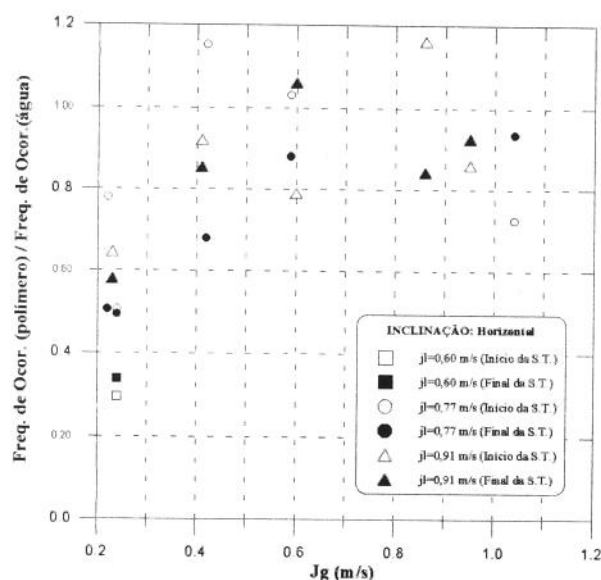


Figura 32: Razão Entre os Valores de v_s Encontrados em Ambas as Misturas Investigadas, Posição Horizontal.

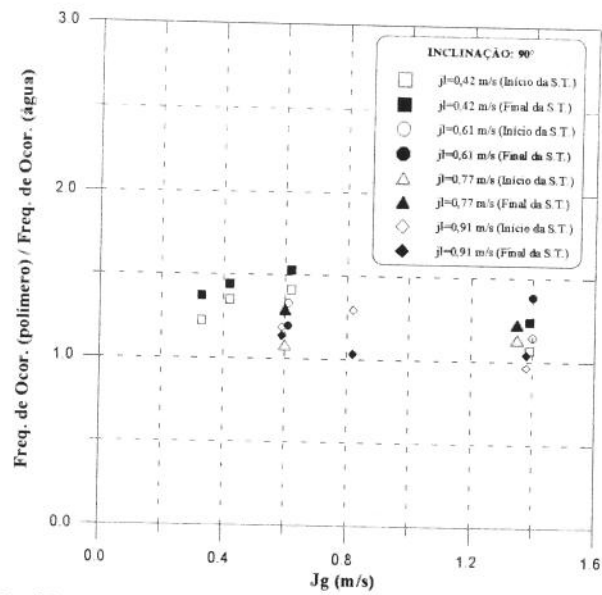


Figura 33: Razão Entre os Valores de v_s Encontrados em Ambas as Misturas Investigadas, Posição Vertical.

Este comportamento de v_s pode melhor ser observado nas Figuras 34 e 35. Para inclinações próximas à posição horizontal, os maiores valores dessa grandeza ocorreram para a mistura ar-água. Este comportamento se inverte para posições próximas à posição vertical.

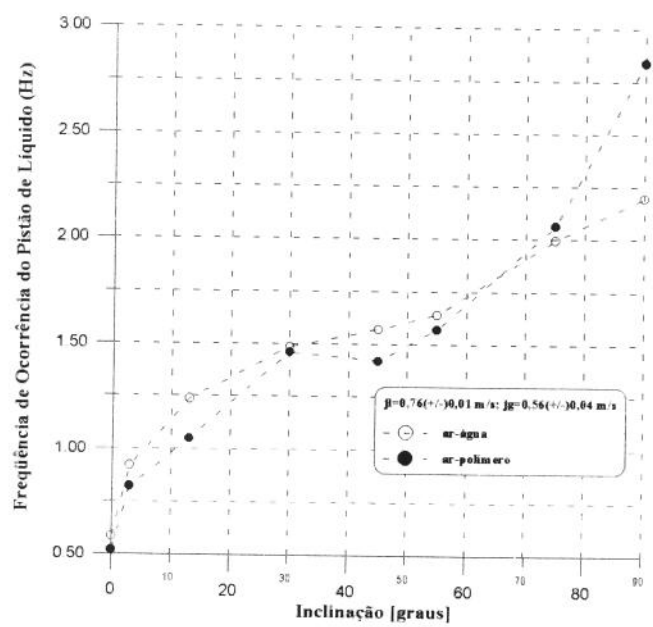


Figura 34: Comparação Entre os Valores de v_s para Ambas as Misturas Investigadas.

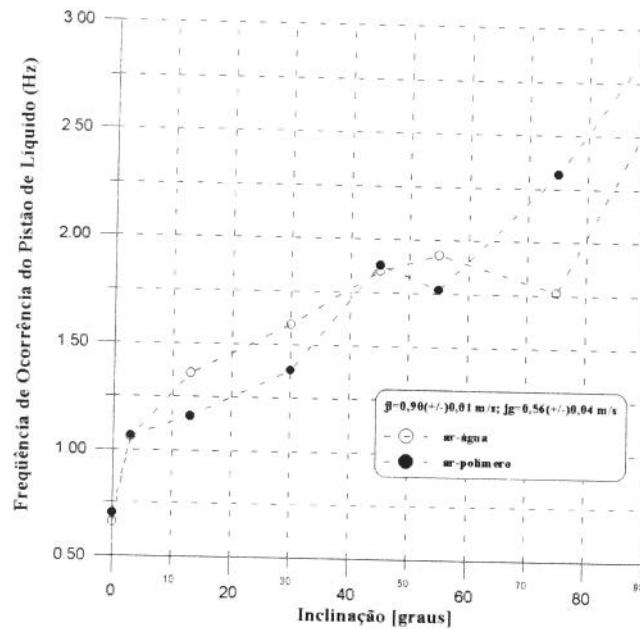


Figura 35: Comparação Entre os Valores de v_s para Ambas as Misturas Investigadas.

Nädler & Mewes[1992] mediram a frequência de ocorrência dos pistões de líquido nas misturas ar-água e ar-óleo mineral, usando um tubo de acrílico com cerca de 50m de comprimento, diâmetro interno de 59mm. O óleo mineral utilizado apresentava uma massa específica de 858 kg/m^3 e uma viscosidade de 31 mPa.s , sob condições ambiente. Foi verificado que o valor de v_s para a mistura ar-água era sempre menor do que aquele obtido para a mistura ar-óleo. Os autores justificaram essa observação com base em um modelo proposto por eles para v_s . Esse modelo foi concebido a partir de uma analogia do escoamento pistonado com um sistema oscilante. Consideraram que, para o caso de tubos na posição horizontal, apenas a energia cinética influenciava nas oscilações, e chegaram à seguinte expressão:

$$v_s = \frac{1}{2\pi D} \left[\frac{\rho_g j_g^3 + \rho_l j_l^3}{c^3 V_{pl} \rho_m} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (73)$$

onde V_{pl} é a velocidade do nariz do pistão de líquido e c é um fator que está relacionado com o período de oscilação. Foi sugerido utilizar $c=2$.

Deve-se observar que os autores definiram a frequência de ocorrência do pistão de líquido como sendo

$$v_s = \frac{V_{pl}}{L_P + L_B} \quad (74)$$

onde L_P e L_B são os comprimentos dos pistões de líquido e da bolha alongada, respectivamente. Observe que no presente trabalho, a frequência de ocorrência dos pistões de líquido foi definida, considerando-se a velocidade do nariz da bolha de Taylor (V_{ce}) e não V_{PL} (Equação (66)), conseqüentemente, os valores medidos durante os testes experimentais são superiores àqueles previstos pela Equação (73).

Com base na Equação (73), **Nädler & Mewes[1992]** atribuíram seus resultados experimentais ao menor valor da massa específica apresentada pela mistura ar-óleo, ρ_m .

No presente trabalho, os valores de ρ_m , para a mistura ar-polímero, foram sempre maiores do que aqueles observados para a mistura ar-água, considerando-se as mesmas condições de fluxo, em virtude das maiores frações de líquido terem ocorrido para a mistura ar-polímero (Figuras 30 e 31). A maior viscosidade da mistura ar-solução de goma xantana determina um menor valor para V_{PL} . A partir dessas observações e com base na Equação (73), pode-se justificar os resultados obtidos para o escoamento horizontal, admitindo-se que o produto $V_{PL}\rho_m$ tenha sido maior para a mistura ar-solução de goma xantana, ou seja, a redução em V_{PL} tenha sido compensada pelo maior valor de ρ_m .

Seria precipitado retirar maiores conclusões do comportamento verificado neste trabalho com relação à frequência de ocorrência dos pistões de líquido. Observe que, em escoamentos em que os comprimentos dos pistões não sejam estáveis, poder-se-á obter valores para v_s maiores do que aqueles observados em escoamentos estabilizados, em virtude dos menores comprimento dos pistões. As Figuras A57 a A64 sugerem que em algumas situações, principalmente para a mistura ar-água, não foram obtidos comprimentos estáveis para os pistões de líquido.

CAPÍTULO V

Conclusões e Recomendações

Neste capítulo serão apresentadas as conclusões obtidas no capítulo anterior, além de serem feitas sugestões para futuros trabalhos e melhoria do aparato experimental construído.

5.1- Melhorias a Serem Implementadas no Aparato Experimental e/ou nos Procedimentos Experimentais:

Com o propósito de facilitar a realização de testes experimentais e/ou melhorar a qualidade dos dados obtidos, propõe-se o seguinte:

- Automatizar o acionamento das válvulas de fechamento rápido, V_2 e V_3 (Figura 6), utilizadas na medição da fração de vazio;
- Adicionar anti-espumante à base de silicone e bactericida à solução de goma xantana;

- Encher as mangueiras de tomadas de pressão com água, durante os testes com goma xantana, afim de evitar problemas nas leituras de pressão devido à gelificação dessa solução no interior das mangueiras;
- Adaptar a seção de testes para que a mesma possa trabalhar com pressões mais elevadas, afim de minimizar os efeitos de expansão do gás;
- Alterar o sistema de mistura bifásica (Figura 36). Esse sistema mostrou-se bastante ineficiente para altas vazões de gás, principalmente em inclinações na/ou próximas à posição horizontal. Nesses casos, o sistema não permitia uma boa mistura entre as duas fases, exigindo, portanto, um maior comprimento de entrada para a estabilização do escoamento, vindo a comprometer a qualidade dos dados obtidos com as sondas posicionadas no início da seção de testes.

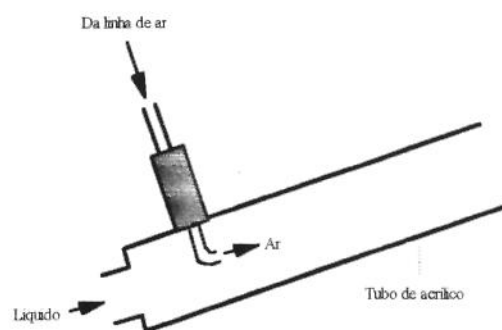


Figura 36: Detalhe do Sistema de Mistura Bifásico

Uma solução simples para aumentar a eficiência do sistema de mistura é retirá-lo do início da seção de testes e localizá-lo logo na saída dos medidores de vazão de líquido (Figura 6). Aumentando-se, assim, consideravelmente o comprimento disponível para o desenvolvimento do escoamento.

Uma proposta mais elaborada, será empregar um sistema semelhante ao utilizado por **Johnson & White[1993]**. Nesse trabalho, o gás e o líquido eram introduzidos dentro de uma câmara de diâmetro de 200mm. A injeção do gás era feita através de oito orifícios, com diâmetros de 10mm, enquanto que a injeção do líquido era feita através de uma linha de

150mm. Dessa câmara, a mistura bifásica passava através de um elemento laminador de fluxo, em direção à seção de testes (Figura 37).

O uso do laminador homogeneiza a mistura bifásica e permite a geração de pequenas bolhas, simulando de forma mais realística a entrada de gás no poço de petróleo durante um influxo ("kick").

Com esse sistema, os autores conseguiram reduzir enormemente o comprimento de entrada necessário à estabilização do escoamento, mesmo

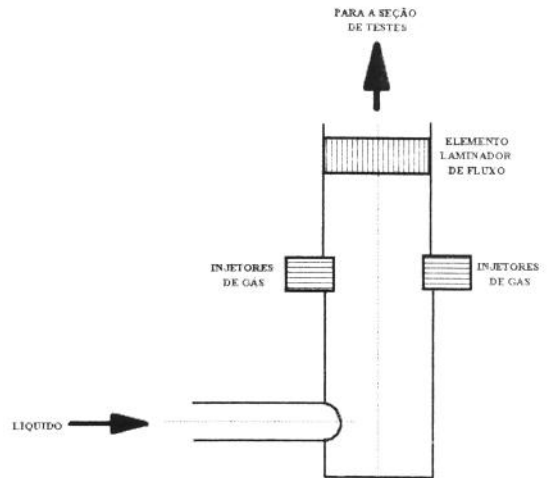


Figura 37: Sistema de Mistura Bifásica Sugerido por Jonhson & White[1993].

para condições de vazões de gás relativamente elevadas ($j_g=2,0$ m/s). No citado trabalho, a distância desde a entrada até o ponto onde eram feitas as medições das grandezas de interesse era de $42,5D$. Observe que este comprimento é inferior ao utilizado no presente trabalho, que foi de $55,83D$ para o primeiro par de sondas e de $95,66D$ para o segundo.

5.2- Sugestões para Futuros Trabalhos:

- Realizar testes com fluidos mais viscosos;
- Repetir os testes aqui efetuados sob condições em que os efeitos de entrada e de expansão sejam desprezíveis. Os efeitos de entrada podem ser minimizados melhorando-se o sistema de mistura bifásico, conforme já mencionado, e também realizando-se testes com tubos de diâmetros menores, de tal forma a se obter maiores valores para a razão *comprimento de entrada / diâmetro do tubo*;

- Realizar testes com baixas vazões de gás e de líquido para a obtenção de pontos próximos à origem nos gráficos de j_g/α versus j e de V_{cc} versus j , melhorando, dessa forma, o cálculo de $\langle\langle V_{gj} \rangle\rangle$ e de V_D , através de extrapolação;
- Fazer leituras de pressão diferencial na seção de testes, o que seria um meio alternativo para obtenção da fração de vazio.

5.2- Conclusões Finais:

Os resultados deste trabalho mostraram que os dados obtidos para o escoamento pistonado, com as misturas ar-água e ar-solução de goma xantana, para diversas inclinações da seção de testes, desde a posição horizontal até a posição vertical, são bem correlacionados pelas formulações de Nicklin et alii[1962] e Zuber & Findlay[1965]. Para essas correlações, foi verificado que os parâmetros C_o^* (Equação 12) e C_o (Equação 14) apresentaram pequenos aumentos com o aumento de inclinação, a partir da posição horizontal, e que seus valores foram maiores para a mistura ar-solução de goma xantana.

Para a mistura ar-solução aquosa de goma xantana, no intervalo de $\theta=0^\circ$ a $\theta=30^\circ$, o valor encontrado para C_o^* foi de 1,76, e para o intervalo de $\theta=45^\circ$ a $\theta=90^\circ$, ficou em torno de 1,93. Para a mistura ar-água os valores de C_o^* exibiram flutuações que foram atribuídas à instabilidade no escoamento para altas vazões de gás. Isto teria provocado uma imprecisão no cálculo desse parâmetro.

Para a mistura ar-goma xantana, entre $\theta=0^\circ$ e $\theta=55^\circ$, foi verificado que o parâmetro de distribuição C_o apresentou um valor médio de 1,10, e entre $\theta=75^\circ$ e $\theta=90^\circ$, esse valor foi de 1,20. Já para o caso da mistura ar-água, C_o assumiu um valor médio de 1,0, entre $\theta=30^\circ$

e $\theta=55^\circ$. Para o intervalo de $\theta=75^\circ$ e $\theta=90^\circ$, esse valor foi de 1,09.

Os valores elevados encontrados para os parâmetros C_o^* foram imputados aos efeitos de expansão e de agregação de pequenas bolhas contidas nos pistões de líquido, por parte do nariz das bolhas alongadas.

Foi verificado que os efeitos de expansão influenciaram no valor do coeficiente linear da Equação (12), V_D , aumentando seu valor. Esse mesmo efeito reduziu o valor do coeficiente linear da Equação (14), $\langle\langle V_{gl} \rangle\rangle$.

A velocidade de deslizamento $\langle\langle V_{gl} \rangle\rangle$ assumiu um valor máximo entre $\theta=30^\circ$ e $\theta=45^\circ$, para a mistura ar-água. Para a mistura ar-solução de goma xantana esse valor máximo ocorreu em $\theta=45^\circ$. Essa mesma variável apresentou menores valores na mistura ar-solução de goma xantana, em virtude da sua maior viscosidade.

Em todos os casos analisados, foram encontradas maiores frações de líquido para a mistura ar-solução de goma xantana. Isto ocorreu em virtude da maior viscosidade dessa solução, o que leva a maiores velocidades relativas quando comparadas com a mistura ar-água.

A correlação de **Beggs & Brill[1973]** conseguiu prever de forma bem satisfatória o comportamento da fração de líquido para a mistura ar-água, para todas as inclinações investigadas. Essa mesma correlação não apresentou o mesmo êxito quando aplicada à mistura ar-solução aquosa de goma xantana, por não contemplar os efeitos viscosos da mistura.

Para a posição horizontal, foram encontrados maiores valores para a frequência de ocorrência dos pistões de líquido na mistura ar-água. Para a posição vertical, esse quadro se inverteu, com os valores dessa frequência sendo maiores na mistura ar-solução de goma xantana. Foi enfatizado que essas observações deveriam ser vistas com reservas, em virtude

de não se ter obtido comprimentos estáveis para os pistões de líquido em diversas situações investigadas.

O motivo dos efeitos de expansão terem sido tão pronunciados neste estudo foi atribuído ao fato de se ter conciliado baixas pressões de trabalho com razoáveis quedas de pressão ao longo da seção de testes. Esses efeitos puderam ser avaliados através dos dados obtidos com as sondas de condutividade posicionadas no início e no final da seção de testes.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Alves, I.N. Slug flow phenomena in inclined pipes (Tese de Doutorado). Tulsa, EUA: The University of Tulsa, 1991.
- Andrade Jr., P.H. Velocidades e frações de vazio em escoamentos ar-água e ar-xantana, padrão pistonado, através de duto anular, com variação da inclinação (Dissertação de Mestrado em preparação). Campinas, SP: Faculdade de Engenharia Mecânica, UNICAMP.
- Barnea, D., Shoram, O., Taitel, Y. & Dukler, A.E. Flow pattern transitions for upward flow. Chemical Engineering Science, 1985, 40 (1), 131-136.
- Barnea, D. & Shermer, L. Void fraction measurements in vertical slug flow: applications to slug characteristics and transition. International Journal of Multiphase Flow, 1989, 15 (4), 495-504.
- Bendiksen, K.H. An experimental investigation of the motion of long bubbles in inclined tubes. International Journal of Multiphase Flow, 1984, 10 (4), 467-483.
- Bendiksen, K.H. On the Motion of Longs Bubbles in Vertical Tubes. International Journal of Multiphase Flow, 1985, 11 (6), 797-812.
- Carvalho, M.D. Teoria dos erros (Notas de aula). Ouro Preto, MG: Universidade Federal de Ouro Preto, 1984.
- Caetano Filho, E., Barbuto, F.A.A. & Costa, P.C.M. Biblioteca computacional para determinação do arranjo de fases - FLOPAT V2. PETROBRÁS/CENPES(846), 1987.
- Camargo, R.M.T. Hidrodinâmica e Transferência de Calor no Escoamento Intermitente Horizontal (Dissertação de Mestrado). Campinas, SP: Faculdade de Engenharia Mecânica, UNICAMP, 1991.
- Chhabra, R.P. & Richardson, J.F. Prediction of flow pattern for the co-current flow of gas and non-newtonian liquid in horizontal pipes. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 1984, 62, 449-454.

- Chhabra, R.P. and Richardson, J.F. Cocurrent horizontal and vertical upwards flow of gas and non-newtonian fluids. Encyclopedia of Fluids Mechanics, Vol III, 563-609. Houston, Texas, EUA: N.P. Cheremisinoff, Ed., Gulf Publishing Co., 1986.
- Couët B., Strumolo, G.S. & Ziehl, W. The Effects of Fluid Properties, Inclination and Tube Geometry on Rising Bubbles. Trabalho apresentado na "Third International Conference on Multiphase Flow", artigo G3, Holanda, 1987.
- Davies, R.M. & Taylor, G.I. The mechanics of large bubbles rising through extend liquids and through liquids in tubes. Proceedings of Royal Society of London, 1950, A200, 375-390.
- Dukler, A.E. & Fabre, J. Gas-liquid slug flow knots and loose ends. Londres: 1992.
- Fabre, J. & Liné, A. Modelling of two slug flow. Annu. Rev. Fluid Mech., 1992, 24, 21-46.
- Farooqi, S.I. & Richardson, J. F. Horizontal flow of air and liquid (Newtonian and non-Newtonian) in a smooth pipe. Part I: A correlation for averaged liquid holdup. Tans. Institution of Chemical Engineers, 1982, 60, 292-305.
- Fernandes, R.C., Semiat, R. & Dukler, A.E. Hydrodynamic model for gas-liquid slug flow in vertical tubes. AIChE Journal. 1983, 29 (6), 981-89.
- França, F. & Lahey Jr, R. T. The use of drift-flux techniques for the analysis of horizontal two-phase flows. International Journal Multiphase Flow, 1993.
- Gonçalves, M.A.L. Aplicação de ultra-som na medição de vazão em escoamento gás-líquido vertical (Dissertação de Mestrado). Campinas, SP: Faculdade de Engenharia Mecânica, UNICAMP, 1991.
- Johnson, A.B. & White, D.B. Gas Rise Velocities During Kicks. SPE Drilling Engineering, 1991, December(20431).
- Johnson, A.B. & Cooper, S. Gas Migration Velocities During Gas Kicks in Deviated Wells. SPE(26331), Trabalho apresentado na "68th Annual Technical Conference and Exhibition of the Society of Petroleum Engineers", Houston, Texas, 1993.
- Khatib, Z. & Richardson, J.F. Vertical co-current flow of air and shear thinning suspension of kaolin. Chem. Eng. Res.Des., 1984, 62, 139-154.
- Lage, A.C.V.M. & Figueiredo, A.M.D. Two-Phase Flow Modeling of Well Control Operations During Gas Kicks, Trabalho apresentado na "5th International Conference on Multiphase Production", Cannes, França, 1991.
- Nakagawa, E.Y. Gas Kick Behavior During Well Control Operations in Vertical and Slanted Wells (Tese de Doutorado). EUA: Louisiana State University, 1990.

- Nickens, H.V. & Yannitell, D.W. The effects of surface tension and viscosity on the rise velocity of a large gas bubble in a closed, vertical liquid-filled tube. International Journal Multiphase Flow, 1987, 13 (1), 57-69.
- Nicklin, D.J., Wilkes, J.O. & Davidson, J.F. Two-phase flow in vertical tubes. Trans. Instn. Chem. Engrs, 1962, 40, 61-68.
- Peebles, F.N. & Garber, H.J. Studies on the motion of gas bubbles in liquids. Chemical Engineering Progress, 1953, 49 (2), 89-97.
- Rembrand, R. & Orell, A. A model for gas-liquid slug flow in a vertical tube. Ind. Eng. Chem. Fundam., 1986, 25 (2), 196-206.
- Santos, O.L.A & Escorihuela, F. Prediction of migration rate, liquid holdup and pressure drop for gas/non-newtonian fluids in vertical and inclined annuli. EUA: Tulsa University. Em preparação, 1994.
- Stanislav, J.F., Christensen, K. and Chakma, A. Two phase flow in highly deviated wells. Petroleum Society of CIM/Society of Petroleum Engineers, artigo CIM/SPE, 1990, 90-70, 1-11.
- Shoham, O., Triggia, A.A. & Caetano Filho, E. Flow Pattern Prediction Computer Library Manual. EUA: Tulsa University Fluid Flow Projects, 1984.
- Taitel, Y., Barnea, D. & Dukler, A.E. Modelling flow pattern transitions for steady upward gas-liquid flow in vertical tubes. AIChE Journal, 1980, 26 (3), 345-354.
- Taitel, Y. & Dukler, A.E. A model for predicting flow regime transition in horizontal and near horizontal gas liquid flow. AIChE Journal, 1976, 22, 47-55.
- Wallis, G. B. One-dimensional two-phase flow. EUA: McGraw-Hill, Inc., 1969.
- Weber, M.E., Alarie, A. & Ryan, M.E. Velocities of extend bubbles in inclined tubes. Chemical Engineering Science, 1986, 41 (9), 2235-2240.
- White, D.B. & Walton, I.C. A computer model for kicks in water and oil-based muds. IADC/SPE 19975, 1990, 541-550.
- White, E.T. & Beardmore, R.H. The velocity of rise of single cylindrical air bubbles through liquids contained in vertical tubes. Chemical Engineering Science, 1962, 17, 351-361, 1962.
- Zuber, N. and Findlay, J.A. Averaged volumetric concentration in two phase flow system. Trans. ASME J. Heat Transfer, 1965, 87, 453-468.
- Zukoski, E.E. Influence of viscosity, surface tension, and inclination angle on motion of long bubbles in closed tubes. J. Fluid Mechanics, 1966, 25 (4), 821-837.

BIBLIOGRAFIA SUPLEMENTAR

National Instruments®. LabVIEW®2 User Manual, 1991.

National Instruments®. AMUX-64T User Manual, 1991.

National Instruments®. NB-MIO-16X User Manual, 1991.

National Instruments®. LabVIEW®2 Analysis VI Library Reference Manual, 1991.

National Instruments®. LabVIEW®2 Data Acquisition VI Library Reference Manual, 1991.

APÊNDICES

APÊNDICE A

Nas Figuras A1 a A16 deste Apêndice são apresentados os gráficos de **Zuber & Findlay[1965]** para as misturas ar-solução de goma xantana e ar-água, para as diversas inclinações investigadas.

Nas Figuras A17 a A32 são apresentados os gráficos da velocidade de interface (V_{cc}) *versus* velocidade superficial da mistura (j).

Nas Figuras A33 a A48 são apresentados os gráficos que mostram a influência das velocidades superficiais de ambas as fases (j_l e j_g) sobre o comprimento normalizado dos pistões de líquido (L_p/D).

Nas Figuras A49 a A56 são apresentados os gráficos que mostram comparações entre as velocidades de interface obtidas para as duas misturas bifásicas investigadas, em função de j_l e j_g . Comparações semelhantes são apresentadas nas Figuras A57 a A64 e A65 a A72 para os comprimentos das bolhas alongadas e dos pistões de líquido, respectivamente.

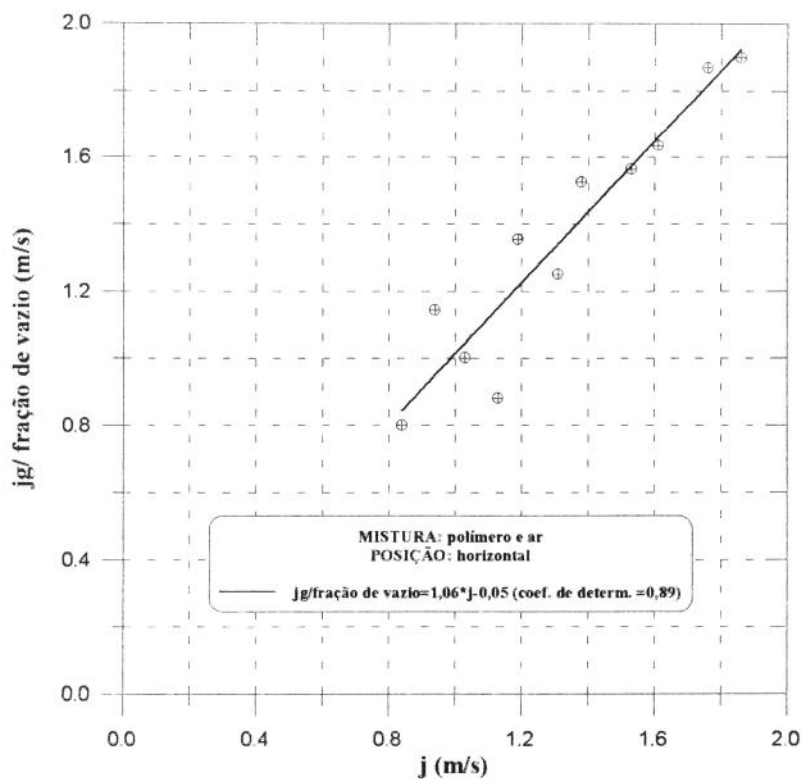


FIGURA A1: Gráfico de ZUBER & FINDLAY[1965] para goma xantana e ar, posição horizontal.

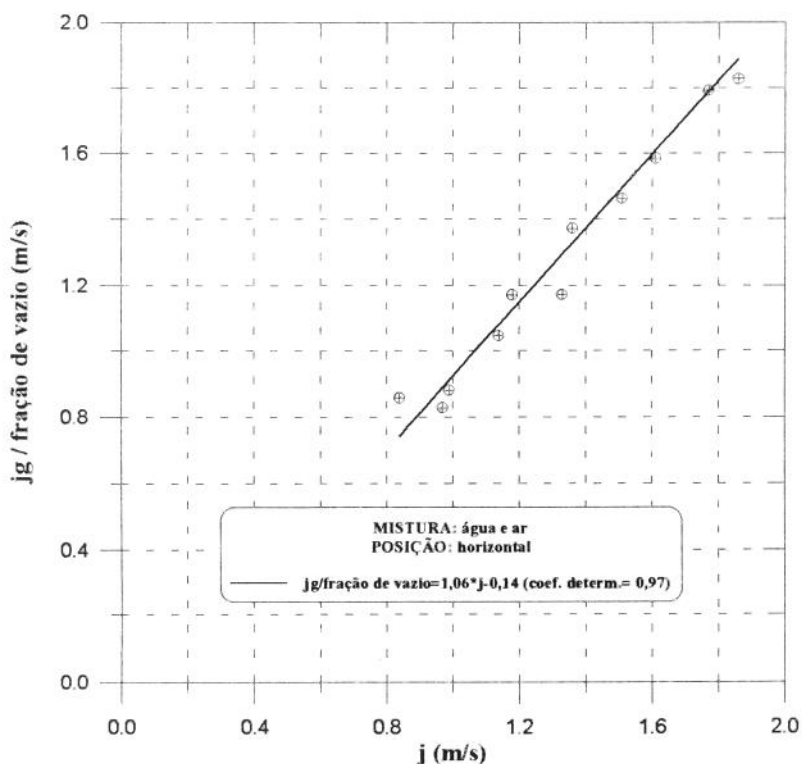


FIGURA A2: Gráfico de ZUBER & FINDLAY[1965] para água e ar, posição horizontal.

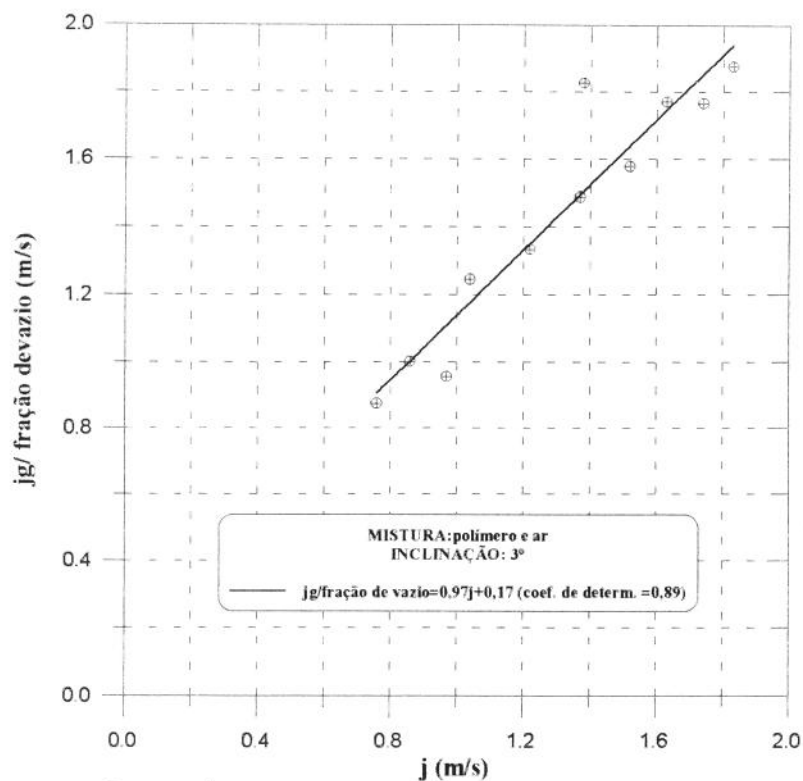


FIGURA A3: Gráfico de ZUBER & FINDLAY[1965] para goma xantana e ar, inclinação 3°.

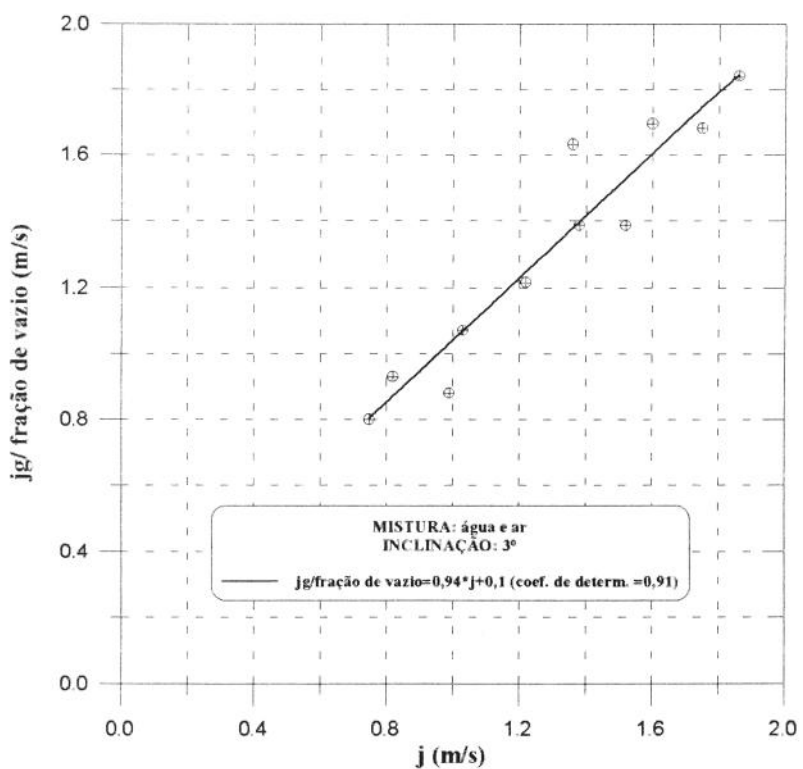


FIGURA A4: Gráfico de ZUBER & FINDLAY[1965] para água e ar, inclinação 3°.

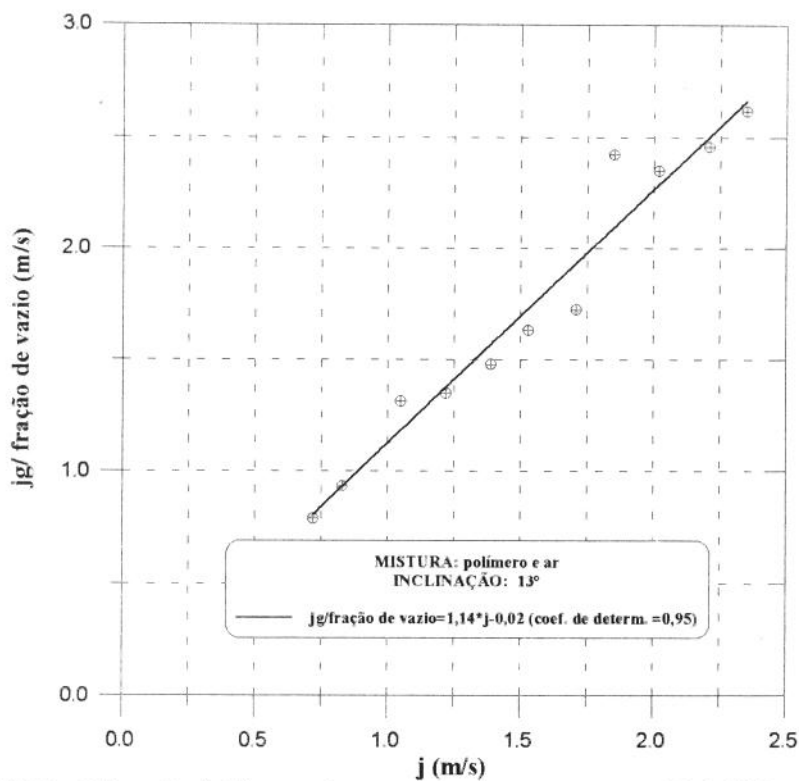


FIGURA A5: Gráfico de ZUBER & FINDLAY[1965]para goma xantana e ar, inclinação 13°.

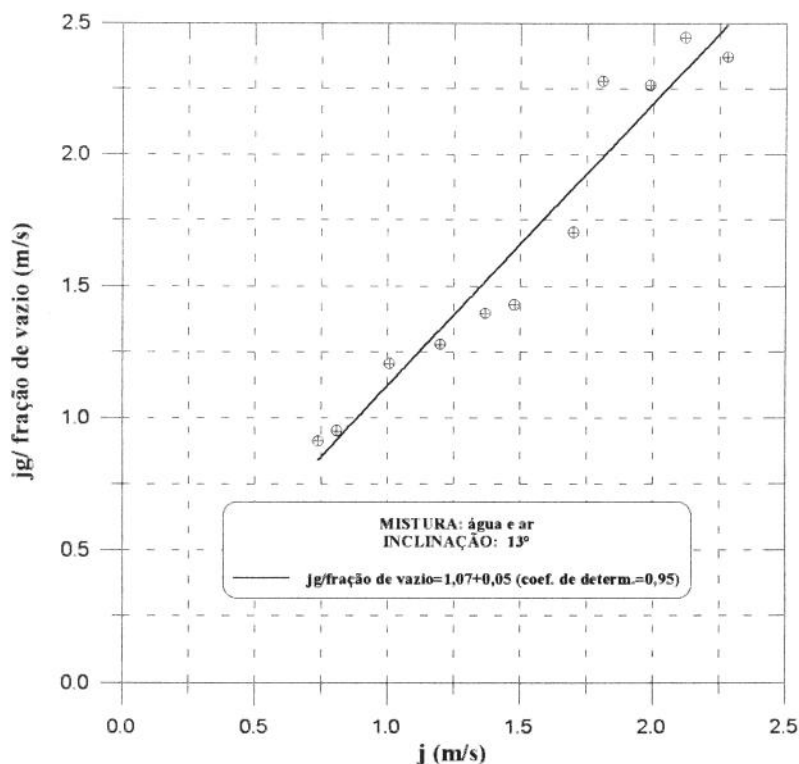


FIGURA A6: Gráfico de ZUBER & FINDLAY[1965]para água e ar, inclinação 13°.

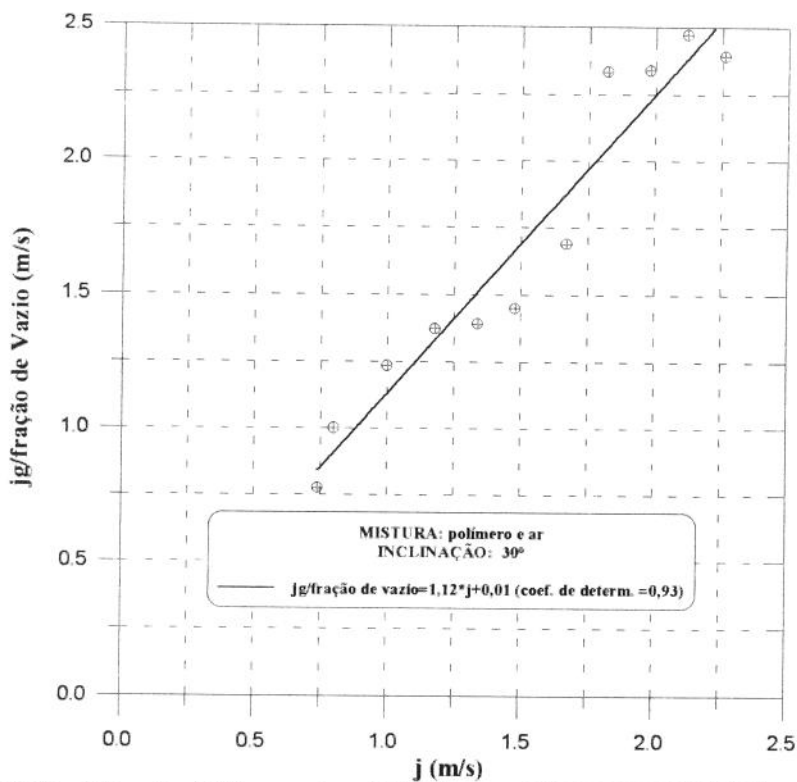


FIGURA A7: Gráfico de ZUBER & FINDLAY[1965] para goma xantana e ar, inclinação 30°.

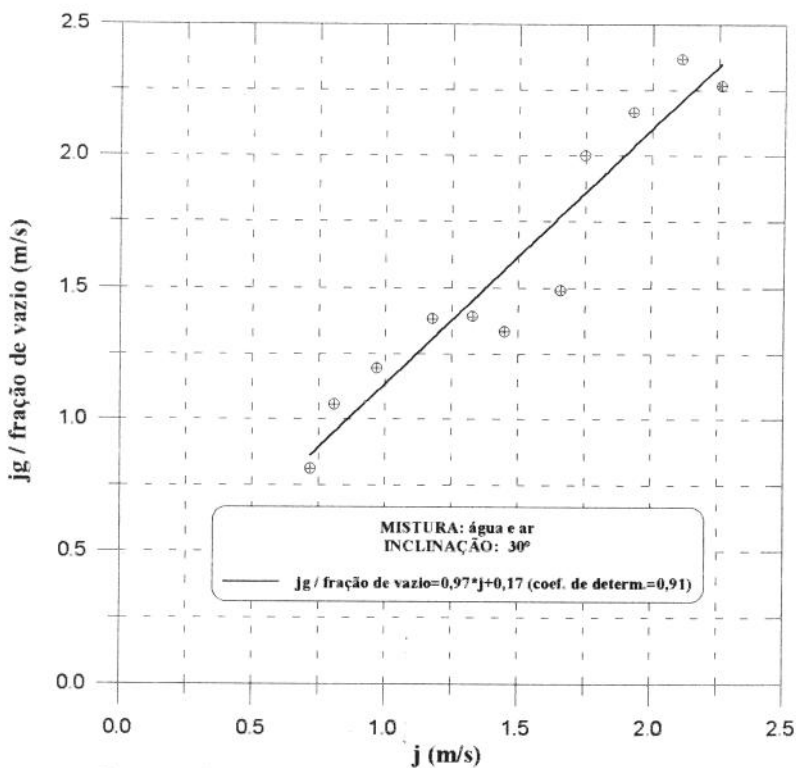


FIGURA A8: Gráfico de ZUBER & FINDLAY[1965] para água e ar, inclinação 30°.

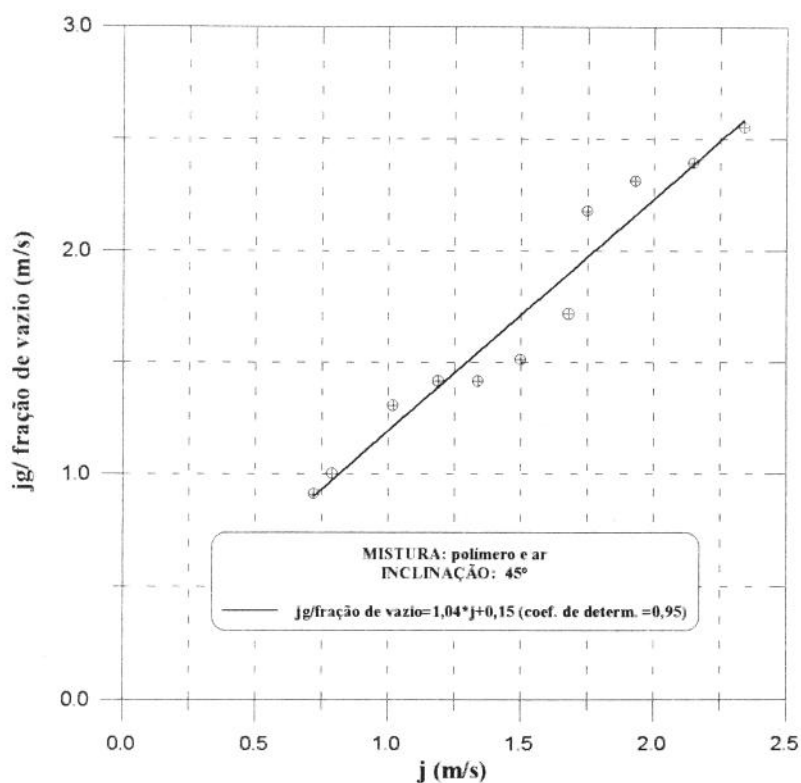


FIGURA A9: Gráfico de ZUBER & FINDLAY[1965] para goma xantana e ar, inclinação 45°.

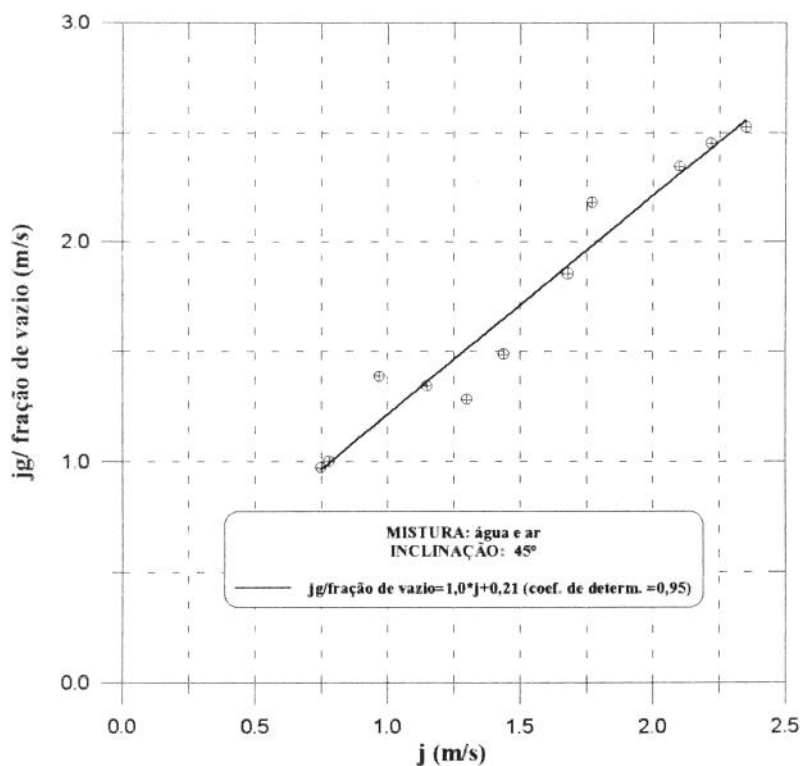


FIGURA A10: Gráfico de ZUBER & FINDLAY[1965] para água e ar, inclinação 45°.

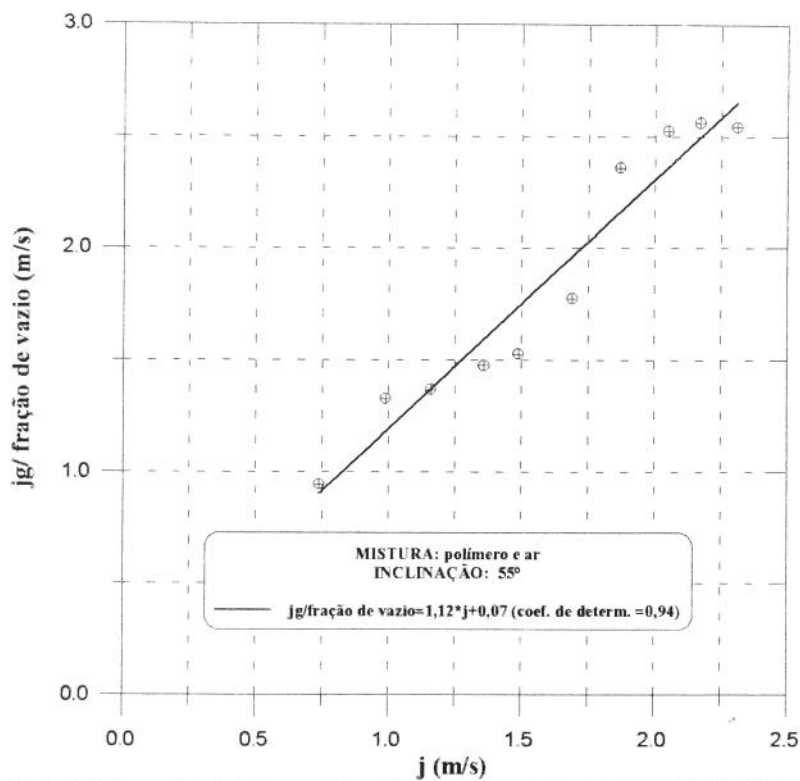


FIGURA A11: Gráfico de ZUBER & FINDLAY[1965]para goma xantana e ar,inclinação 55°.

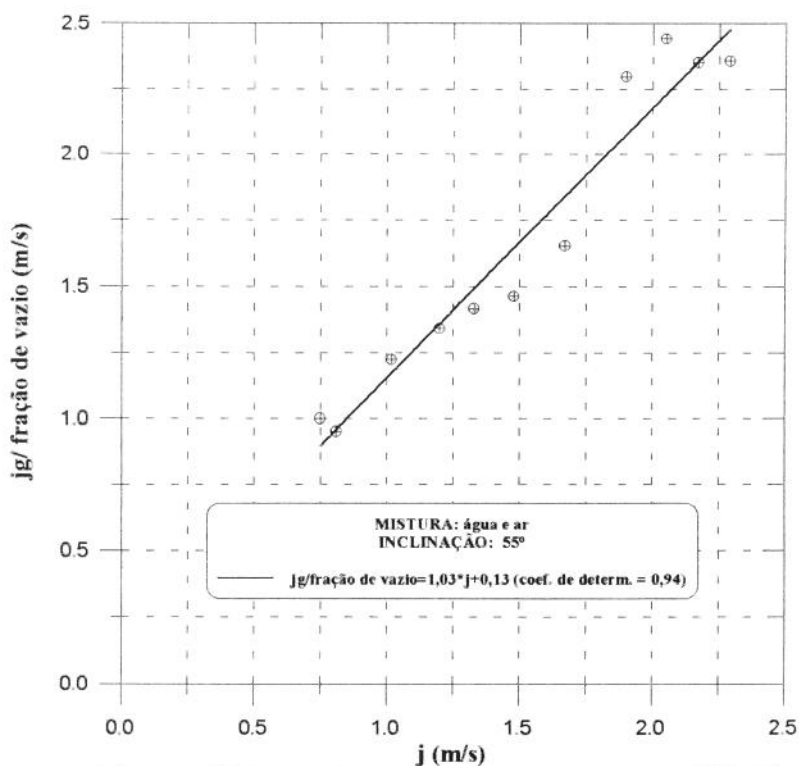


FIGURA A12: Gráfico de ZUBER & FINDLAY[1965]para água e ar,inclinação 55°

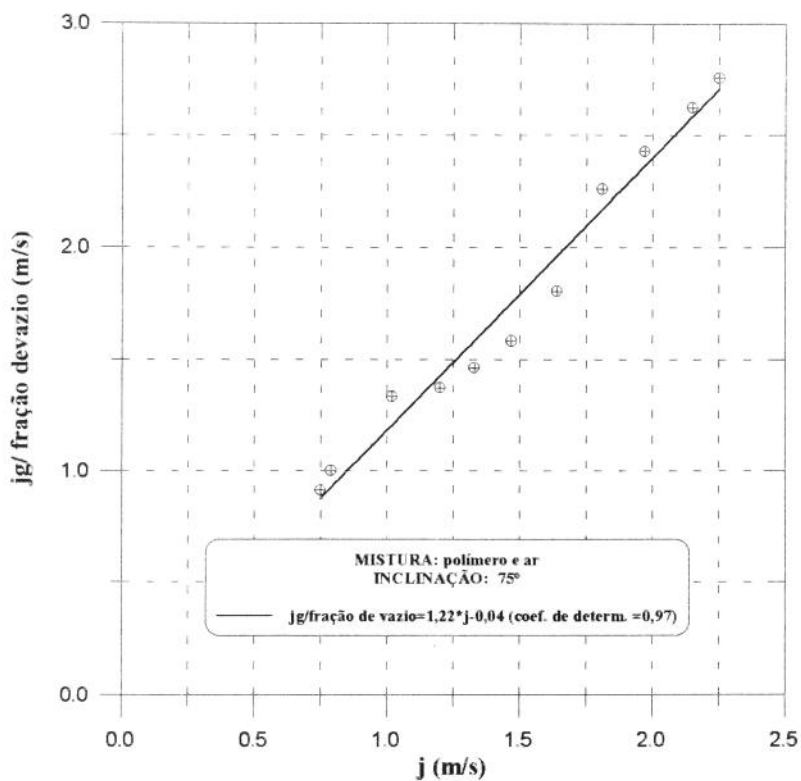


FIGURA A13: Gráfico de ZUBER & FINDLAY[1965] para goma xantana e ar, inclinação 75°.

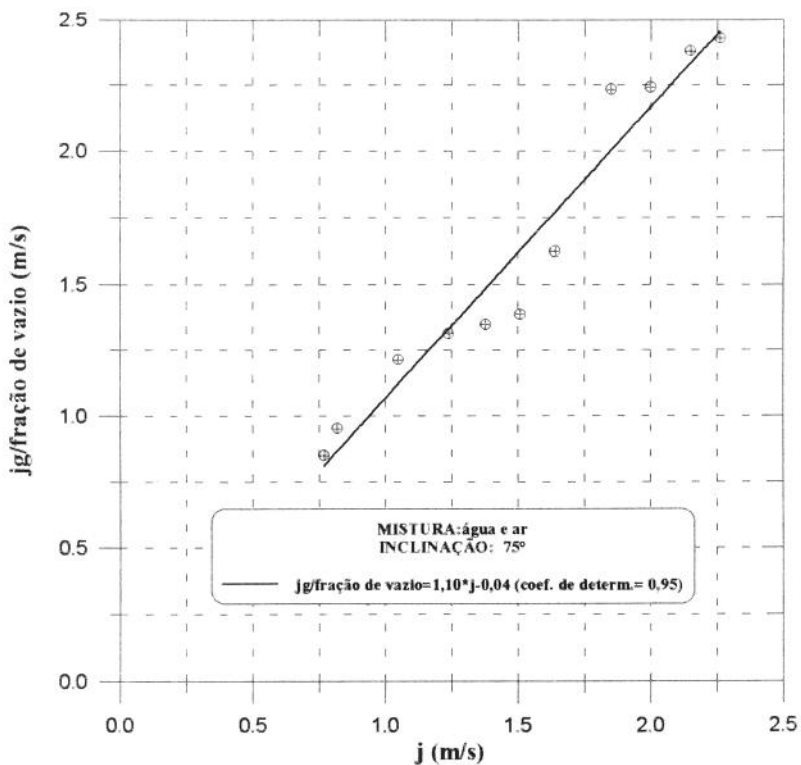


FIGURA A14: Gráfico de ZUBER & FINDLAY[1965] para água e ar, inclinação 75°.

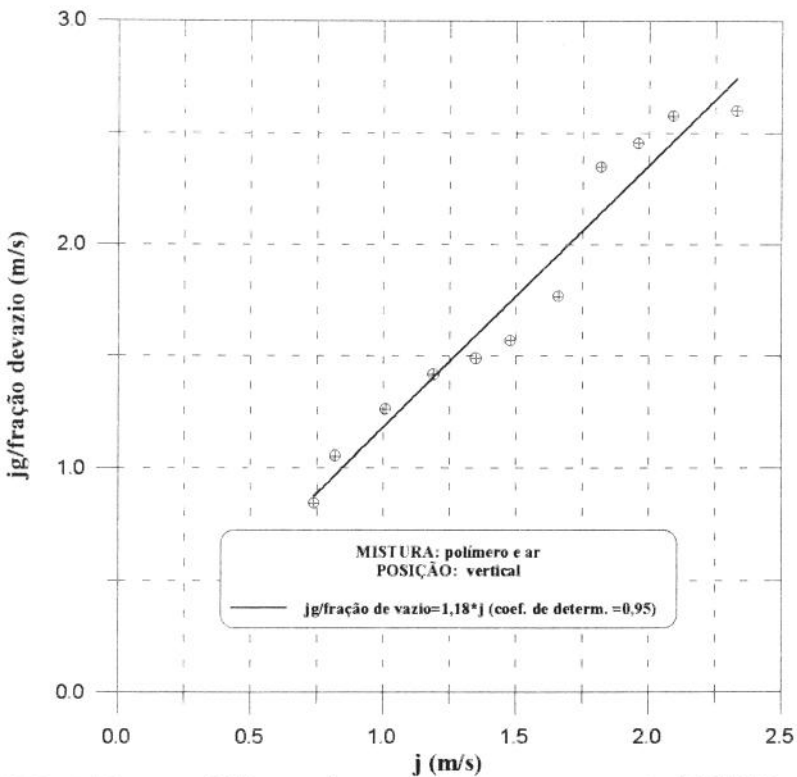


FIGURA A15: Gráfico de ZUBER & FINDLAY[1965]para goma xantana e ar, posição vertical.

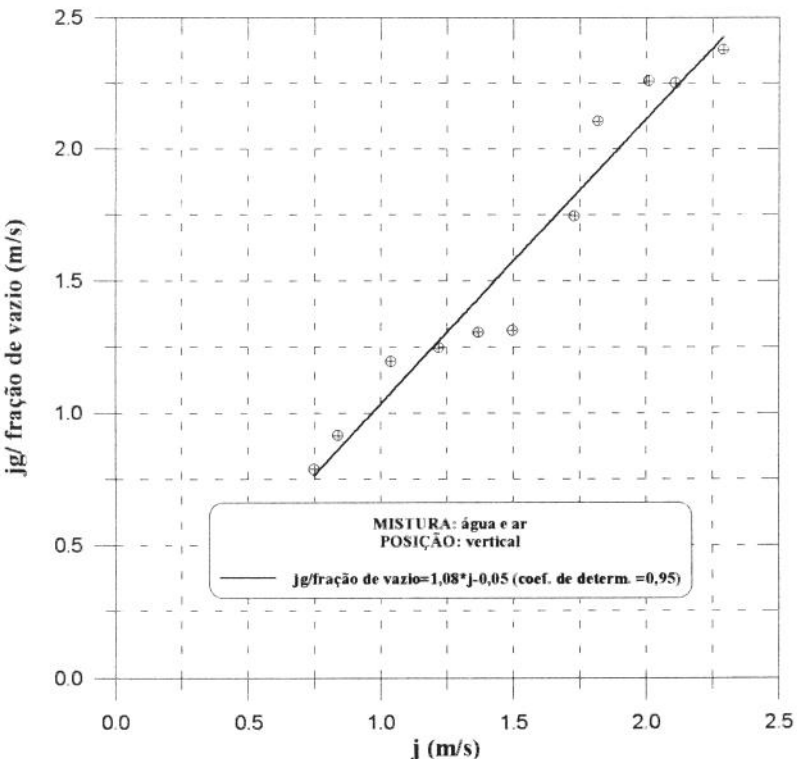


FIGURA A16: Gráfico de ZUBER & FINDLAY[1965]para água e ar, posição vertical.

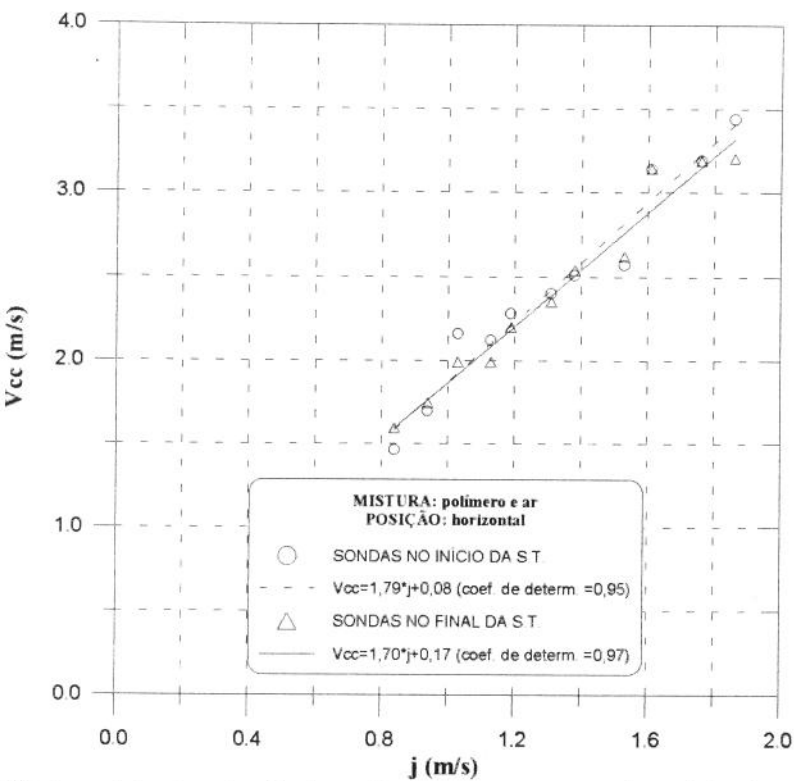


FIGURA A17: Velocidade de interface versus velocidade superficial da mistura para goma xantana e ar, posição horizontal.

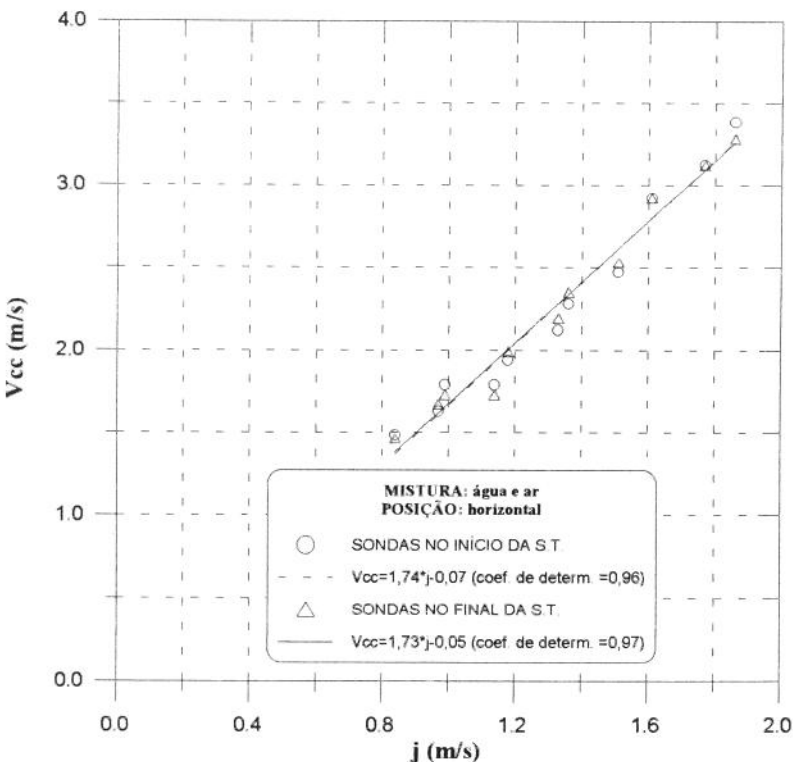


FIGURA A18: Velocidade de interface versus velocidade superficial da mistura para água e ar, posição horizontal.

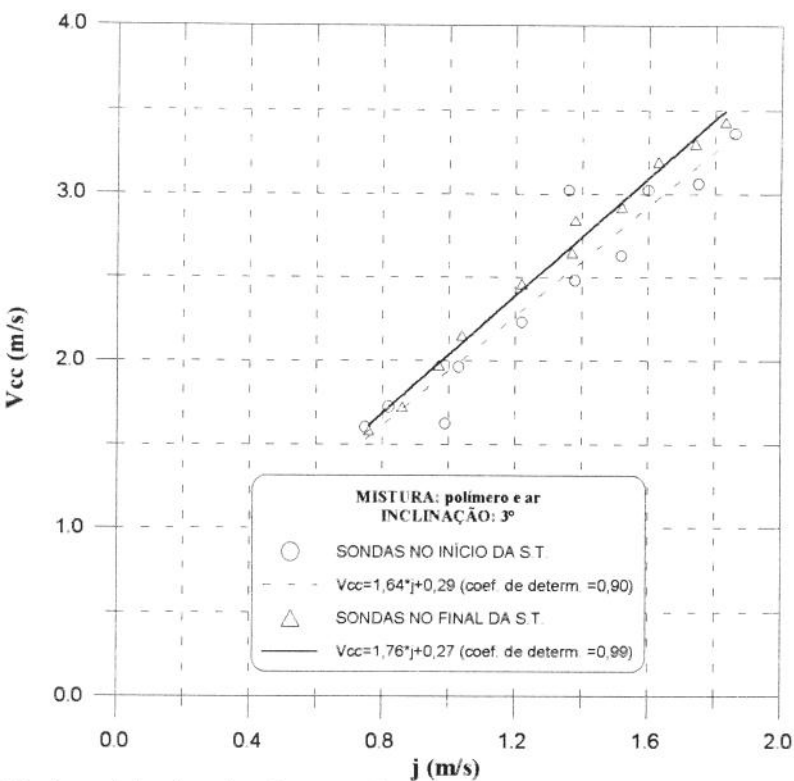


FIGURA A19: Velocidade de interface versus velocidade superficial da mistura para goma xantana e ar, inclinação 3°.

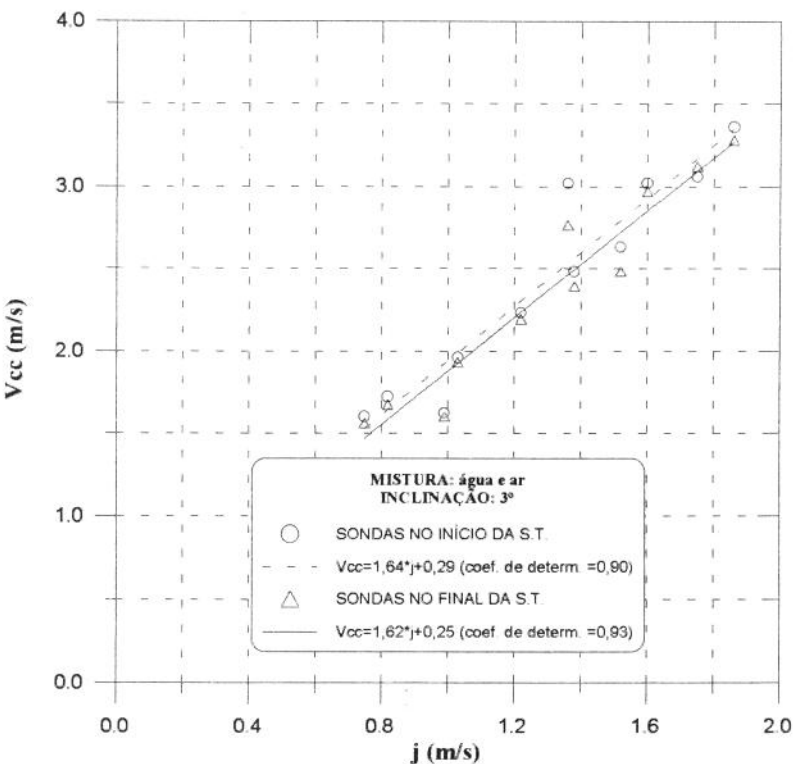


FIGURA A20: Velocidade de interface versus velocidade superficial da mistura para água e ar, inclinação 3°.

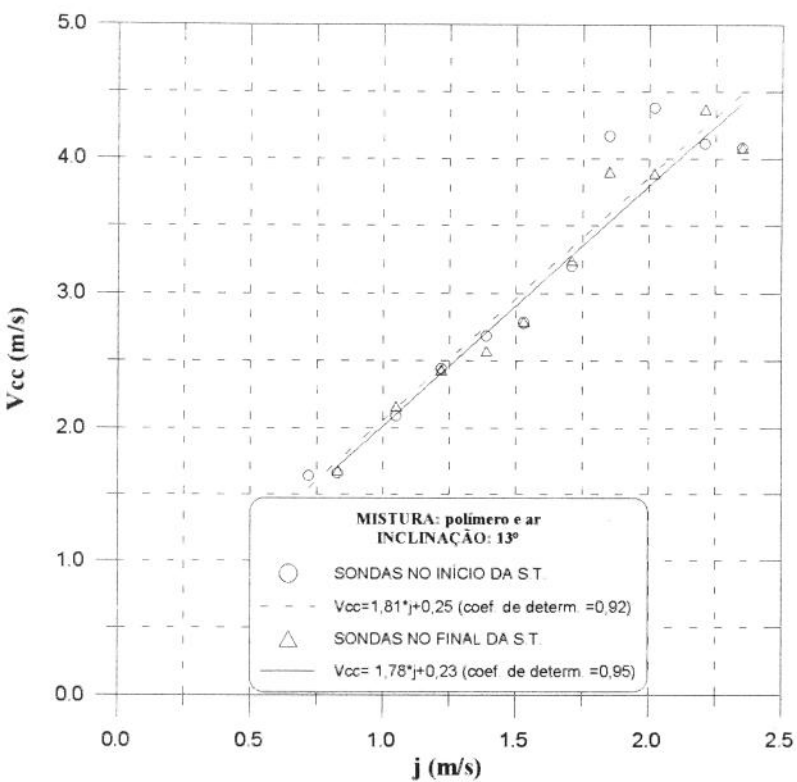


FIGURA A21: Velocidade de interface versus velocidade superficial da mistura para goma xantana e ar, inclinação 13°.

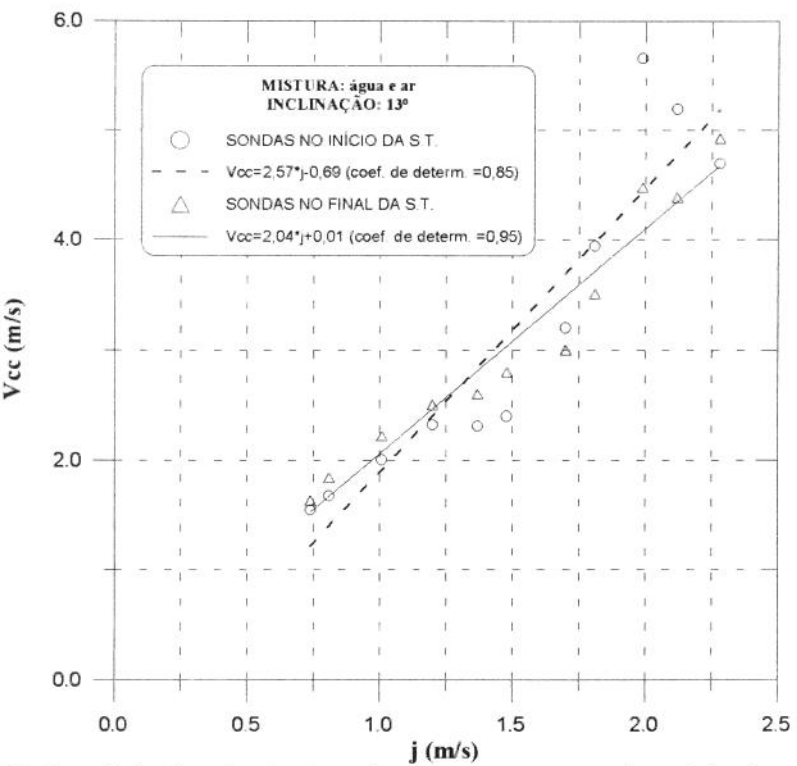


FIGURA A22: Velocidade de interface versus velocidade superficial da mistura para água e ar, inclinação 13°.

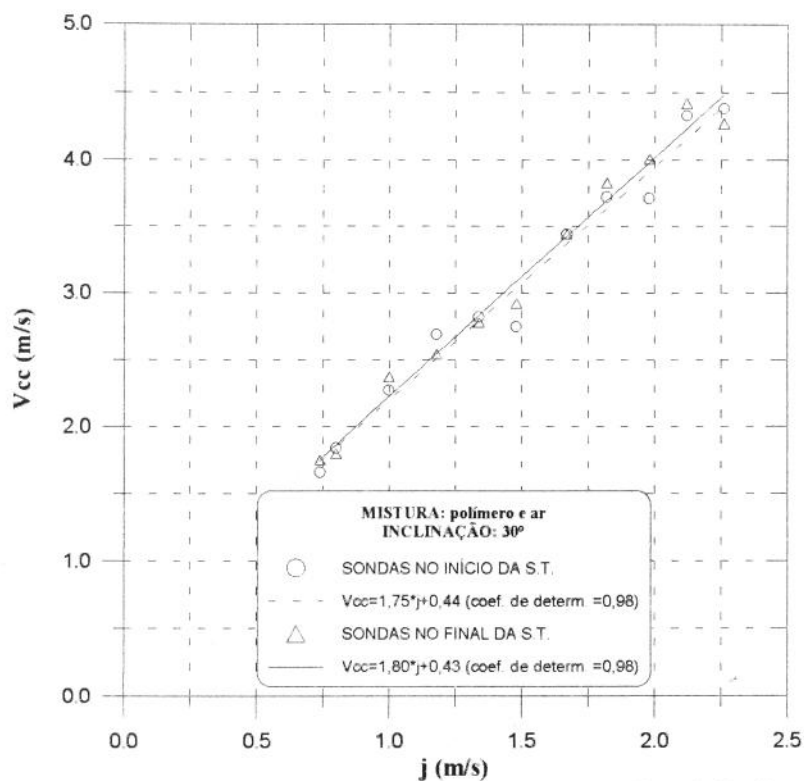


FIGURA A23: Velocidade de interface versus velocidade superficial da mistura para goma xantana e ar, inclinação 30°.

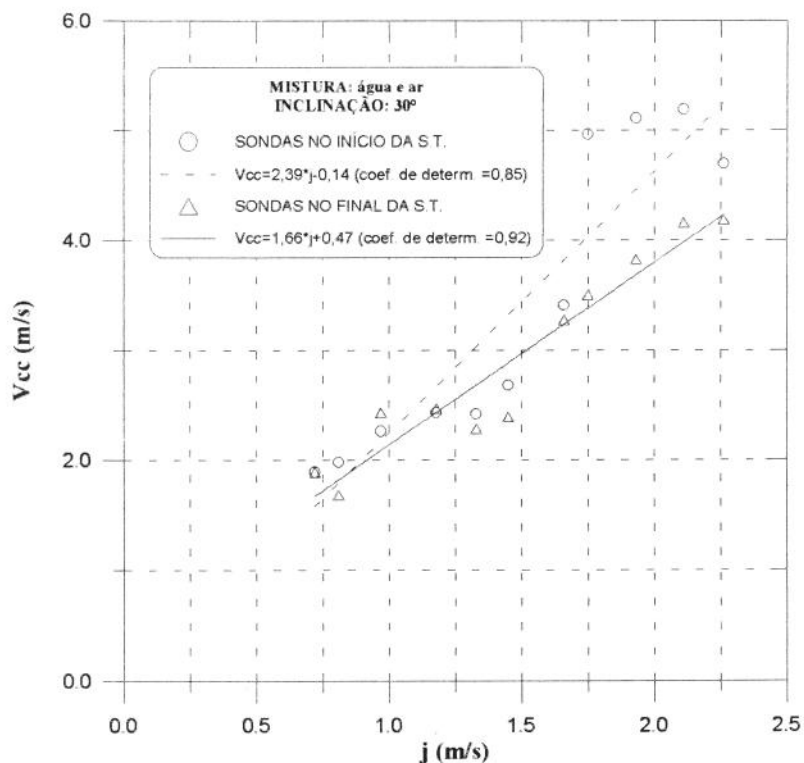


FIGURA A24: Velocidade de interface versus velocidade superficial da mistura para água e ar, inclinação 30°.

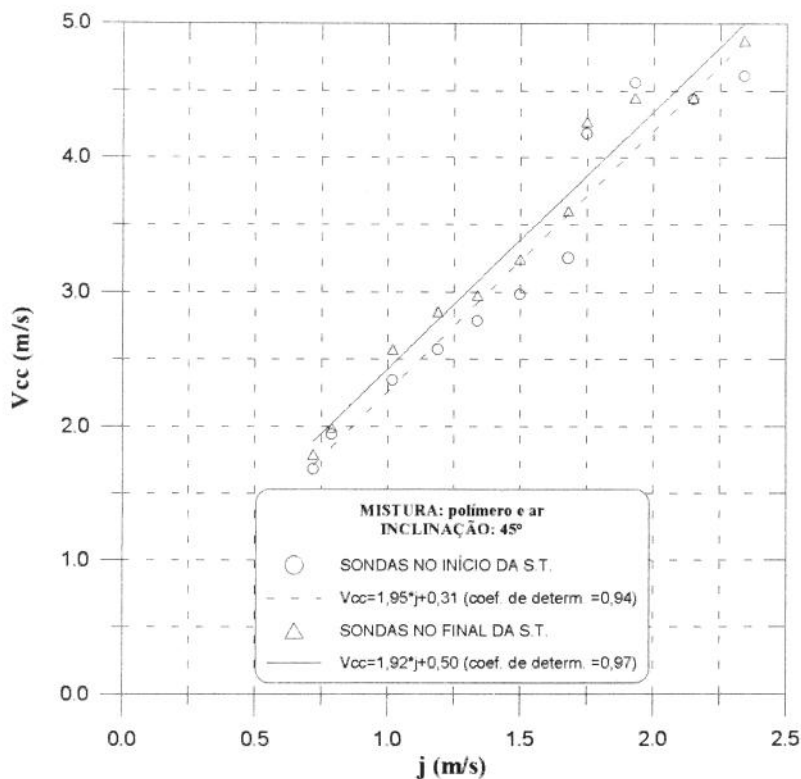


FIGURA A25: Velocidade de interface versus velocidade superficial da mistura para goma xantana e ar, inclinação 45°.

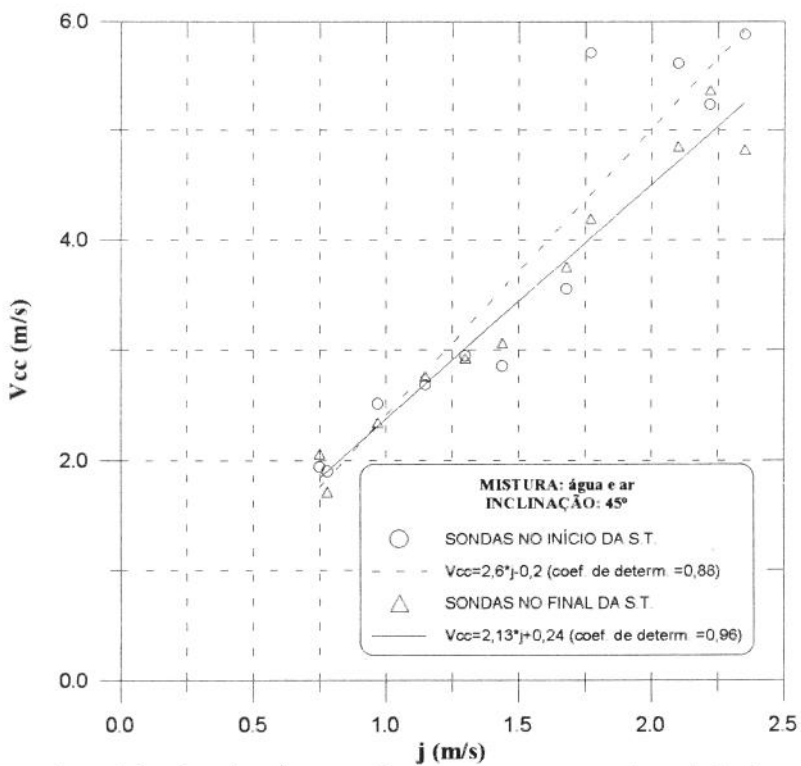


FIGURA A26: Velocidade de interface versus velocidade superficial da mistura para água e ar, inclinação 45°.

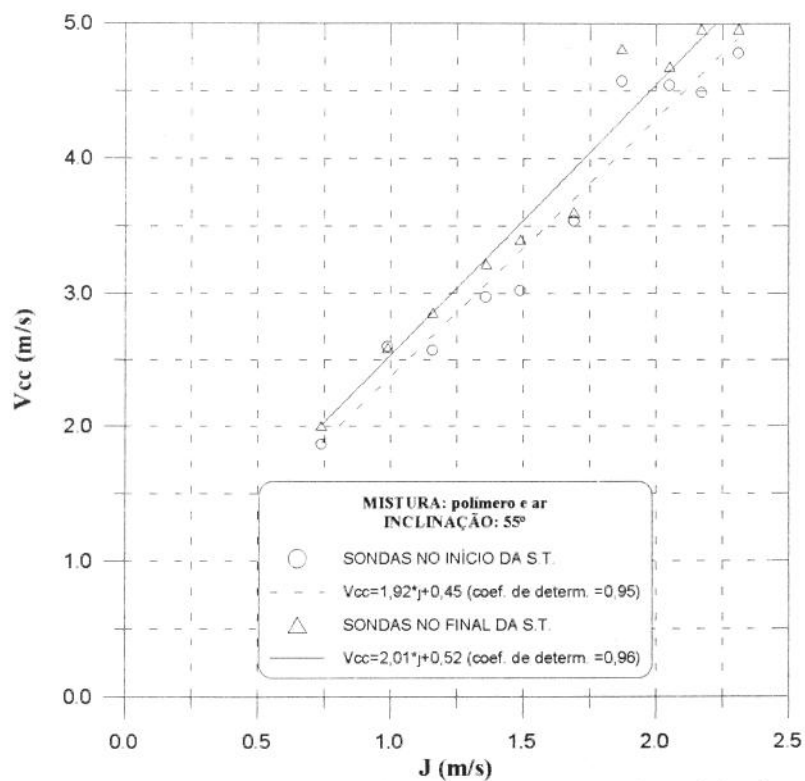


FIGURA A27: Velocidade de interface versus velocidade superficial da mistura para goma xantana e ar, inclinação 55°.

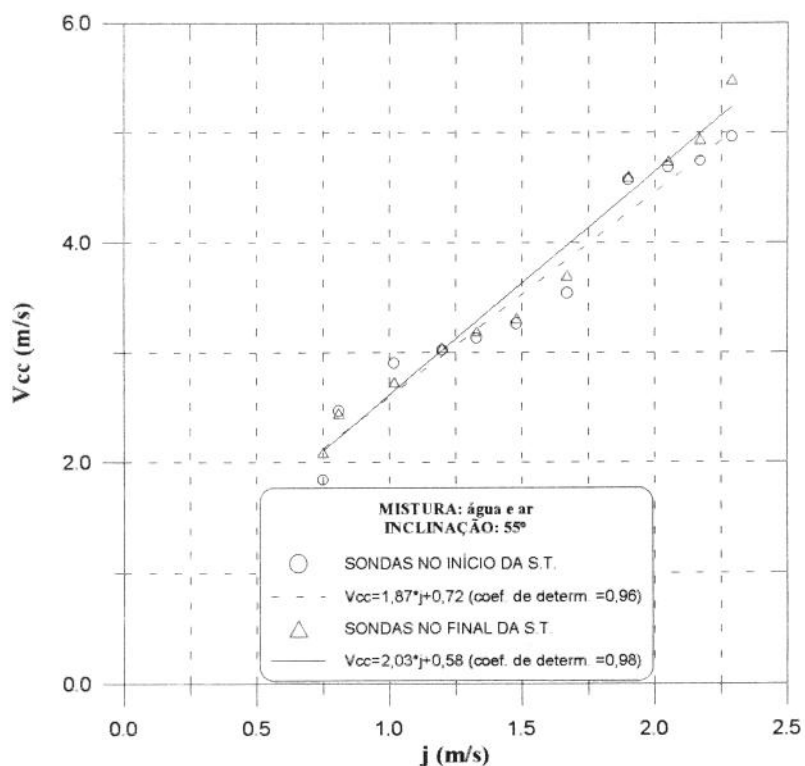


FIGURA A28: Velocidade de interface versus velocidade superficial da mistura para água e ar, inclinação 55°.

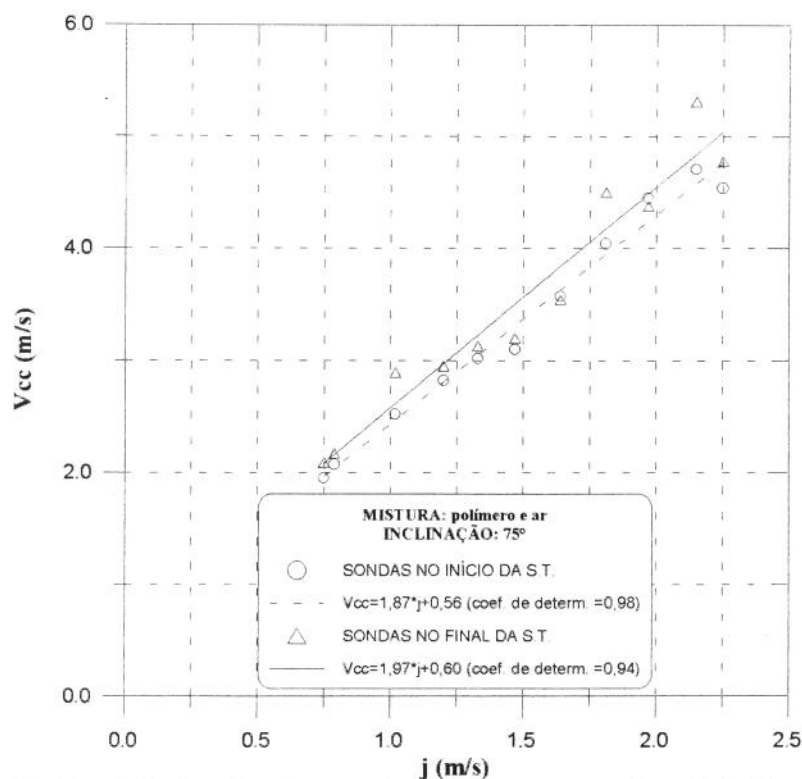


FIGURA A29: Velocidade de interface versus velocidade superficial da mistura para goma xantana e ar, inclinação 75°.

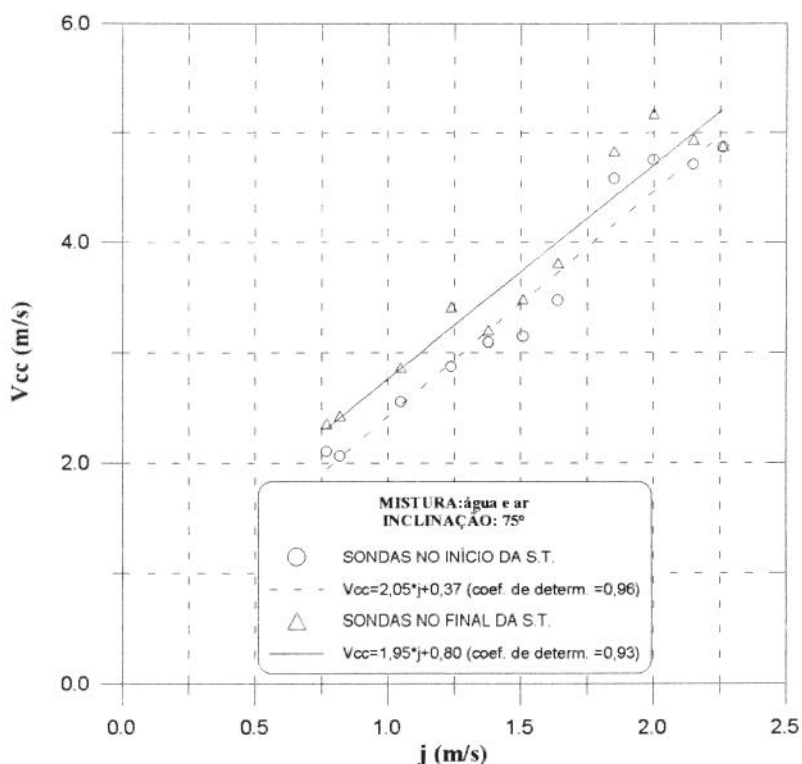


FIGURA A30: Velocidade de interface versus velocidade superficial da mistura para água e ar, inclinação 75°.

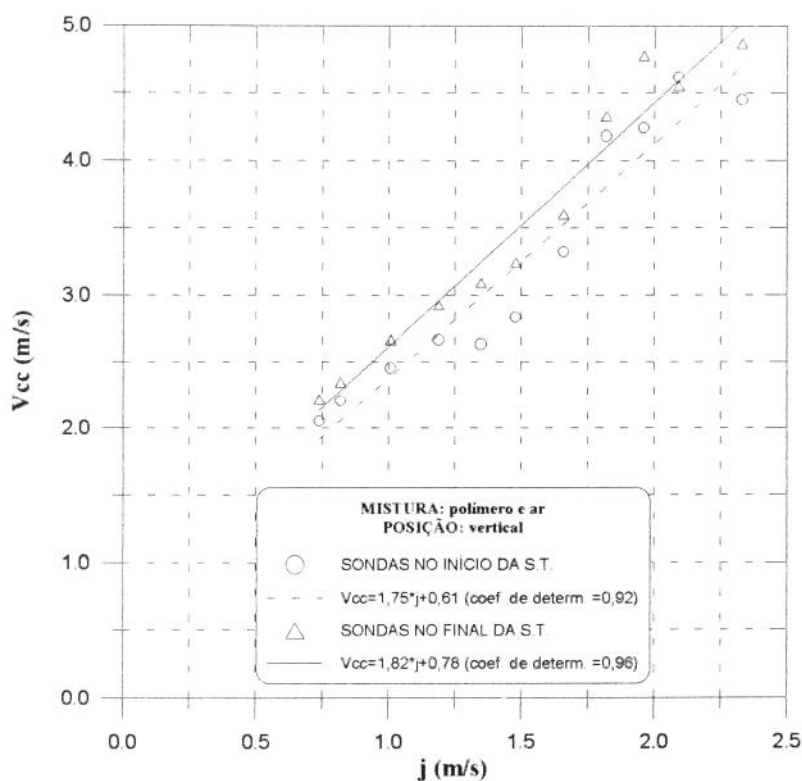


FIGURA A31: Velocidade de interface versus velocidade superficial da mistura para goma xantana e ar, posição vertical.

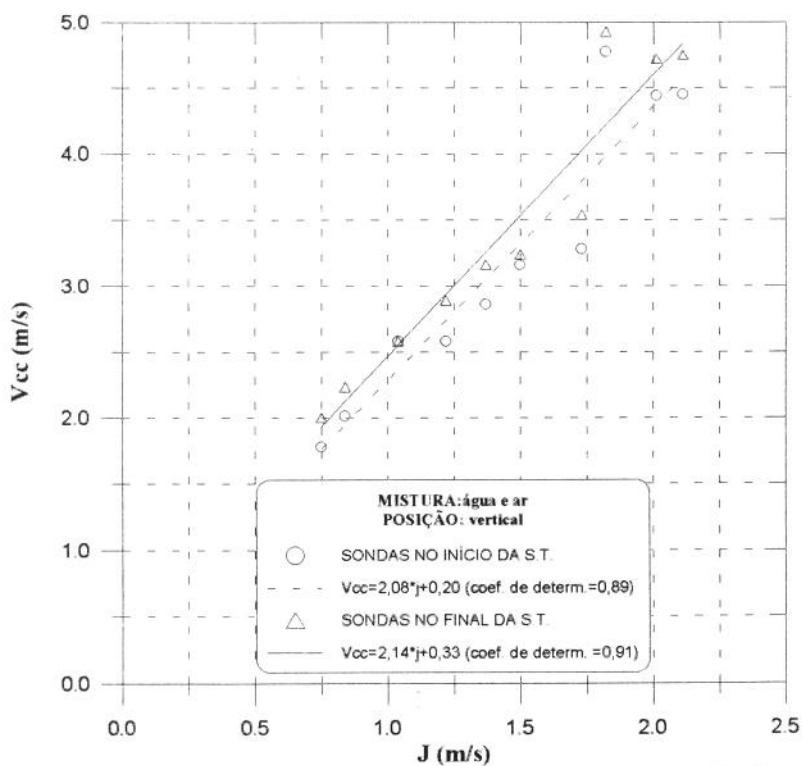


FIGURA A32: Velocidade de interface versus velocidade superficial da mistura para água e ar, posição vertical.

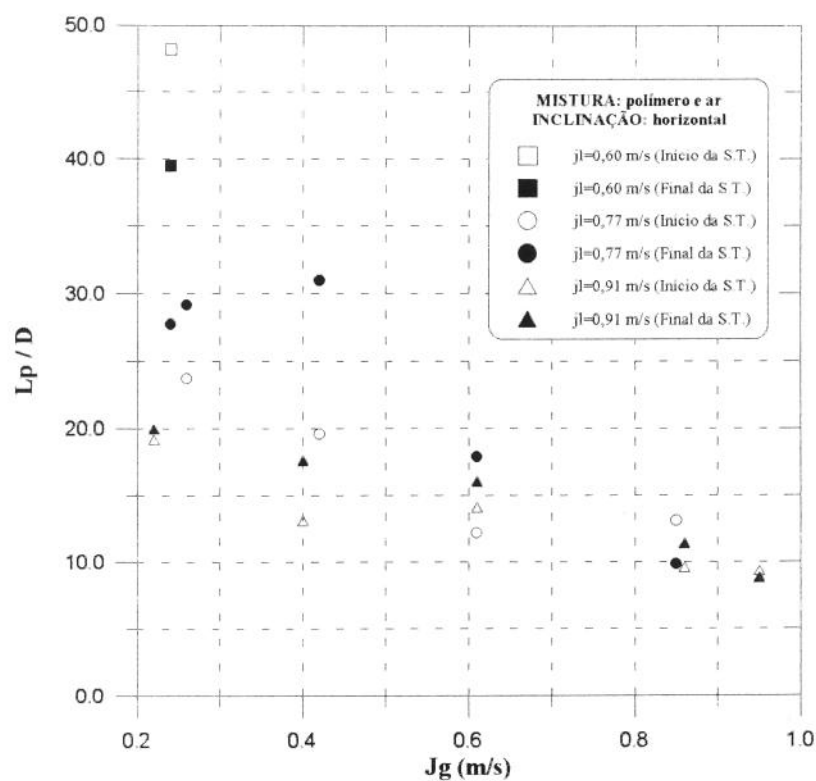


FIGURA A33: Efeito das velocidades superficiais de ar e goma xantana sobre o comprimento do pistão de líquido, $\theta=0^\circ$.

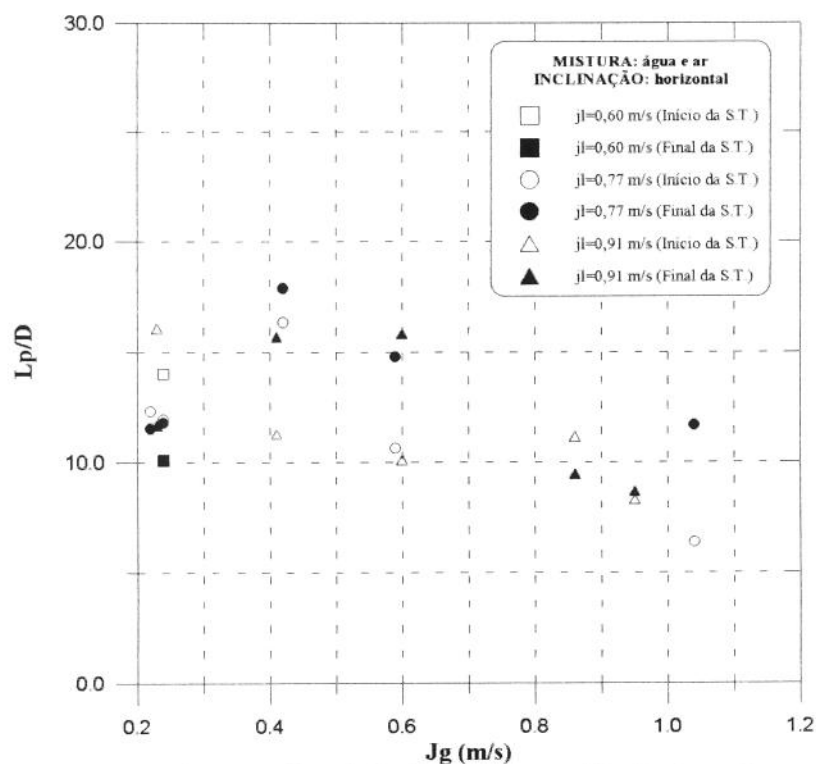


FIGURA A34: Efeito das velocidades superficiais de ar e água sobre o comprimento do pistão de líquido, $\theta=0^\circ$.

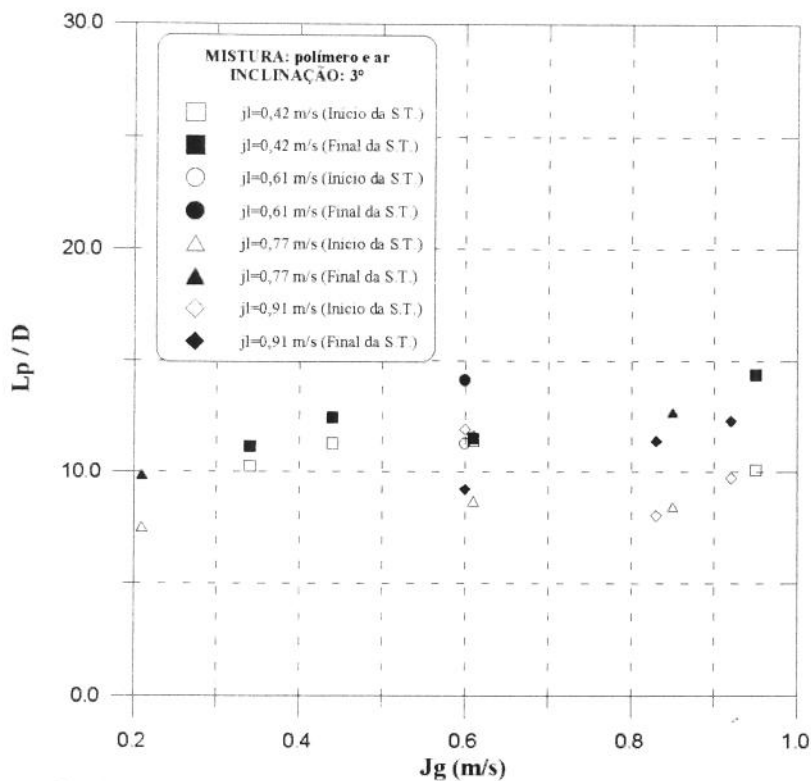


FIGURA A35: Efeito das velocidades superficiais de ar e goma xantana sobre o comprimento do pistão de líquido, $\theta=3^\circ$.

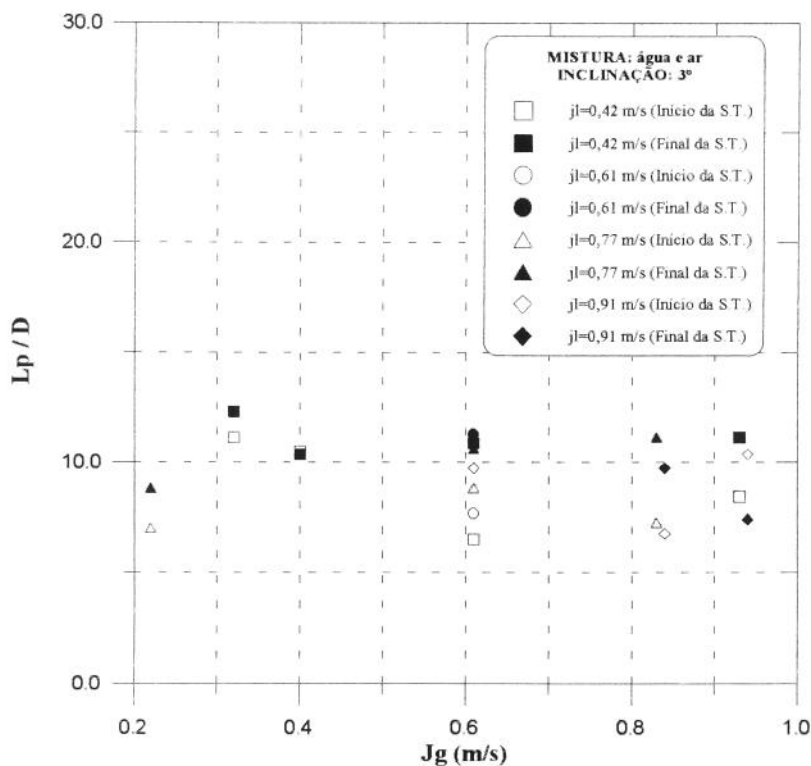


FIGURA A36: Efeito das velocidades superficiais de ar e água sobre o comprimento do pistão de líquido, $\theta=3^\circ$.

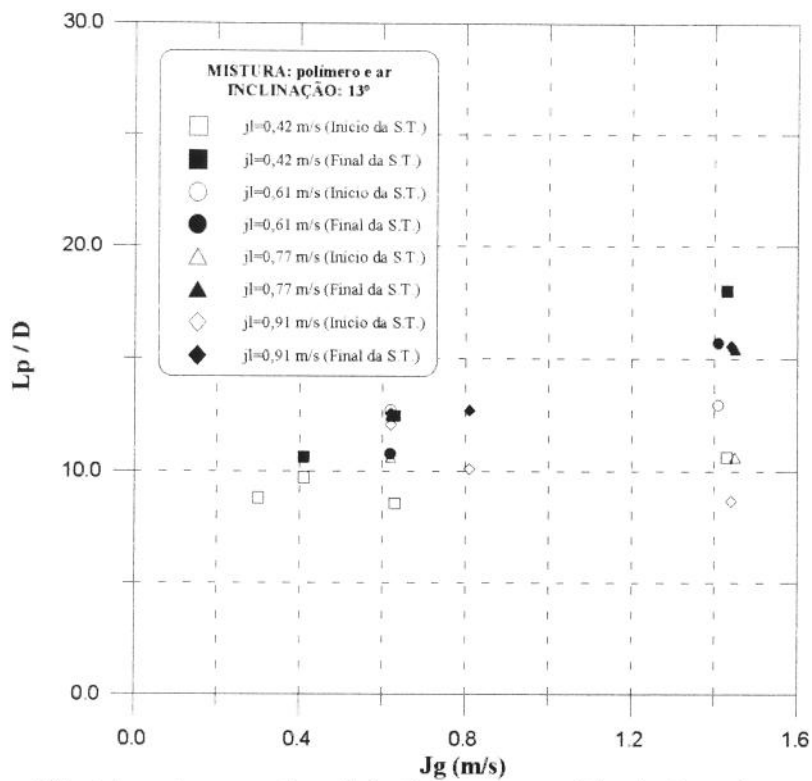


FIGURA A37: Efeito das velocidades superficiais de ar e goma xantana sobre o comprimento do pistão de líquido, $\theta=13^\circ$.

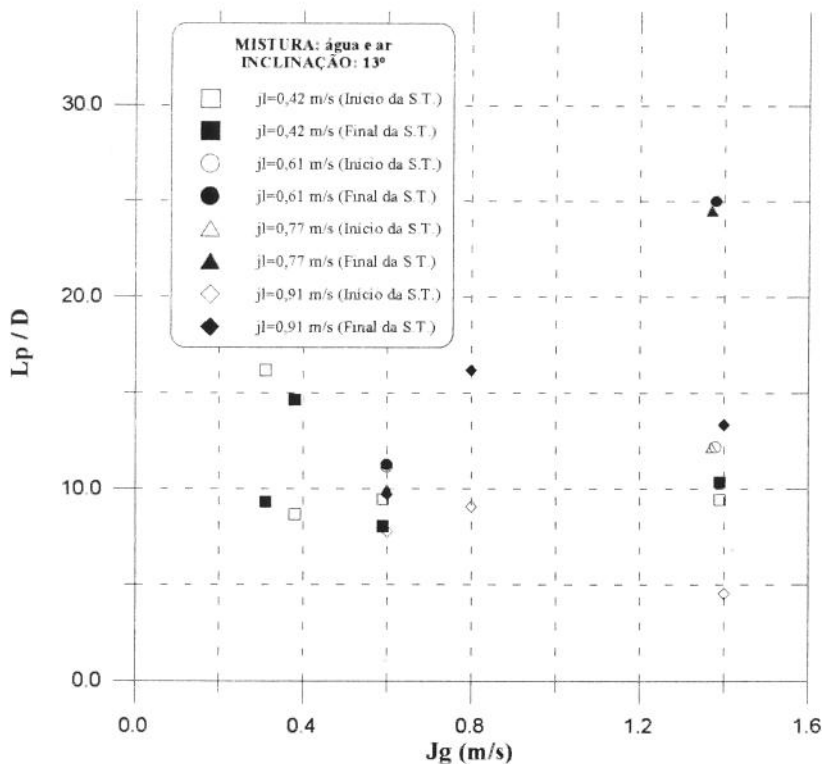


FIGURA A38: Efeito das velocidades superficiais de ar e água sobre o comprimento do pistão de líquido, $\theta=13^\circ$.

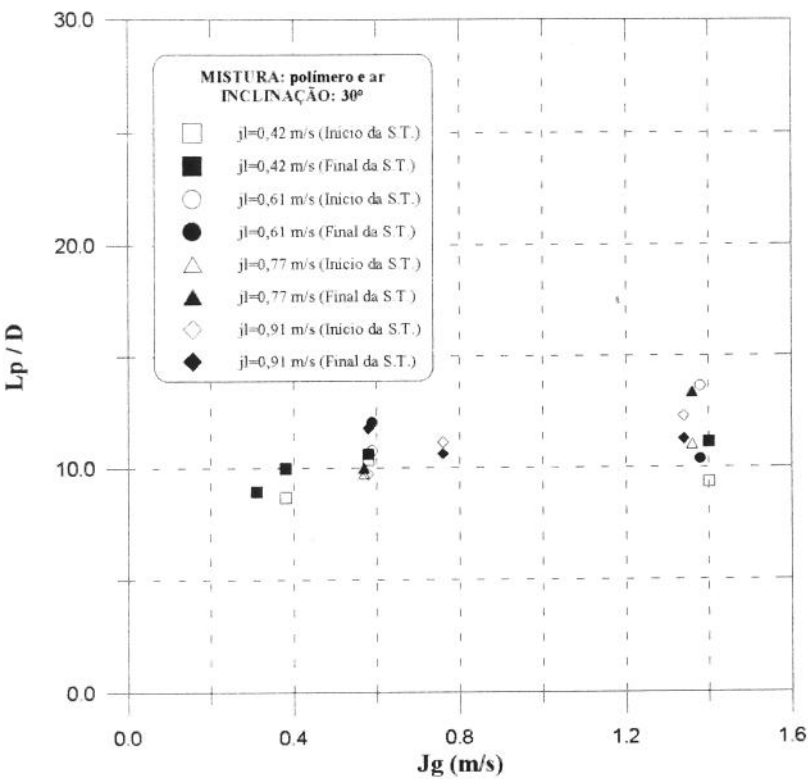


FIGURA A39: Efeito das velocidades superficiais de ar e goma xantana sobre o comprimento do pistão de líquido, $\theta=30^\circ$.

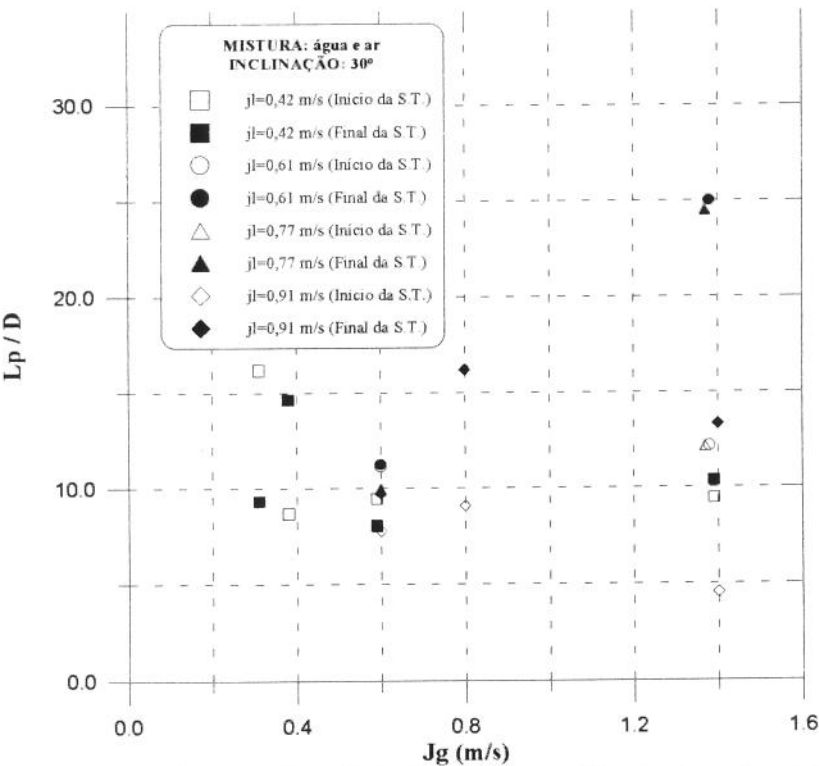


FIGURA A40: Efeito das velocidades superficiais de ar e água sobre o comprimento do pistão de líquido, $\theta=30^\circ$.

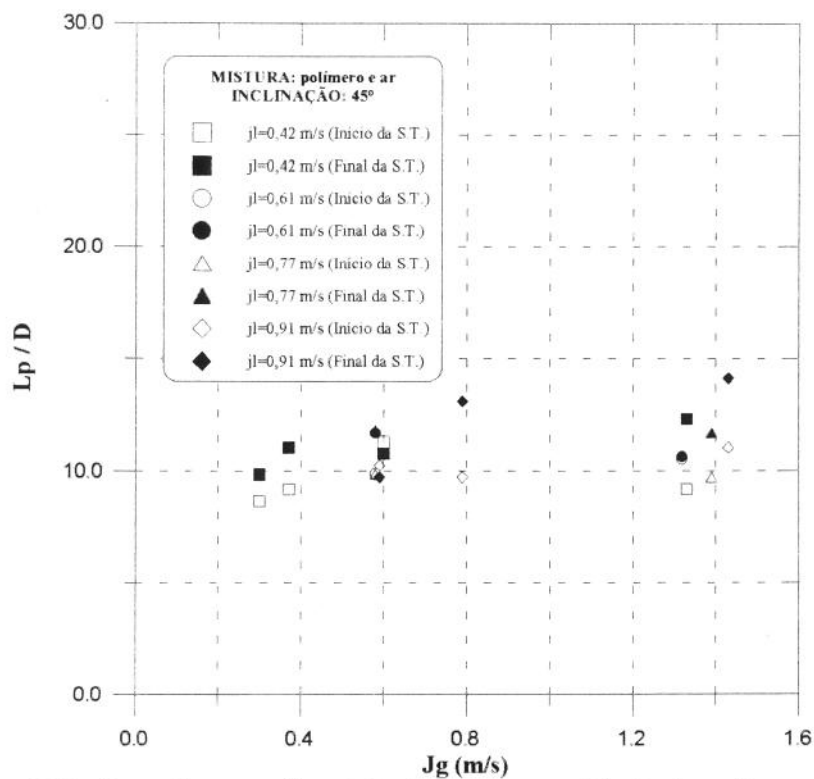


FIGURA A41: Efeito das velocidades superficiais de ar e goma xantana sobre o comprimento do pistão de líquido, $\theta=45^\circ$.

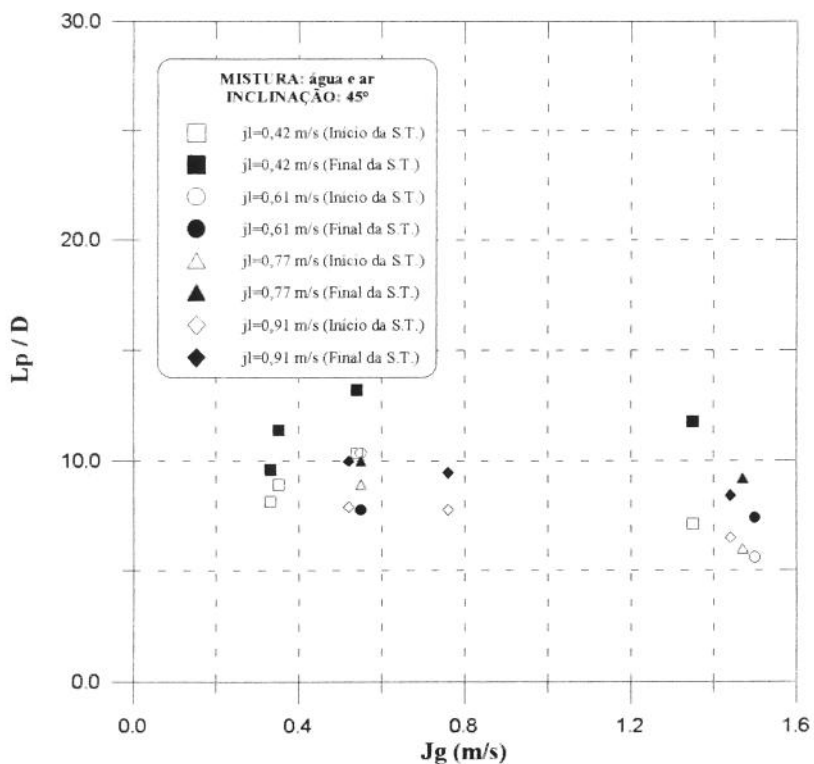


FIGURA A42: Efeito das velocidades superficiais de ar e água sobre o comprimento do pistão de líquido, $\theta=45^\circ$.

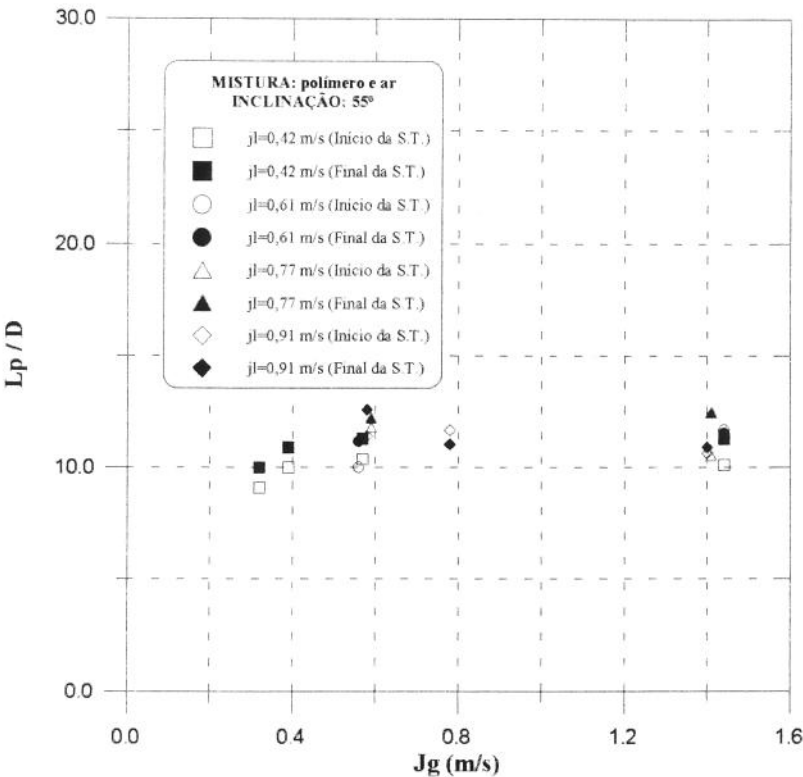


FIGURA A43: Efeito das velocidades superficiais de ar e goma xantana sobre o comprimento do pistão de líquido, $\theta=55^\circ$.

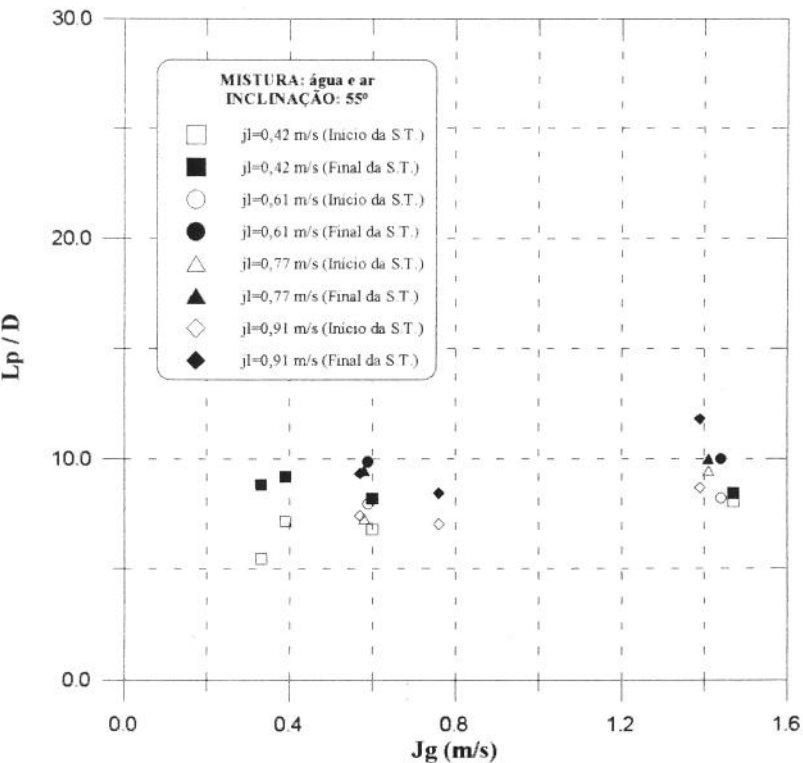


FIGURA A44: Efeito das velocidades superficiais de ar e água sobre o comprimento do pistão de líquido, $\theta=55^\circ$.

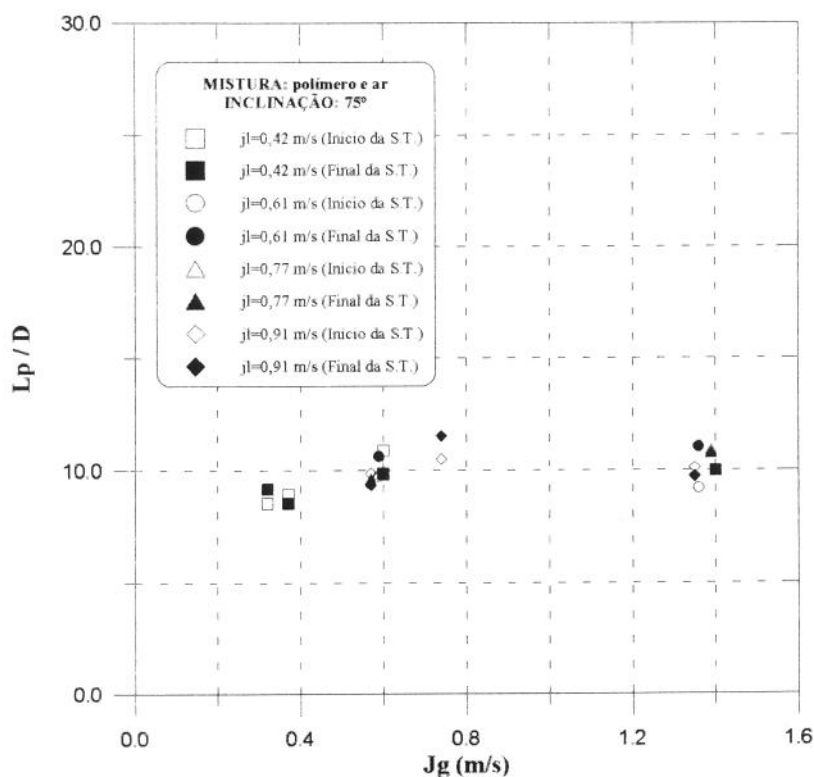


FIGURA A45: Efeito das velocidades superficiais de ar e goma xantana sobre o comprimento do pistão de líquido, $\theta=75^\circ$.

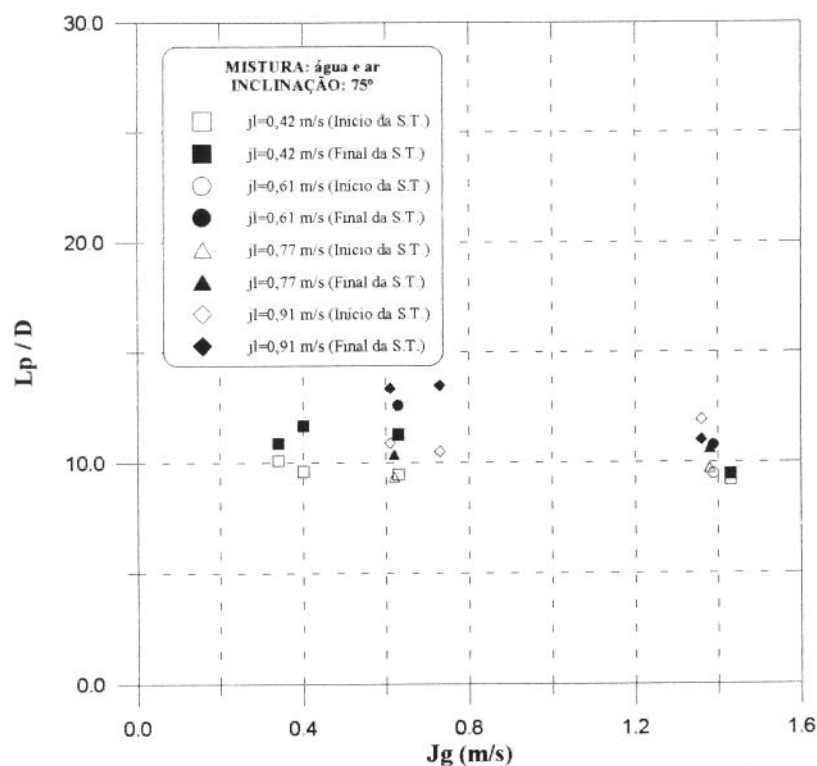


FIGURA A46: Efeito das velocidades superficiais de ar e água sobre o comprimento do pistão de líquido, $\theta=75^\circ$.

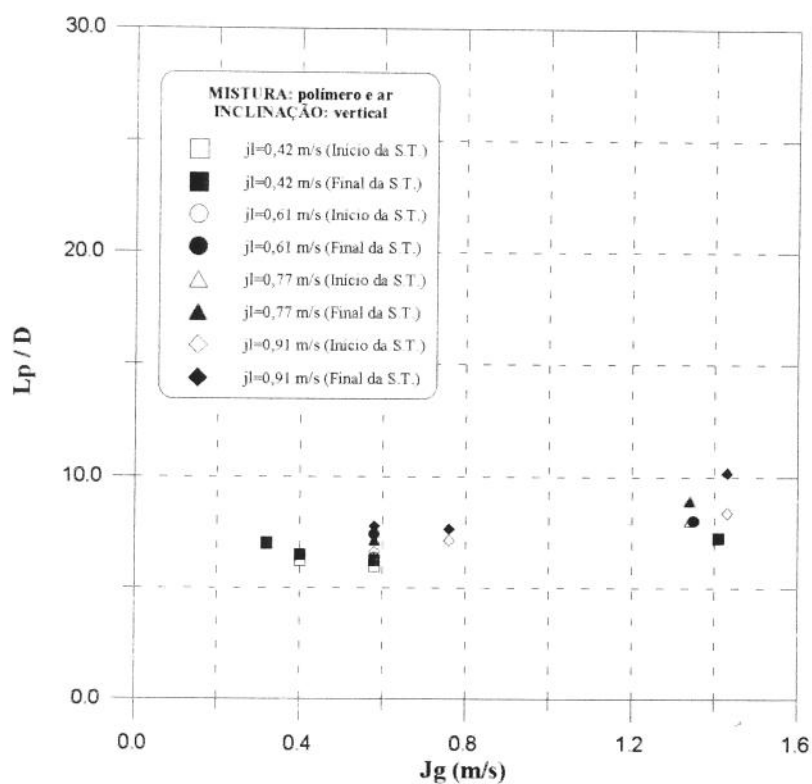


FIGURA A47: Efeito das velocidades superficiais de ar e goma xantana sobre o comprimento do pistão de líquido, $\theta=90^\circ$.

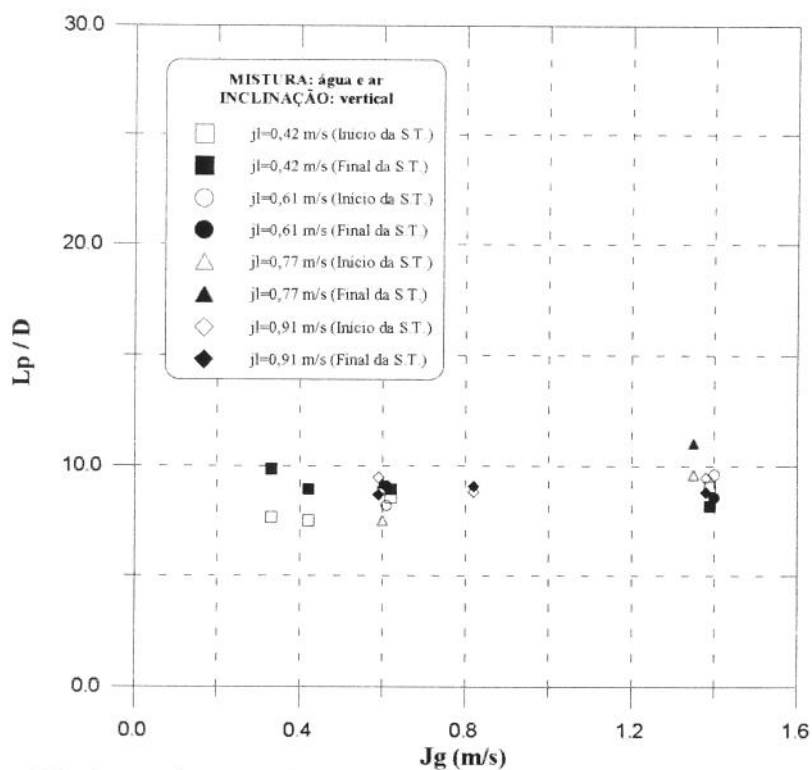


FIGURA A48: Efeito das velocidades superficiais de ar e água sobre o comprimento do pistão de líquido, $\theta=90^\circ$.

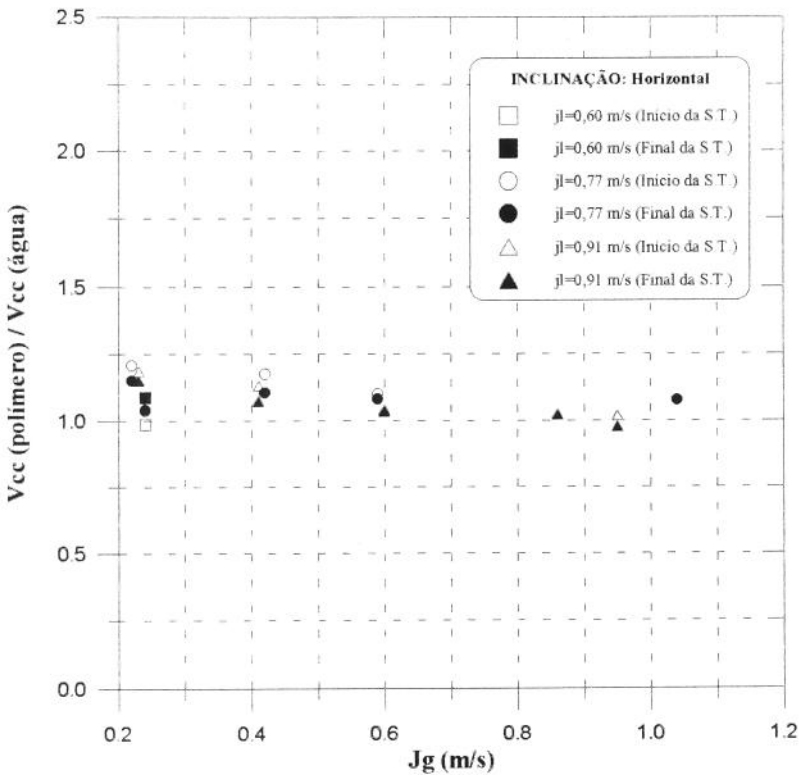


FIGURA A49: Razão entre as velocidades de interface para goma xantana e água, posição horizontal.

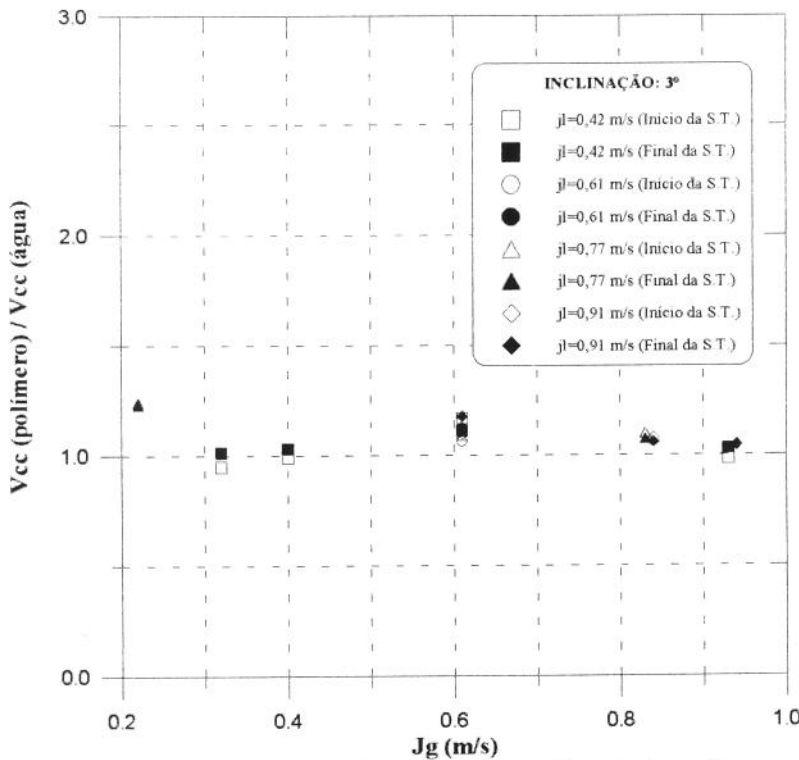


FIGURA A50: Razão entre as velocidades de interface para goma xantana e água, inclinação 3°.

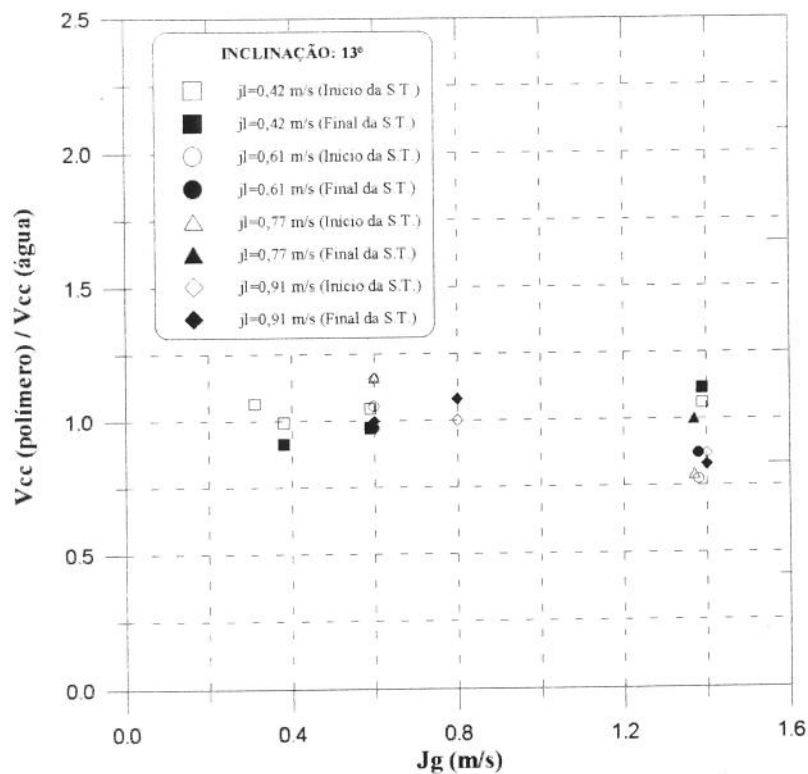


FIGURA A51: Razão entre as velocidades de interface para goma xantana e água, inclinação 13°.

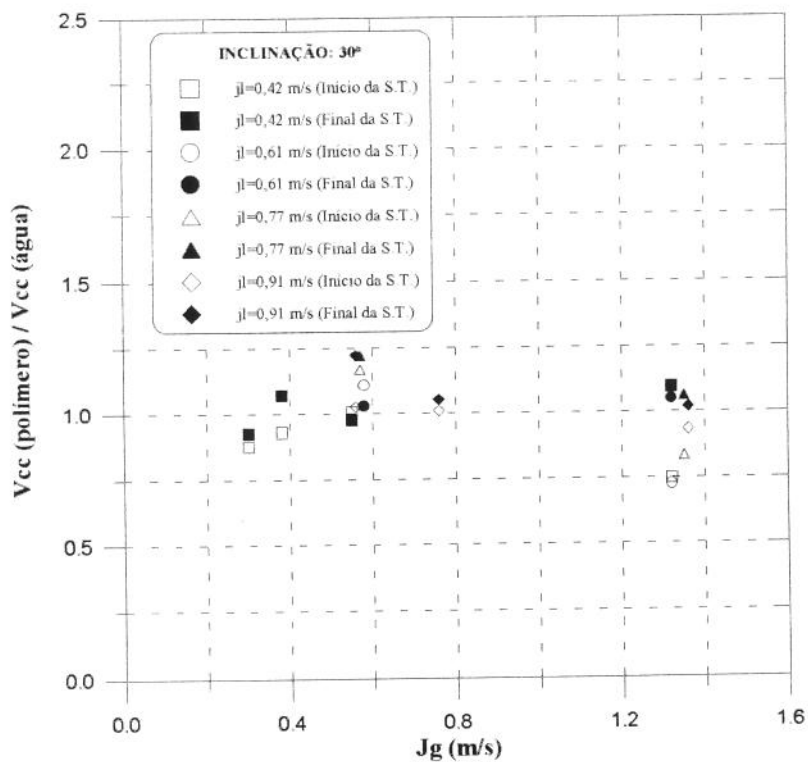


FIGURA A52: Razão entre as velocidades de interface para goma xantana e água, inclinação 30°.

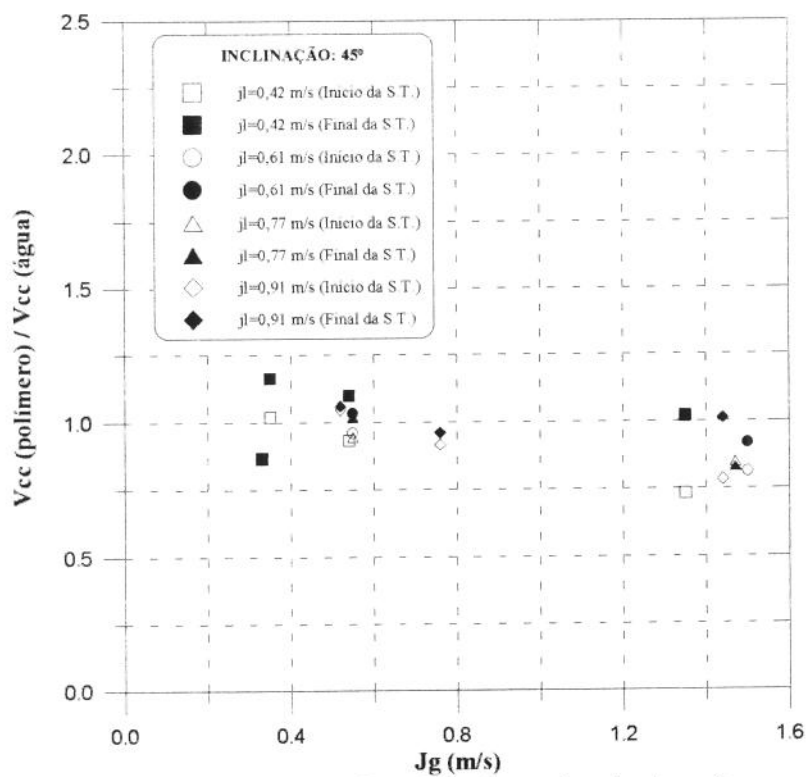


FIGURA A53: Razão entre as velocidades de interface para goma xantana e água, inclinação 45°.

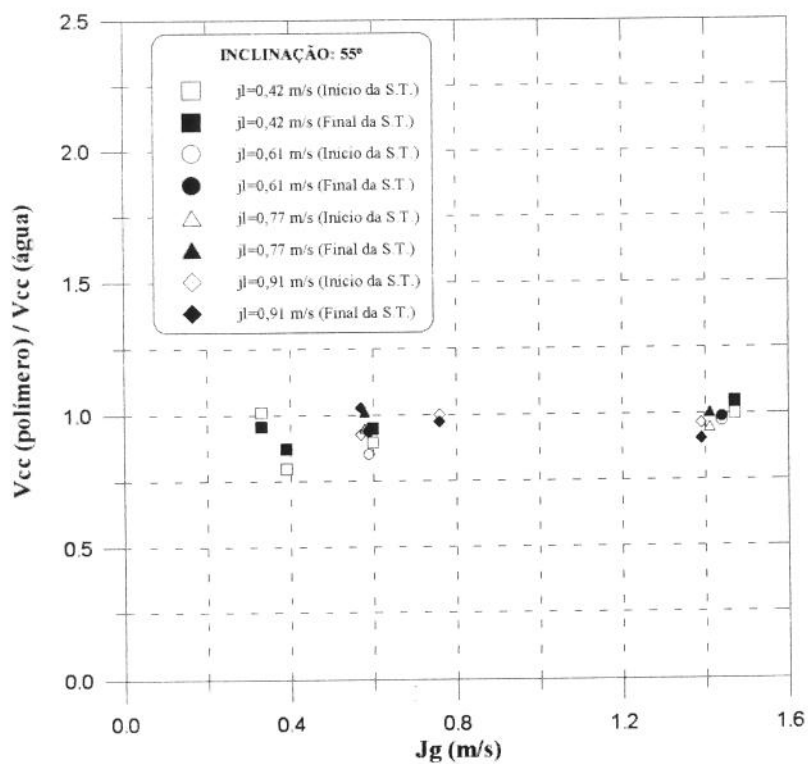


FIGURA A54: Razão entre as velocidades de interface para goma xantana e água, inclinação 55°.

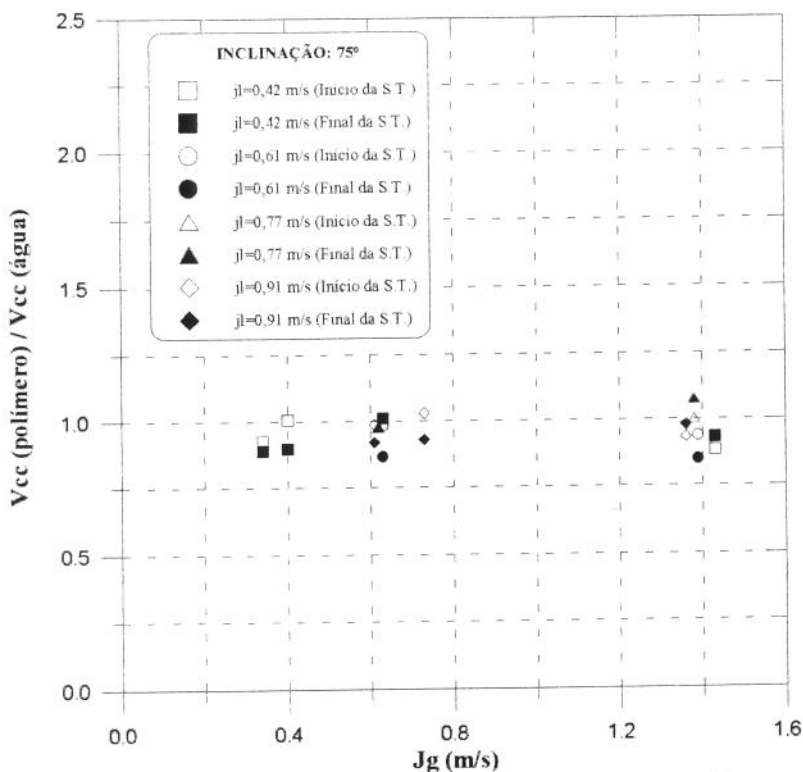


FIGURA A55: Razão entre as velocidades de interface para goma xantana e água, inclinação 75°.

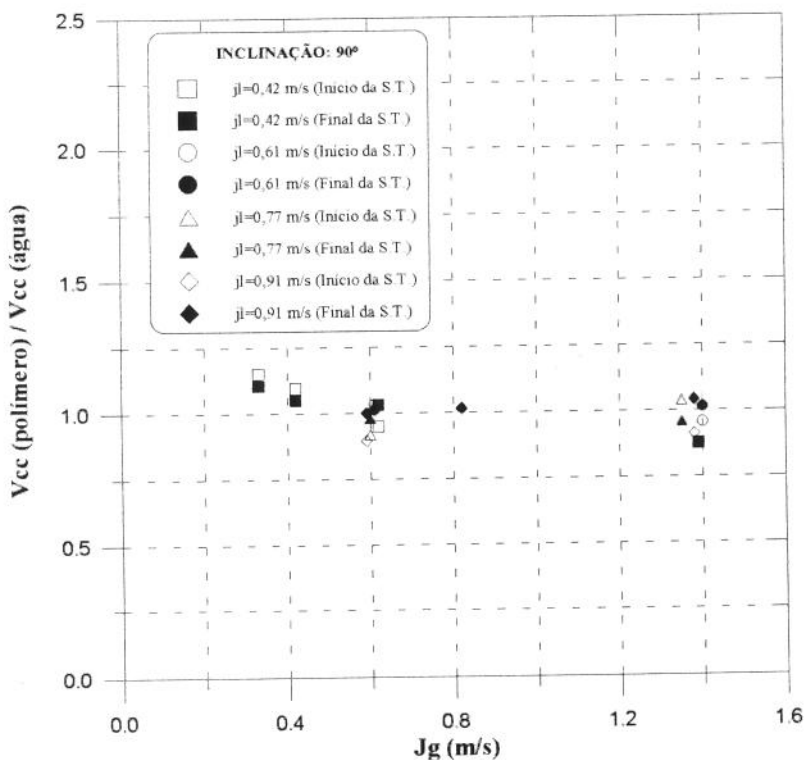


FIGURA A56: Razão entre as velocidades de interface para goma xantana e água, posição vertical.

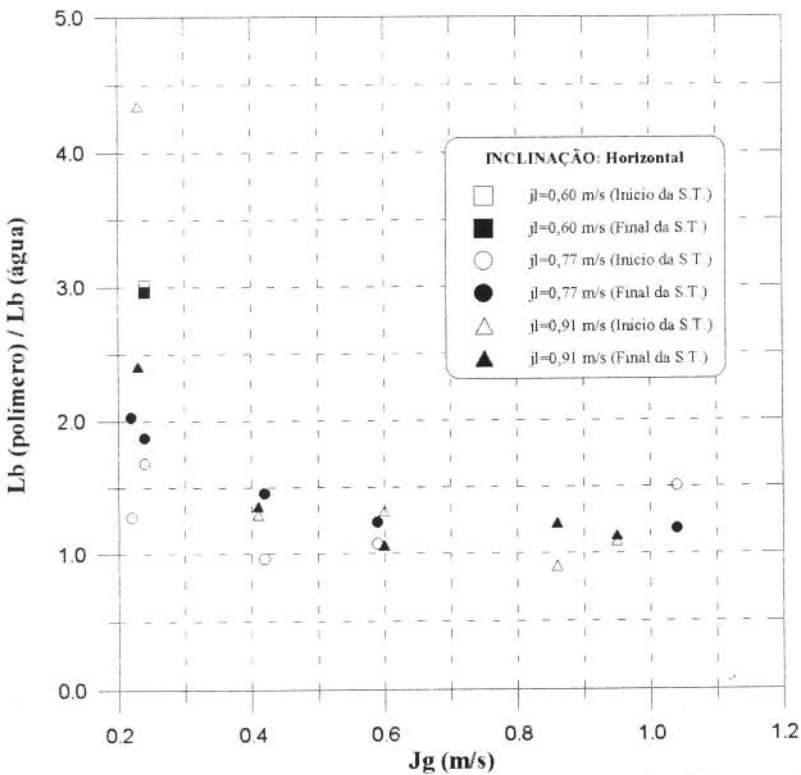


FIGURA A57: Razão entre os comprimentos das bolhas alongadas obtidos para goma xantana-ar e água-ar, $\theta=0^\circ$.

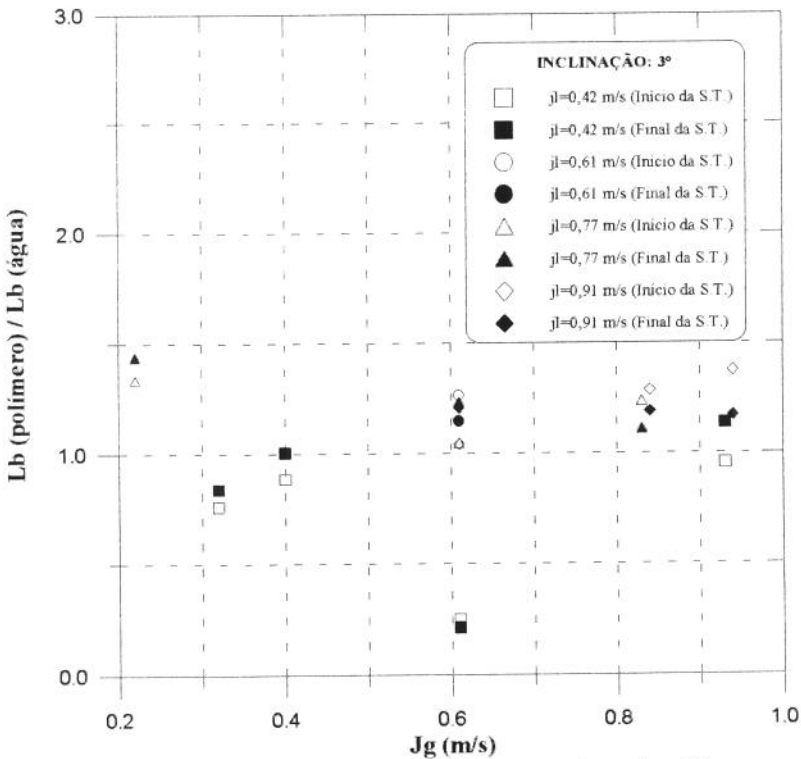


FIGURA A58: Razão entre os comprimentos das bolhas alongadas obtidos para goma xantana-ar e água-ar, $\theta=3^\circ$.

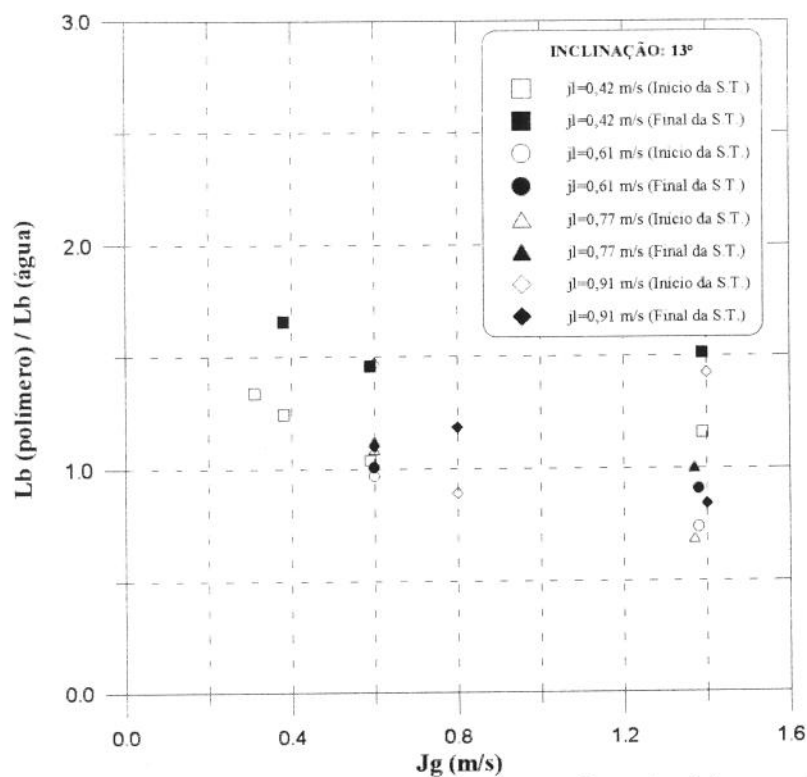


FIGURA A59: Razão entre os comprimentos das bolhas alongadas obtidos para goma xantana-ar e água-ar, $\theta=13^\circ$.

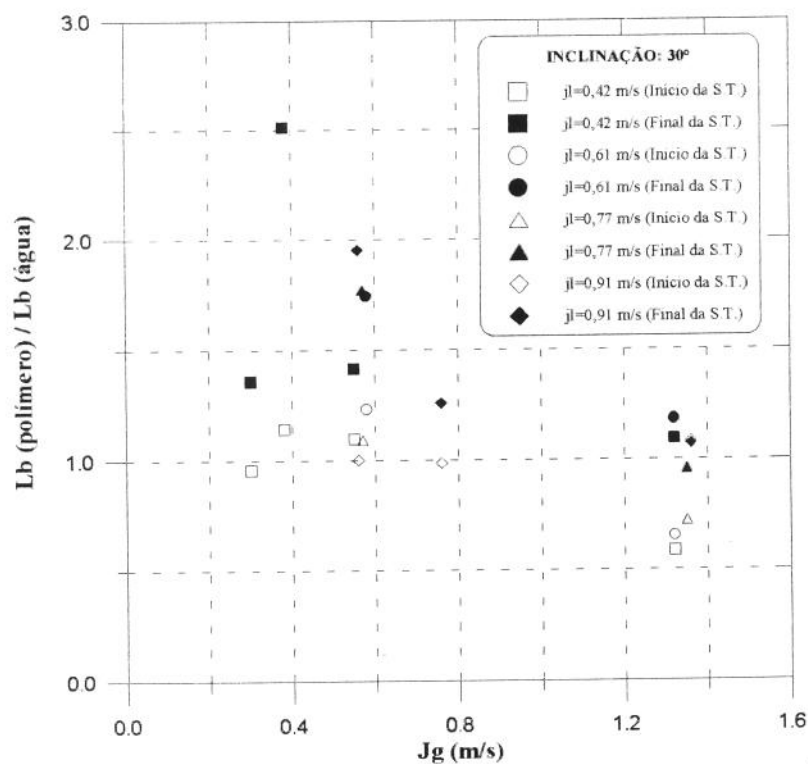


FIGURA A60: Razão entre os comprimentos das bolhas alongadas obtidos para goma xantana-ar e água-ar, $\theta=30^\circ$.

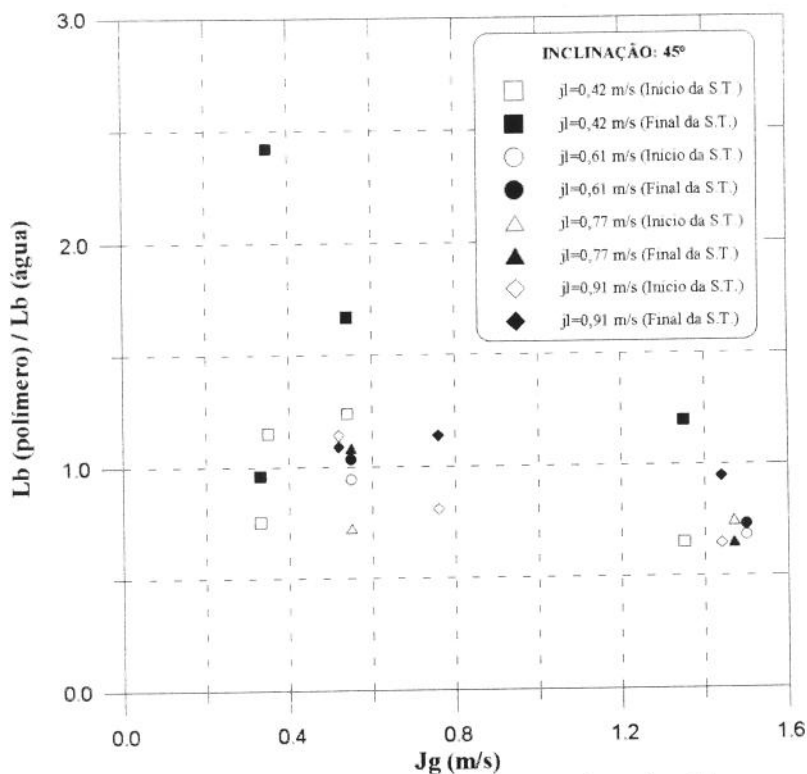


FIGURA A61: Razão entre os comprimentos das bolhas alongadas obtidos para goma xantana-ar e água-ar, $\theta=45^\circ$.

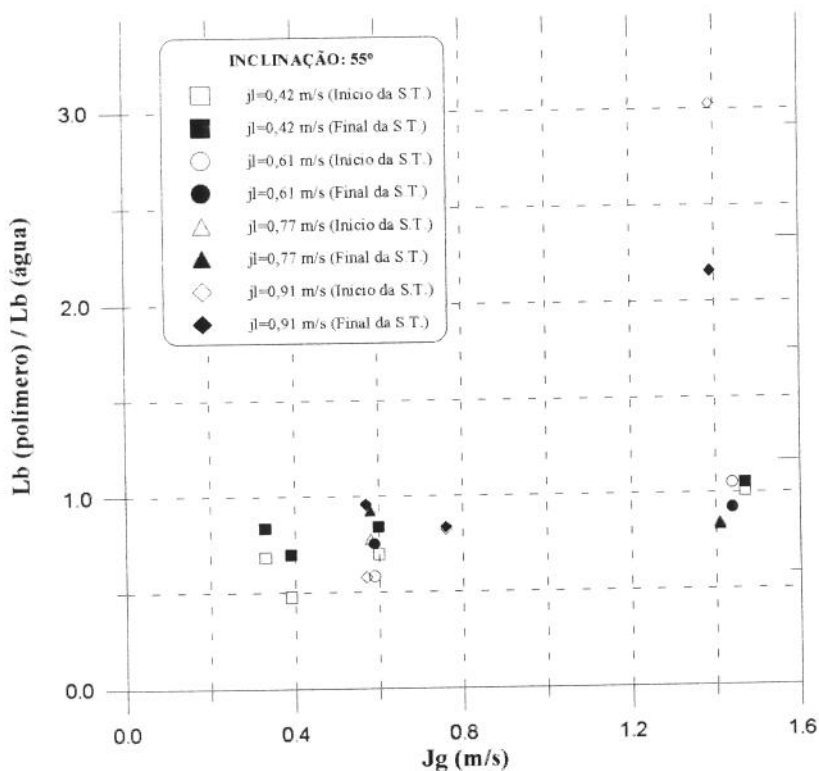


FIGURA A62: Razão entre os comprimentos das bolhas alongadas obtidos para goma xantana-ar e água-ar, $\theta=55^\circ$.

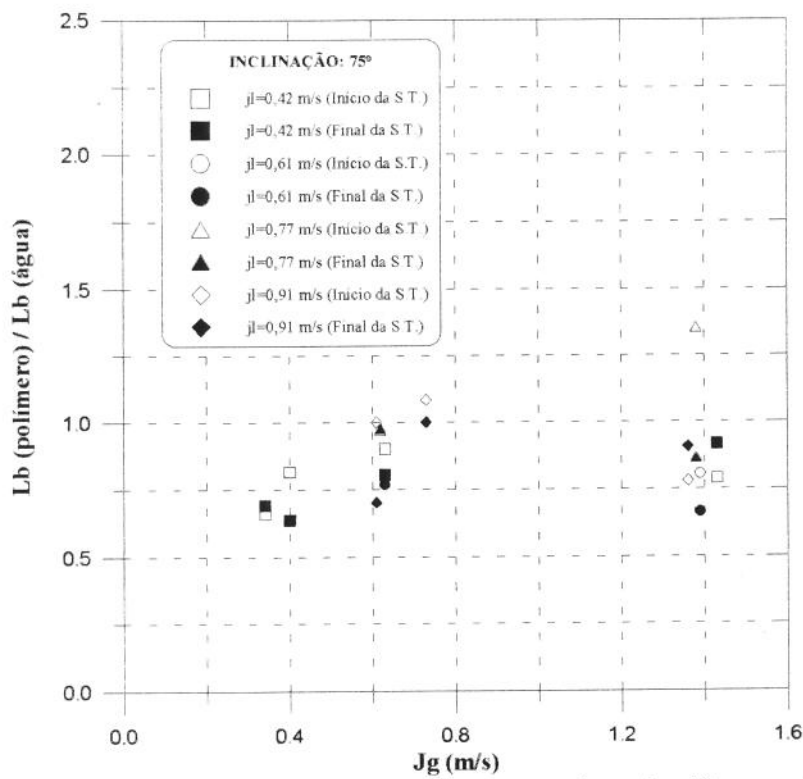


FIGURA A63: Razão entre os comprimentos das bolhas alongadas obtidos para goma xantana-ar e água-ar, $\theta=75^\circ$.

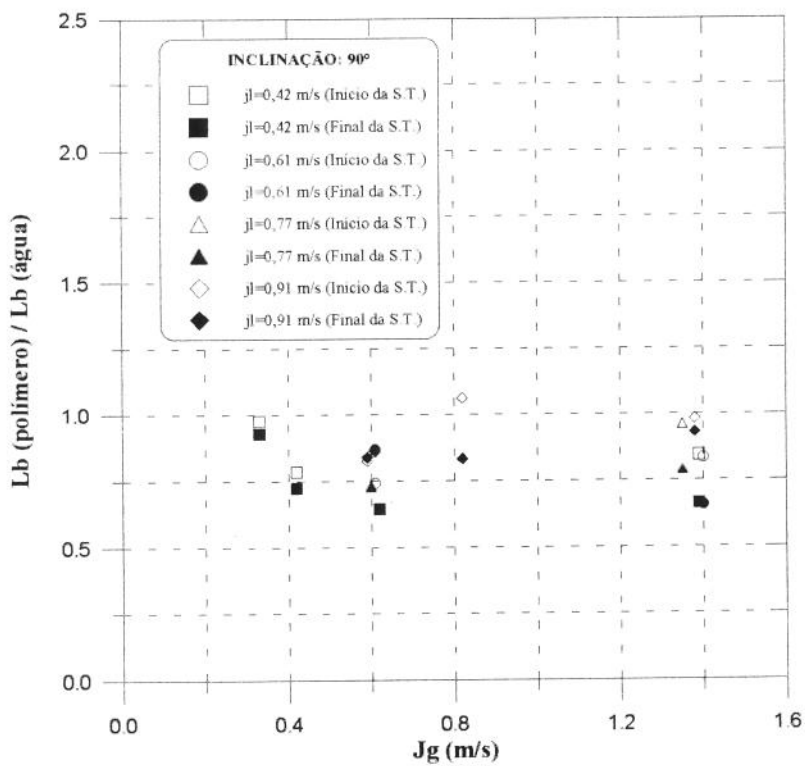


FIGURA A64: Razão entre os comprimentos das bolhas alongadas obtidos para goma xantana-ar e água-ar, $\theta=90^\circ$.

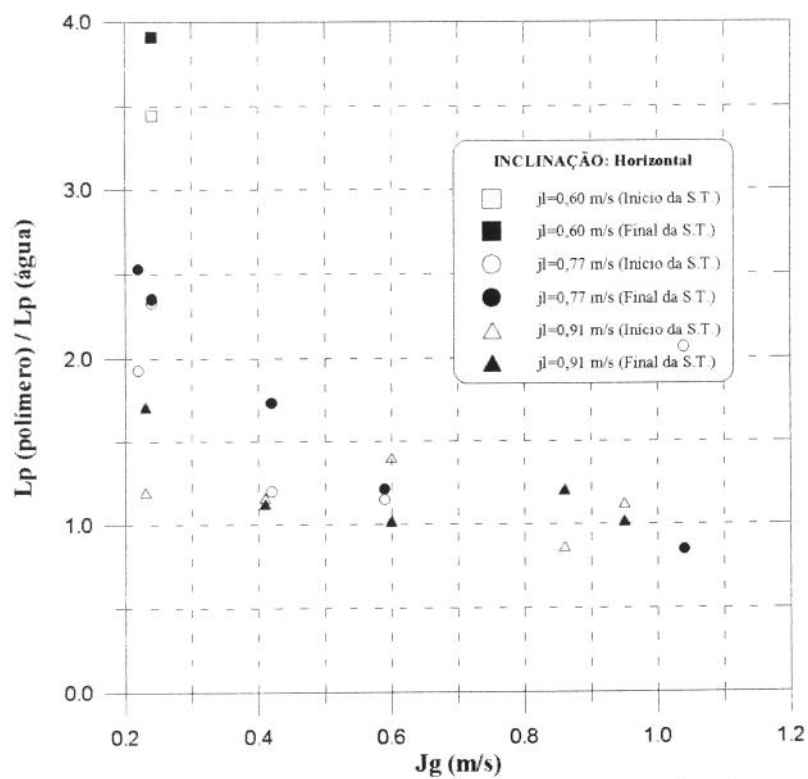


FIGURA A65: Razão entre os comprimentos dos pistões de líquido obtidos para goma xantana-ar e água-ar, $\theta=0^\circ$.

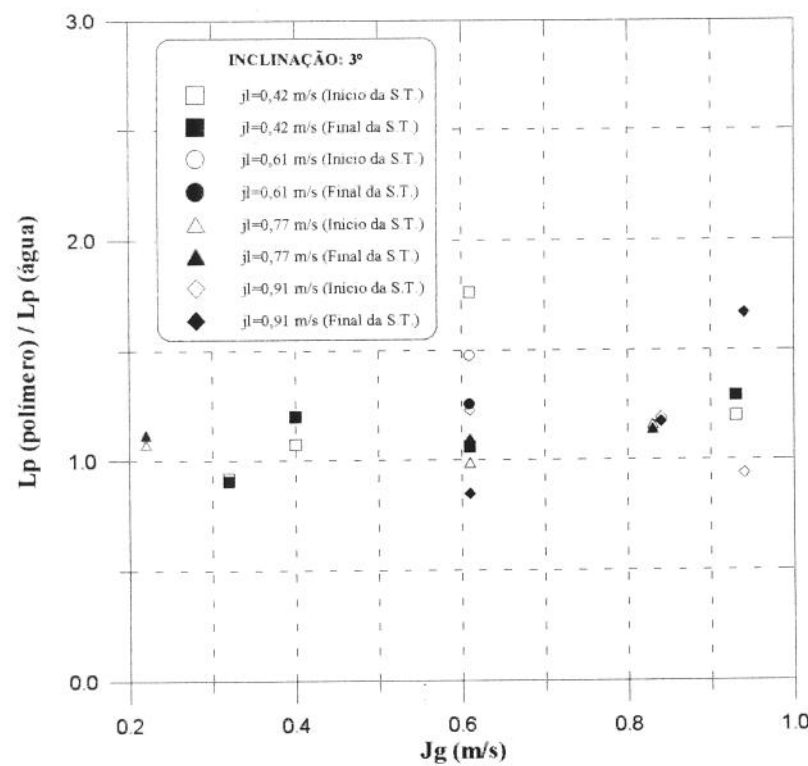


FIGURA A66: Razão entre os comprimentos dos pistões de líquido obtidos para goma xantana-ar e água-ar, $\theta=3^\circ$.

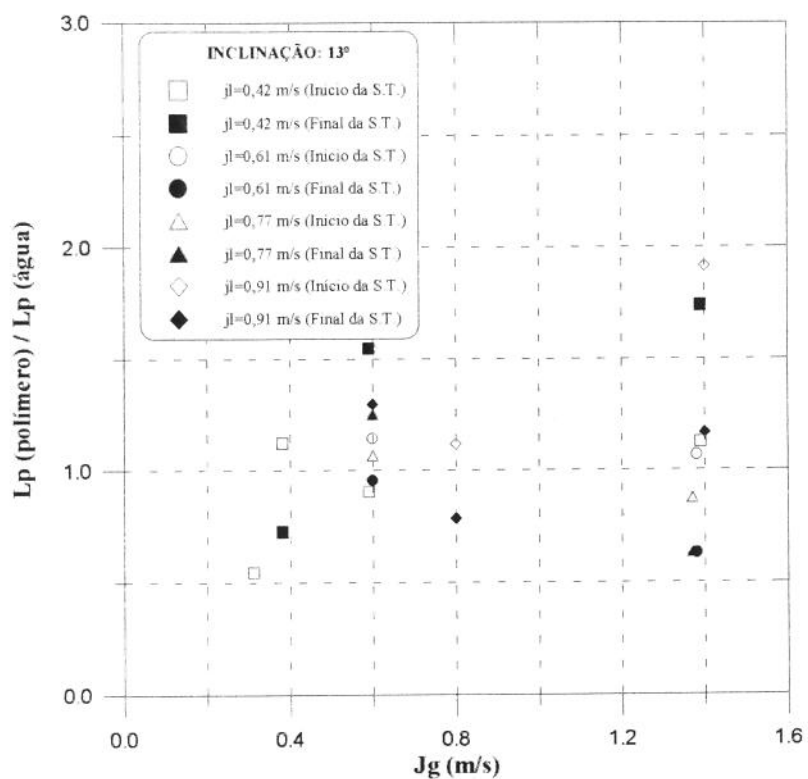


FIGURA A67: Razão entre os comprimentos dos pistões de líquido obtidos para goma xantana-ar e água-ar, $\theta=13^\circ$.

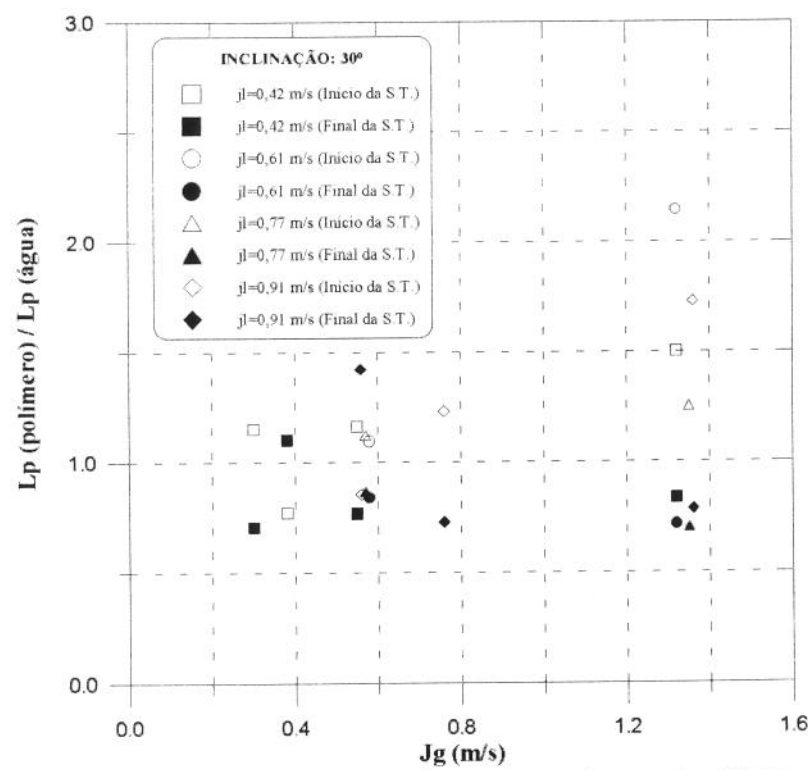


FIGURA A68: Razão entre os comprimentos dos pistões de líquido obtidos para goma xantana-ar e água-ar, $\theta=30^\circ$.

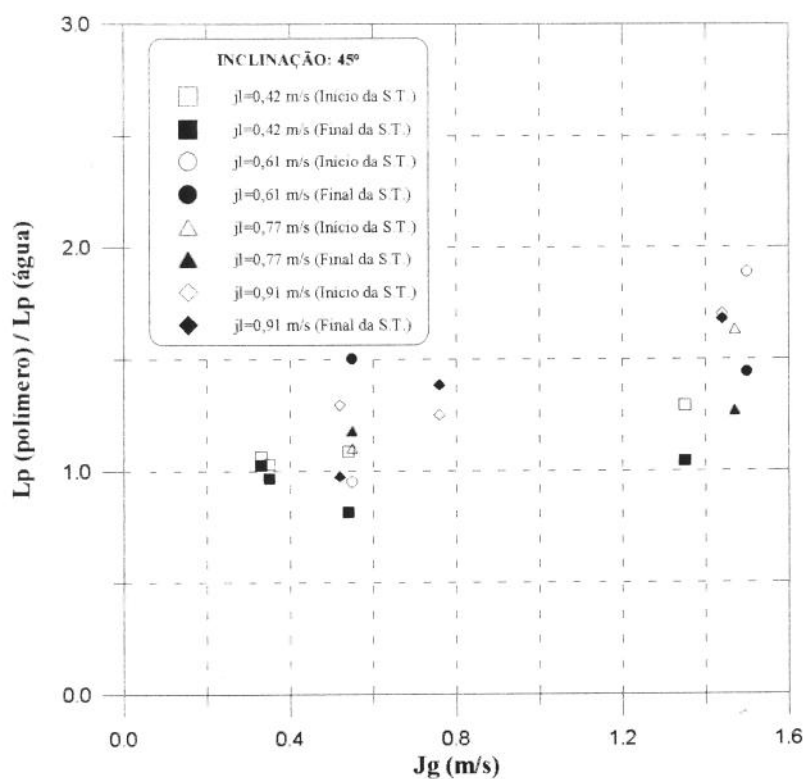


FIGURA A69: Razão entre os comprimentos dos pistões de líquido obtidos para goma xantana-ar e água-ar, $\theta=45^\circ$.

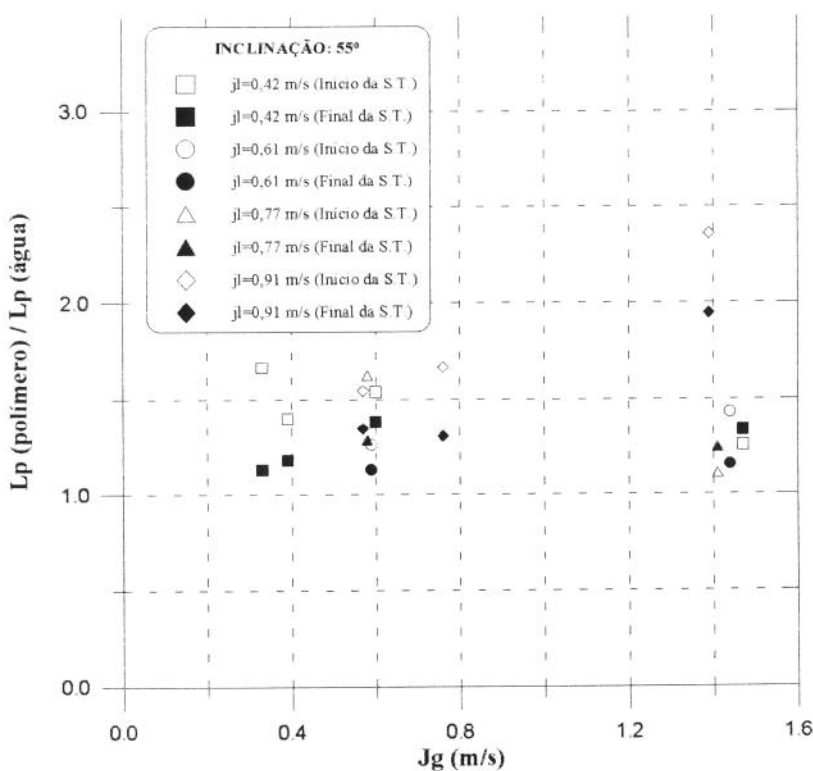


FIGURA A70: Razão entre os comprimentos dos pistões de líquido obtidos para goma xantana-ar e água-ar, $\theta=55^\circ$.

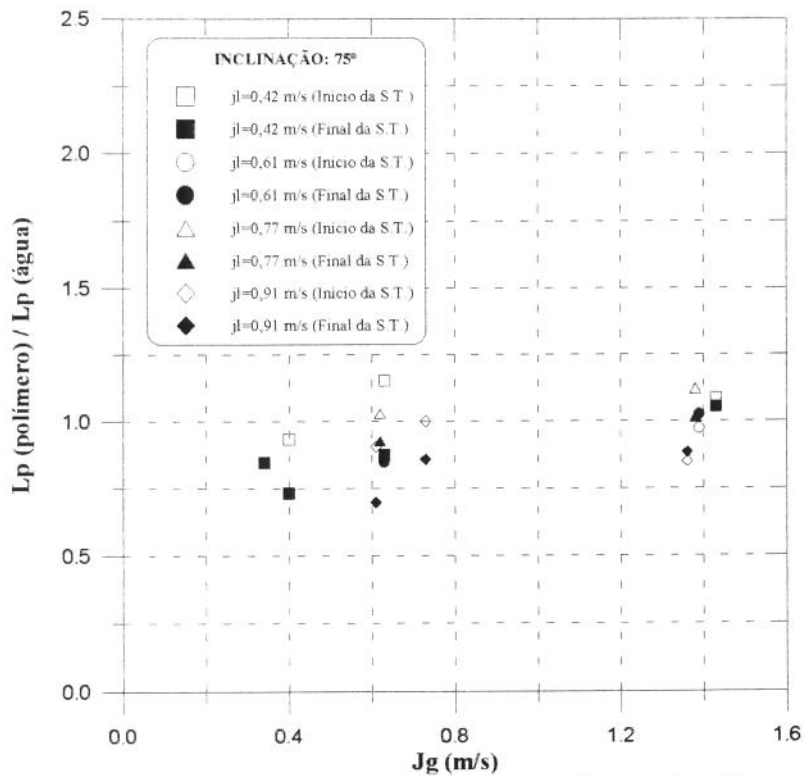


FIGURA A71: Razão entre os comprimentos dos pistões de líquido obtidos para goma xantana-ar e água-ar, $\theta=75^\circ$.

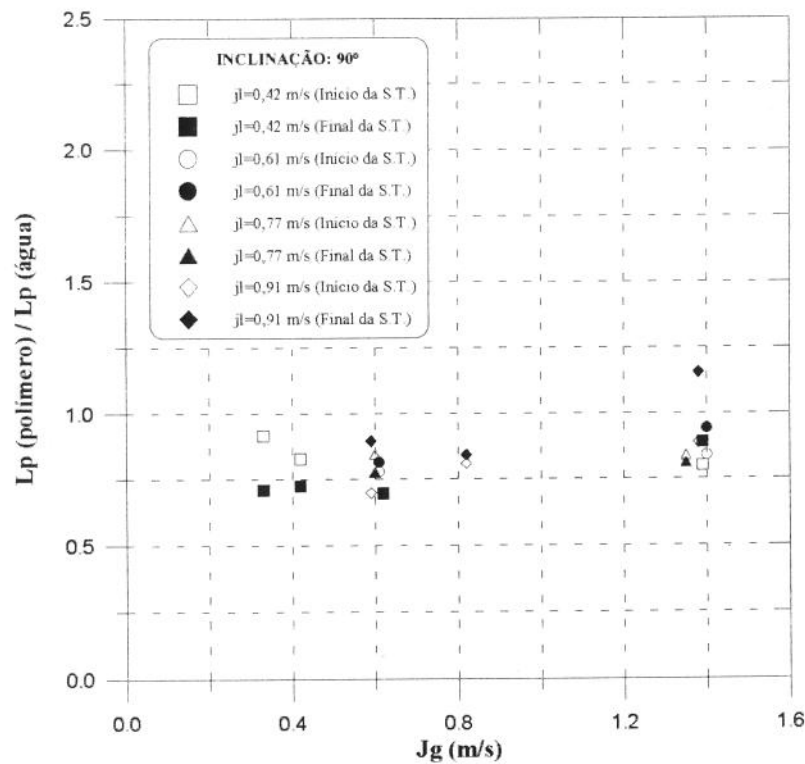


FIGURA A72: Razão entre os comprimentos dos pistões de líquido obtidos para goma xantana-ar e água-ar, $\theta=90^\circ$.

APÊNDICE B

Tabela B-1

Resultados Experimentais para a Mistura Ar e Água, Posição Horizontal.

Teste	P	j_l	j_g	α	$V_{cc_i}(\text{gD})^{1/2}$	$V_{cc_f}(\text{gD})^{1/2}$	f_i	f_f	Lb_i	Lb_f	Lp_i/D	Lp_f/D
	KPa	m/s	m/s		†		Hz	Hz	m	m		
1	2.00	0.77	0.22	0.25	2.06	1.99	0.68	0.87	1.78	1.17	12.31	11.53
2	2.00	0.77	0.59	0.43	2.62	2.70	0.65	0.59	2.71	2.87	10.62	14.77
3	2.14	0.91	0.60	0.41	2.84	2.91	0.90	0.66	2.01	2.65	10.1	15.80
4	2.25	0.91	0.86	0.48	3.59	3.59	0.74	0.89	3.38	2.87	11.14	9.46
5	2.21	0.91	0.95	0.52	3.88	3.77	1.01	0.95	2.72	2.87	8.29	8.68
6	2.20	0.77	0.84	0.53	3.36	3.36	1.02	0.63	2.39	3.81	6.35	11.66
7	2.19	0.91	0.23	0.22	2.06	1.99	1.16	1.19	0.32	0.56	16.06	11.66
8	2.14	0.92	0.41	0.35	2.44	2.52	0.89	0.76	1.50	1.70	11.27	15.67
9	1.98	0.76	0.42	0.36	2.23	2.29	0.46	0.53	2.98	2.66	16.32	17.88
10	1.88	0.60	0.24	0.28	1.70	1.68	0.78	0.80	0.91	1.06	13.99	10.10
11	1.98	0.73	0.24	0.29	1.87	1.92	0.85	0.85	1.04	1.08	11.92	11.79

† Os índices "i" e "f" se referem aos valores obtidos com as sondas de condutividade posicionadas no início e no final da Seção de Testes, respectivamente.

Tabela B-2

Resultados Experimentais para a Mistura Ar e Solução Aquosa de Goma Xantana, Posição Horizontal.

Teste	P	j_l	j_g	α	$V_{cc_i}(\text{gD})^{1/2}$	$V_{cc_f}(\text{gD})^{1/2}$	f_i	f_f	Lb_i	Lb_f	Lp_i/D	Lp_f/D
	KPa	m/s	m/s				Hz	Hz	m	m		
1	3.27	0.77	0.26	0.26	2.48	2.29	0.53	0.44	2.27	2.37	23.70	29.15
2	2.95	0.77	0.61	0.40	2.88	2.92	0.67	0.52	2.91	3.55	12.18	17.88
3	3.92	0.92	0.61	0.39	2.95	3.01	0.71	0.70	2.65	2.81	14.12	16.06
4	4.19	0.90	0.86	0.46	3.67	3.67	0.86	0.75	3.06	3.52	9.59	11.40
5	4.01	0.91	0.95	0.50	3.95	3.68	0.87	0.88	2.96	3.25	9.33	8.81
6	3.21	0.76	0.85	0.52	3.61	3.61	0.74	0.59	3.59	4.51	13.08	9.84
7	4.21	0.91	0.22	0.25	2.44	2.29	0.75	0.69	1.39	1.35	19.17	19.95
8	4.11	0.91	0.40	0.32	2.76	2.70	0.82	0.65	1.94	2.31	13.08	17.62
9	3.52	0.77	0.42	0.31	2.62	2.53	0.53	0.36	2.87	3.87	19.56	30.96
10	3.93	0.60	0.24	0.30	1.68	1.83	0.23	0.27	2.74	3.14	48.19	39.51
11	4.12	0.70	0.24	0.21	1.94	2.00	0.43	0.42	1.75	2.02	27.72	27.72

Tabela B-3Resultados Experimentais para a Mistura Ar e Água, $\theta=3^\circ$.

Teste	P	j_l	j_g	α	$V_{cc}/(gD)^{1/2}$	$V_{cc}/(gD)^{1/2}$	f_i	f_r	Lb_i	Lb_r	Lp_i/D	Lp_r/D
	KPa	m/s	m/s				Hz	Hz	m	m		
1	2.84	0.43	0.93	0.57	3.47	3.17	0.52	0.50	5.21	4.81	8.42	11.1
2	3.29	0.43	0.32	0.40	1.84	1.79	0.57	0.56	1.97	1.87	11.1	12.3
3	3.16	0.42	0.40	0.43	1.98	1.92	0.52	0.59	2.50	2.02	10.5	10.4
4	3.02	0.42	0.61	0.57	2.25	2.22	0.73	0.54	2.19	2.72	6.48	10.9
5	3.35	0.61	0.61	0.50	2.56	2.52	0.81	0.68	2.17	2.36	7.64	11.3
6	3.63	0.77	0.61	0.44	2.85	2.75	0.96	0.92	1.91	1.78	8.81	10.6
7	3.88	0.91	0.61	0.44	3.02	2.85	1.10	1.06	1.65	1.51	9.72	10.9
8	3.85	0.91	0.84	0.50	3.52	3.59	1.22	1.05	1.98	2.24	6.74	9.72
9	3.91	0.92	0.94	0.51	3.86	3.77	1.16	0.95	2.37	2.68	10.4	7.38
10	3.80	0.77	0.83	0.49	3.47	3.41	0.93	0.80	2.71	2.87	7.25	11.1
11	4.12	0.77	0.22	0.25	1.86	1.84	1.54	1.30	0.51	0.55	6.99	8.81

Tabela B-4Resultados Experimentais para a Mistura Ar e Solução Aquosa de Goma Xantana, $\theta=3^\circ$.

Teste	P	j_l	j_g	α	$V_{cc}/(gD)^{1/2}$	$V_{cc}/(gD)^{1/2}$	f_i	f_r	Lb_i	Lb_r	Lp_i/D	Lp_r/D
	KPa	m/s	m/s				Hz	Hz	m	m		
1	3.13	0.43	0.95	0.52	3.41	3.26	0.56	0.44	4.97	5.45	10.1	14.4
2	3.52	0.42	0.34	0.39	1.75	1.82	0.67	0.65	1.49	1.56	10.2	11.1
3	3.33	0.42	0.44	0.44	1.95	1.98	0.55	0.57	2.21	2.03	11.3	12.4
4	3.06	0.43	0.61	0.49	2.63	2.47	0.54	0.57	3.34	2.92	11.4	11.5
5	3.93	0.62	0.60	0.45	2.72	2.83	0.65	0.66	2.74	2.70	11.3	14.1
6	5.01	0.76	0.61	0.41	3.1	3.05	1.04	0.82	2.00	2.19	8.68	11.7
7	5.72	0.92	0.60	0.38	3.31	3.36	1.19	1.07	1.72	1.82	11.9	9.2
8	4.12	0.91	0.83	0.47	3.79	3.79	1.05	0.95	2.54	2.66	8.03	11.4
9	4.24	0.91	0.92	0.49	4.02	3.94	0.88	0.84	3.25	3.13	9.72	12.3
10	3.87	0.78	0.85	0.48	3.82	3.67	0.84	0.77	3.34	3.18	8.42	12.7
11	4.96	0.76	0.21	0.22	2.31	2.26	1.63	1.29	0.68	0.79	7.51	9.84

Tabela B-5Resultados Experimentais para a Mistura Ar e Água, $\theta=13^\circ$.

Teste	P KPa	j_l m/s	j_g m/s	α	$V_{cc,l}/(gD)^{1/2}$	$V_{cc,g}/(gD)^{1/2}$	f_i Hz	f_r Hz	Lb_i m	Lb_r m	Lp_i/D	Lp_r/D
1	7.24	0.42	0.59	0.49	2.3	2.55	0.87	1.05	1.59	1.51	9.46	8.03
2	8.01	0.60	0.60	0.47	2.67	2.87	0.96	0.93	1.59	1.83	11.1	11.3
3	8.45	0.77	0.60	0.43	2.65	2.99	1.25	1.24	1.24	1.39	9.97	9.97
4	8.89	0.88	0.60	0.42	2.76	3.22	1.60	1.36	0.92	1.3	7.77	9.72
5	8.09	0.88	1.4	0.59	5.39	5.65	2.36	0.99	1.65	3.82	4.53	13.3
6	6.49	0.42	1.39	0.61	4.53	4.02	0.85	0.75	4.15	4.10	9.46	10.4
7	7.02	0.61	1.38	0.61	6.50	5.14	0.89	0.67	5.56	4.82	12.2	25.0
8	7.80	0.75	1.37	0.56	5.96	5.03	0.94	0.78	4.58	3.93	12.2	24.5
9	8.50	0.90	0.80	0.47	3.68	3.45	1.36	1.07	1.68	1.58	9.07	16.2
10	8.27	0.43	0.38	0.40	1.92	2.11	1.09	0.98	0.87	0.78	8.68	14.6
11	8.72	0.43	0.31	0.34	1.77	1.87	1.10	0.90	0.68	0.58	16.2	9.33

Tabela B-6Resultados Experimentais para a Mistura Ar e Solução Aquosa de Goma Xantana, $\theta=13^\circ$.

Teste	P KPa	j_l m/s	j_g m/s	α	$V_{cc,l}/(gD)^{1/2}$	$V_{cc,g}/(gD)^{1/2}$	f_i Hz	f_r Hz	Lb_i m	Lb_r m	Lp_i/D	Lp_r/D
1	7.20	0.42	0.63	0.48	2.4	2.48	0.90	0.69	1.65	2.20	8.55	12.4
2	8.20	0.60	0.62	0.46	2.8	2.79	1.04	0.86	1.54	1.84	12.7	10.8
3	8.79	0.77	0.62	0.42	3.08	2.95	1.24	1.05	1.35	1.56	10.6	12.4
4	9.32	0.91	0.62	0.38	3.19	3.21	1.24	1.16	1.35	1.43	12.0	12.6
5	8.51	0.91	1.44	0.55	4.69	4.69	1.35	0.93	2.35	3.22	8.68	15.5
6	6.06	0.42	1.43	0.59	4.79	4.48	0.74	0.52	4.81	6.20	10.6	18.0
7	7.40	0.61	1.41	0.60	5.03	4.47	0.87	0.70	4.10	4.37	13.0	15.7
8	8.21	0.76	1.45	0.59	4.72	5.02	1.04	0.85	3.15	3.94	10.6	15.4
9	8.75	0.90	0.81	0.47	3.68	3.72	1.41	1.15	1.50	1.87	10.1	12.7
10	8.28	0.42	0.41	0.44	1.91	1.93	0.91	0.80	1.08	1.29	9.72	10.6
11	8.59	0.42	0.30	0.38	1.88		1.04		0.91		8.81	

Tabela B-7Resultados Experimentais para a Mistura Ar e Água, $\theta=30^\circ$.

Teste	P	j_l	j_g	α	$V_{cc}/(gD)^{1/2}$	$V_{cc}/(gD)^{1/2}$	f_l	f_r	Lb_l	Lb_r	Lp_l/D	Lp_r/D
	KPa	m/s	m/s				Hz	Hz	m	m		
1	15.37	0.42	0.55	0.46	2.6	2.79	1.17	1.12	1.24	1.09	8.94	13.9
2	16.82	0.60	0.58	0.42	2.79	2.84	1.41	1.26	1.00	0.85	9.84	14.4
3	17.34	0.76	0.57	0.41	2.78	2.62	1.58	1.49	0.89	0.65	8.68	11.5
4	17.65	0.89	0.56	0.42	3.08	2.75	1.73	1.59	0.92	0.62	11.4	8.29
5	16.57	0.90	0.76	0.51	3.92	3.76	1.68	1.45	1.37	1.13	9.07	14.6
6	17.88	0.43	0.38	0.36	2.28	1.93	1.36	1.35	0.70	0.39	11.3	9.07
7	17.61	0.42	0.30	0.37	2.17	2.17	1.46	1.24	0.70	0.56	7.77	12.7
8	11.36	0.43	1.32	0.66	5.7	4.02	1.09	0.97	4.20	2.59	6.22	13.3
9	13.00	0.61	1.32	0.61	5.87	4.39	1.33	1.07	3.35	2.47	6.35	14.5
10	14.14	0.76	1.35	0.57	5.96	4.78	1.42	1.00	2.98	2.73	8.81	19.0
11	15.06	0.90	1.36	0.60	5.4	4.81	1.80	1.37	2.07	1.96	7.12	14.4

Tabela B-8Resultados Experimentais para a Mistura Ar e Solução Aquosa de Goma Xantana, $\theta=30^\circ$.

Teste	P	j_l	j_g	α	$V_{cc}/(gD)^{1/2}$	$V_{cc}/(gD)^{1/2}$	f_l	f_r	Lb_l	Lb_r	Lp_l/D	Lp_r/D
	KPa	m/s	m/s				Hz	Hz	m	m		
1	14.93	0.42	0.58	0.47	2.61	2.72	1.06	1.01	1.36	1.54	10.4	10.6
2	16.42	0.59	0.59	0.43	3.09	2.92	1.31	1.06	1.23	1.48	10.8	12.0
3	17.85	0.77	0.57	0.41	3.24	3.19	1.65	1.46	0.97	1.15	9.72	9.97
4	18.04	0.90	0.58	0.40	3.16	3.36	1.65	1.38	0.92	1.21	9.72	11.8
5	17.04	0.91	0.76	0.45	3.95	3.95	1.56	1.55	1.35	1.42	11.1	10.6
6	17.22	0.42	0.38	0.38	2.11	2.07	1.26	1.03	0.80	0.98	8.68	9.97
7	17.90	0.43	0.31	0.40	1.91	2.01	1.34	1.21	0.67	0.76	8.94	8.94
8	11.99	0.42	1.40	0.60	4.27	4.40	1.17	1.05	2.46	2.83	9.33	11.1
9	13.94	0.60	1.38	0.59	4.26	4.61	1.25	1.01	2.18	2.92	13.6	10.4
10	14.84	0.76	1.36	0.55	4.98	5.08	1.44	1.22	2.15	2.61	11.0	13.3
11	16.24	0.92	1.34	0.56	5.03	4.91	1.38	1.45	2.24	2.10	12.3	11.3

Tabela B-9

Resultados Experimentais para a Mistura Ar e Água, $\theta=45^\circ$.

Teste	P KPa	j_l m/s	j_g m/s	α	$V_{cc_l}/(gD)^{1/2}$	$V_{cc_g}/(gD)^{1/2}$	f_i Hz	f_r Hz	Lb_i m	Lb_r m	Lp_i/D	Lp_r/D
1	15.22	0.42	1.35	0.62	6.56	4.81	1.40	1.31	3.57	2.30	7.12	11.8
2	21.22	0.43	0.54	0.39	2.88	2.69	1.38	1.28	1.02	0.82	10.4	13.2
3	24.88	0.43	0.35	0.35	2.18	1.96	1.47	1.36	0.60	0.38	8.94	11.4
4	24.60	0.42	0.33	0.34	2.23	2.37	1.43	1.39	0.73	0.75	8.16	9.59
5	22.32	0.60	0.55	0.41	3.08	3.17	1.58	1.37	1.02	1.22	10.4	7.77
6	23.18	0.75	0.55	0.43	3.38	3.36	1.58	1.57	1.19	1.10	8.94	9.97
7	25.94	0.92	0.52	0.35	3.38	3.52	2.06	1.85	0.80	0.90	7.9	9.97
8	23.06	0.92	0.76	0.41	4.08	4.31	2.06	1.75	1.24	1.41	7.77	9.46
9	20.00	0.91	1.44	0.57	6.76	5.54	1.84	1.57	2.68	2.42	6.48	8.42
10	18.42	0.75	1.47	0.60	6.01	6.16	1.85	1.37	2.42	3.21	5.96	9.2
11	16.73	0.60	1.50	0.64	6.45	5.57	1.63	1.39	3.07	2.93	5.57	7.38

Tabela B-10

Resultados Experimentais para a Mistura Ar e Solução Aquosa de Goma Xantana, $\theta=45^\circ$.

Teste	P KPa	j_l m/s	j_g m/s	α	$V_{cc_l}/(gD)^{1/2}$	$V_{cc_g}/(gD)^{1/2}$	f_i Hz	f_r Hz	Lb_i m	Lb_r m	Lp_i/D	Lp_r/D
1	15.81	0.42	1.33	0.61	4.8	4.91	1.39	1.16	2.32	2.75	9.2	12.3
2	20.28	0.42	0.60	0.46	2.69	2.95	1.11	1.19	1.26	1.37	11.3	10.8
3	23.84	0.42	0.37	0.37	2.23	2.29	1.39	1.12	0.69	0.92	9.2	11.0
4	25.07	0.42	0.30	0.33	1.93	2.06	1.39	1.22	0.55	0.72	8.68	9.84
5	22.46	0.61	0.58	0.41	2.95	3.27	1.50	1.32	0.96	1.26	9.84	11.7
6	23.70	0.76	0.58	0.41	3.19	3.41	1.74	1.42	0.86	1.19	9.84	11.8
7	24.15	0.91	0.59	0.39	3.42	3.72	1.76	1.88	0.91	0.98	10.2	9.72
8	22.41	0.89	0.79	0.46	3.73	4.14	1.85	1.41	1.00	1.60	9.72	13.1
9	20.72	0.91	1.43	0.56	5.3	5.60	1.80	1.48	1.72	2.29	11.0	14.1
10	19.72	0.76	1.39	0.58	5.1	5.11	1.74	1.50	1.80	2.07	9.72	11.7
11	18.25	0.61	1.32	0.57	5.24	5.11	1.59	1.51	2.08	2.13	10.5	10.6

Tabela B-11

Resultados Experimentais para a Mistura Ar e Água, $\theta=55^\circ$

Teste	P KPa	j_l m/s	j_g m/s	α	$V_{cc,l}/(gD)^{1/4}$	$V_{cc,g}/(gD)^{1/4}$	f_i Hz	f_f Hz	Lb_i m	Lb_f m	Lp_i/D	Lp_f/D
1	28.60	0.42	0.33	0.33	2.11	2.40	1.43	1.47	0.71	0.74	5.44	8.81
2	25.29	0.42	0.39	0.41	2.84	2.82	1.45	1.30	1.26	1.16	7.12	9.20
3	22.78	0.42	0.60	0.49	3.33	3.14	1.48	1.31	1.46	1.45	6.74	8.16
4	25.56	0.61	0.59	0.44	3.47	3.49	1.57	1.40	1.31	1.41	7.90	9.84
5	26.47	0.75	0.58	0.41	3.60	3.67	1.96	1.64	1.04	1.22	7.25	9.46
6	28.26	0.91	0.57	0.39	3.75	3.80	2.05	1.93	1.04	1.00	7.38	9.33
7	26.00	0.91	0.76	0.46	4.07	4.25	2.11	1.83	1.16	1.37	6.99	8.42
8	16.58	0.43	1.47	0.64	5.25	5.29	1.52	1.48	2.40	2.50	8.03	8.42
9	19.22	0.61	1.44	0.59	5.38	5.45	1.83	1.48	1.95	2.44	8.16	9.97
10	20.80	0.76	1.41	0.60	5.45	5.68	1.89	1.63	1.86	2.27	9.46	9.97
11	22.73	0.90	1.39	0.59	5.70	6.30	2.23	1.71	1.58	2.30	8.68	11.8

Tabela B-12

Resultados Experimentais para a Mistura Ar e Solução Aquosa de Goma Xantana, $\theta=55^\circ$.

Teste	P KPa	j_l m/s	j_g m/s	α	$V_{cc,l}/(gD)^{1/4}$	$V_{cc,g}/(gD)^{1/4}$	f_i Hz	f_f Hz	Lb_i m	Lb_f m	Lp_i/D	Lp_f/D
1	28.19	0.42	0.32	0.34	2.14	2.30	1.57	1.45	0.49	0.62	9.07	9.97
2	27.60	0.43	0.39	0.34	2.26	2.46	1.44	1.31	0.60	0.81	9.97	10.9
3	23.69	0.42	0.57	0.43	2.99	2.98	1.42	1.24	1.02	1.22	10.4	11.3
4	26.09	0.60	0.56	0.41	2.95	3.27	1.70	1.49	0.76	1.06	9.97	11.1
5	26.95	0.77	0.59	0.40	3.41	3.70	1.73	1.57	0.81	1.13	11.8	12.2
6	28.42	0.91	0.58	0.38	3.47	3.91	2.22	1.77	0.60	0.96	11.4	12.6
7	26.06	0.91	0.78	0.44	4.07	4.14	1.90	1.80	0.96	1.15	11.7	11.0
8	17.27	0.43	1.44	0.61	5.25	5.53	1.43	1.38	2.42	2.63	10.1	11.3
9	19.70	0.61	1.44	0.57	5.22	5.38	1.54	1.49	2.05	2.25	11.7	11.5
10	21.27	0.76	1.41	0.55	5.16	5.70	1.88	1.71	1.58	1.90	10.5	12.4
11	21.97	0.91	1.40	0.55	5.49	5.70	1.89	1.92	1.58	1.77	20.5	22.9

Tabela B-13

Resultados Experimentais para a Mistura Ar e Água, $\theta=75^\circ$

Teste	P	j_l	j_g	α	$V_{cc,l}(gD)^{1/5}$	$V_{cc,g}(gD)^{1/5}$	f_l	f_g	Lb_l	Lb_g	Lp_l/D	Lp_g/D
	KPa	m/s	m/s				Hz	Hz	m	m		
1	18.54	0.42	1.43	0.64	5.26	5.55	1.66	1.61	2.05	2.27	9.20	9.46
2	21.09	0.61	1.39	0.62	5.46	5.94	1.93	1.66	1.74	2.32	9.46	10.8
3	23.43	0.77	1.38	0.58	5.41	5.68	2.17	1.91	1.42	1.77	9.72	10.6
4	25.16	0.90	1.36	0.56	5.60	5.61	2.00	2.00	1.59	1.61	11.9	11.0
5	29.02	0.91	0.73	0.45	3.99	4.38	2.30	1.86	0.73	1.03	10.5	13.5
6	30.14	0.90	0.61	0.44	3.61	4.00	2.12	1.76	0.64	0.94	10.9	13.3
7	28.64	0.76	0.62	0.46	3.55	3.68	2.26	1.99	0.66	0.81	9.33	10.4
8	27.04	0.61	0.63	0.48	3.30	3.92	1.64	1.55	0.89	1.25	11.3	12.6
9	24.70	0.42	0.63	0.52	2.93	3.29	1.42	1.3	1.02	1.34	9.46	11.3
10	29.02	0.42	0.40	0.42	2.37	2.78	1.59	1.37	0.60	0.88	9.59	11.7
11	29.82	0.43	0.34	0.40	2.41	2.70	1.53	1.45	0.62	0.78	10.1	10.9

Tabela B-14

Resultados Experimentais para a Mistura Ar e Solução Aquosa de Goma Xantana, $\theta=75^\circ$.

Teste	P	j_l	j_g	α	$V_{cc,l}(gD)^{1/5}$	$V_{cc,g}(gD)^{1/5}$	f_l	f_g	Lb_l	Lb_g	Lp_l/D	Lp_g/D
	KPa	m/s	m/s				Hz	Hz	m	m		
1	20.25	0.41	1.40	0.62	4.64	5.17	1.70	1.58	1.62	2.08	9.97	9.97
2	22.83	0.61	1.36	0.56	5.11	5.03	1.99	1.95	1.40	1.54	9.20	11.0
3	23.68	0.76	1.39	0.53	5.41	6.10	1.99	1.92	1.92	1.53	10.9	10.8
4	25.93	0.90	1.35	0.49	5.22	5.49	2.24	2.16	1.24	1.46	10.1	9.72
5	30.66	0.90	0.74	0.41	4.10	4.07	2.24	1.85	0.79	1.03	10.5	11.5
6	33.38	0.90	0.57	0.36	3.56	3.68	2.21	2.32	0.64	0.66	9.84	9.33
7	31.30	0.76	0.57	0.39	3.47	3.60	2.19	2.06	0.64	0.79	9.59	9.59
8	29.20	0.61	0.59	0.43	3.24	3.39	1.93	1.66	0.71	0.96	9.72	10.6
9	27.16	0.42	0.60	0.45	2.90	3.32	1.46	1.52	0.92	1.08	10.9	9.84
10	31.53	0.42	0.37	0.37	2.38	2.49	1.75	1.78	0.49	0.56	8.94	8.55
11	32.78	0.43	0.32	0.35	2.24	2.40	1.82	1.71	0.41	0.54	8.55	9.20

Tabela B-15

Resultados Experimentais para a Mistura Ar e Água, Posição Vertical.

Teste	P	j_l	j_g	α	$V_{ce}/(gD)^{1/2}$	$V_{ce}/(gD)^{1/2}$	f_i	f_r	Lb_i	Lb_r	Lp_i/D	Lp_r/D
	KPa	m/s	m/s				Hz	Hz	m	m		
1	29.91	0.42	0.33	0.42	2.05	2.30	1.75	1.52	0.43	0.56	7.64	9.84
2	27.46	0.42	0.42	0.46	2.31	2.56	1.85	1.62	0.51	0.69	7.51	8.94
3	23.86	0.42	0.62	0.52	2.96	2.96	1.78	1.57	0.79	0.96	8.55	8.94
4	26.95	0.61	0.61	0.49	2.96	3.32	2.03	2.00	0.66	0.75	8.16	9.07
5	29.24	0.77	0.60	0.46	3.29	3.63	2.65	2.20	0.50	0.74	7.51	9.20
6	30.68	0.91	0.59	0.45	3.63	3.72	2.70	2.55	0.46	0.62	9.46	8.68
7	29.53	0.91	0.82	0.47	3.77	4.07	2.41	2.81	0.49	0.78	8.81	9.07
8	19.64	0.43	1.39	0.66	5.49	5.67	1.91	1.55	1.80	2.56	9.07	8.16
9	23.20	0.61	1.40	0.62	5.10	5.42	2.06	1.69	1.44	2.18	9.59	8.55
10	24.91	0.76	1.35	0.60	5.11	5.46	2.25	1.67	1.25	1.99	9.59	11.0
11	26.43	0.91	1.38	0.58			2.76	2.22	1.05	1.43		

Tabela B-16

Resultados Experimentais para a Mistura Ar e Solução Aquosa de Goma Xantana, Posição Vertical.

Teste	P	j_l	j_g	α	$V_{ce}/(gD)^{1/2}$	$V_{ce}/(gD)^{1/2}$	f_i	f_r	Lb_i	Lb_r	Lp_i/D	Lp_r/D
	KPa	m/s	m/s				Hz	Hz	m	m		
1	30.64	0.42	0.32	0.38	2.36	2.54	2.14	2.09	0.42	0.52	6.99	6.99
2	29.46	0.42	0.40	0.38	2.53	2.69	2.50	2.34	0.40	0.50	6.22	6.48
3	26.90	0.43	0.58	0.46	2.82	3.06	2.51	2.40	0.51	0.62	5.96	6.22
4	29.49	0.61	0.58	0.41	3.06	3.36	2.70	2.39	0.49	0.65	6.35	7.38
5	31.64	0.77	0.58	0.39	3.02	3.55	2.86	2.84	0.43	0.54	6.35	7.12
6	32.66	0.90	0.58	0.37	3.25	3.72	3.20	2.90	0.38	0.52	6.61	7.77
7	30.30	0.90	0.76	0.43	3.82	4.14	3.12	2.90	0.52	0.65	7.12	7.64
8	20.56	0.41	1.41	0.60	4.80	4.98	2.04	1.92	1.52	1.70	7.25	7.25
9	24.31	0.61	1.35	0.55	4.87	5.49	2.36	2.34	1.20	1.43	8.03	8.03
10	25.76	0.75	1.34	0.52	5.31	5.23	2.55	2.04	1.20	1.57	8.03	8.94
11	25.76	0.90	1.43	0.55	5.11	5.60	2.66	2.31	1.03	1.33	8.39	10.2

APÊNDICE C

A.1 - CALIBRAÇÃO DAS PLACAS DE ORIFÍCIO:

A fim de cobrir toda a faixa de medição de vazão de ar utilizando um único sensor de pressão diferencial, foi necessário a utilização de duas placas de orifício com as seguintes características :

- Diâmetro externo: 26,64 mm

- Espessura: 3,0 mm

- Diâmetro dos orifícios:

 - . Placa P_1 : 15,95 mm

 - . Placa P_2 : 22,45 mm

As placas foram calibradas utilizando como medidor padrão um elemento laminador de fluxo, fabricado pela MERIAN INSTRUMENT, modelo 50MW20-2, número de série 717.331-A3. Este laminador apresenta uma vazão nominal de 0,0192 m³/s (40,67 ft³/min) a 21,11°C (70°F) e 101,03KPa (29,92"Hg) Abs, com uma queda de pressão de 1,99KPa (8"H₂O), admitindo-se que o gás seja o ar.

Os pontos experimentais para cada placa, além dos polinômios de terceiro grau utilizados para o ajuste das curvas, constam na Figura (C-1). Os polinômios são os seguintes:

$$Q_1 = 4,60052 \Delta P^3 - 13,0005 \Delta P^2 + 15,5202 \Delta P + 1,17156 \quad (C-1)$$

$$Q_2 = 7,13194 \Delta P^3 - 19,6864 \Delta P^2 + 28,8329 \Delta P + 6,18901 \quad (C-2)$$

onde Q_1 e Q_2 são as vazões volumétricas em SCFM (pé cúbico por minuto nas condições padrão do laminador de fluxo), referentes as placas P_1 e P_2 , respectivamente. ΔP é a pressão diferencial na placa de orifício em polegadas de água.

Na Tabela (C-1), encontram-se os erros médios absolutos e relativos de aproximação para cada polinômio.

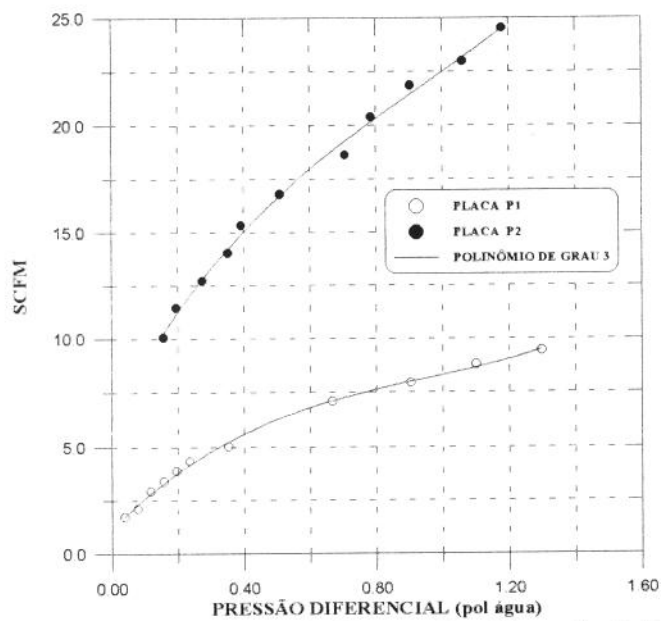


FIGURA C-1: Curvas de Calibração das Placas de Orifício.

TABELA C-1

Erros de Aproximação das Equações (C-1), (C-2).

	PLACA P ₁	PLACA P ₂
ERRO ABSOLUTO MÉDIO (SCFM)	0,11	0,25
ERRO RELATIVO MÉDIO (%)	2,85	1,56

APÊNDICE D

ANÁLISE DE ERROS

Durante os experimentos foram obtidas as seguintes grandezas: as velocidades superficiais de gás, j_g , e de líquido, j_l , a fração de vazio, α , a frequência de ocorrência do pistão de líquido, ν_s , a velocidade de translação da bolha alongada, V_{cc} , e os comprimentos do pistão de líquido, L_{PL} , e da bolha alongada, L_{BT} . A seguir serão calculados os erros relativos envolvidos na obtenção dessas variáveis.

D.1- Erros Relativos para as Grandezas Medidas nos Testes Experimentais:

Seja $\psi = f(x_1, x_2, \dots, x_i, \dots, x_n)$ uma grandeza medida indiretamente por meio dos valores medidos em $x_1, x_2, \dots, x_i, \dots, x_n$. Conhecidos os erros relativos das medidas de $x_1, x_2, \dots, x_i, \dots, x_n$, pode-se determinar o erro relativo de ψ de acordo com a equação abaixo (Carvalho[1984]):

$$\frac{d\psi}{\psi} = \frac{1}{\psi} \frac{\delta f}{\delta x_1} dx_1 + \frac{1}{\psi} \frac{\delta f}{\delta x_2} dx_2 + \dots + \frac{1}{\psi} \frac{\delta f}{\delta x_n} dx_n \quad (D.1)$$

Numa rigorosa análise de erros, ao se calcular o erro relativo para determinada grandeza, deve-se utilizar a equação acima para cada ponto experimental isoladamente. Assim procedendo, obteremos diferentes erros relativos para as diferentes situações em que as grandezas forem analisadas.

Observe que as derivadas parciais na Equação (D.1) podem assumir valores positivos ou negativos, dependendo da função f . Dessa forma, pode haver uma certa compensação entre os erros relativos das grandezas que entram na composição do cálculo do erro relativo de ψ .

Numa prática menos rigorosa, e que será adotada neste estudo, a Equação (D.1) será usada considerando-se os erros médios relativos das grandezas medidas. Nesse caso, será usado o valor absoluto das derivadas parciais. Portanto, as parcelas de (D.1) serão sempre somadas. Dessa forma, em algumas situações, o procedimento aqui adotado poderá fornecer valores conservativos.

D.1.1- Velocidade Superficial do Gás (j_g):

Sendo j_g dado por

$$j_g = \frac{Q_m}{A \rho_g} \quad (D.2)$$

onde Q_m , A e ρ_g são a vazão mássica, a área da seção transversal da seção de testes e a massa específica do ar, respectivamente. Pode-se mostrar que o erro relativo de j_g é dado por

$$\frac{\Delta j_g}{j_g} = \frac{\Delta Q_m}{Q_m} + \left| -2 \frac{\Delta D}{D} \right| + \left| -\frac{\Delta P}{P} \right| + \frac{\Delta T}{T} \quad (D.3)$$

Os erros relativos para as medidas de pressão e temperatura são 0,9% e 0,5% respectivamente. Para o caso da vazão mássica, considera-se os erros relativos de aproximação para os polinômios do terceiro grau mostrados na Tabela C-1.

O erro relativo para o diâmetro do tubo é dado por

$$\frac{\Delta D}{D} = \frac{1}{2} \frac{\Delta V}{V} \quad (D.4)$$

onde V é o volume do tubo entre as válvulas de fechamento rápido, e foi medido com o auxílio de uma proveta de 2 litros com divisões a cada 20 ml. Logo, obtém-se um valor de 0,5% para a Equação (D.4).

Substituindo-se esses valores na Equação (D.3), chega-se ao valor de 5,25% e de 3,96% para os erros relativos de j_g medidos com as placas P_1 e P_2 , respectivamente.

D.1.2 Velocidade Superficial do Líquido:

A velocidade superficial do líquido é dada por

$$j_l = \frac{Q_l}{A} \quad (D.5)$$

onde Q_l é a vazão de líquido.

O erro relativo para j_l pode ser calculado como sendo

$$\frac{\Delta j_l}{j_l} = \frac{\Delta Q_l}{Q_l} + \left| -2 \frac{\Delta D}{D} \right| \quad (D.6)$$

Apenas o medidor com fundo de escala de 250 l/min foi utilizado, em virtude da faixa de vazões de líquido utilizada. Segundo o fabricante, este medidor apresenta um erro relativo médio da ordem de 0,3% .

Substituindo-se os valores na Equação D-6, obtém-se o valor de 1,3% para o erro relativo na velocidade superficial do líquido.

D.1.3 Fração de Vazio:

A fração de vazio, α , é dada por

$$\alpha = 1 - \alpha_l \quad (\text{D.7})$$

onde α_l é a fração de líquido medida e é dada por

$$\alpha_l = \frac{V_l}{V} \quad (\text{D.8})$$

V_l é o volume de líquido medido quando as válvulas de fechamento rápido são fechadas, e foi calculado como

$$V_l = V_o + A * L_l \quad (\text{D.9})$$

onde L_l é o comprimento da altura de líquido medida utilizando-se uma escala dividida em centímetros, apresentando um comprimento médio de 138cm. V_o é um volume medido utilizando-se uma proveta de 2 litros com divisões a cada 20ml. A partir de (D.8) e (D.9) pode-se mostrar que

$$\frac{\Delta \alpha_l}{\alpha_l} < 2 \frac{\Delta D}{D} + \frac{\Delta L_l}{L_l} + \left| -\frac{\Delta V}{V} \right| + \frac{\Delta V_o}{V_o} \quad (\text{D.10})$$

Substituindo-se os valores na Equação (D.10), encontra-se um valor de 3,44%.

D.1.3 Velocidade de Translação da Bolha Alongada:

A velocidade de translação da bolha alongada, V_{cc} , conforme comentado na Seção 3.7.1, é dada por

$$V_{cc} = \frac{L}{t^*} \quad (D.11)$$

O tempo t^* foi discretizado em n intervalos de tempo Δt , ou seja,

$$t^* = n\Delta t \quad (D.12)$$

A partir de (D.11) e (D.12), o erro relativo para V_{cc} pode ser calculado como

$$\frac{\Delta V_{cc}}{V_{cc}} = \frac{\Delta L}{L} + \left| -\frac{1}{n} \right| \quad (D.13)$$

O afastamento entre sondas, L , foi medido como sendo 0,42cm, utilizando-se uma escala com divisões em milímetros. O valor médio para n é 20. Pode-se calcular então o valor do erro relativo para V_{cc} como sendo 5,2%.

D.1.4 Frequência de Ocorrência do Pistão de Líquido:

A frequência de ocorrência do pistão de líquido, v_s , foi discretizada em n^* intervalos de frequência Δv_s , o erro relativo para este caso pode ser calculado como

$$\frac{\Delta v_s}{v_s} = \frac{1}{n^*} \quad (D.14)$$

Sabendo-se que o valor médio de n^* é 30, calcula-se o erro relativo médio para v_s como sendo 2,5%.

D.1.5 Comprimentos da Bolha Alongada de Gás e do Pistão de Líquido:

O comprimento médio da bolha alongada de gás ou do pistão de líquido, conforme discutido na Seção 3.7.1, pode ser calculado por

$$L_i = \frac{t_i}{T} \frac{V_{cc}}{v_s} \quad (D.15)$$

onde t_i pode ser o tempo de ocorrência da bolha alongada ou o tempo de ocorrência do pistão de líquido, e T é o tempo total de amostragem. Esses valores são dados por

$$t_i = \Delta t * n_i \quad (D.16)$$

$$T = \Delta t * n_t \quad (D.17)$$

n_i é o número de amostras em que houve a ocorrência da fase i na sonda de condutividade, durante o intervalo de tempo T , e n_t é o número total de amostras.

A partir de (D.15) e (D.16), pode-se calcular o erro relativo para L_i de acordo com a equação abaixo

$$\frac{\Delta L_i}{L_i} = \frac{\Delta V_{cc}}{V_{cc}} + \left| -\frac{\Delta v_s}{v_s} \right| \quad (D.18)$$

Observe que as derivadas parciais de L_i em relação a n_i e n_t são nulas. Substituindo-se os valores na Equação (D.18), chega-se ao valor de 7,7% para o erro relativo de L_i .

APÊNDICE E

Programa Computacional Utilizado na Aquisição de Dados:

Neste Apêndice é mostrada a listagem do programa elaborado para a aquisição dos dados experimentais, utilizando-se o aplicativo **LabView®2**, da National Instruments. Dois painéis são exibidos como ilustração. Esses painéis se referem aos últimos testes realizados com as misturas ar-goma xantana, para $\theta=13^\circ$, e ar-água, para $\theta=55^\circ$.

Os valores de j_g mostrados nesses painéis tiveram que ser corrigidos porque houve um equívoco na digitação da equação de calibração das placas de orifício (na listagem do programa já aparece a equação correta). Os valores de j_g foram corrigidos para 1,44 e 1,40 m/s, respectivamente (Tabelas B-6 e B-11). Essas correções foram possíveis uma vez que todos os dados de pressão e temperatura, além das vazões mássicas, foram registrados nos arquivos de saída.

Note ainda que, por conta dessas alterações, os parâmetros do gráfico de **Zuber&Findlay[1965]** também sofreram modificações (Figuras A5 e A28).

O programa foi idealizado para trabalhar com medições de pressão diferencial na seção de testes e, a partir dessas medidas, calcular a fração de vazio. Porém, o transmissor de pressão diferencial apresentou problemas e essas medidas não puderam ser efetuadas. Portanto, a opção no painel para escolha da fase líquida entre "**Água ou Polímero**" fica sem efeito, além do valor mostrado no quadro sob o título "**Fração de Vazio com Fluxo**".

O gráfico sob o título "**Canais Observados**", exibe a forma de onda das sondas de condutividade. Observe que no segundo painel aparece apenas uma forma de onda porque um

único canal foi selecionado (canal 10).

A função representada por $S_{xx}(f)$ foi obtida a partir da **Transformada Rápida de Fourier (FFT)** do sinal de uma das sondas de condutividade, e foi utilizada para calcular a frequência de ocorrência dos pistões de líquido (ν_s).

A função representada por $S_{xy}(f)$ foi calculada tomando-se a **FFT** dos sinais das sondas de condutividade, e em seguida, calculando-se a correlação cruzada desses valores. Note que esta é uma função complexa, daí ser representada no painel pelos gráficos do seu módulo e do ângulo de fase. Essa função foi utilizada como uma forma alternativa ao cálculo da velocidade de interface, conforme discutido na Seção 3.7.1.

O gráfico sob o título "**Correlação Cruzada**" mostra a correlação cruzada entre os sinais das sondas de condutividade. Note que o pico mostrado nesse gráfico indica o tempo de defasagem entre os sinais das sondas, ou seja, representa o tempo que o nariz da bolha alongada demora para percorrer a distância que as separa. A partir desse valor, calcula-se a velocidade de interface (V_{cc}).

Após a listagem do programa principal, são listadas algumas subrotinas ou sub-IV's (sub-instrumentos virtuais) utilizadas no programa principal. O início de cada subrotina pode ser identificado através do seu painel.

A primeira subrotina mostrada foi utilizada para a configuração do sistema, as demais se referem ao cálculo da correlação cruzada entre os sinais das sondas de condutividade, ao cálculo das funções $S_{xy}(f)$ e $S_{xx}(f)$, e ao cálculo do tempo de ocorrência dos pistões de líquido e da bolha alongada de gás, respectivamente.

NÚMERO DO TESTE: Polímero 13 GRAUS

INÍCIO: 17:42:27
TÉRMINO: 17:45:50
DATA: Thursday, September 8, 1994

SALVAR

LINHA DE LÍQUIDO

água ☐ polímero ☒ L1 ☐ L2

j1 ☐ DESVIO PADRÃO ☐

0.901 m/s 1.19E-3 m/s

LINHA DE GÁS

TEMPERAT. DESV. PADRÃO ΔP PLACA

23.334 °C 0.186 °C Eng(1) Fuj(2)

PRES. MANOM. 200.888 kPa 4.934 kPa

ΔP PLACA 10.9 mm H2O 0.179 mm H2O

#PLACA 0 - P 1 - M 2 - G

SEÇÃO DE TESTES

TUBO ☒ ANULAR ☐

Inclinação 13.0 graus

ΔP DESVIO PADRÃO

0.000 kPa 0.000 kPa

PRESSÃO MANOM. 8.794 kPa 2.170 kPa

TEMPERATURA 0.000 °C 0.000 °C

jg ☐ Fechar Válvulas Medir ΔL

1.720 m/s 1298

Amostras (Config.1) 1024 ΔT(s) 9.60E-3

Amostras (Config.2) 1024 ΔT(s) 4.00E-2 Δf(Hz) 2.44E-2

V CANAIS OBSERVADOS 9 10

CORRELAÇÃO CRUZADA

Sxx(f) (x10^-3)

Sxy(f) (x10^-3)

β (rad)

FAIXA(Hz) 10.00

AJUSTAR

Co 1.17

<<Vgi>> 0.09 m/s

ERRO DE APROXIMAÇÃO 0.03 m/s

FRAÇÃO DE VAZIO

C/ FLUXO --> 0.000

S/ FLUXO --> 0.490

VELOCIDADE-PC t (s) 4.341 m/s 9.67E-2

VELOCIDADE-CC 4.375 m/s 9.60E-2

FAIXA (Hz) 10.0

FREQ. DOMINANTE 0.879 Hz

CORTE 0.70

PICOS 2

Lbt 3.630 m

Lpl 1.348 m

Front Panel

NÚMERO DO TESTE: água-T55

INÍCIO: 16:47:19
TÉRMINO: 16:50:16
DATA: Friday, August 26, 1994

SALVAR

LINHA DE LÍQUIDO

água ☒ polímero ☐ L1 ☐ L2

j1 ☐ DESVIO PADRÃO ☐

0.905 m/s 7.20E-4 m/s

LINHA DE GÁS

TEMPERAT. DESV. PADRÃO ΔP PLACA

26.328 °C 0.194 °C Eng(1) Fuj(2)

PRES. MANOM. 193.289 kPa 4.983 kPa

ΔP PLACA 13.1 mm H2O 0.187 mm H2O

#PLACA 0 - P 1 - M 2 - G

SEÇÃO DE TESTES

TUBO ☒ ANULAR ☐

Inclinação 55.0 graus

ΔP DESVIO PADRÃO

0.000 kPa 0.000 kPa

PRESSÃO MANOM. 22.714 kPa 1.755 kPa

TEMPERATURA 26.672 °C 0.227 °C

jg ☐ Fechar Válvulas Medir ΔL

1.672 m/s 751

Amostras (Config.1) 1024 ΔT(s) 4.80E-3

Amostras (Config.2) 1024 ΔT(s) 2.80E-2 Δf(Hz) 3.49E-2

V CANAIS OBSERVADOS 10 10

CORRELAÇÃO CRUZADA

Sxx(f) (x10^-3)

Sxy(f) (x10^-3)

β (rad)

FAIXA(Hz) 10.00

AJUSTAR

Co 1.06

<<Vgi>> 0.24 m/s

ERRO DE APROXIMAÇÃO 0.02 m/s

FRAÇÃO DE VAZIO

C/ FLUXO --> 0.000

S/ FLUXO --> 0.602

VELOCIDADE-PC t (s) 5.265 m/s 7.98E-2

VELOCIDADE-CC 5.469 m/s 7.68E-2

FAIXA (Hz) 10.0

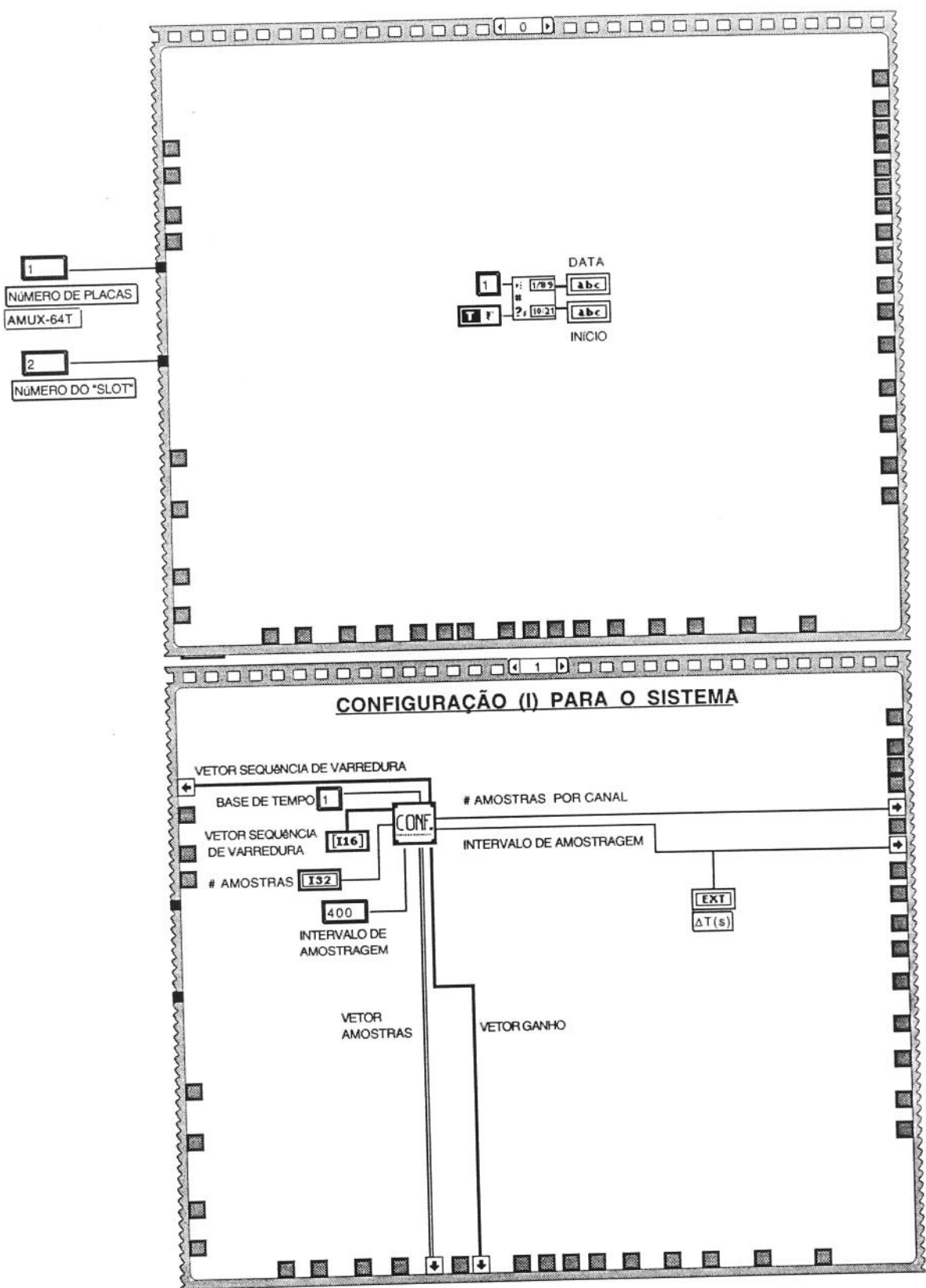
FREQ. DOMINANTE 1.596 Hz

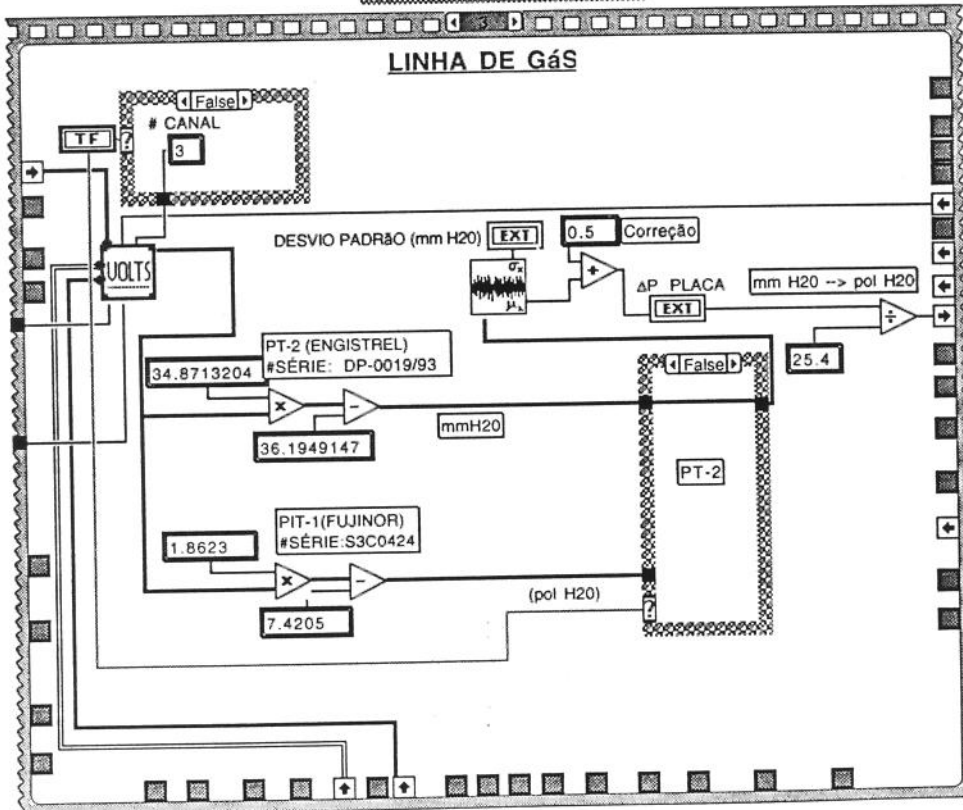
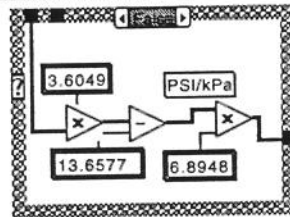
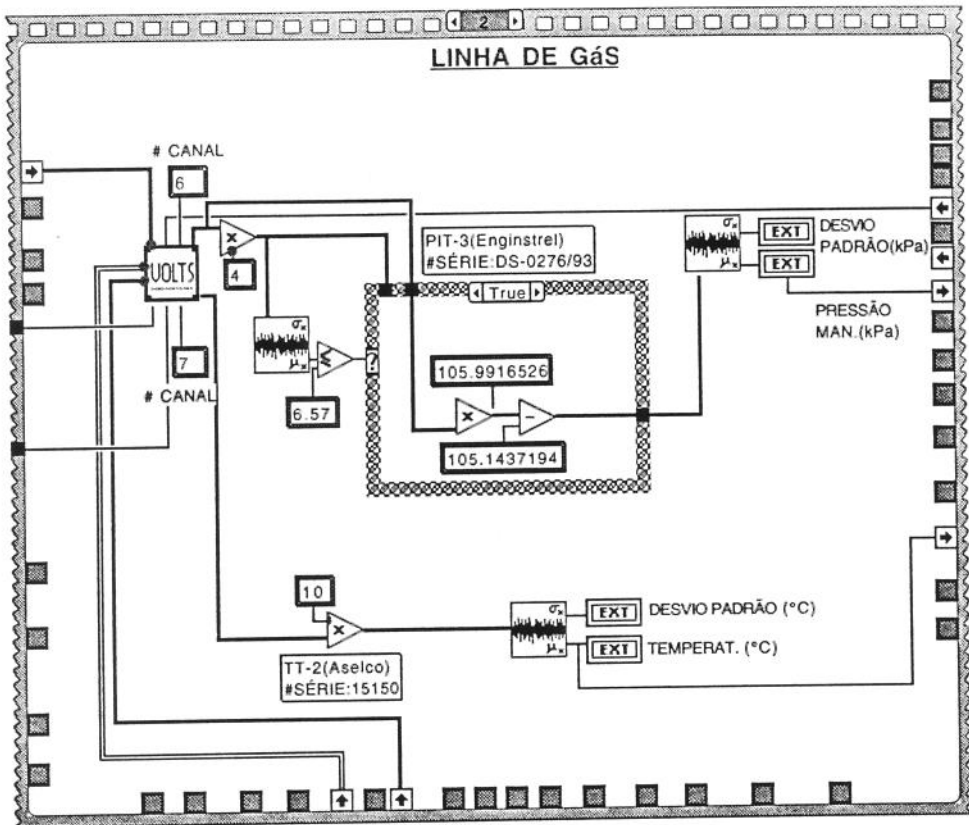
CORTE 0.70

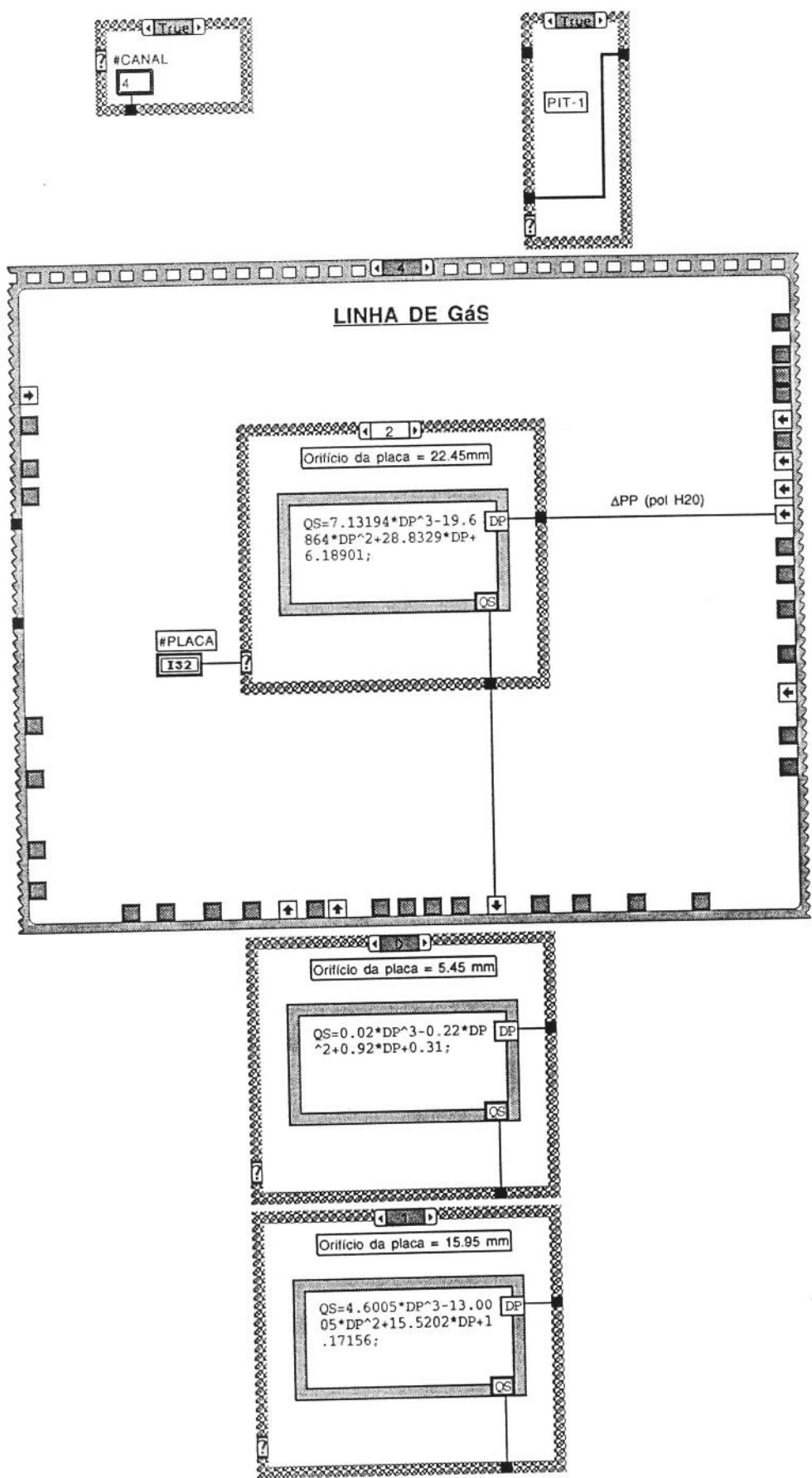
PICOS 4

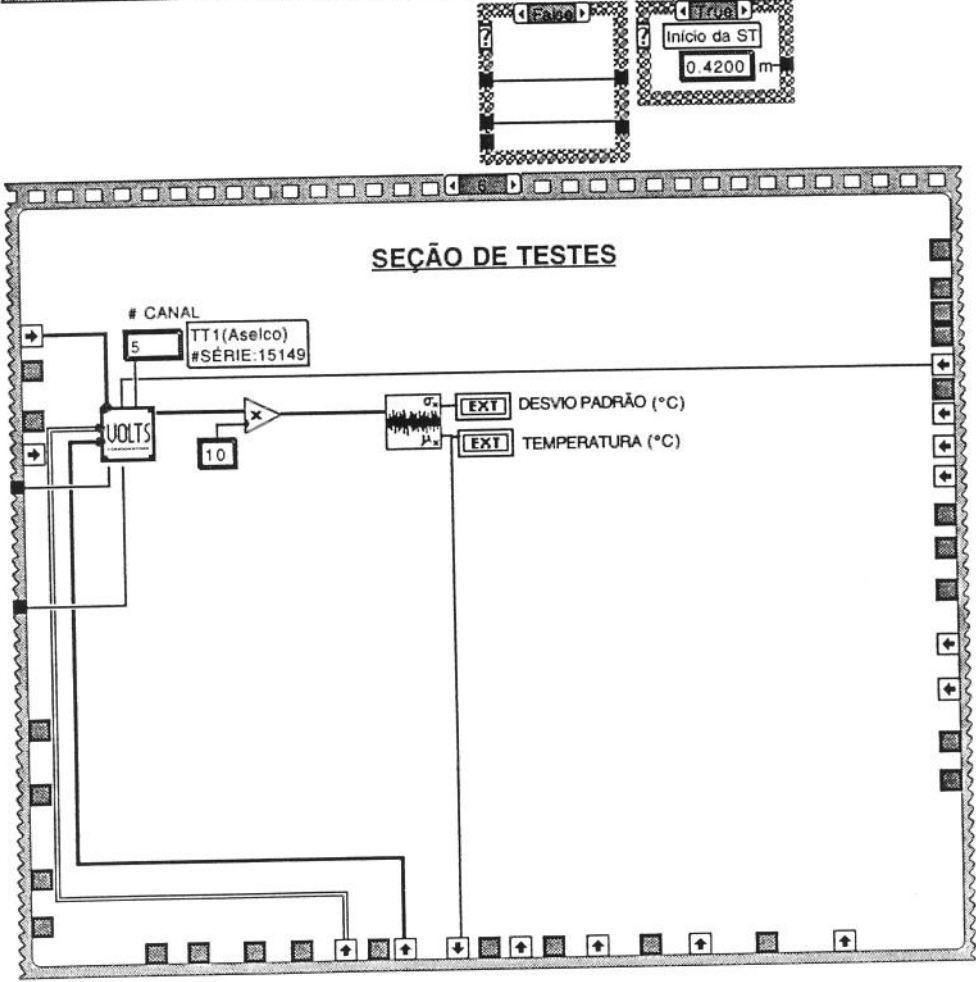
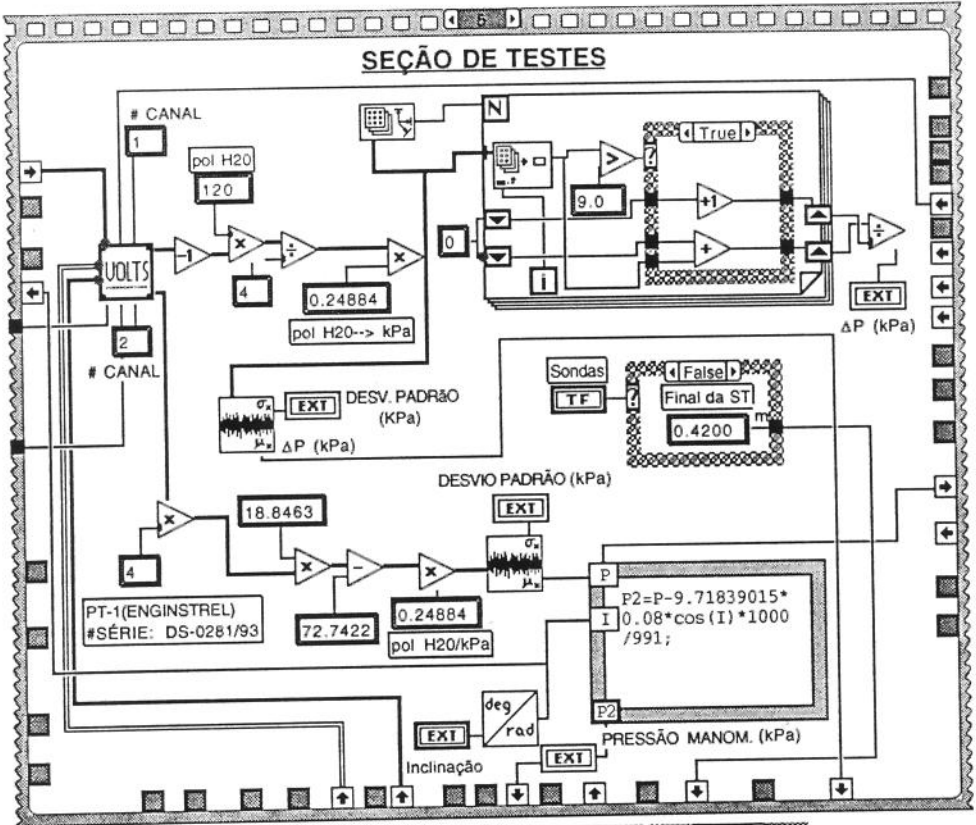
Lbt 2.441 m

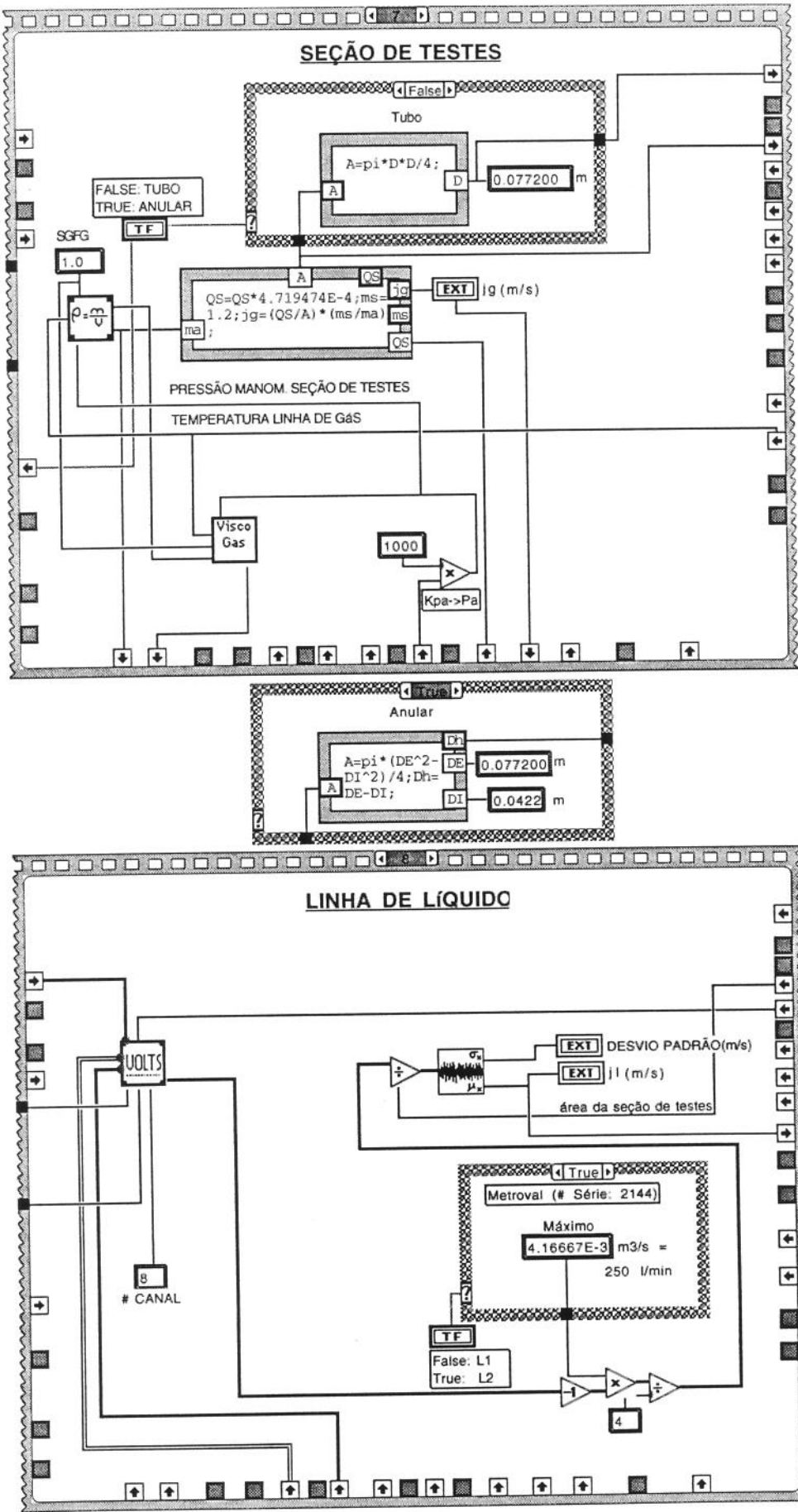
Lpl 0.987 m

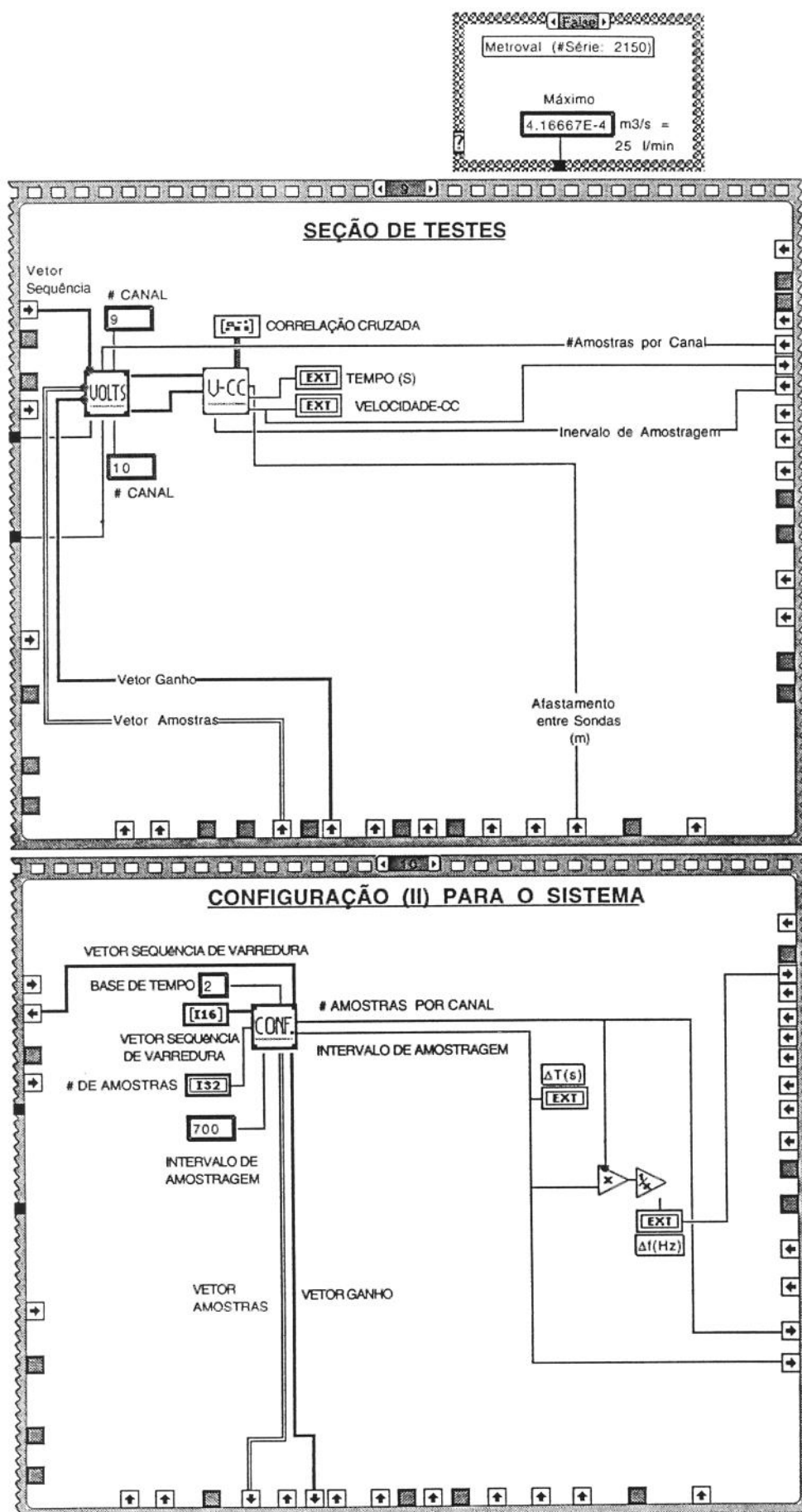


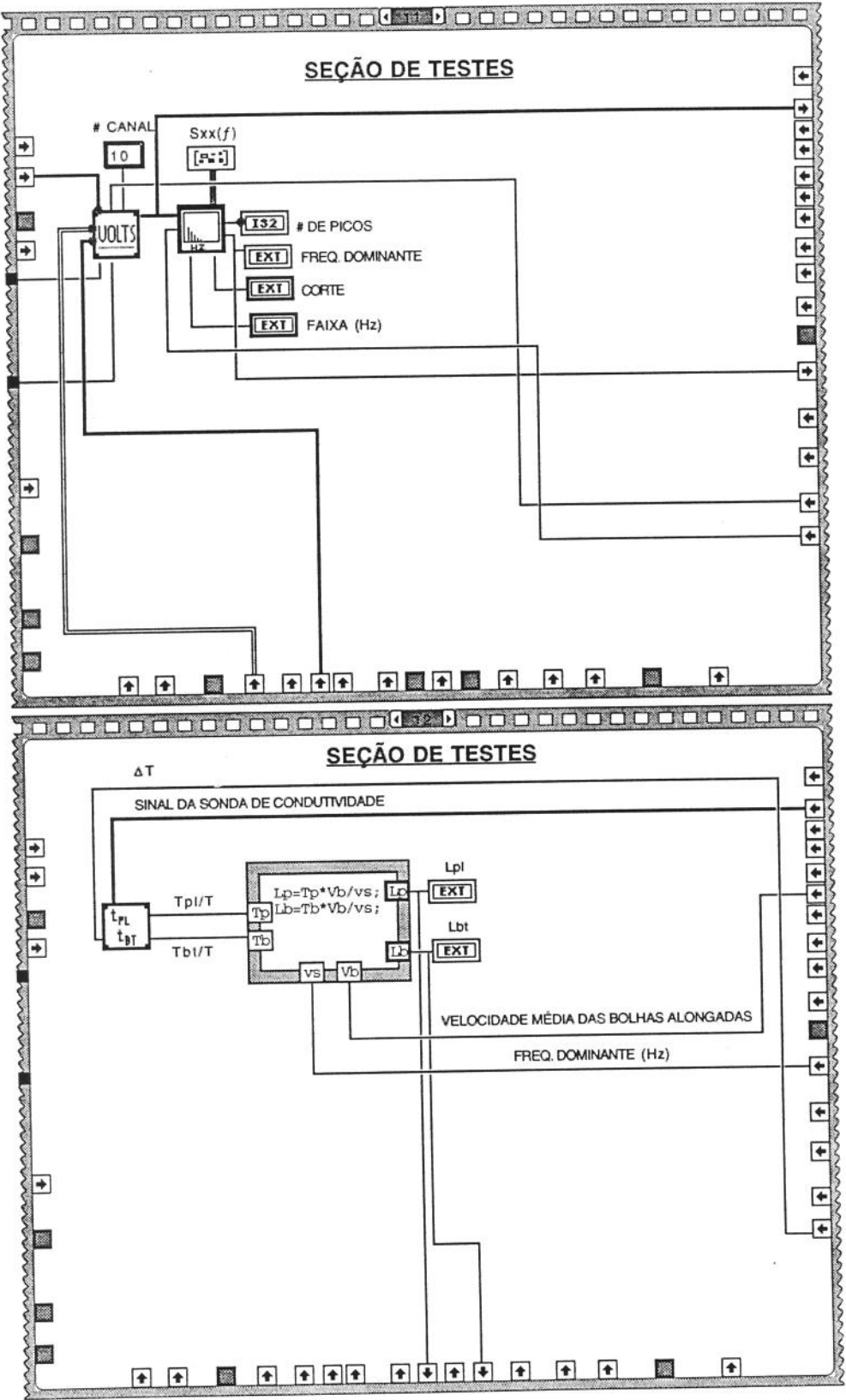


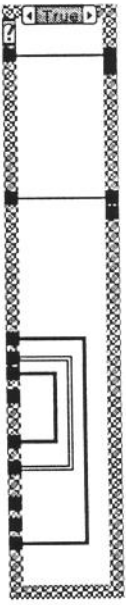
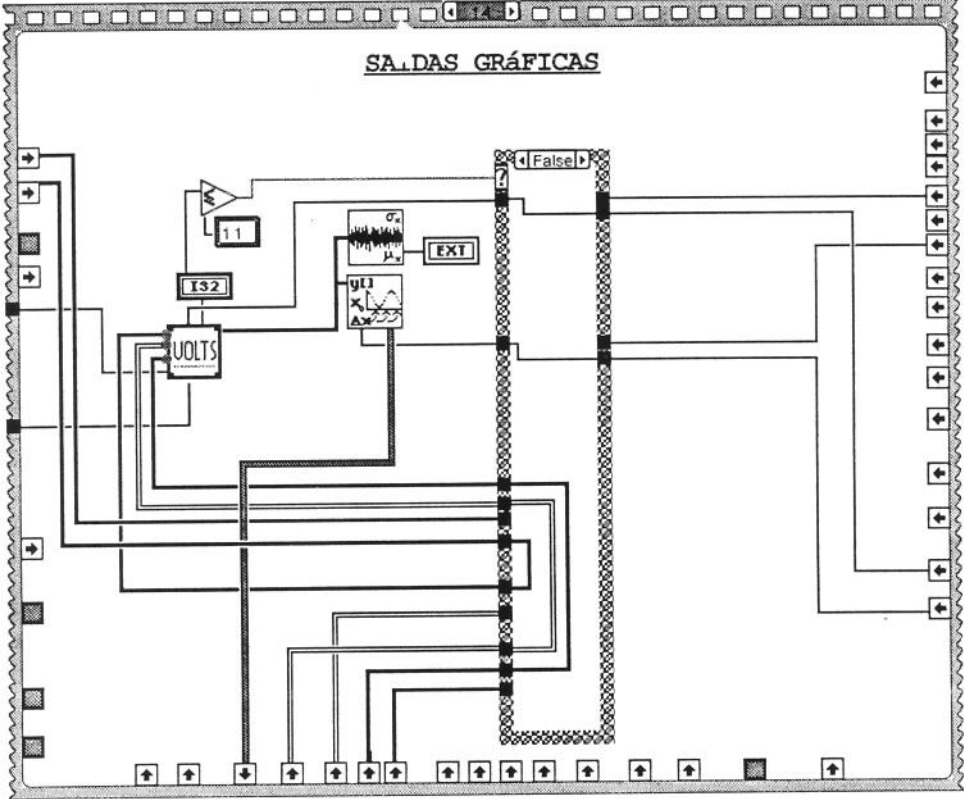
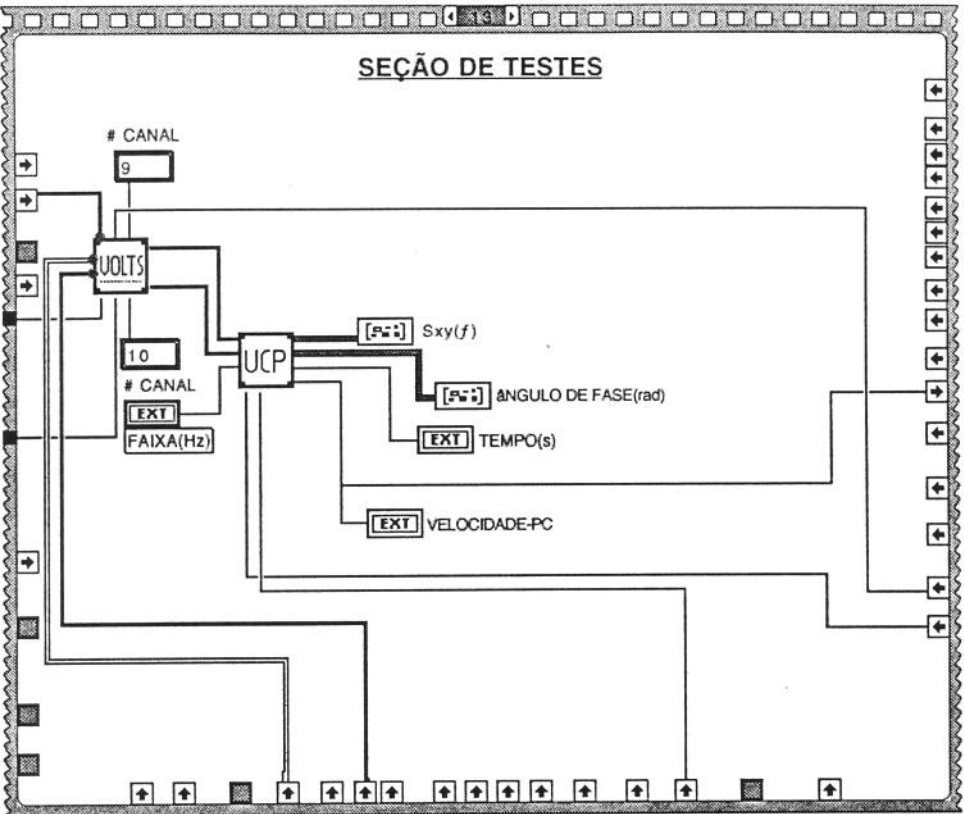


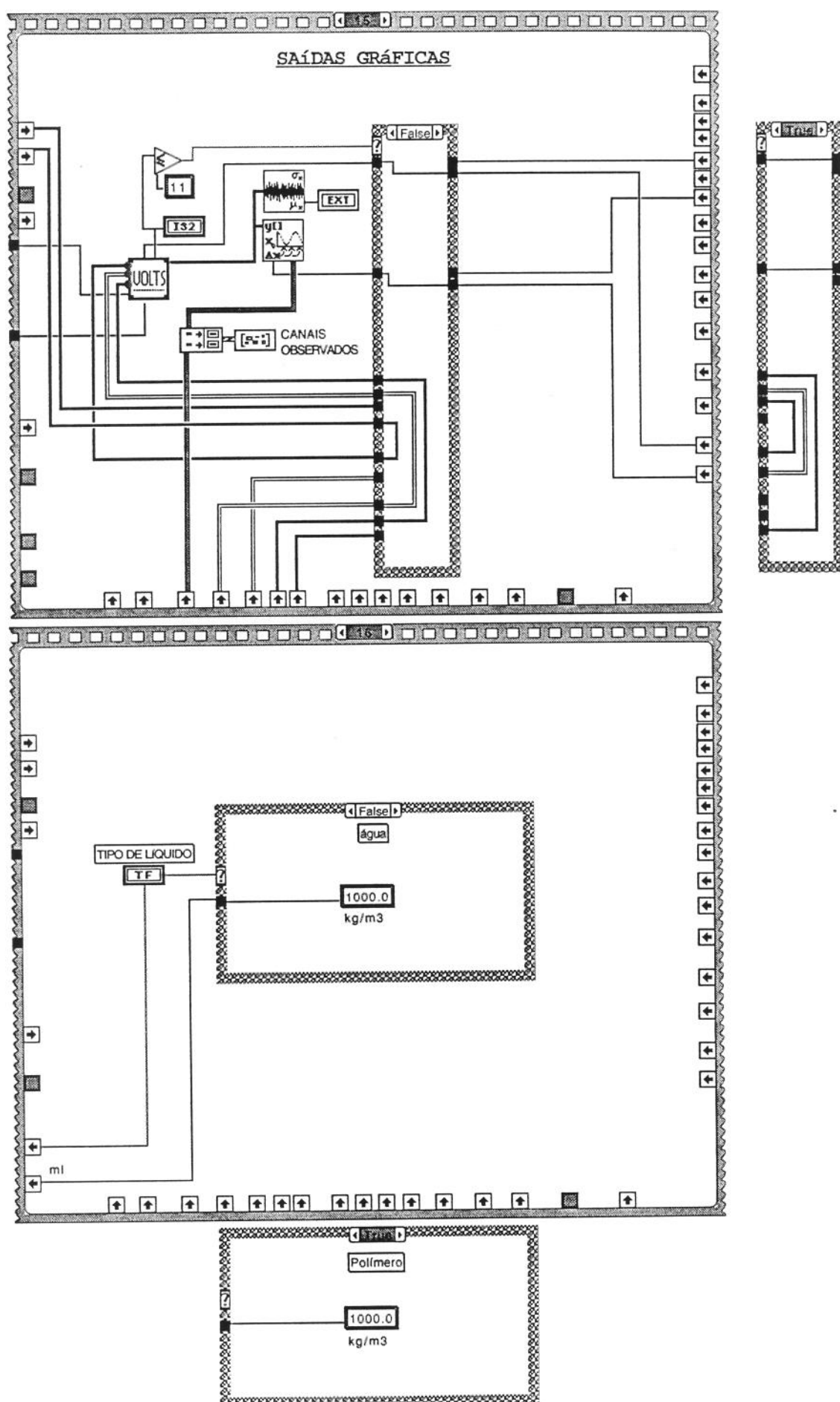


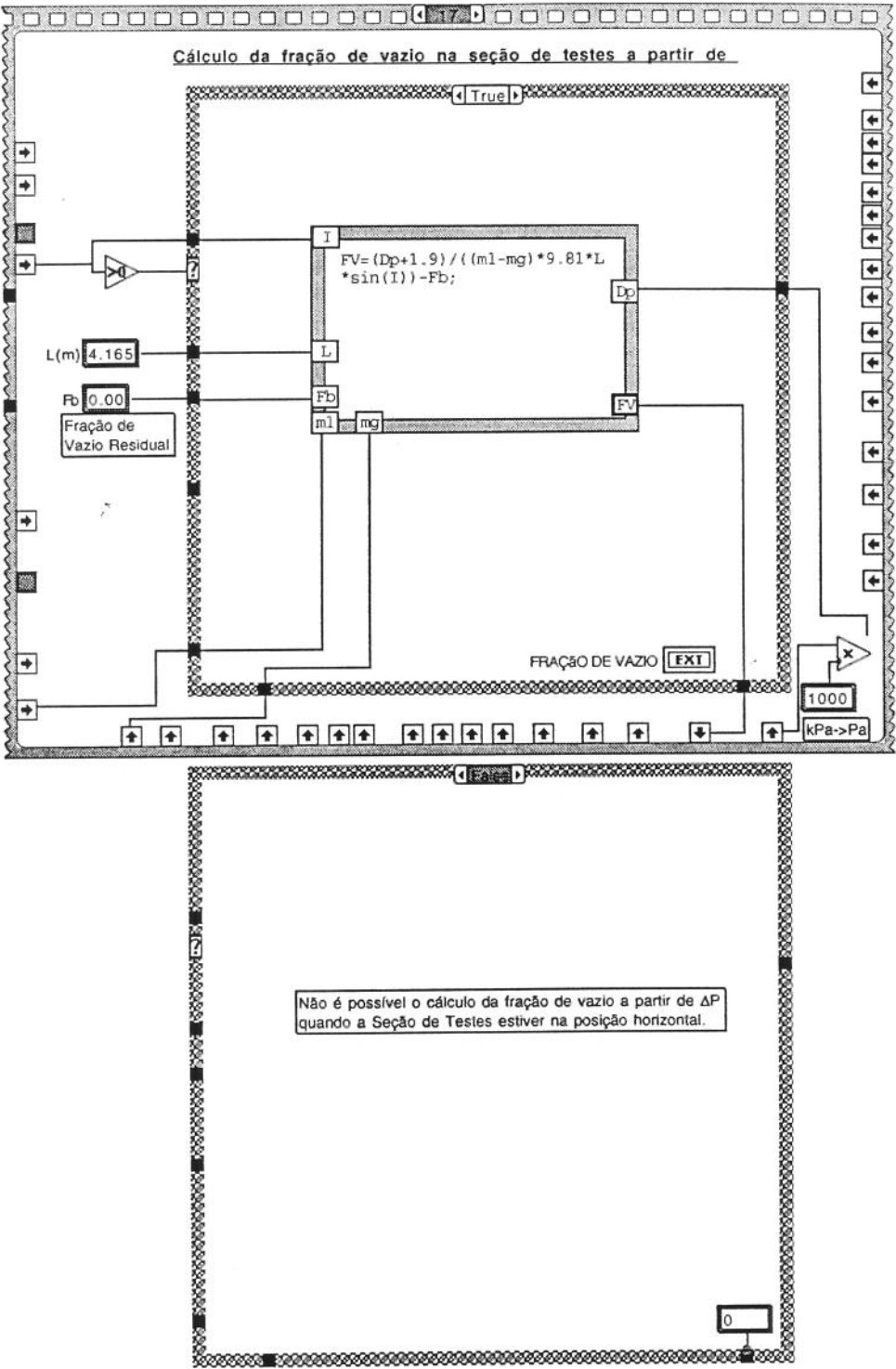


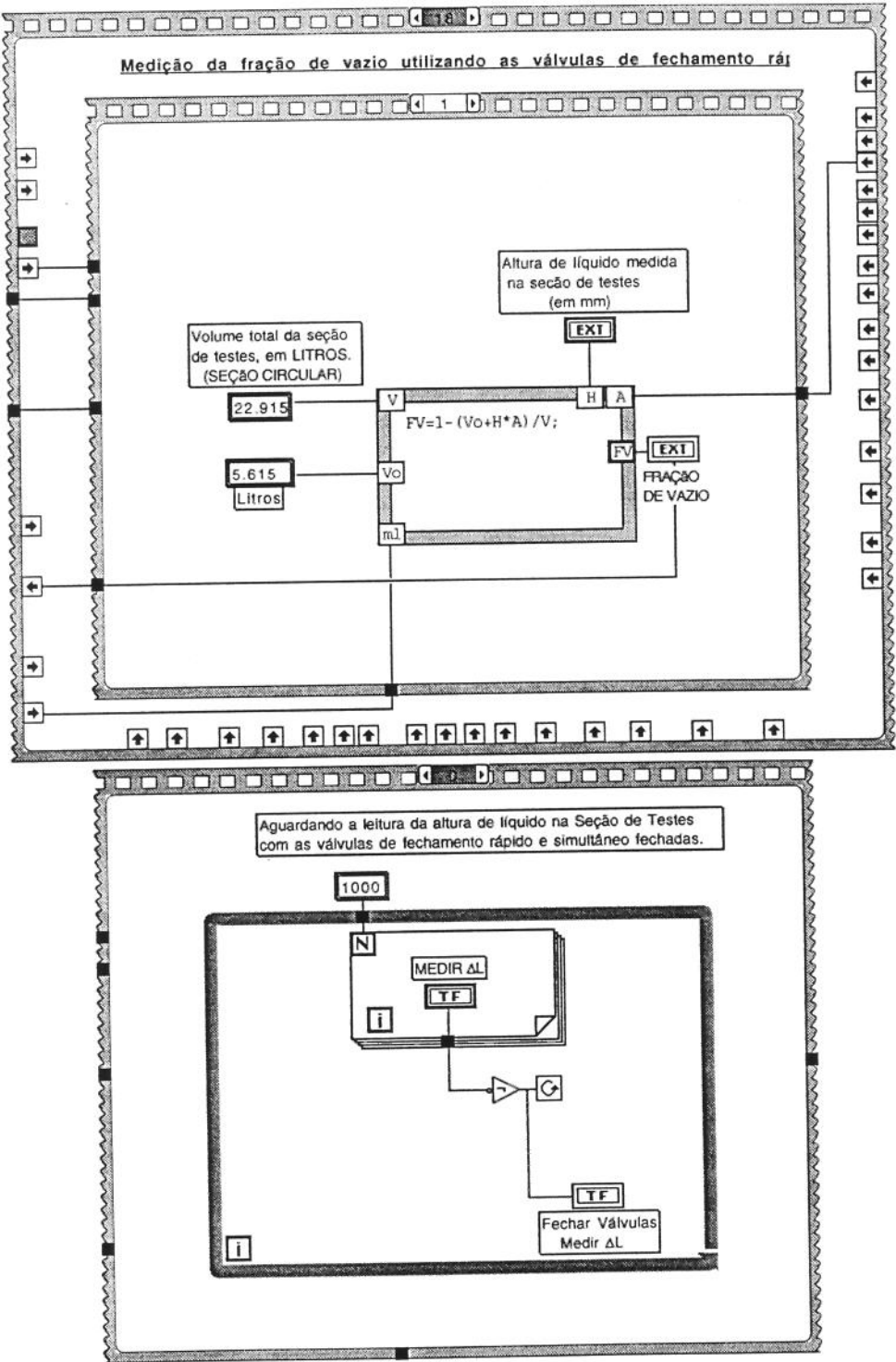


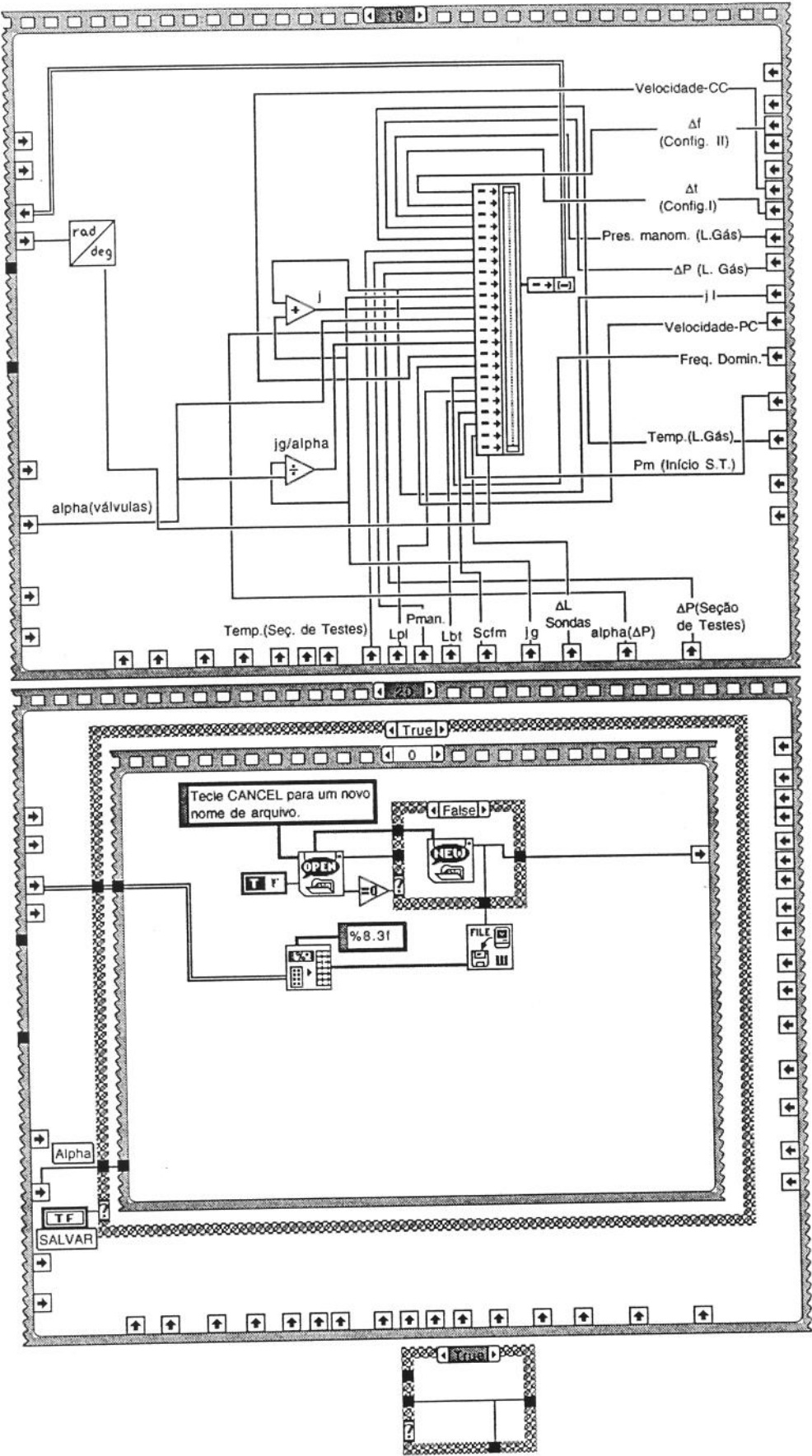


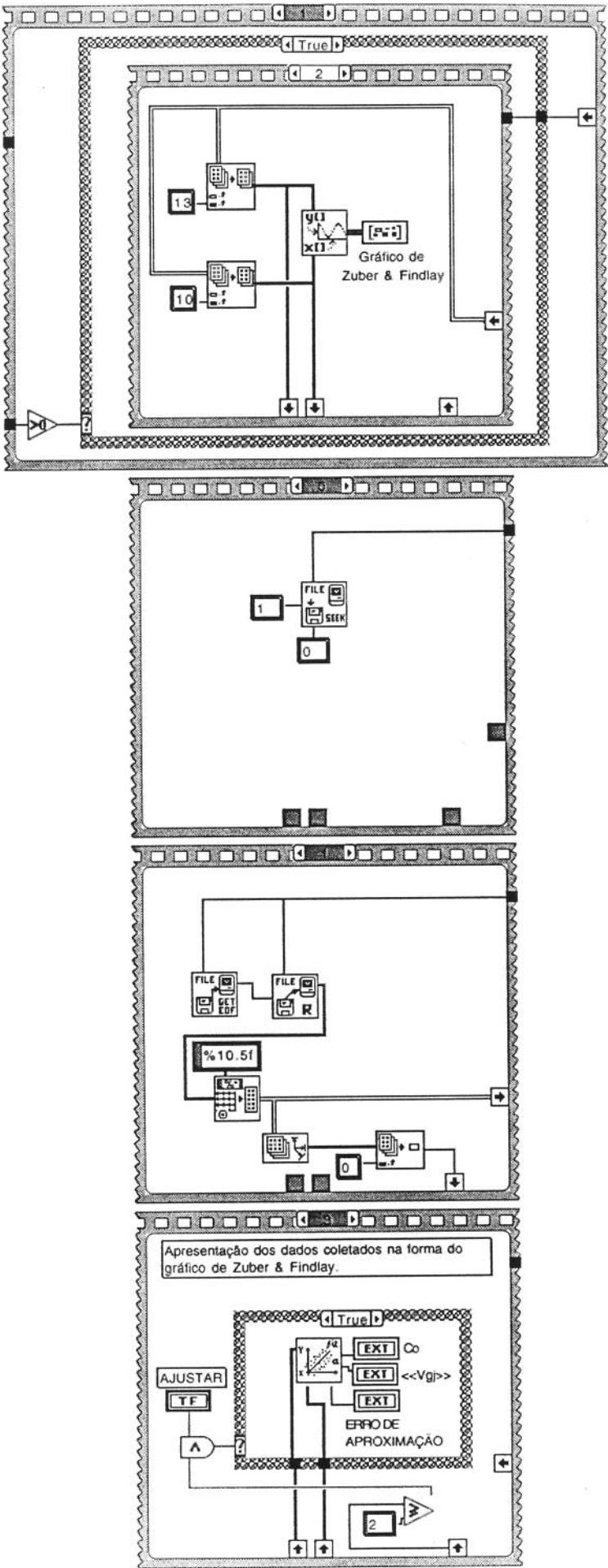


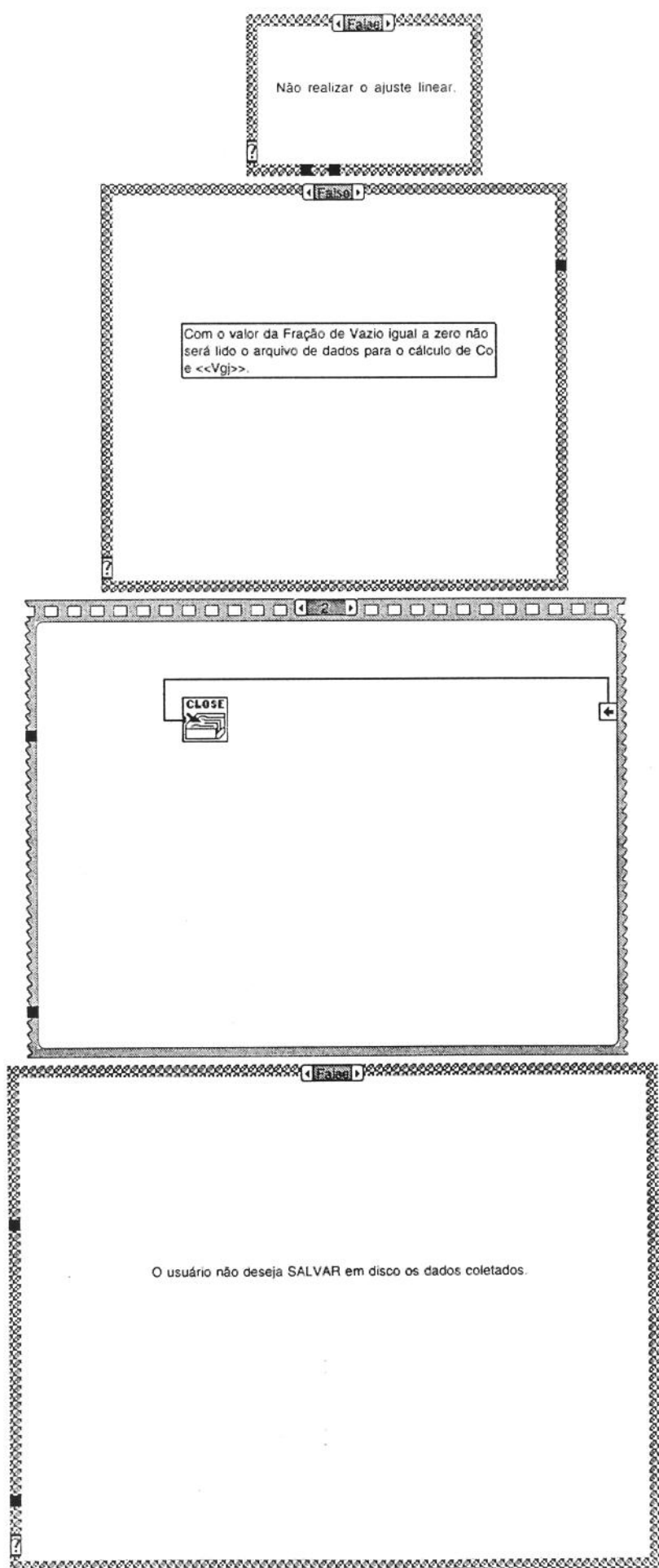


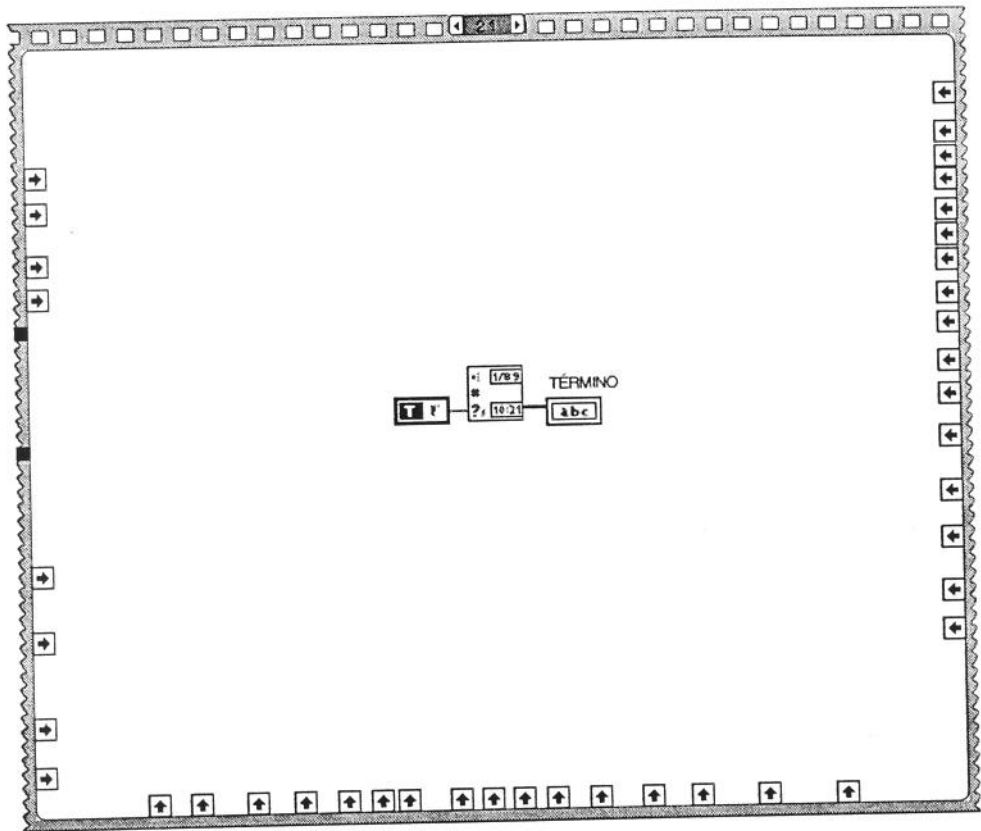












Front Panel

2

2

2 (1...5)

128

20

9

10

1024

8.0000E-4 s

SEQUÊNCIA DE VARREDURA DOS CANAIS

AMOSTRAS POR CANAL

INTERVALO DE AMOSTRAGEM

SEQUÊNCIA DE VARREDURA DOS CANAIS

AMOSTRAS POR CANAL

INTERVALO REAL DE AMOSTRAGEM

MENSAGENS DE ERRO

No Error

No Error

CONFIG. AMUX

No Error

CONFIG. NB-MIO-16X

No Error

VARREDURA

2 1

VETOR GANHO

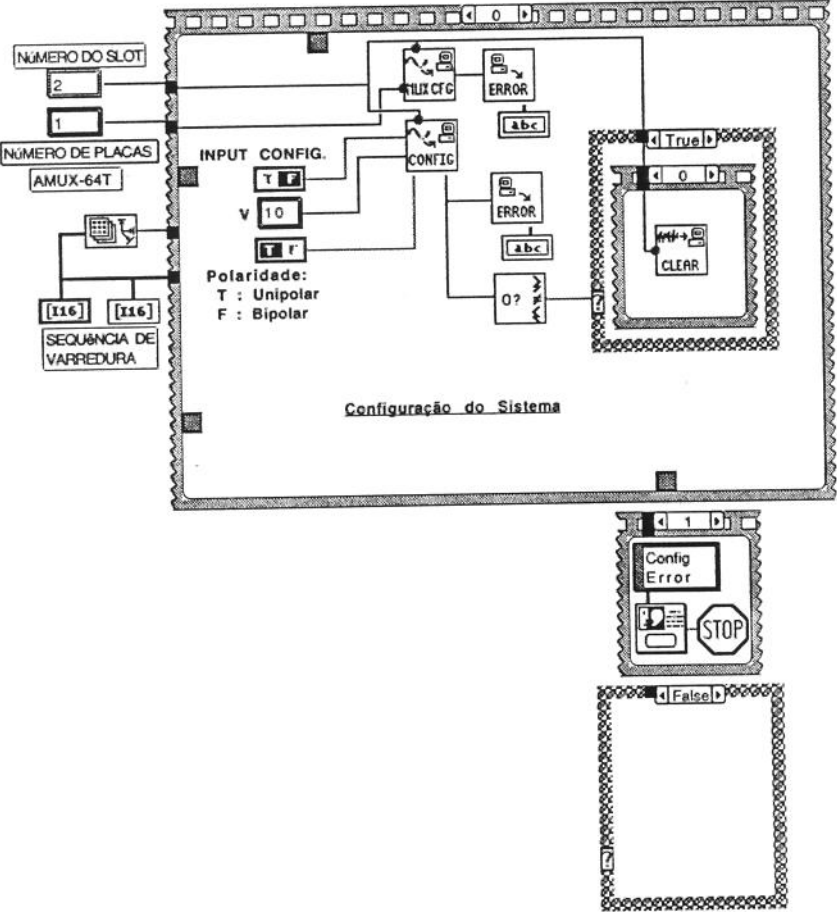
CANAL

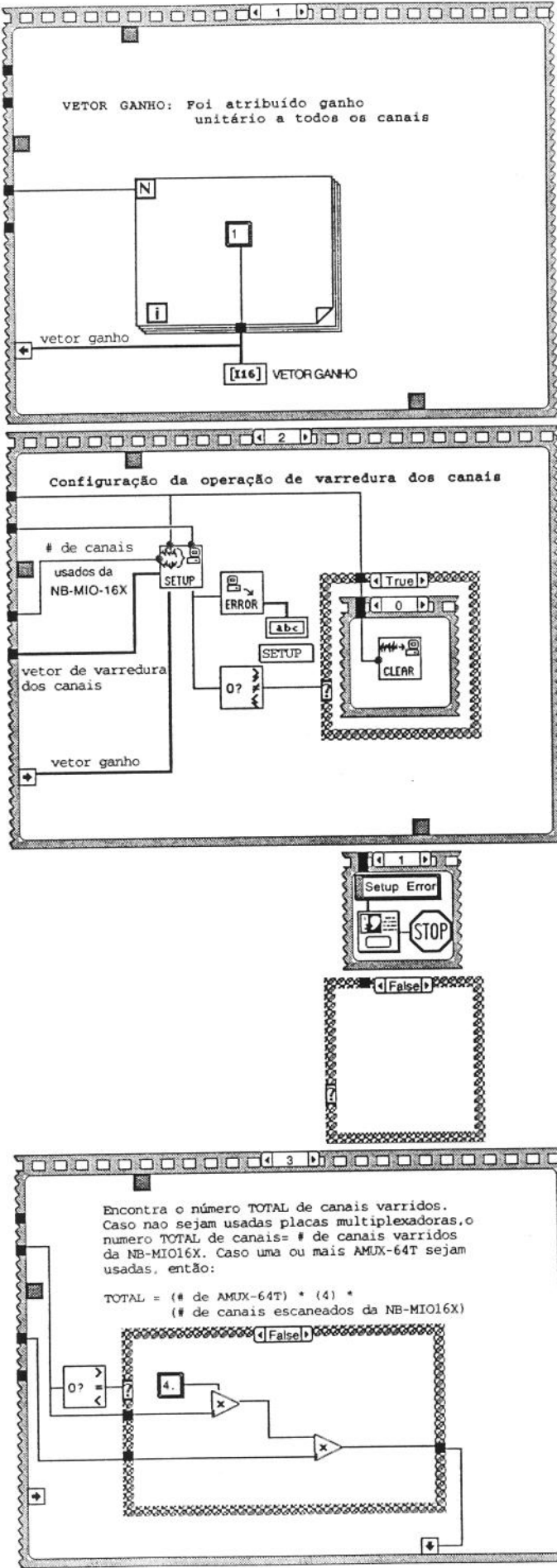
9 3082

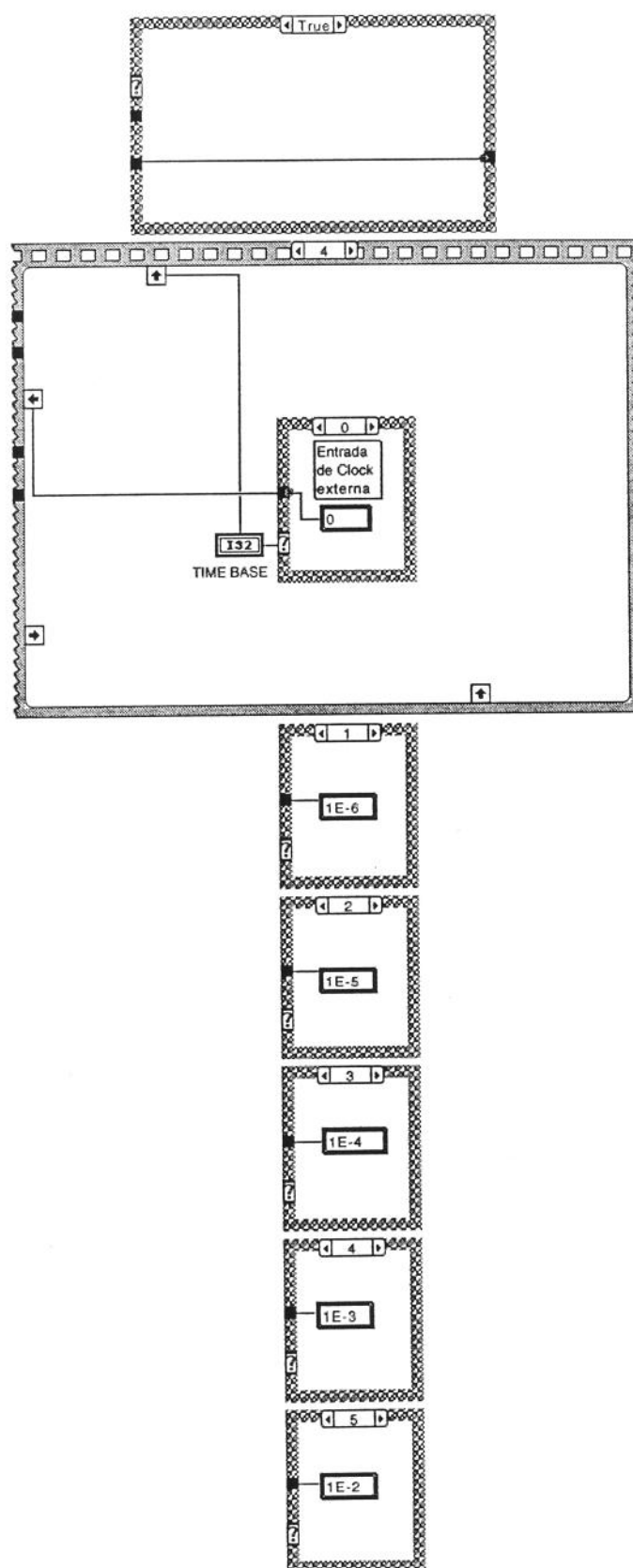
VALOR AMOSTRA

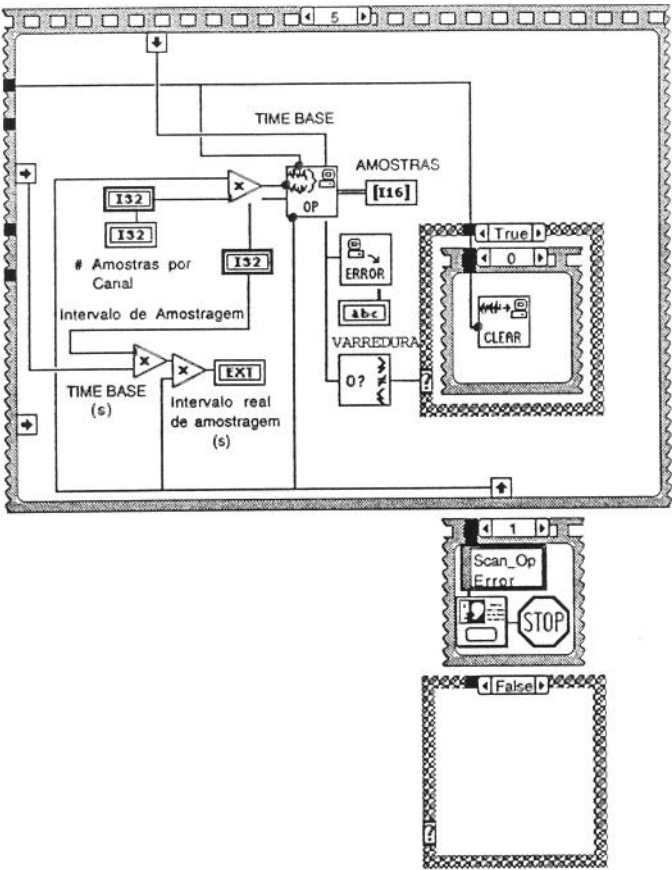
AMOSTRA

Block Diagram

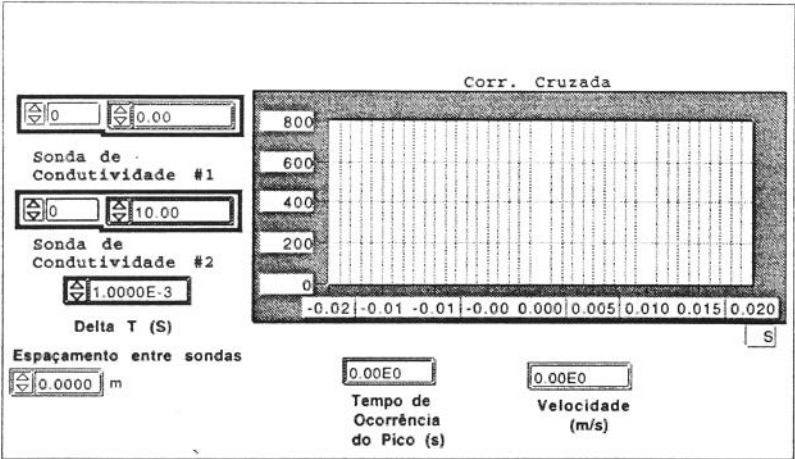




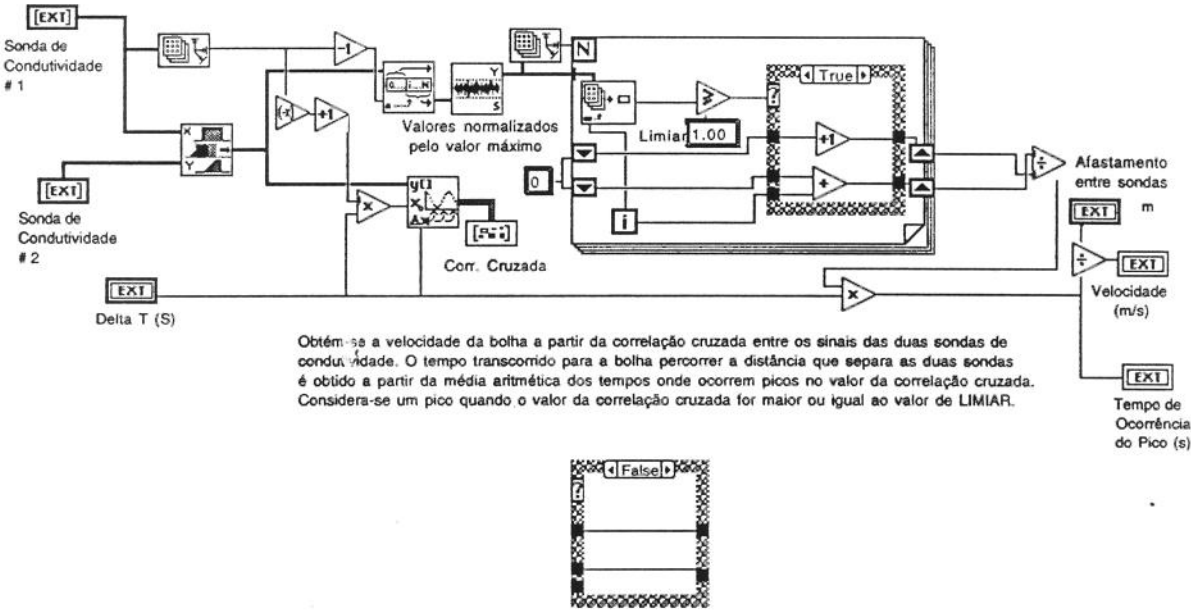




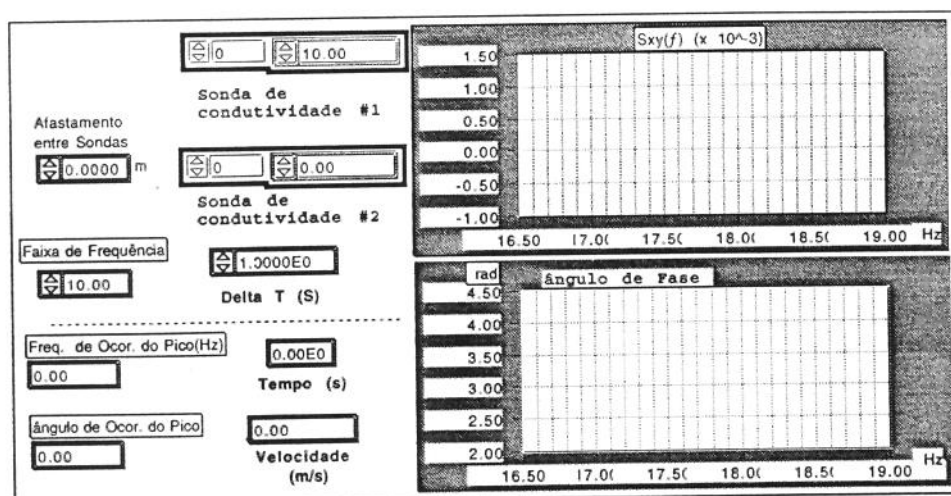
Front Panel



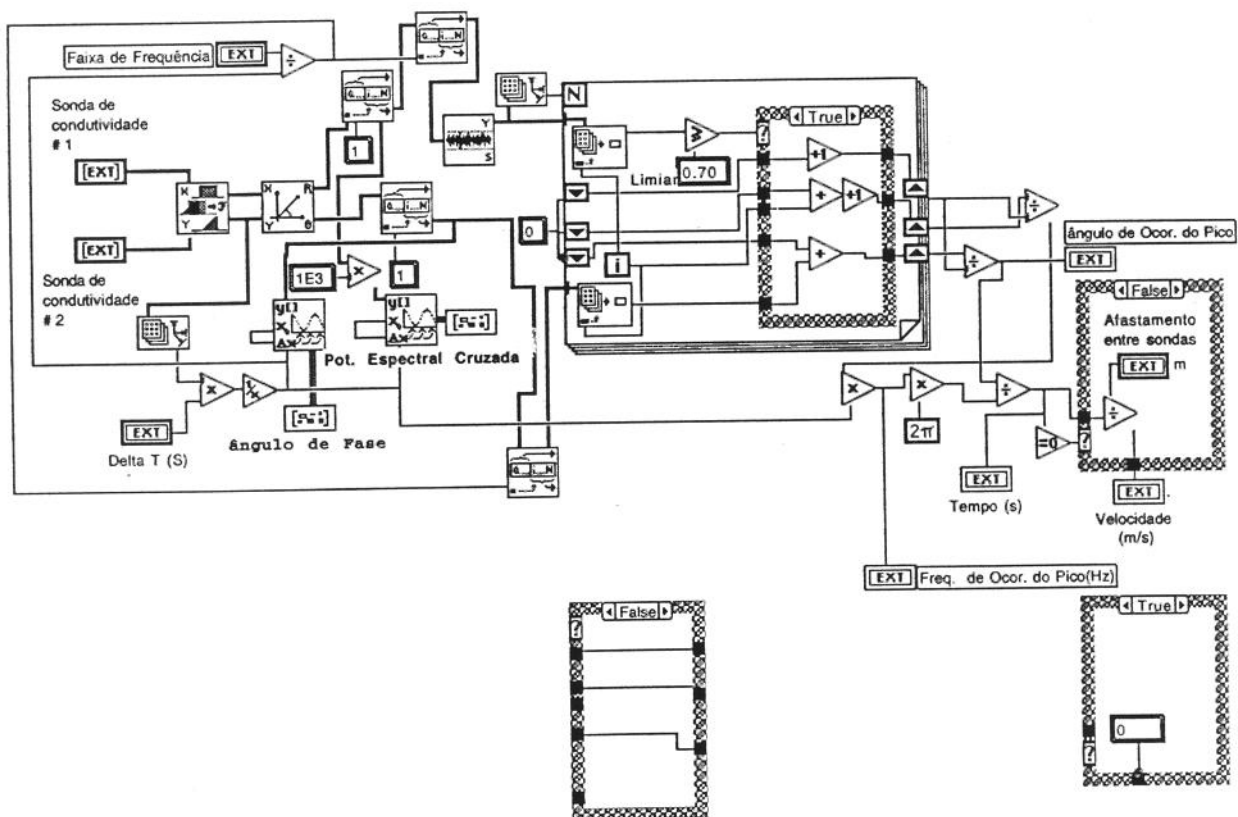
Block Diagram



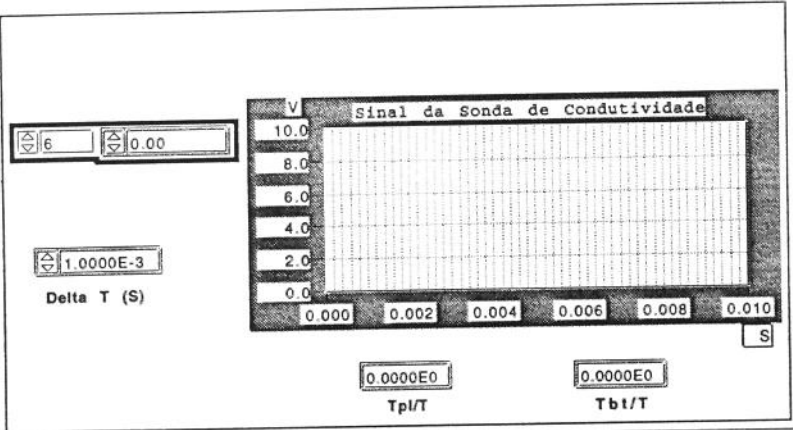
Front Panel



Block Diagram



Front Panel



Block Diagram

