

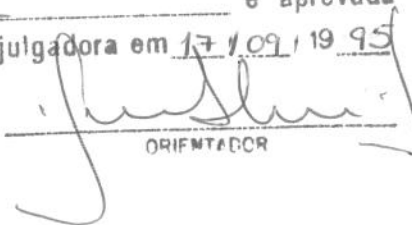
UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA DE PETRÓLEO

Dissertação Apresentada à
Faculdade de Engenharia Mecânica
como Requisito Parcial para a Obtenção do
Título de Mestre em Engenharia de Petróleo

GEOMETRIA DE INTERFACE E
GRADIENTE DE PRESSÃO EM
ESCOAMENTOS HORIZONTAIS ESTRATIFICADOS
E ANULARES COM DISPERSÃO

Autor: Edson Henrique Bolonhini
Orientador: Dr. Fernando de Almeida França

Este exemplar corresponde a redação final
da tese defendida por Edson Henrique
Bolonhini e aprovada
JULHO/1995 pela comissão julgadora em 17/09/1995


ORIENTADOR

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL

698 9196

00092795-1

UNIDADE BC

N.º CHAMADA: UNICAMP

B638g

Ex.

TOMBO BC/ 28766

PROC. 667/96

C ☐ D ☒

PREÇO R\$ 11,00

DATA 11/10/96

N.º CPD

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

B638g Bolonhini, Edson Henrique
Geometria da interface e gradiente de pressão em escoamentos horizontais estratificados e anulares com dispersão / Edson Henrique Bolonhini.--Campinas, SP: [s.n.], 1995.

Orientador: Fernando de Almeida França.
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica.

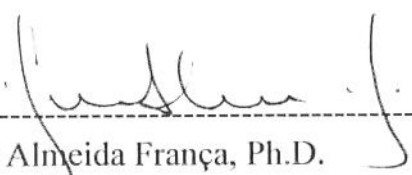
1. Escoamento multifásico. 2. Fluxo viscoso. 3. Fluidos não newtonianos. 4. Dinâmica dos fluidos. 5. Navier-Stokes, Equações de. 6. Pressão hidrostática. I. França, Fernando de Almeida. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Mecânica. III. Título.

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

A dissertação "Geometria de Interface e Gradiente de Pressão em Escoamentos Horizontais Estratificados e Anulares com Dispersão" elaborada por Edson Henrique Bolonhini foi aceita pela Subcomissão de Pós-Graduação em Engenharia de Petróleo como requisito parcial para a obtenção do Título de Mestre em Engenharia de Petróleo.

Campinas, 17 de Agosto de 1995.

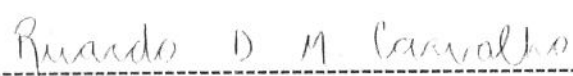
Banca Examinadora



Fernando de Almeida França, Ph.D.



Paulo Roberto Ribeiro, Ph.D.



Ricardo Dias Martins de Carvalho, Ph.D.

RESUMO

O objetivo deste trabalho é estudar a geometria de interface e a perda de carga em escoamentos horizontais estratificados e anulares.

Escoamentos ondulados com e sem presença de dispersão e deposição de gotas líquidas foram analisados.

O fenômeno foi experimentado em laboratório, utilizando-se ar e água como fluidos de trabalho.

Os efeitos do processo de dispersão e deposição de gotas é levado em consideração na formulação do problema.

São propostas correlações para perímetro molhado e para comprimento da interface, bem como para a tensão de cisalhamento na interface e tensão de cisalhamento na fase líquida junto à parede da tubulação.

É sugerido um procedimento de cálculos para a previsão simultânea de gradiente de pressão e fração de vazio.

Os resultados calculados são comparados com dados experimentais próprios e outros da literatura.

ABSTRACT

This work was developed with the purpose of studying the interfacial geometry and pressure drop in stratified and annular horizontal flows.

Droplet and non-droplet wavy flows were investigated.

Experimental data were obtained in laboratory by using air and water as working fluids.

Droplet process effects were considered in the modeling of the problem.

Correlations predicting the wet wall fraction and the interfacial length, as well interfacial and liquid shear stresses, were proposed.

A procedure to simultaneously predict the pressure drop and the void fraction was suggested .

Numerical results were compared with the present experimental measurements and literature data.

AGRADECIMENTOS

Ao Dr. Fernando de Almeida França, pelo entusiasmo e dedicação com que nos balizou o caminho ao longo desse trabalho.

Ao Dr. Eugênio Spanó Rosa, pelo apoio e sugestões dadas.

Ao colega Mestre Flávio Torres, pelo prestimoso auxílio prestado no início de nossa tarefa.

Aos amigos da Oficina do Departamento de Energia / FEM / UNICAMP, pelo eficiente atendimento às exigências inerentes a um trabalho experimental.

Aos colegas e professores do mestrado em Engenharia de Petróleo da UNICAMP, pela amizade e companheirismo nesses dois anos de convívio.

À PETROBRÁS, por todo apoio e suporte recebidos.

Aos meus pais, pela dedicação de uma vida.

À minha família, pela coragem e compreensão.

Dedico este trabalho a
Silvia Natch,
André, Débora e Alexandre.

CONTEÚDO

	Página
LISTA DE FIGURAS.....	ix
LISTA DE TABELAS.....	x
LISTA DE GRÁFICOS.....	xi
CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO.....	1.1
CAPÍTULO 2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	2.1
2.1) MODELAGEM SIMPLIFICADA	2.7
2.1a) Filme Distribuído num Anel Concêntrico ao Tubo.....	2.7
2.1b) Filme Líquido com Superfície Plana	2.7
2.1c) Filme Líquido Distribuído num Setor de Coroa Concêntrico ao Tubo	2.11
2.2) MODELAGEM COMPLETA.....	2.14
CAPÍTULO 3 - DESENVOLVIMENTO EXPERIMENTAL	3.1
3.1) APARATO EXPERIMENTAL.....	3.1
3.2) MEDIÇÃO	3.3
3.2a) Vazão Mássica de Água.....	3.3
3.2b) Vazão Mássica de Ar.....	3.3
3.2c) Queda de Pressão na Seção de Testes	3.5
3.2d) Espessura do Filme Líquido	3.5
3.3) PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL.....	3.11
3.4) CÁLCULO DE VARIÁVEIS	3.12

CAPÍTULO 4 - RESULTADOS EXPERIMENTAIS	4.1
CAPÍTULO 5 - ANÁLISES, COMPARAÇÕES E PROPOSIÇÕES	5.1
5.1) GEOMETRIA DA INTERFACE GÁS-LÍQUIDO	5.1
5.2) TRANSFERÊNCIA DE QUANTIDADE DE MOVIMENTO NA INTERFACE EM ESCOAMENTOS ESTRATIFICADOS E ANULARES COM DISPERSÃO	5.7
5.2a) Fator de Atrito Interfacial	5.11
5.2b) Comparações	5.11
5.3) FRAÇÃO DE VAZIO E GRADIENTE DE PRESSÃO	5.15
5.4) RESULTADOS DO MODELO	5.19
CAPÍTULO 6 - CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	6.1
6.1) CONCLUSÕES	6.1
6.2) RECOMENDAÇÕES	6.3
ANEXO	
NOMENCLATURA	A.1
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	A.4

LISTA DE FIGURAS

	Página
1f.1 - Frente de onda bidimensional	1.2
1f.2 - Frente de onda tridimensional.....	1.2
1f.3 - Onda de perturbação.....	1.3
1f.4 - Onda de Rolagem	1.3
2f.1 - Esquema de um escoamento genérico gás-líquido de fases separadas	2.1
2f.2 - Geometria de interface plana	2.8
2f.3 - Geometria para interface como um setor de coroa	2.11
3f.1 - Esquema representando o aparato utilizado no experimento	3.2
3f.2 - Tubulação horizontal utilizada.....	3.2
3f.3 - Sonda de fios paralelos	3.6
3f.4 - Sonda de compensação.....	3.6
3f.5 - Esquema de ligação para aquisição de sinal	3.7
3f.6 - Exemplos do posicionamento da sonda de fios paralelos	3.9
3f.7 - Esquema de montagem para calibração da sonda de fios paralelos.....	3.9
3f.8 - Elemento típico de caracterização da interface.....	3.13
4f.1 - Distribuição circunferencial do filme líquido	4.11
4f.2 - Distribuição circunferencial do filme líquido	4.12
4f.3 - Distribuição circunferencial do filme líquido	4.13
4f.4 - Distribuição circunferencial do filme líquido	4.14
4f.5 - Distribuição circunferencial do filme líquido	4.15
4f.6 - Distribuição circunferencial do filme líquido	4.16
4f.7 - Distribuição circunferencial do filme líquido	4.17
4f.8 - Distribuição circunferencial do filme líquido	4.18
5f.1 - Comparação de θ segundo Hart et al. com θ medido	5.2
5f.2 - Algoritmo proposto para determinação de α e gradiente de pressão.....	5.18

LISTA DE TABELAS

	Página
3T.1 - Tensão e espessura de calibração da sonda de fios paralelos.....	3.10
3T.2 - Velocidades mássicas utilizadas no experimento	3.11
4T.1.1 - Valor médio de espessura de filme e desvio padrão (Exp. 1 a 8).....	4.3
4T.1.2 - Valor médio de espessura de filme e desvio padrão (Exp. 9 a 16).....	4.4
4T.1.3 - Valor médio de espessura de filme e desvio padrão (Exp. 17 a 24)	4.5
4T.1.4 - Valor médio de espessura de filme e desvio padrão (Exp. 25 a 32)	4.6
4T.1.5 - Valor médio de espessura de filme e desvio padrão (Exp. 33 a 40)	4.7
4T.1.6 - Valor médio de espessura de filme e desvio padrão (Exp. 41 a 48)	4.8
4T.2 - Vars. geométricas obtidas a partir das medidas. de espess. de filme.....	4.9
4T.3 - Parâmetros físicos obtidos a partir das medidas experimentais.....	4.10
5T.1 - θ segundo Hart et al. e θ medido	5.3
5T.2 - Resultados calculados e medidos para α e gradiente de pressão.....	5.20

LISTA DE GRÁFICOS

	Página
3G.1 - Curva de calibração da sonda de fios paralelos.....	3.10
4G.1 - Medida de espessura de filme ao longo do tempo.....	4.2
5G.1 - Fração molhada do perímetro para todos os experimentos.....	5.4
5G.2 - Correlação para determinação de (θ/θ_{eqp})	5.5
5G.3 - Correlação para determinação de $(S_i/S_{i eqp})$	5.6
5G.4 - Correlações para determinação de Fr_i quando $\theta < 1$	5.8
5G.5 - Comparação de f^* experimental com f^* calculado pela correlação	5.9
5G.6 - Comparação de (τ_i/τ_{wg}) experimental com os valores calculados se- gundo vários autores $\theta < 1$	5.12
5G.7 - Comparação de (f^*/f_g) experimental com os valores calculados se- gundo vários autores $\theta = 1$	5.13
5G.8 - $\tau_{wl} \times \tau_i$ e $\tau_{wl} \times \tau^*$ para os experimentos realizados.....	5.16
5G.9 - Comportamento do erro no gradiente de pressão em função de α	5.19
5G.10 - Comparação de α calculado com α experimental	5.21
5G.11 - Comparação de (dP/dx) calculado com (dP/dx) experimental.....	5.22

CAPÍTULO - 1

INTRODUÇÃO

A ocorrência de escoamentos bifásicos, caracterizados por pequena retenção de líquido ao longo da tubulação, é fenômeno freqüente na indústria de petróleo. A retenção resulta da condensação de uma parcela das frações mais pesadas dos hidrocarbonetos transportados, sendo função das condições de temperatura e pressão presentes.

O escoamento bifásico, quando apresentado com as fases continuamente separadas, pode ser caracterizado, em função da distribuição geométrica na seção transversal do tubo, por dois padrões básicos: estratificado, onde o líquido ocupa a parte inferior da tubulação; anular, onde o líquido escoar distribuído num filme que ocupa toda a periferia do tubo enquanto o gás escoar pelo centro.

Esta classificação, no entanto, deve ser mais refinadamente subdividida considerando-se os aspectos de transição e de dispersão de gotas de líquido na corrente gasosa. A necessidade de uma subdivisão mais minuciosa se fez sentir a partir das tentativas de modelar-se o escoamento horizontal, e em função de observações de seu comportamento quando de experimentos realizados, a exemplo do que foi adotado por Smith & Tait (1964,1966), Spedding & Chen (1984) ou Fukano et al. (1985):

a) Estratificado Liso : A interface gás-líquido apresenta-se plana.

b) Estratificado Ondulatório : A superfície líquida apresenta comportamento ondulatório que, em função da forma das ondas presentes, pode ainda ser dividido nos seguintes grupos:

b1. Ondas Bidimensionais : as frentes de onda propagam-se em fase em relação à seção transversal do tubo, apresentando-se assim, numa visão de topo, segundo linhas retas e perpendiculares à linha de centro da tubulação. (*Figura 1f.1*)

b2. Ondas Tridimensionais : as frentes de onda já não se propagam em fase em relação à seção transversal do tubo, havendo um contínuo atraso à medida que se

caminha do centro em direção à parede da tubulação. Uma visão de topo da superfície líquida, nesse caso, apresentaria linhas curvas. Simultaneamente ao processo de atraso das frentes de onda, é observada a curvatura da superfície, afastando-se assim da sua característica inicialmente plana. (Figura 1f.2)

b3. Ondas de Perturbação : caracterizado pelo surgimento de ondas de amplitudes muito superiores se comparadas à espessura do filme base, com velocidade de propagação maior que a do próprio filme. (Figura 1f.3)

b4. Ondas de Rolagem : onde, à semelhança do que se observa nas praias, as ondas se quebram, havendo geração de gotas líquidas livres que, carregadas pela corrente gasosa, podem depositar-se nas partes superiores da parede do tubo. (Figura 1f.4)

c) Anular com Dispersão: Observado a partir do ponto em que o processo de deposição líquida na parede da tubulação permita a coalescência das gotas e o conseqüente escoamento de um fino filme líquido pela parte superior do tubo.

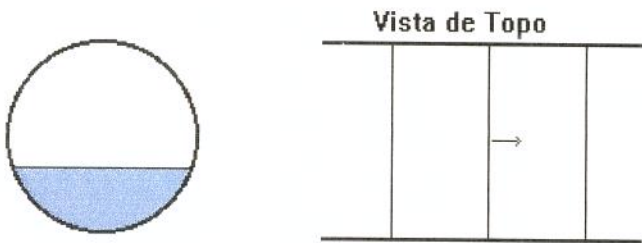


Figura 1f.1 - Frente de onda Bidimensional

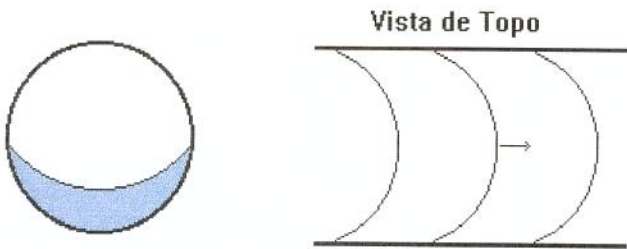
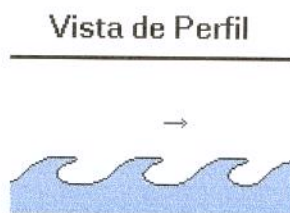


Figura 1f.2 - Frente de onda Tridimensional

*Figura 1f.3 - Onda de Perturbação**Figura 1f.4 - Onda de Rolagem*

A evolução no padrão de escoamento, para um determinado par de fluidos e uma tubulação específica, ocorre à medida que as velocidades dos fluidos aumentam, de modo que para baixas velocidades observa-se o padrão estratificado liso e, a partir daí, os demais padrões podem ocorrer sucessivamente, em função do aumento das velocidades das fases.

A previsão das perdas de carga e da fração de líquido retido (ou da fração de vazio) ao longo de dutos horizontais ou aproximadamente horizontais é objeto do maior interesse no projeto e operação de linhas de escoamento bifásico tais como gasodutos ou linhas de vapor saturado.

Para a determinação dessas grandezas, as pesquisas vêm buscando, ao longo de anos, identificar e quantificar os parâmetros que determinam o comportamento do escoamento bifásico horizontal. Dentre as propostas, encontram-se métodos baseados em correlações empíricas e métodos que se apoiam em modelos analíticos. Estes buscam soluções para as equações de conservação de massa e quantidade de movimento com base em hipóteses que visam representar convenientemente aspectos físicos inerentes ao processo.

Os primeiros, apesar de sua simplicidade de utilização, podem esbarrar em limitações de aplicação em virtude da dependência de seus resultados ao universo de dados para os quais foram desenvolvidos.

O enfoque analítico, por sua vez, embora ainda não apresente soluções definitivas, caracteriza-se atualmente como a principal ferramenta na análise de tais sistemas.

Dentre outros modelos analíticos desenvolvidos, há que se citar :

a) O Modelo Homogêneo, que admite as fases escoando como se formassem uma mistura homogênea em equilíbrio termodinâmico e deslocando-se com a mesma velocidade. Assim, todas as propriedades físicas do escoamento, tais como densidade, viscosidade, etc., são supostas médias da mistura das fases e determinadas segundo ponderações da concentração de cada uma delas. É, conseqüentemente, inaplicável ao estudo específico dos escoamentos estratificados ou anulares.

b) O Modelo de Fases Separadas, onde é admitido que as fases escoam separadamente e em equilíbrio termodinâmico. É o caso dos modelos de Taitel & Dukler (1976), Cheremisinoff & Davis (1979) ou Hart et al. (1989). Nesta abordagem, a ação resultante das tensões no seio do fluido é expressa pelas tensões de cisalhamento nas fronteiras do escoamento, a pressão na seção transversal da tubulação é assumida como única e as velocidades individuais de cada fase, não necessariamente iguais, são tomadas pelos seus valores médios. Sua utilização pressupõe o prévio conhecimento das concentrações líquidas e gasosas, e estas por sua vez dependem do arranjo geométrico das fases na seção transversal do tubo. Com isso, em função das várias disposições espaciais possíveis de serem encontradas, como conseqüência das muitas transições no padrão de escoamento, inevitáveis dificuldades apresentam-se na sua utilização.

c) O Modelo de Deslizamento, concebido por Zuber & Findlay (1965), admite o movimento relativo entre as fases, de onde surge a noção de deslizamento entre elas e que dá nome ao modelo. Este método considera os perfis de concentração e lida com as propriedades dos fluidos tomadas por seus valores locais. O modelo propõe uma relação entre concentração volumétrica e mássica que depende do arranjo das fases, e com isso introduz a idéia de se abordar o problema do escoamento bifásico segundo a caracterização do padrão de escoamento a que este esteja submetido.

Em estudos como o que se propõe este trabalho, a utilização do Modelo de Fases Separadas permite investigar a geometria da interface entre gás e líquido, assim como o gradiente de pressão na tubulação, desde que se tenha como determinar as tensões cisalhantes nas fronteiras do escoamento e as concentrações das fases na seção transversal da tubulação.

As tensões cisalhantes atuantes nas fronteiras fluido-sólido são calculadas a partir de coeficientes de atrito obtidos experimentalmente, à semelhança do tratamento para escoamentos monofásicos (como no modelo de Taitel & Dukler, 1976), ou a partir

de perfis de velocidades obtidos de uma dada distribuição de tensão cisalhante assumida para o fluido (a exemplo do que foi proposto para a fase líquida por Cheremisinoff & Davis, 1979 ou Rodrigues, 1991). Por outro lado, para a fronteira gás-líquido são propostas correlações que estimam o valor do fator de atrito interfacial. Estas, bastante diferentes entre si tanto na forma como nos resultados, apresentam aplicabilidade notoriamente restrita e diversa.

No que tange à geometria da interface, há autores (como será apresentado à frente, neste trabalho) que assumem a hipótese de interface plana para o padrão estratificado, outros que admitem o filme líquido distribuído segundo uma coroa circular concêntrica com o tubo para o padrão anular, ou ainda outros que consideram o líquido escoando segundo um canal de seção semelhante a um arco de coroa concêntrico com o tubo.

Tendo em vista as alterações de padrão de escoamento e, conseqüentemente, do comportamento da interface gás-líquido, em função das velocidades, é importante observar que cada uma das hipóteses geométricas acima aplicar-se-á mais eficazmente a um padrão de escoamento do que a outro.

Sendo assim, as questões que se colocam são: Quais são os limites de aplicação para as geometrias propostas? São realmente válidas tais geometrias? Qual a melhor formulação para o fator de atrito interfacial em função do padrão de escoamento?

A busca de tais respostas, associada à escassez de dados experimentais que contemplem a geometria de interface, foram as motivações para a realização do presente trabalho, cujos principais objetivos são:

a) Realizar experimentos com escoamentos horizontais bifásicos que permitam a medição da espessura do filme líquido ao longo de todo o perímetro molhado da tubulação. Caracterizar, a partir destas medidas, a geometria real da interface e a fração de vazio correspondente. Medir o gradiente de pressão no tubo e utiliza-lo no balanço de forças na corrente gasosa para a obtenção da tensão de cisalhamento na interface.

b) Propor correlações para a fração do perímetro do tubo molhada pelo filme líquido, para o perímetro interfacial e para a tensão cisalhante na fronteira gás-líquido como funções das velocidades médias locais de cada fase.

c) Propor um critério de aplicabilidade para tais correlações.

d) Comparar os resultados obtidos com correlações e dados experimentais da literatura.

e) Propor um modelo para cálculo do gradiente de pressão e da fração de vazio para escoamentos horizontais bifásicos, estratificados ou anulares com dispersão, a partir das velocidades superficiais de cada fase e de suas propriedades.

Com esse intuito, os próximos capítulos deste trabalho discorrerão sobre os seguintes aspectos:

Capítulo 2 :

- A formulação para o balanço unidimensional da quantidade de movimento das correntes líquida e gasosa em escoamentos de fases separadas.

- O problema das forças originadas da transferência de quantidade de movimento associada à troca de massa entre fases na interface.

- Os modelos propostos por diversos autores e suas hipóteses para o tratamento de escoamentos bifásicos horizontais.

Capítulo 3 :

- O aparato experimental utilizado no levantamento dos dados.

- Os procedimentos de calibração e medição.

- As faixas de vazões mássicas de gás e líquido utilizadas.

- A determinação das variáveis de interesse.

Capítulo 4 :

- Os resultados experimentais.

Capítulo 5 :

- A análise dos dados obtidos experimentalmente.
- As propostas de correlação para determinação do comprimento da interface gás-líquido e da fração molhada do perímetro do tubo.
- As propostas de correlação para determinação das tensões cisalhantes nas fronteiras líquido-tubo e gás-líquido
- As comparações de valores de tensão cisalhante e de fatores de atrito de interface obtidos a partir dos modelos apresentados no capítulo 2 e das correlações propostas neste trabalho com aqueles resultantes das medidas experimentais.
- A proposta para a determinação do gradiente de pressão e da fração de vazio.
- Os resultados do modelo quando aplicado a dados dos experimentos de Rodrigues (1991) e Torres (1992).

Capítulo 6 :

- As conclusões e recomendações do autor.

CAPÍTULO - 2

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

FORMULAÇÃO UNIDIMENSIONAL - ESCOAMENTO DE FASES SEPARADAS

Utilizando-se do desenvolvimento proposto por Taitel & Dukler (1989), suponha-se um escoamento estratificado bifásico gás-líquido conforme esquematizado na *Figura 2f.1*, onde as propriedades de cada fase são representadas por suas médias.

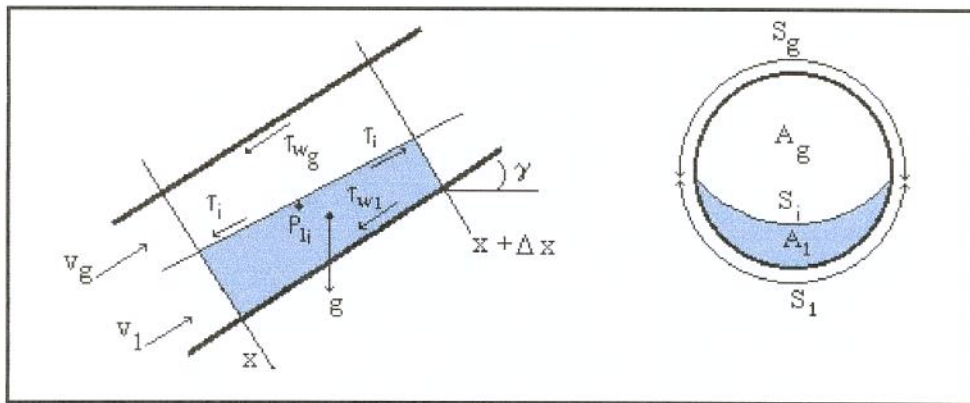


Figura 2f.1 - Esquema apresentando um escoamento genérico gás-líquido de fases separadas

Tomando-se um trecho da tubulação de comprimento Δx a partir de um ponto genérico x e observando-se o escoamento durante um período Δt a partir de um instante t , pode-se escrever que :

a) Continuidade da massa para a fase líquida :

O saldo entre a massa de líquido que entrou e que saiu somado à massa líquida acumulada no volume de controle durante um tempo Δt é igual à quantidade de massa líquida trocada entre as fases neste intervalo de tempo, ou seja:

$$\Delta t [\rho_l v_l A_l|_{x+\Delta x} - \rho_l v_l A_l|_x] + \Delta x [\rho_l \bar{A}_l|_{t+\Delta t} - \rho_l \bar{A}_l|_t] = \Gamma_l \Delta x \Delta t A_T$$

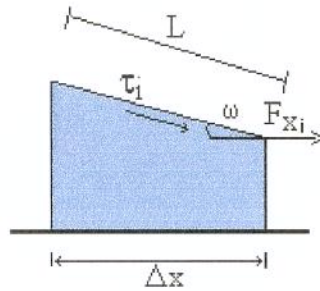
Dividindo-se por $\Delta x \Delta t$, e fazendo-se $\Delta x \rightarrow 0$ e $\Delta t \rightarrow 0$, obtém-se:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_l A_l) + \frac{\partial}{\partial x}(\rho_l v_l A_l) = \Gamma_l A_T \quad (2.1)$$

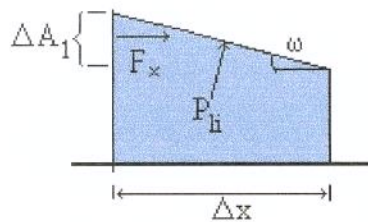
b) Balanço de QDM para a fase líquida :

O saldo entre a QDM da fase líquida que entrou e que saiu somado à QDM da fase líquida acumulada no volume de controle durante um tempo Δt é igual ao impulso resultante da ação de todas as forças atuantes sobre esta massa líquida neste intervalo de tempo, ou seja:

Considerando:



$$F_{xi} = \bar{S}_l L \tau_l \cos(\omega) \quad \text{mas} \quad \bar{S}_l L \cos(\omega) \approx \bar{S}_l \Delta x \Rightarrow F_{xi} = \bar{S}_l \tau_l \Delta x$$



$$F_x = P_{li} A_i \sin(\omega) \quad \text{mas} \quad A_i \sin(\omega) \approx \Delta A_l \Rightarrow F_x = P_{li} \Delta A_l = P_{li} (A_l|_{x+\Delta x} - A_l|_x)$$

tem-se:

$$\begin{aligned} & \left[\rho_l A_l v_l^2 C_l|_{x+\Delta x} - \rho_l A_l v_l^2 C_l|_x \right] + \frac{1}{\Delta t} \left[\rho_l \bar{A}_l v_l \Delta x|_{t+\Delta t} - \rho_l \bar{A}_l v_l \Delta x|_t \right] = \\ & = \Gamma_l \Delta x A_T v_{li} - \tau_{wl} \bar{S}_l \Delta x - \bar{A}_l \rho_l g \sin(\gamma) \Delta x - P_l A_l|_{x+\Delta x} + P_l A_l|_x + \tau_l \bar{S}_l \Delta x + P_{li} (A_l|_{x+\Delta x} - A_l|_x) \end{aligned}$$

onde C_1 é um coeficiente de distribuição definido como:

$$C_1 = \frac{\iint_{A_1} u_l^2 dA}{v_l^2 A_1}$$

e v_{li} é a velocidade média a que é submetida a massa líquida trocada através da interface.

Dividindo-se por Δx e fazendo-se $\Delta x \rightarrow 0$ e $\Delta t \rightarrow 0$, tem-se $\bar{S}_i \rightarrow S_i$, $\bar{S}_l \rightarrow S_l$ e $\bar{A}_l \rightarrow A_l$, resultando:

$$\frac{\partial \rho_l A_l v_l}{\partial t} + \frac{\partial \rho_l A_l v_l^2 C_1}{\partial x} = \Gamma_l A_T v_{li} + S_i \tau_i - S_l \tau_{wl} - \rho_l A_l g \sin(\gamma) - \frac{\partial P_l A_l}{\partial x} + P_{li} \frac{\partial A_l}{\partial x}$$

como

$$-\frac{\partial P_l A_l}{\partial x} + P_{li} \frac{\partial A_l}{\partial x} = -A_l \frac{\partial P_l}{\partial x} + (P_{li} - P_l) \frac{\partial A_l}{\partial x}$$

então:

$$\frac{\partial \rho_l A_l v_l}{\partial t} + \frac{\partial \rho_l A_l v_l^2 C_1}{\partial x} = \Gamma_l A_T v_{li} + S_i \tau_i - S_l \tau_{wl} - \rho_l A_l g \sin(\gamma) - A_l \frac{\partial P_l}{\partial x} + (P_{li} - P_l) \frac{\partial A_l}{\partial x}$$

Em escoamentos monofásicos, $C_1 \approx 2.0$ para regime laminar (perfil parabólico de velocidades) e $C_1 \approx 1.2$ para turbulento (perfil de velocidades à potência $1/7$). Adotando-se aqui a simplificação $C_1 \approx 1.0$, ou seja, assumindo-se que o perfil de velocidades é uniforme (ou quase uniforme), pode-se escrever :

$$\frac{\partial \rho_l A_l v_l}{\partial t} + \frac{\partial \rho_l A_l v_l^2}{\partial x} = \Gamma_l A_T v_{li} + S_i \tau_i - S_l \tau_{wl} - \rho_l A_l g \sin(\gamma) - \frac{\partial P_l A_l}{\partial x} + P_{li} \frac{\partial A_l}{\partial x}$$

como

$$\frac{\partial \rho_l A_l v_l}{\partial t} = v_l \frac{\partial \rho_l A_l}{\partial t} + \rho_l A_l \frac{\partial v_l}{\partial t} \quad \text{e} \quad \frac{\partial \rho_l A_l v_l^2}{\partial x} = v_l \frac{\partial \rho_l A_l v_l}{\partial x} + \rho_l A_l v_l \frac{\partial v_l}{\partial x}$$

somando-as e substituindo-se no resultado a equação (2.1), obtém-se:

$$\frac{\partial \rho_l A_l v_l}{\partial t} + \frac{\partial \rho_l A_l v_l^2}{\partial x} = \Gamma_l A_T v_l + \rho_l A_l \frac{Dv_l}{Dt}$$

Assim, a equação de balanço para a QDM no líquido pode ser expressa por:

$$\rho_l A_l \frac{Dv_l}{Dt} = \Gamma_l A_T (v_{li} - v_l) + S_i \tau_i - S_l \tau_{wl} - \rho_l A_l g \sin(\gamma) - A_l \frac{\partial P_l}{\partial x} + (P_{li} - P_l) \frac{\partial A_l}{\partial x} \quad (2.2)$$

Aplicando-se raciocínio semelhante à fase gasosa, obtém-se:

$$\rho_g A_g \frac{Dv_g}{Dt} = \Gamma_g A_T (v_{gi} - v_g) - S_i \tau_i - S_g \tau_{wg} - \rho_g A_g g \sin(\gamma) - A_g \frac{\partial P_g}{\partial x} + (P_{gi} - P_g) \frac{\partial A_g}{\partial x} \quad (2.3)$$

Adotar-se-á, neste trabalho, a hipótese de que a pressão hidrostática perpendicular ao eixo da tubulação seja desprezível, ou que $P_{gi} = P_g$ e $P_{li} = P_l$. Admitir-se-á ainda a igualdade para os gradientes de pressão observados em cada uma das fases.

Desse modo, $\frac{\partial P_g}{\partial x} = \frac{\partial P_l}{\partial x} = \frac{\partial P}{\partial x}$.

Assumidas as premissas anteriores e tomando-se o escoamento como sendo horizontal, desenvolvido e em regime permanente (condições que tornam nulas as derivadas substantivas), pode-se reescrever as equações de conservação de QDM como:

para o líquido
$$-\frac{\partial P}{\partial x} = \frac{S_l}{A_l} \tau_{wl} + \Gamma_l \frac{A_T}{A_l} (v_l - v_{li}) - \frac{S_i}{A_l} \tau_i \quad (2.4)$$

para o gás
$$-\frac{\partial P}{\partial x} = \frac{S_g}{A_g} \tau_{wg} + \Gamma_g \frac{A_T}{A_g} (v_g - v_{gi}) + \frac{S_i}{A_g} \tau_i \quad (2.5)$$

onde os termos à esquerda dos sinais de igualdade representam as forças por unidade de volume resultantes da ação da pressão sobre a área transversal ocupada por cada uma das fases. Os primeiros termos, à direita dos sinais de igualdade, representam as forças resultantes da tensão cisalhante atuante nas fronteiras sólidas do escoamento. Os segundos termos quantificam as forças originadas da transferência de quantidade de movimento associada à transferência de massa na interface, e os últimos, aquelas que resultam da ação da tensão na interface gás-líquido.

A apresentação, neste trabalho, das equações (2.4) e (2.5) tem como objetivo promover um equacionamento do balanço de quantidade de movimento para os casos específicos de escoamentos gás-líquido que apresentem dispersão e deposição de gotas líquidas.

Esta abordagem poderá ser admitida se for considerado que a fase gasosa carreando gotas líquidas em seu seio, oriundas do processo de dispersão, possa ser tratada como um "pseudo-gás" com capacidade de troca de massa com o líquido (no caso, representando o processo de dispersão e deposição de gotas, Govan et al., 1988). Desse modo, a seguinte analogia pode ser estabelecida :

a) Na dispersão, a fase "pseudo-gasosa" transfere QDM para a fase líquida, já que é necessária uma quantidade de movimento adicional para extrair gotas de líquido através da interface.

b) Na deposição, a fase "pseudo-gasosa" transfere QDM para a fase líquida, visto que gotas de líquido provenientes da corrente gasosa, e com velocidades superiores à do líquido, são reintegradas a esse meio.

c) Havendo dispersão $\Rightarrow (v_l - v_{li}) \neq 0$.

d) Havendo deposição $\Rightarrow (v_g - v_{gi}) \neq 0$.

e) Γ_g e Γ_l representam as taxas de massa líquida dispersa e depositada, respectivamente.

f) Considerando-se que a massa líquida dispersa é insignificante frente à massa líquida total, pode-se ainda manter a concepção de escoamento de fases separadas.

Assim, (2.4) e (2.5) são equações que podem descrever o balanço de forças de um escoamento que apresenta processos de dispersão e deposição de gotas.

Muitos dos modelos analíticos para cálculo da fração de vazio e perdas de carga bifásica disponíveis hoje na literatura fundamentam-se nos balanços de forças unidimensionais aplicados ao gás e ao líquido. Porém, a abordagem adotada não leva em conta as transferências de quantidade de movimento relacionadas com trocas de massa na interface, ou mesmo com o processo de dispersão e deposição de gotas. São os casos dos modelos de Taitel & Dukler (1976), Kowalski (1987) e Andritsos & Hanratty (1987), entre outros.

Neste enfoque simplificado, o escoamento bifásico horizontal, desenvolvido e permanente, tem o balanço de forças no líquido expresso por:

$$-(1-\alpha)A_T \left(\frac{dP}{dx} \right) = S_l \tau_{w_l} - S_i \tau_i \quad (2.6)$$

E no gás por:

$$-\alpha A_T \left(\frac{dP}{dx} \right) = S_g \tau_{w_g} + S_i \tau_i \quad (2.7)$$

onde as grandezas físicas são tomadas por seus valores médios na seção transversal do tubo.

A solução do sistema de equações formado por (2.6) e (2.7) permite a obtenção dos valores de fração de vazio e gradiente de pressão mediante a adoção de uma geometria para a interface e a avaliação das tensões cisalhantes. Obtém-se assim soluções tanto mais próximas às da realidade física do fenômeno quanto mais insignificantes forem os efeitos dos elementos desprezados na formulação e mais adequadas forem as idealizações estabelecidas.

É evidente que à medida que os termos que descrevem as transferências de QDM relacionadas com a troca de massa na interface (para um escoamento genérico), ou com a dispersão/deposição de gotas (para o caso considerado), se façam mais acentuadamente presentes no escoamento, a formulação para o balanço de forças nas fases haverá de ser apropriadamente modificada de modo a poder ainda representar o fenômeno físico.

Dentro deste enfoque, que convencionou-se aqui chamar de modelagem simplificada, as tensões de cisalhamento junto à parede do tubo são expressas em função de fatores de atrito obtidos através de correlações empíricas:

$$\tau_{wg} = \frac{1}{2} f_g \rho_g v_g^2 \quad (2.8)$$

$$\tau_{wl} = \frac{1}{2} f_l \rho_l v_l^2 \quad (2.9)$$

Variadas, no entanto, são as formulações para tensão de cisalhamento e fator de atrito bem como as concepções geométricas da interface.

2.1) MODELAGEM SIMPLIFICADA

2.1a) Filme Distribuído num Anel Concêntrico ao Tubo:

Wallis (1969), considerando o filme de líquido restrito a uma coroa circular concêntrica com a tubulação e de espessura δ , sugeriu:

$$\tau_i = \frac{1}{2} f_i \rho_g v_g^2 \quad (2.10)$$

com
$$f_i = 0.005 \left(1 + 300 \frac{\delta}{D} \right) \quad (2.11)$$

A relação entre a fração de vazio e as características geométricas da interface é facilmente obtida por:

$$\alpha = \left(1 - 2 \frac{\delta}{D} \right)^2 \quad (2.12)$$

2.1b) Filme Líquido com Superfície Plana (figura 2f.2).

2.1b.1) Taitel & Dukler (1976) desenvolveram um modelo de predição para o padrão de escoamento. Neste modelo o padrão de escoamento é identificado em função

de variáveis de entrada do sistema a partir de critérios de estabilidade aplicados à interface plana.

Os autores sugeriram a adoção do fator de atrito de Blasius para o cálculo das tensões, de acordo com as equações (2.8) e (2.9) :

escoamento turbulento em tubo liso

Gás =>

$f_g = 0.046 Re_g^{-0.2}$

(2.13)

Líquido =>

$f_l = 0.046 Re_l^{-0.2}$

(2.14)

escoamento laminar

Líquido =>

$f_l = \frac{16}{Re_l}$

(2.15)

A tensão cisalhante na interface foi calculada pela relação (2.10) e o fator de atrito interfacial foi considerado igual ao do escoamento turbulento do gás em tubo liso.

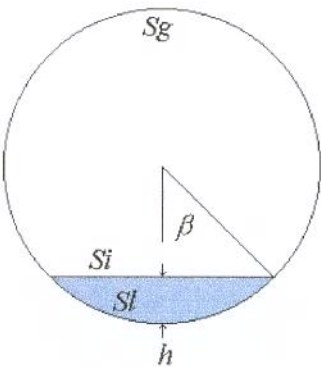


Figura 2f.2 - Geometria de interface plana

A solução do modelo adota a equação (2.16), que relaciona a fração de vazio com a variável β e que caracteriza a interface plana.

$$\alpha = \frac{1}{\pi}(\pi - \beta + \sin\beta \cos\beta) \quad (2.16)$$

Enfocando o aspecto da mudança de padrão de escoamento, Jeffreys (1925, 1926) apresentou a condição que caracteriza o surgimento de ondas em uma superfície líquida submetida à ação de uma corrente gasosa :

$$(v_g - c)^2 c > \frac{4\mu_l g(\rho_l - \rho_g)}{\psi \rho_g \rho_l} \quad (2.17)$$

onde o parâmetro ψ é obtido experimentalmente.

O modelo de Taitel & Dukler (1976), apoiado em dados experimentais e numa simplificação da desigualdade (2.17), propõe um critério que define o surgimento do padrão estratificado ondulatório. A simplificação assumida pelo modelo foi considerar $v_g \gg v_l$ e $c \approx v_l$. O valor de ψ , segundo os autores, é 0.01, de modo que substituindo em (2.17) e reagrupando convenientemente obtiveram:

$$Fr_g^* Re_l > 400 \quad (2.18)$$

2.1b.2) Cheremisinoff & Davis (1979), a partir de um aperfeiçoamento do modelo sugerido originalmente por Russel et al. (1974), propuseram dividir o padrão estratificado em dois subpadrões conforme a amplitude das ondas presentes: *SMALL WAVES* (quando a interface apresentar-se perturbada por ondas de pequena amplitude) e *ROLL WAVES* (para os casos da presença de ondas de grande amplitude na interface).

O modelo proposto pelos autores utiliza a equação (2.10) para a tensão de cisalhamento na interface, com fator de atrito interfacial definido segundo dois equacionamentos:

a) valor proposto por Cohen & Hanratty (1968), se ondas de pequena amplitude:

$$f_i = 0.01425$$

b) correlação proposta por Miya, Woodmansee e Hanratty (1971), se ondas de grande amplitude:

$$f_i = 0.008 + 2 \cdot 10^{-5} Re_l$$

A tensão cisalhante do gás com a parede do tubo é escrita em termos do fator de atrito de Blasius para escoamento turbulento em tubos lisos, conforme equações (2.8) e (2.13), respectivamente.

A fase líquida é admitida em regime turbulento e recebe tratamento diferencial semelhante àquele adotado para fluxos monofásicos, ou seja, são utilizados os perfis de velocidades de Deissler (1959) para a subcamada laminar, e de von Kármán (1939) para a camada turbulenta. Os autores optaram por uma distribuição uniforme de tensões no líquido, isto é, a tensão em qualquer ponto no seio do filme é constante e de igual valor àquela junto à parede da tubulação, o que acarreta assumir a igualdade $\tau_i = \tau_{w_l}$.

Em função das hipóteses assumidas, a aplicabilidade do modelo restringe-se a escoamentos onde tanto β quanto a espessura do filme sejam muito pequenos

2.1b.3) Kowalski (1987), através de medições experimentais do gradiente de pressão, fração de vazio e tensão de cisalhamento no gás junto à parede do tubo, verificou um bom ajuste dos valores encontrados para o fator de atrito do gás junto à parede com a correlação proposta por Blasius para escoamento turbulento em tubos lisos:

$$f_g = 0.079 Re_g^{-0.25} \quad (2.19)$$

Para a fase líquida, entretanto, a formulação de Blasius não se mostrou adequada, e foi sugerido:

$$f_l = 0.263 \left[(1 - \alpha) Re_{s_l} \right]^{-0.5} \quad (2.20)$$

Para a interface, a tensão cisalhante foi calculada como:

$$\tau_i = \frac{1}{2} f_i \rho_g (v_g - v_l)^2 \quad (2.21)$$

com o fator de atrito interfacial determinado por:

$$\text{(estratificado liso)} \quad f_i = 0.96 Re_{sg}^{-0.52} \quad (2.22)$$

$$\text{(estratificado ondulado)} \quad f_i = 7.5 \cdot 10^{-5} (1 - \alpha)^{-0.25} Re_g^{*-0.3} Re_l^{*0.83} \quad (2.23)$$

$$22600 \leq Re_g^* \leq 430600 \quad \text{e} \quad 8800 \leq Re_l^* \leq 47800$$

2.1b.4) Andritsos & Hanratty (1987), a partir de medidas experimentais de gradiente de pressão e altura de líquido aplicadas à equação (2.7), apresentaram uma relação para a determinação do fator de atrito interfacial. Neste modelo, os autores também utilizaram a formulação de Blasius para estimar o fator de atrito de gás junto à parede do tubo. Definiram o parâmetro j_{gi} e sugeriram a equação (2.10) para o cálculo de τ_i adotando as seguintes relações para o fator de atrito interfacial:

$$j_{gi} = 5 \sqrt{\frac{\rho_{g_{atm}}}{\rho_g}} \left[\frac{m}{s} \right] \tag{2.24}$$

para $j_g > j_{gi}$

$$\frac{f_i}{f_g} = 1 + 15 \sqrt{\frac{h}{D}} \left(\frac{j_g}{j_{gi}} - 1 \right) \tag{2.25}$$

para $j_g \leq j_{gi}$

$$f_i = f_g \tag{2.26}$$

2.1c) **Filme Líquido Distribuído num Setor de Coroa Concêntrico ao Tubo.**(figura2f.3)

2.1c.1) Hart et al. (1989) desenvolveram um modelo fenomenológico aplicável a escoamentos horizontais com baixa retenção de líquido ($\alpha > 0.94$)

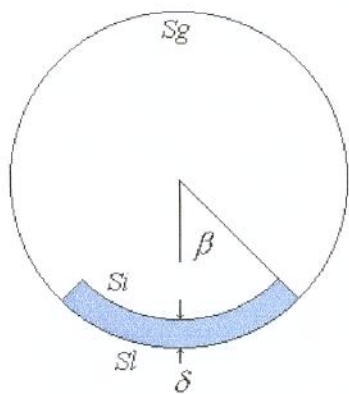


Figura 2f.3 - Geometria para interface como um setor de coroa

Em função do pequeno valor de δ em relação ao diâmetro do tubo ($\alpha > 0.94$), os autores assumiram as seguintes simplificações geométricas:

$$\alpha = 1 - 4 \left(\frac{\beta}{\pi} \right) \left(\frac{\delta}{D} \right) \quad (2.27)$$

$$S_i = S_l \quad (2.28)$$

Neste modelo, o fator de atrito no gás, junto à parede do tubo, é calculado pela correlação de Eck (1973) desenvolvida para escoamento monofásico turbulento em tubos lisos:

$$f_g = \frac{0.07725}{\left[\log_{10} \left(\frac{Re_g}{7} \right) \right]^2} \quad (2.29)$$

Para a interface, o modelo utiliza a equação (2.10) no cálculo da tensão cisalhante e, para o coeficiente de atrito da interface, a correlação, também desenvolvida por Eck (1973), para escoamento monofásico turbulento em tubos rugosos:

$$f_i = \frac{0.0625}{\left[\log_{10} \left(\frac{15}{Re_g} + \frac{2.3\delta}{3.715D} \right) \right]^2} \quad (2.30)$$

Diferentemente das abordagens anteriormente citadas, o modelo propõe, fundamentado na teoria de que o filme de líquido deve apresentar distribuição tal que minimize sua energia potencial, uma relação para quantificar-se a fração de perímetro de tubulação molhada pelo líquido:

$$\theta = 0.52 (1 - \alpha)^{0.374} + 0.26 Fr_l^{0.58} \quad (2.31)$$

enquanto que para a fração de vazio, propõe uma correlação obtida de seus dados experimentais :

$$\frac{1 - \alpha}{\alpha} = \frac{v_l}{v_g} \left(1 + 10.4 Re_l^{*-0.363} \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_g}} \right) \quad (2.32)$$

2.1c.2) Rodrigues (1991) desenvolveu um algoritmo computacional para a solução do sistema (2.6) e (2.7) mantendo α como variável a ser determinada iterativamente através da solução simultânea das duas equações. Para isso, também assumiu geometria de coroa semicircular, associada à relação (2.31) para a determinação da fração do perímetro do tubo molhada pelo líquido.

A formulação de Blasius é utilizada para o fator de atrito na interface gás-parede.

Na determinação da tensão de cisalhamento na interface gás-líquido, o algoritmo utiliza a equação (2.10) com fator de atrito interfacial obtido do seguinte modo:

- i) $f_i = f_g$, para escoamento estratificado liso.
- ii) $f_i = 0.01425$, a exemplo de Hanratty et al. (1968), Cheremisinoff & Davis (1979) e Shoham & Taitel (1984), para a região de transição liso-ondulado.
- iii) a equação (2.30) na região onde o padrão é ondulado.

Os valores de velocidades superficiais do gás para as transições de padrão são obtidos pela utilização da biblioteca computacional "FLOPAT", conforme descrito por Caetano Filho & Barbutto (1987).

Em torno do ponto de transição do padrão de escoamento, o fator de atrito interfacial é determinado pela ponderação dos valores acima citados, de modo a manter coerência com o que se supõe sejam as transições físicas.

O fechamento do modelo computacional se dá pelo balanço de forças no líquido, onde o autor avança com a proposta de Cheremisinoff & Davis (1979), e propõe um perfil linear para a distribuição das tensões de cisalhamento no filme. Além disso, a turbulência no escoamento foi modelada a partir da utilização do comprimento de mistura de Prandtl, buscando desse modo garantir a igualdade das tensões nas fases líquida e gasosa na interface e um maior campo de aplicabilidade relativamente àquele do modelo de Cheremisinoff & Davis (1979).

2.1c.3) Torres (1992), ainda adotando a modelagem simplificada já citada, mediu experimentalmente gradientes de pressão e espessuras de filme líquido, estas por meio de sondas de condutância de fios paralelos segundo arcos de 15° , e apresentou seus

resultados comparando-os com os que seriam obtidos segundo modelos de vários autores.

Em vista de suas análises sugeriu, para a modelagem do comportamento ondulatório da interface gás-líquido, o uso do desvio padrão da espessura do filme medida na geratriz inferior do tubo.

Dentro desta concepção, o autor propõe para o fator de atrito interfacial a aplicação da equação (2.30) se $j_g > 15$ m/s e da equação (2.33) se $j_g \leq 15$ m/s.

$$f_i = \frac{0.0625}{\left[\log_{10} \left(\frac{15}{Re_g} + \frac{2\xi}{3.715D} \right) \right]^2} \quad (2.33)$$

onde ξ é o valor do desvio padrão temporal da espessura de filme medida na geratriz inferior do tubo.

Um aspecto importante a ser neste momento ressaltado é o fato de que, na sua unanimidade, os modelos acima apresentados utilizam, para o cálculo do fator de atrito na fronteira gás-parede do tubo, equacionamentos semelhantes àquele proposto por Blasius para escoamento monofásico, ou seja, relações expressas em função do grupo adimensional Re_g e que, apesar de diferentes na forma, apresentam resultados muito aproximados entre si. Isto evidencia haver similaridade entre os perfis de velocidade do gás em um escoamento bifásico e aqueles, já bastante conhecidos, observados em escoamentos monofásicos. O mesmo, no entanto, não é verificado para a fase líquida, o que justifica as dificuldades, ainda hoje existentes, de uma completa compreensão do comportamento de escoamentos gás-líquido e motiva o desenvolvimento de novos estudos acerca deste tema.

2.2) MODELAGEM COMPLETA

Não obstante o grau de eficácia com que os modelos citados possam prever o comportamento do escoamento bifásico horizontal, é de se supor que quando as vazões gasosas se elevem a níveis tais que significativa dispersão de gotas líquidas passe a ser observada, o conjunto de equações (2.6) e (2.7) deva ser substituído por aquele formado

pelas equações (2.4) e (2.5). Convencionar-se-á denominar de modelagem completa a este sistema de equações.

Analisando o comportamento de escoamentos bifásicos, na condição de significativa dispersão de gotas líquidas, Ishii & Mishima (1981) desenvolveram a correlação (2.34) que quantifica a fração E de massa líquida dispersa na corrente gasosa:

$$E = \tanh\left(7.25 \cdot 10^{-7} We_g^*{}^{1.25} Re_{s1}^{0.25}\right) \quad (2.34)$$

$$We_g^* = \frac{D \rho_g j_g^2}{\sigma} \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (2.35)$$

Neste momento, é interessante destacar-se dois aspectos:

1º.) Enquanto não se observa expressiva dispersão e, conseqüentemente, deposição de gotas líquidas, pode-se supor que o fenômeno ondulatório deva ser a característica física mais marcante a reger o comportamento do escoamento.

Nesse sentido, note-se que a proposta de Taitel & Dukler (1976) para o critério de transição do padrão ondulatório (equação 2.18) é apresentada em função de um grupo adimensional criado a partir do produto dos números de Froude do gás e Reynolds modificado do líquido (observe-se que este produto relaciona a inércia das correntes de gás e líquido, a ação gravitacional sobre o líquido inserido seio gasoso e a resistência viscosa oferecida por ele ao escoamento).

Se esse grupo adimensional caracteriza a ocorrência do comportamento ondulatório no escoamento, então, adotando-se a modelagem simplificada, é razoável supor ser possível correlacionar-se os parâmetros de interesse, tensão interfacial e fração de perímetro molhado, com esse grupo. Pode-se assim admitir que a corrente gasosa transfere QDM à líquida através da interface e que esta oferece resistência viscosa ao deslocamento axial e ascende na tubulação, aumentando assim a fração molhada do perímetro.

2°.) Quando a ação de dispersão e deposição de gotas líquidas no escoamento se faz significativamente presente, deve-se esperar que a deposição dar-se-á não somente sobre a superfície do filme líquido, mas também por toda parede do tubo anteriormente seca, e tanto maior será a probabilidade dessa deposição quanto maior for o percentual de massa líquida dispersa no seio gasoso.

Desse modo, é coerente admitir-se a hipótese de que, nas condições em que o escoamento comece a apresentar significativa taxa de dispersão de gotas líquidas, todo o perímetro apresentar-se-á molhado aleatoriamente por gotas líquidas. Haverá então, a partir do momento de início da deposição, um filme de espessura média efetivamente diferente de zero distribuído por toda a periferia do tubo. A partir desta condição, a fração de perímetro da tubulação molhada pelo líquido passa a ser unitária ($\theta=1$) e isola efetivamente a corrente gasosa do contato, que até então mantinha, com a parede da tubulação.

Este fato modifica substancialmente o balanço de forças no gás, visto que, se $S_g \rightarrow 0$, a perda de carga observada na corrente gasosa será função apenas das trocas de QDM observadas na interface gás-líquido.

Note-se, no entanto, que a proposta de Ishii & Mishima (equação 2.34), para quantificar-se o percentual de massa líquida disperso na corrente gasosa, envolve também um grupo adimensional formado a partir do produto do número de Webber modificado do gás e do número de Reynolds superficial do líquido. Com isso, admitindo-se que o processo de dispersão e deposição de gotas alterará tanto mais o balanço de QDM do gás quanto maior for a concentração de massa dispersa no seio gasoso, é coerente admitir-se que os parâmetros de interesse do escoamento possam agora ser correlacionados com esses números adimensionais (observe-se que o produto dos números adimensionais We_g e Re_{sl} relaciona os movimentos axiais do gás e do líquido, a ação resistiva viscosa do líquido e a tensão interfacial).

Além disso, se admitidas as hipóteses enunciadas, o conjunto de equações (2.4) e (2.5), que aqui definem a modelagem completa, pode ser representado pelas equações (2.36) e (2.37) que deverão ser utilizadas a partir da condição em que o processo de dispersão e deposição de gotas líquidas se fizer observável.

Assim, definindo-se a Tensão Equivalente τ^* como:

$$\tau^* = \left[\frac{\Gamma_g A_T (v_g - v_{gi}) + S_i \tau_i}{S_i} \right]$$

observando-se que $(v_g - v_{gi})\Gamma_g = -(v_l - v_{li})\Gamma_l$

e aplicando-se às equações (2.4) e (2.5), obtém-se respectivamente:

para o gás
$$-\alpha A_T \frac{\partial P}{\partial x} = S_i \tau^* \quad (2.36)$$

p/ o líquido
$$-(1-\alpha) A_T \frac{\partial P}{\partial x} = \pi D \tau_{wi} - S_i \tau^* \quad (2.37)$$

Com esse artifício, a tensão equivalente τ^* acaba por representar a tensão resultante do processo de cisalhamento mais o de dispersão e deposição.

Baseado nessas observações, este trabalho, adotando semelhantes associações de tais grupos adimensionais e calcado nas hipóteses acima citadas, buscará:

a) Identificar relações que possibilitem determinar gradiente de pressão, fração de perímetro da tubulação molhada pelo líquido e fração de vazio em escoamentos bifásicos horizontais ar-água.

b) Definir os limites de aplicabilidade das hipóteses assumidas.

CAPÍTULO - 3

DESENVOLVIMENTO EXPERIMENTAL

O experimento foi desenvolvido com ar e água escoando em tubulação horizontal de 38.1 mm de diâmetro interno, a temperaturas e pressões próximas às ambientes. As velocidades superficiais da água situaram-se entre 0.01 e 0.06 m/s e as do ar entre 3.5 e 20.5 m/s.

A massa específica medida para a água foi 1012 Kg/m^3 a 95.4 kPa e 27 °C. Para a tensão interfacial ar-água foi assumido o valor 0.07246 N/m.

3.1 - APARATO EXPERIMENTAL

O aparato, esquematizado na *Figura 3f.1*, foi montado no Laboratório de Pesquisas do Departamento de Energia da Faculdade de Engenharia Mecânica da UNICAMP.

O ar provém de uma rede de ar comprimido que abastece o laboratório (1). A água, a partir de um reservatório elevado mantido a nível constante (4). As vazões foram ajustadas através de válvulas globo (5) e medidas por placas de orifício (6), selecionadas em função da sua faixa de aferição.

As correntes gasosa e líquida são misturadas por um **Y** assimétrico (9) que visa facilitar o desenvolvimento do padrão estratificado. Este misturador possui uma chicana horizontal que minimiza a turbulência na zona de mistura.

O escoamento bifásico desenvolve-se por uma tubulação de 5.71 m de comprimento (150 diâmetros livres), passa por uma seção de testes com 3.14 m (10) e é dirigido ao separador ar-água (11) por uma linha de 0.28 m, num comprimento total de 9.13 m de tubulação horizontal.

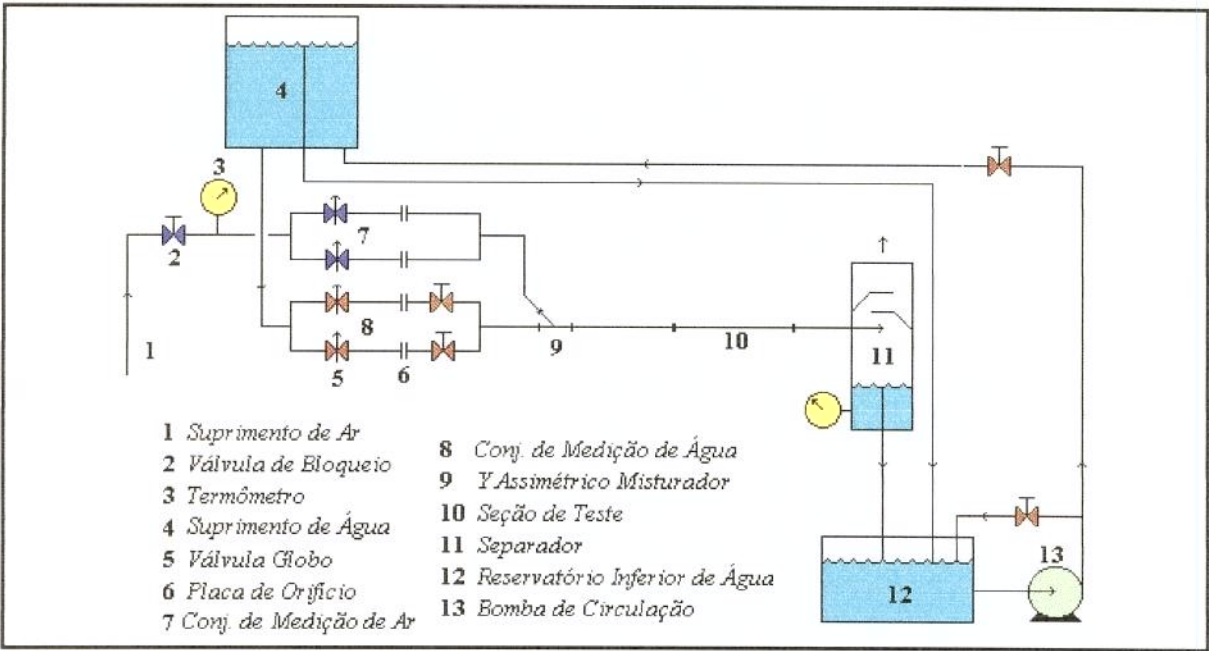


Figura 3f.1 - Esquema representando o aparato utilizado nos experimentos

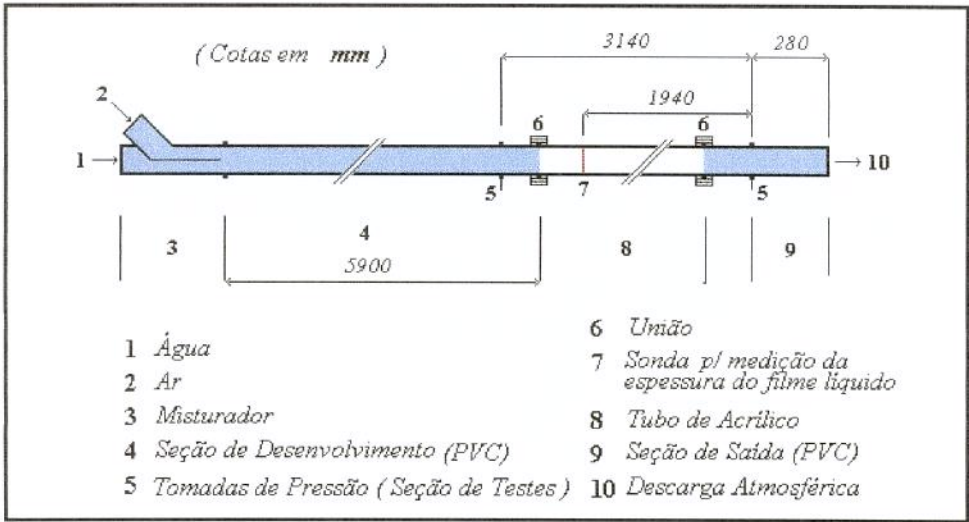


Figura 3f.2 - Tubulação horizontal utilizada

A seção de testes inclui um trecho de tubo em acrílico transparente onde está alojada a sonda de fios paralelos para a medição da espessura do filme líquido. As uniões tipo Straub, montadas nas extremidades deste tubo, permitem que se possa girá-lo, e conseqüentemente as sondas, em relação aos tubos de PVC, de modo a possibilitar a medição de espessura em qualquer posição angular.

3.2 - MEDIÇÃO

3.2a - Vazão Mássica de Água

Para a medição das vazões de líquido foram utilizadas duas placas de orifício de 1/8" e 1/4", instaladas em flanges de 1/2" e um manômetro diferencial do tipo "tubo em U". O fluido manométrico foi o tetracloreto de carbono (massa específica de 1584 Kg/m³ a 25° C).

A aferição primária das placas foi feita calculando-se a vazão mássica de água. Para tal, a massa foi determinada com o auxílio de uma balança de contrapesos e o tempo com um cronômetro.

Para este estudo, as equações de ajuste para as placas utilizadas foram:

$$\text{Placa de } 1/8" \quad W_l = 0.007472\sqrt{\Delta h} \quad (3.1)$$

$$\text{Placa de } 1/4" \quad W_l = 0.019145\sqrt{\Delta h} \quad (3.2)$$

onde Δh é o desnível em mm observado no manômetro diferencial.

Estas equações, em função das incertezas na determinação de suas constantes ($\pm 1,5\%$) e na leitura de Δh ($\pm 1,0\%$ para as vazões mais baixas), apresentam imprecisão de $\pm 2,0\%$ para o cálculo das vazões mássicas de água (Torres, 1992).

3.2b - Vazão Mássica de Ar

Nas medições das vazões de ar foram utilizadas duas placas de orifício, com diâmetros de 1/2" e 3/4", instaladas em tubulação de 1". As pressões, diferencial e à montante da placa, foram medidas por manômetros de coluna d'água. A temperatura da corrente gasosa à montante da placa foi medida por um termômetro de mercúrio e a pressão atmosférica, por um barômetro digital.

A equação utilizada para a medição de vazões mássicas de gás com placas de orifício foi (Torres, 1992):

$$W_g = (CY)A_o\sqrt{2\rho_g\Delta P_p} \quad (3.3)$$

O ar, nas condições do experimento, foi assumido como um gás ideal, ou seja:

$$\rho_{g_p} = \frac{P_{mon_p}}{RT_{mon_p}} \quad (3.4)$$

Para a aferição das placas de orifício tomou-se como referência um laminador de fluxo marca MERIAN INSTRUMENTS, modelo 50MW20-2, cuja curva de vazão volumétrica (Q_{LF} em scfm), fornecida pelo fabricante, é função da pressão diferencial no equipamento.

Por sugestão do fabricante, usou-se as seguintes equações para determinação da vazão mássica e da viscosidade do ar através do laminador:

$$W_{g_{LF}} = \left(\frac{Q_{LF}}{1766} \right) \left(\frac{P_{mon_{LF}}}{101320} \right) \left(\frac{294.44}{T_{mon_{LF}}} \right) \left(\frac{1.8187 \cdot 10^{-5}}{\mu_{g_{LF}}} \right) \quad (3.5)$$

$$\mu_{g_{LF}} = 4.612 \cdot 10^{-8} (T_{mon_{LF}} - 294.44) + 1.8187 \cdot 10^{-5} \quad (3.6)$$

Assim, a aferição das placas consistiu na determinação de valores adequados para o grupo (CY) da equação (3.3). Esses valores foram levantados através da equação:

$$(CY) = \frac{W_{g_{LF}}}{A_o \sqrt{2\rho_{g_p} \Delta P_p}} \quad (3.7)$$

Foram obtidas as seguintes curvas de ajuste para os valores de (CY):

$$\text{Placa de } 1/2 \text{ "} \quad (CY) = 0.7297 - 0.3673 \left(\frac{\Delta P_p}{P_{mon_p}} \right) \quad (3.8)$$

$$\text{Placa de } 3/4 \text{ "} \quad (CY) = 0.8987 - 1.0644 \left(\frac{\Delta P_p}{P_{mon_p}} \right) \quad (3.9)$$

Substituindo-se (3.8) e (3.9) em (3.3) tem-se:

$$\text{Placa de } 1/2 \text{ "} \quad W_g = \left[0.7297 - 0.3673 \left(\frac{\Delta P_p}{P_{\text{mon}_p}} \right) \right] A_o \sqrt{2 \rho_{g_p} \Delta P_p} \quad (3.10)$$

$$\text{Placa de } 3/4 \text{ "} \quad W_g = \left[0.8987 - 1.0644 \left(\frac{\Delta P_p}{P_{\text{mon}_p}} \right) \right] A_o \sqrt{2 \rho_{g_p} \Delta P_p} \quad (3.11)$$

Estas equações, em função das imprecisões estimadas na determinação da vazão mássica no laminador de fluxo ($\pm 2\%$), no cálculo da massa específica do ar a montante da placa ($\pm 2\%$) e na leitura da pressão diferencial ($\pm 2\%$ no pior caso, ou seja, para as vazões mais baixas), apresentam incerteza estimada em $\pm 2,8\%$ nos cálculos finais das vazões mássicas de ar (Torres, 1992).

3.2c - Queda de Pressão na Seção de Testes

A queda de pressão na seção de testes foi medida com um manômetro diferencial de tubo inclinado, que em função de sua escala, permite estimar-se uma imprecisão de $\pm 0.23 \text{ Pa/m}$ ($0,1\%$, em média) para os valores medidos. O fluido manométrico usado foi o tetracloreto de carbono.

3.2d - Espessura do Filme Líquido

Na medição da espessura do filme líquido foi usada uma sonda de condutância de fios paralelos (*Figura 3f.3*), conforme desenvolvimento originalmente efetuado por Torres (1992). Este método foi escolhido devido à sua qualidade de apresentar boas respostas indiferentemente à frequência de oscilação do filme, levando assim a uma boa definição espacial. Apesar de ser um método intrusivo, ou seja, que interfere no escoamento, foram tomados os cuidados de empregar-se fios de tungstênio bastante finos (0.1 mm de diâmetro) com distância entre centros de 2.5 mm . Isto garantiu uma interferência mínima com o escoamento e uma resolução espacial compatível com as necessidades do experimento.

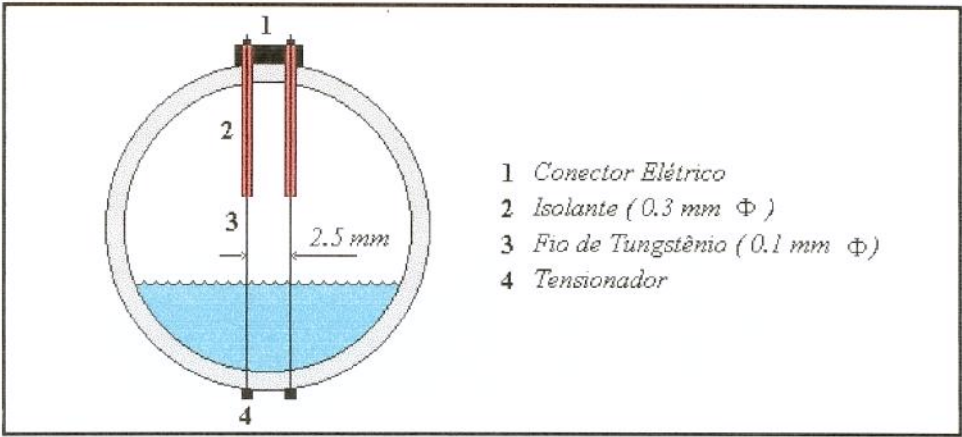


Figura 3f.3 - Sonda de fios paralelos

O circuito de medição é um divisor de tensão resistivo, composto pela sonda acima descrita e por uma outra, esta do tipo aflorante (Figura 3f.4), que imersa no mesmo fluido que compõe o filme, permite a automática estabilização do divisor com relação a possíveis alterações na condutividade da água. Configuração semelhante foi usada por Hagiwara et al. (1988) e Torres (1992).

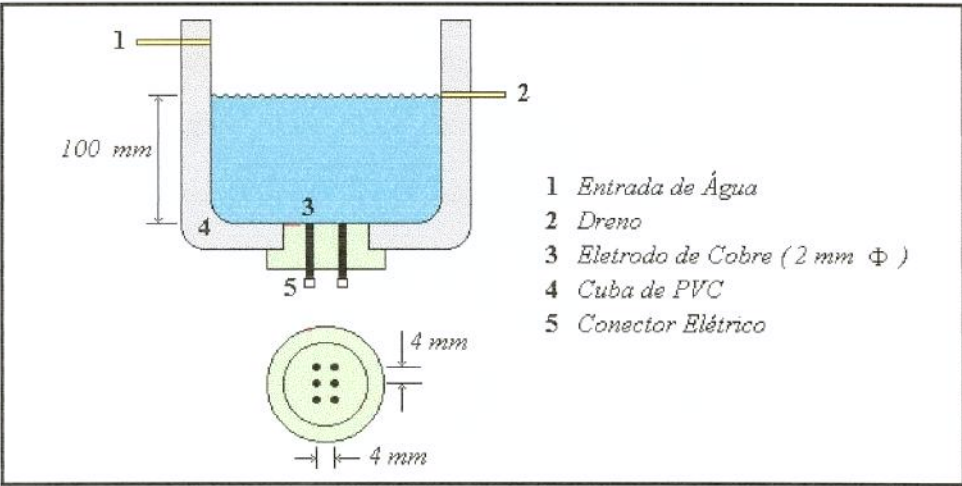


Figura 3f.4 - Sonda de compensação

O divisor de tensão é excitado por uma portadora de 10 KHz, onda quadrada, com 6 Volts pico-a-pico. Utilizou-se um gerador de funções de tensão e frequência ajustáveis, com saída monitorada por osciloscópio digital, de modo a se garantir a estabilidade do sinal tanto em frequência quanto em tensão.

O sinal proveniente do divisor, já modulado pela espessura do filme, é então amplificado, retificado e filtrado, estando assim condicionado para recepção pelo circuito de conversão analógico-digital. Os circuitos amplificador, retificador e de filtragem utilizados foram aqueles desenvolvidos por Torres (1992) com a diferença de que, na polarização do amplificador, foram utilizadas duas fontes DC, Hewlett-Packard, reguladas para +9 V e -9 V, respectivamente, e monitoradas por voltímetro digital. Pode-se assim garantir a estabilidade de ganho do circuito, e promover uma melhor resolução em tensão para a faixa de recepção da placa de aquisição (-5 V a +5 V).

A filtragem citada remove a componente portadora do sinal de modulação do filme. O filtro utilizado é do tipo passa-baixa de segunda ordem, tipo Butterworth, com frequência de corte de 1 KHz, que garante a eliminação da portadora sem interferir nas frequências de interesse do fenômeno físico (inferiores a 100 Hz, Torres 1992).

O diagrama representado na *Figura 3f.5* esquematiza o sistema de condicionamento do sinal.

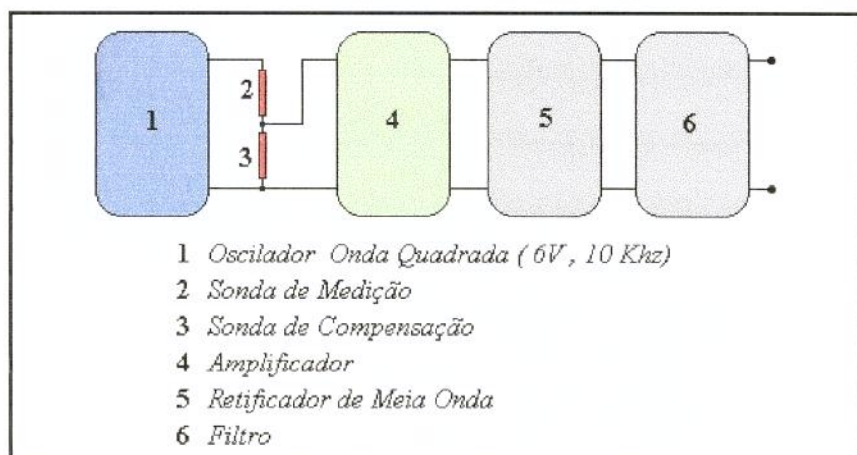


Figura 3f.5 - Esquema de ligação para aquisição de sinal

O circuito de conversão analógico-digital utilizado foi a placa modelo CAD10/26, fabricada pela LINX, associada ao programa computacional de aquisição de dados AQDADOS, do mesmo fabricante, instalados em um micro-computador do tipo PC-XT equipado com disco rígido de 20 Mb e co-processador matemático.

As principais características da placa CAD10/26 são:

<i>número de bits</i>	<i>10</i>
<i>número de canais</i>	<i>16</i>
<i>faixa de entrada</i>	<i>-5 a +5 V</i>
<i>resolução</i>	<i>$\pm 10\text{ mV}$</i>
<i>impedância de entrada</i>	<i>10.2 KΩ</i>
<i>ruído</i>	<i>$\pm 10\text{ mV}$</i>

O programa AQDADOS permite escolher-se a frequência de amostragem do sinal, bem como a janela de tempo de aquisição. Para este experimento foram usadas, para quase a totalidade das medidas, 1 KHz e 8 segundos, respectivamente. Em alguns casos, extraordinariamente, pelo fato do sinal adquirido não apresentar repetibilidade aceitável na janela de tempo padrão, foram usados 16 segundos para a aquisição. A escolha dessas combinações de frequência e tempo atenderam ao requisito:

$$\text{Freq. da Amostragem} > 2 * (\text{Maior Freq. Interesse})$$
$$\text{Tempo da Amostragem} > 2 * (\text{Maior Período Presente no Sinal})$$

A aquisição dos sinais consistiu, desse modo, na geração de arquivos binários contendo as informações, como função do tempo, dos valores de tensão modulados pela espessura do filme líquido.

Para cada par de vazões, gasosa e líquida, foram adquiridos arquivos de sinais de espessura de filme correspondentes às posições angulares da sonda de medição, podendo abranger a faixa de 0° a 180°, a depender do perímetro molhado observado, com um passo de 5° entre uma aquisição e a posterior. Esta variação angular foi conseguida girando-se o tubo de acrílico, segundo arcos previamente marcados em sua periferia, em relação a um ponto de referência fixo (*Figura 3f.6*)

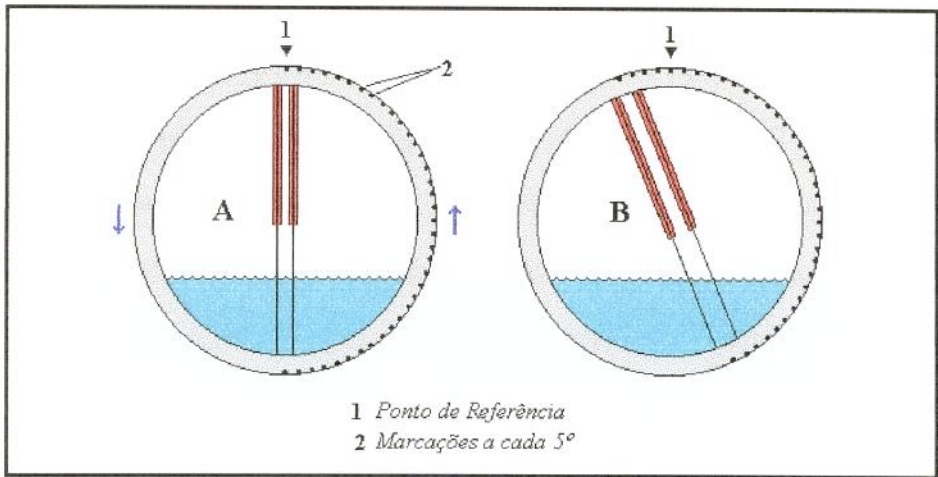


Figura 3f.6

As figuras A e B, anteriores, exemplificam aquisições a 0° e a 20° , respectivamente.

Para a calibração da sonda de medição, a seção de testes foi posicionada horizontalmente em uma bancada. O circuito de condicionamento e o aparato de aquisição acima descritos foram devidamente instalados. O tubo de acrílico, com suas extremidades seladas, recebeu então uma quantidade de água suficiente para que o nível atingisse o seu centro geométrico. A partir daí, com o auxílio de um micrômetro e uma seringa utilizada para remover a água do interior do tubo, foram realizadas aquisições dos sinais observados no divisor de tensão em função das espessuras de filme obtidas com o micrômetro. Este procedimento permitiu o levantamento de uma curva de conversão das tensões adquiridas em espessuras de filme equivalentes. A Figura 3f.7 ilustra esta montagem.

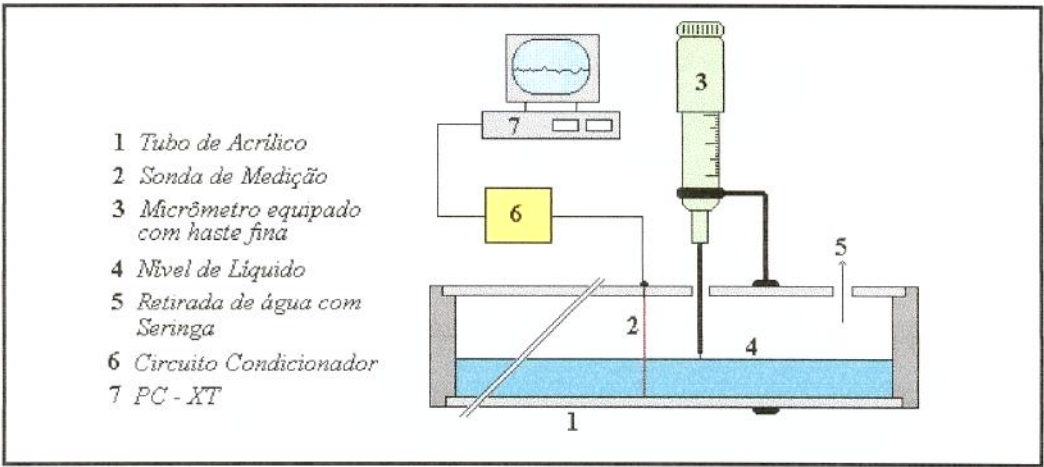


Figura 3f.7 - Esquema de montagem para calibração da sonda de fios paralelos

A Tabela 3T.1, a seguir, apresenta os valores obtidos no procedimento acima citado.

Esp.(mm)	Vplaca (V)	Esp.(mm)	Vplaca (V)
0	-0.052	6.604	2.192
1.067	0.3499	7.671	2.43
1.143	0.4259	8.763	2.656
1.372	0.6097	9.779	2.846
1.905	0.8533	10.719	3.02
2.692	1.128	12.09	3.218
3.327	1.318	13.411	3.373
3.962	1.489	14.656	3.524
4.547	1.639	15.977	3.677
5.004	1.794	16.866	3.733
5.69	1.968	18.999	3.895

Tabela 3T.1

O Gráfico 3G.1 mostra a curva de ajuste para os pontos experimentalmente levantados.

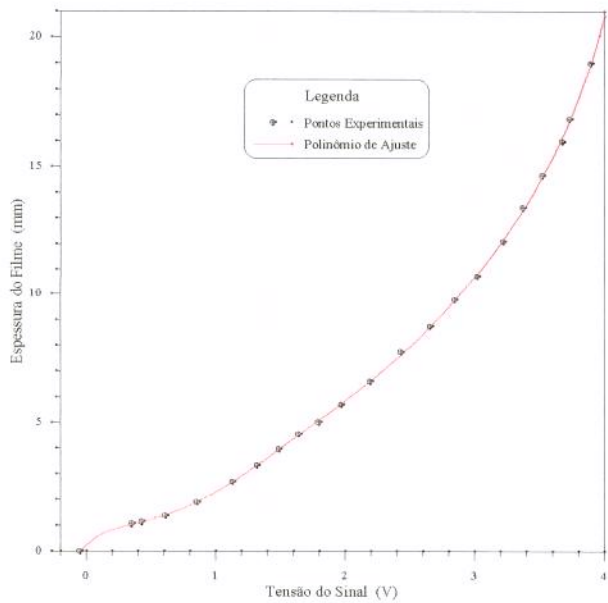


Gráfico 3G.1 - Curva de calibração para a sonda de fios paralelos utilizada

O polinômio de ajuste obtido para conversão das tensões adquiridas (*V*) em espessuras (*mm*) é descrito pela seguinte equação:

$$e = 0.0444848 \, V^7 - 0.6268 \, V^6 + 3.55597 \, V^5 - 10.2112 \, V^4 + 15.3517 \, V^3 - 10.5279 \, V^2 + 4.44518 \, V + 0.263577$$

(3.12)

3.3 - PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

A *Tabela 3T.2* apresenta os 48 pares de vazões mássicas de gás e líquido utilizadas no desenvolvimento experimental deste trabalho. (W_g e W_l expressos em Kg/s).

EXP.	W_g	W_l	EXP.	W_g	W_l	EXP.	W_g	W_l
1	0.0045	0.0113	17	0.0045	0.0301	33	0.0045	0.0550
2	0.0089	0.0113	18	0.0089	0.0301	34	0.0089	0.0550
3	0.0118	0.0113	19	0.0118	0.0301	35	0.0118	0.0550
4	0.0153	0.0113	20	0.0153	0.0301	36	0.0153	0.0550
5	0.0184	0.0113	21	0.0184	0.0301	37	0.0184	0.0550
6	0.0238	0.0113	22	0.0238	0.0301	38	0.0238	0.0550
8	0.0266	0.0113	23	0.0266	0.0301	39	0.0266	0.0550
7	0.0291	0.0113	24	0.0291	0.0301	40	0.0291	0.0550
9	0.0045	0.0199	29	0.0045	0.0400	41	0.0045	0.0700
10	0.0089	0.0199	30	0.0089	0.0400	42	0.0089	0.0700
11	0.0118	0.0199	31	0.0118	0.0400	43	0.0118	0.0700
12	0.0153	0.0199	32	0.0153	0.0400	44	0.0153	0.0700
13	0.0184	0.0199	28	0.0184	0.0400	45	0.0184	0.0700
14	0.0238	0.0199	27	0.0238	0.0400	46	0.0238	0.0700
15	0.0266	0.0199	26	0.0266	0.0400	47	0.0266	0.0700
16	0.0291	0.0199	25	0.0291	0.0400	48	0.0291	0.0700

Tabela 3T.2 - Velocidades mássicas utilizadas nos experimentos

- Para cada um dos 48 experimentos, foi adotado o seguinte procedimento:
- a) A partir das leituras dos valores de diferença de pressão (Δh) observados nos manômetros, eram ajustadas, através das válvulas globo correspondentes, as vazões mássicas de ar e água desejadas .
 - b) Posicionava-se o tubo de acrílico na marcação do ângulo de interesse.
 - c) Estabelecido o regime permanente (detectado pela estabilização do valor da queda de pressão na seção de testes), eram anotados os valores de temperatura a montante da placa de orifício da linha de gás, das temperaturas do líquido no separador e na cuba de compensação de condutividade, da pressão atmosférica indicada pelo barômetro digital e o padrão de fluxo visualmente observado.

d) Em seguida era acionada a aquisição de dados no computador e anotado o valor da queda de pressão observada na seção de testes, a partir do deslocamento da coluna de tetracloreto de carbono no manômetro de tubo inclinado.

e) Repetiam-se os passos (a) a (d) para novas posições angulares com intervalos de 5° até atingir-se o limite do perímetro molhado do tubo.

f) Retornava-se o tubo de acrílico à posição referente a 0° e reiniciava-se pela fase (a) para um novo par de vazões.

A partir do processo acima descrito, 1206 arquivos binários de aproximadamente 16 Kb cada um estavam armazenados, contendo os valores adquiridos de tensão em função do tempo, correspondentes aos valores de espessura do filme para cada um dos trinômios compostos por: vazão de líquido, vazão de gás e posição angular da sonda de medição.

Cada um dos arquivos acima citados foram em seguida transformados para o formato ASCII, utilizando-se para tanto um aplicativo contido no programa AQDADOS. Esta transformação, para efeito de nota, acarreta a geração de um arquivo ASCII de aproximados 354 Kb para cada arquivo binário de 16 Kb utilizado.

Os arquivos já convertidos eram então tratados individualmente por um programa FORTRAN que, através da equação (3.12), transformava o vetor de tensão no tempo em um de espessura de filme equivalente. O seu valor médio e o desvio padrão de seus elementos em relação à média eram então calculados e, juntamente com o novo vetor, gravados.

3.4 - CÁLCULO DE VARIÁVEIS

A partir das medidas obtidas pelo procedimento anteriormente citado, as seguintes variáveis puderam ser calculadas:

VARIÁVEIS GEOMÉTRICAS

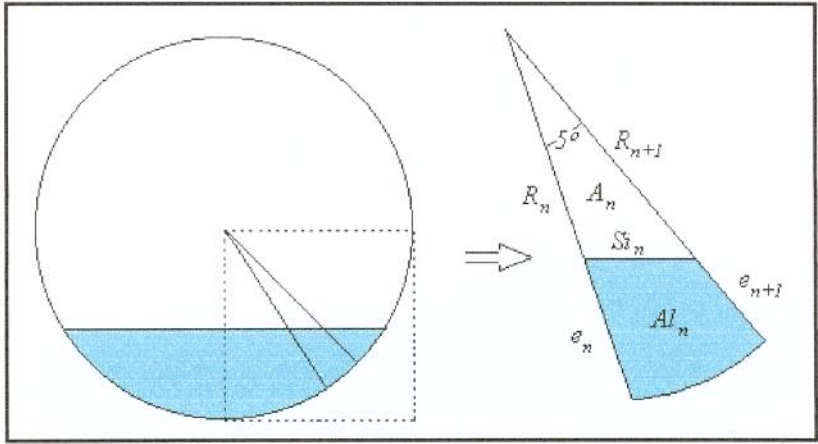


Figura 3f.8 - Elemento típico de caracterização

$$S_{i_n} = \sqrt{R_n^2 + R_{n+1}^2 - 2R_n R_{n+1} \cos(5^\circ)} \tag{3.13}$$

$$S_i = 2 \sum_{n=1}^{n_{\max}} S_{i_n} \tag{3.14}$$

$$A_n = \frac{1}{2} R_n R_{n+1} \sin(5^\circ) \tag{3.15}$$

$$A = 2 \sum_{n=1}^{n_{\max}} A_n \tag{3.16}$$

$n_{\max}$ é o número do arco para o qual ocorre $\beta_{\max}$

$$\theta = \frac{\beta_{\max}}{\pi} \tag{3.17}$$

$$S_1 = \pi D \theta \tag{3.18}$$

$$A_1 = \theta A_T - A \tag{3.19}$$

$$A_g = A_T - A_1 \tag{3.20}$$

$$\alpha = \frac{A_g}{A_T} \tag{3.21}$$

β_{eqp} é obtido numericamente de:

$$A_1 = \left(\frac{D}{2}\right)^2 \left[\beta_{eqp} - \sin(\beta_{eqp}) \cos(\beta_{eqp}) \right] \quad (3.22)$$

$$\theta_{eqp} = \frac{\beta_{eqp}}{\pi} \quad (3.23)$$

$$S_{i_{eqp}} = D \sin(\beta_{eqp}) \quad (3.24)$$

$$\theta_{eqc} = \frac{A_1}{e(D-e)\pi} \quad (3.25)$$

VARIÁVEIS FÍSICAS

$$\frac{dP}{dx} = \frac{\Delta P_{teste}}{3.14} \quad (3.26)$$

$$P_{sonda} = P_{atm} + 2.22 \frac{dP}{dx} \quad (3.27)$$

Os valores de ρ_g e μ_g na sonda de medição foram calculados através das equações (3.4) e (3.6), respectivamente, utilizando-se os valores medidos da temperatura da corrente gasosa e as pressões calculadas pela equação (3.27).

$$j_g = \frac{W_g}{\rho_g A_T} \quad (3.28)$$

$$j_l = \frac{W_l}{1012 A_T} \quad (3.29)$$

$$v_g = \frac{j_g}{\alpha} \quad (3.30)$$

$$v_l = \frac{j_l}{1-\alpha} \quad (3.31)$$

Os valores de f_g foram calculados através da equação (2.19) e os de τ_{wg} através da (2.8).

Nos casos em que a fração molhada do perímetro apresentou-se menor que a unidade ($\theta < 1$), a utilização da equação (2.7) permitiu determinar os valores de τ_i e, a partir disso, pela equação (2.21) os de f_i .

Já para os casos em que $\theta = 1$, admitido-se que do processo de dispersão de gotas do filme líquido no seio gasoso resulta um pseudo-gás, conforme comentado no capítulo 2, as equações (2.36) e (2.37) descreverão o balanço de quantidade de movimento do sistema ar-água.

Associado à tensão equivalente τ^* (definida na página 2.16 do capítulo anterior), chamou-se de fator de atrito interfacial aparente o valor resultante da seguinte relação:

$$f^* = \frac{2\tau^*}{\rho_g (v_g - v_l)^2} \quad (3.32)$$

Assim, para os casos onde $\theta = 1$, os valores obtidos experimentalmente para o gradiente de pressão, associados às características geométricas da interface, quando aplicados à equação (2.36), possibilitaram a obtenção dos valores de τ^* e f^* .

CAPÍTULO - 4

RESULTADOS EXPERIMENTAIS

Por meio das observações visuais sobre o comportamento da interface para todos os experimentos realizados, quatro comportamentos distintos foram caracterizados:

1) Interface plana, ocorrendo apenas quando as velocidades, tanto de gás quanto de líquido, foram muito baixas ($j_l \leq 0.02$ e $j_g \leq 3.5$, valores expressos em m/s);

2) Interface com ondulações regulares (bidimensionais ou tridimensionais) de baixa frequência, ocorrendo basicamente quando vazões de líquido e gás superiores às anteriormente citadas eram impostas ao sistema ($0.01 \leq j_l \leq 0.035$ e $3.5 \leq j_g \leq 12.0$, expressos em m/s);

3) Interface com ondulações irregulares apresentando ondas de grande período e grande amplitude sobrepostas por uma espécie de ruído de formas e períodos muito irregulares mas de amplitudes semelhantes, ocorrendo quando, a partir das condições anteriores, eram aumentadas as vazões de gás e líquido ($j_l > 0.035$ e $3.5 \leq j_g \leq 12.0$, expressos em m/s);

4) Interface com relativamente grandes ondulações de curtos períodos, presença de gotas dispersas formando um fino filme líquido por toda a parte superior da parede da tubulação, ocorrendo sempre para as grandes vazões de gás, com uma certa independência das de líquido ($j_g > 12.0$ m/s).

O *Gráfico 4G.1* de espessuras de filme (mm) medidas na geratriz inferior do tubo versus tempo (s), apresentado a seguir, exemplifica os comportamentos citados.

Na sequência, as *Tabelas 4T.1.1 a 4T.1.6* apresentam os valores médios no tempo e os desvios padrão das medidas de espessura de filme a cada 5°.

As *Tabelas 4T.2 e 4T.3* apresentam as variáveis geométricas e físicas conseqüentes das medições experimentais. Os valores apresentados nas colunas *EspMed* e *Desvio*, da *Tabela 4T.2*, referem-se respectivamente, ao valor médio na seção do tubo e ao desvio padrão das medidas de espessura do filme para cada experimento.

Nos tipos de regime apresentados em 4T.3, *Estratificado e Filme Anular* representam respectivamente: filme líquido molhando apenas a parte inferior do tubo e filme principal na parte inferior com coalescência de gotas na parte superior, formando uma fina e contínua película líquida.

Os valores apresentados nas colunas τ e f , da Tabela 4T.3, referem-se a τ_i e f_i quando $\theta < 1$ e, τ^* e f^* quando $\theta = 1$.

As Figuras 4f.1 a 4f.8, como um corte transversal na seção de testes, permitem a visualização da distribuição circunferencial do filme para cada experimento (assumiu-se que a distribuição do filme se dá de forma simétrica em relação ao eixo vertical).

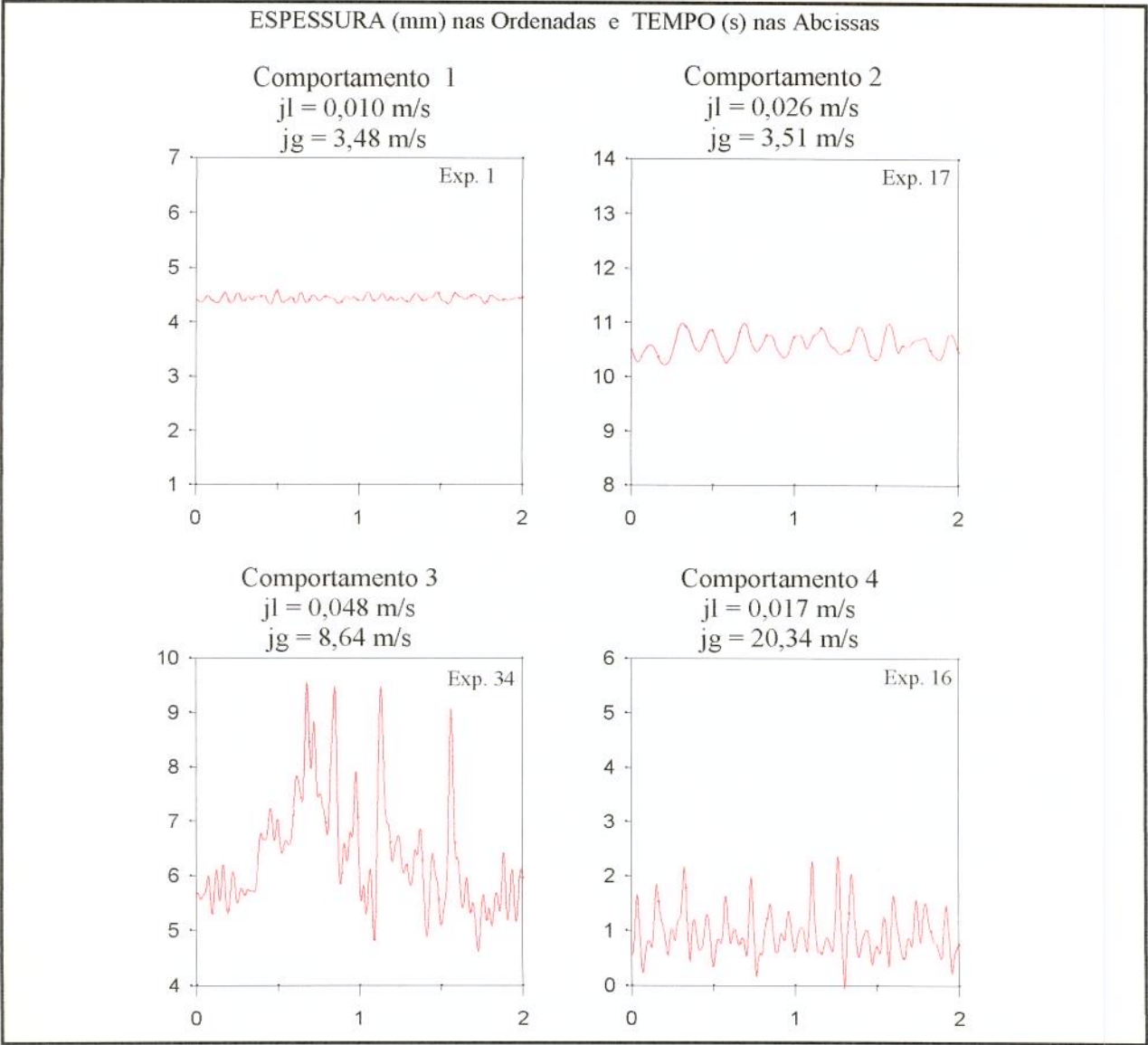


Gráfico 4G.1 - Medida da espessura do filme de líquido ao longo do tempo

Esp - Espessura de Filme (valores médios no tempo)

DP - Desvio Padrão

Valores expressos em mm

Exp	1		2		3		4		5		6		8		7	
Graus	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP
0	4,612	0,049	4,066	0,413	3,465	0,655	1,854	0,742	1,294	0,434	1,011	0,320	0,893	0,286	0,778	0,275
5	4,593	0,048	3,895	0,445	3,422	0,557	1,779	0,701	1,222	0,386	0,969	0,299	0,870	0,288	0,732	0,259
10	4,142	0,039	3,648	0,440	3,090	0,633	1,608	0,633	1,105	0,342	0,921	0,274	0,828	0,264	0,709	0,270
15	3,816	0,034	3,494	0,428	2,574	0,628	1,368	0,524	1,008	0,313	0,813	0,269	0,766	0,269	0,663	0,247
20	2,845	0,028	2,996	0,420	2,022	0,387	1,132	0,499	0,878	0,319	0,723	0,256	0,697	0,250	0,606	0,233
25	2,310	0,022	2,101	0,248	1,477	0,349	0,808	0,408	0,692	0,314	0,624	0,256	0,608	0,231	0,541	0,221
30	1,496	0,014	1,543	0,114	1,097	0,203	0,575	0,360	0,519	0,296	0,486	0,248	0,523	0,215	0,458	0,209
35	1,035	0,014	1,005	0,096	0,493	0,277	0,397	0,303	0,343	0,257	0,396	0,223	0,445	0,197	0,397	0,181
40	0,381	0,038	0,311	0,130	0,254	0,171	0,212	0,206	0,195	0,190	0,309	0,197	0,365	0,191	0,331	0,166
45	0,014	0,047	0,062	0,060	0,017	0,039	0,108	0,120	0,085	0,111	0,208	0,157	0,289	0,155	0,285	0,153
50	0	0	0,003	0,049	0,009	0,036	0,041	0,056	0,020	0,071	0,134	0,117	0,223	0,128	0,222	0,130
55	0	0	0,001	0,049	0,005	0,037	0,013	0,037	0,009	0,053	0,082	0,082	0,156	0,094	0,171	0,105
60	0	0	0	0	0,001	0,037	0,012	0,040	0,001	0,046	0,039	0,060	0,106	0,063	0,126	0,082
65	0	0	0	0	0	0	0,003	0,036	0,005	0,045	0,016	0,046	0,066	0,056	0,082	0,067
70	0	0	0	0	0	0	0	0	0,007	0,044	0,009	0,045	0,032	0,042	0,039	0,050
75	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,002	0,045	0,007	0,036	0,024	0,048
80	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,001	0,045	0,001	0,036	0,006	0,042
85	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,001	0,036	0,003	0,042
90	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
95	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
100	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
105	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
110	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
115	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
120	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
125	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
130	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
135	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
140	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
145	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
150	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
155	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
160	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
165	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
170	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
175	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
180	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Tabela 4T.1.1

$W_l = 0,0113 \text{ Kg/s}$

$0,0045 \leq W_g \leq 0,0291 \text{ Kg/s}$

Esp - Espessura de Filme (valores médios no tempo)

DP - Desvio Padrão

Valores expressos em mm

Exp	9		10		11		12		13		14		15		16	
Graus	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP
0	7,0491	0,633	5,787	0,39	3,963	1,143	2,2109	1,016	1,893	0,876	1,316	0,620	1,077	0,462	0,947	0,395
5	6,8892	0,451	5,655	0,45	3,757	1,185	2,0893	0,934	1,757	0,826	1,308	0,591	1,077	0,463	0,942	0,395
10	6,6122	0,202	5,551	0,433	3,79	0,908	1,9335	0,95	1,627	0,736	1,234	0,582	1,026	0,440	0,907	0,353
15	6,4048	0,274	5,138	0,457	3,441	0,972	1,7188	0,842	1,526	0,681	1,132	0,484	0,946	0,384	0,864	0,333
20	5,9186	0,309	4,567	0,506	2,772	1,038	1,4359	0,735	1,219	0,494	1,018	0,386	0,870	0,366	0,800	0,316
25	5,2955	0,27	4,068	0,447	2,168	0,879	1,1373	0,581	1,061	0,498	0,890	0,371	0,774	0,303	0,733	0,281
30	4,5934	0,208	3,03	0,424	1,595	0,682	0,8774	0,436	0,869	0,369	0,780	0,309	0,650	0,277	0,653	0,275
35	3,57	0,183	2,147	0,424	1,031	0,795	0,6599	0,401	0,681	0,335	0,640	0,322	0,585	0,260	0,589	0,253
40	2,3375	0,167	1,356	0,217	0,774	0,619	0,4608	0,318	0,535	0,287	0,545	0,276	0,519	0,246	0,525	0,240
45	1,4841	0,151	0,727	0,238	0,397	0,545	0,2424	0,378	0,404	0,242	0,438	0,257	0,430	0,226	0,458	0,205
50	1,0693	0,131	0,227	0,171	0,156	0,24	0,1843	0,182	0,226	0,207	0,362	0,221	0,425	0,194	0,391	0,190
55	0,4412	0,172	0,062	0,07	0,061	0,14	0,0949	0,104	0,18	0,147	0,258	0,182	0,314	0,178	0,327	0,176
60	0,0493	0,037	0,009	0,033	0,043	0,134	0,0525	0,056	0,092	0,091	0,188	0,146	0,235	0,145	0,266	0,156
65	0,001	0,026	0,004	0,032	0,018	0,076	0,0332	0,53	0,063	0,078	0,128	0,104	0,182	0,108	0,213	0,133
70	0	0	0,001	0,032	0,003	0,034	0,0249	0,038	0,043	0,065	0,087	0,073	0,130	0,082	0,156	0,102
75	0	0	0	0	0,001	0,034	0,0058	0,037	0,026	0,051	0,055	0,056	0,080	0,063	0,124	0,083
80	0	0	0	0	0	0	0,0019	0,033	0,014	0,041	0,032	0,044	0,040	0,047	0,087	0,064
85	0	0	0	0	0	0	0	0	0,002	0,042	0,020	0,040	0,016	0,040	0,058	0,055
90	0	0	0	0	0	0	0	0	0,001	0,042	0,009	0,038	0,012	0,043	0,039	0,050
95	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,008	0,040	0,037	0,040	0,022	0,050
100	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,007	0,038	0,028	0,039	0,021	0,045
105	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,006	0,036	0,017	0,038	0,021	0,045
110	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,005	0,034	0,009	0,038	0,021	0,045
115	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,004	0,033	0,005	0,037	0,021	0,044
120	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,004	0,033	0,003	0,037	0,021	0,044
125	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,004	0,033	0,004	0,037	0,021	0,045
130	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,003	0,033	0,005	0,037	0,021	0,046
135	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,003	0,033	0,007	0,039	0,021	0,046
140	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,003	0,033	0,008	0,038	0,020	0,047
145	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,003	0,033	0,010	0,038	0,020	0,048
150	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,002	0,033	0,011	0,039	0,020	0,049
155	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,002	0,033	0,012	0,039	0,020	0,049
160	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,001	0,033	0,012	0,039	0,019	0,048
165	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,001	0,032	0,011	0,039	0,018	0,048
170	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,001	0,032	0,010	0,040	0,017	0,047
175	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,001	0,032	0,010	0,040	0,016	0,046
180	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,001	0,032	0,009	0,041	0,016	0,046

Tabela 4T.1.2

$W_l = 0,0199 \text{ Kg/s}$

$0,0045 \leq W_g \leq 0,0291 \text{ Kg/s}$

Esp - Espessura de Filme (valores médios no tempo)

DP - Desvio Padrão

Valores expressos em mm

Exp	17		18		19		20		21		22		23		24	
Graus	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP
0	10,617	0,213	6,772	0,489	4,194	1,25	2,662	1,09	2,037	0,974	1,488	0,789	1,322	0,71	1,16	0,551
5	10,623	0,221	6,7	0,527	4,151	1,215	2,662	1,061	1,976	0,898	1,466	0,725	1,276	0,647	1,146	0,547
10	10,501	0,269	6,511	0,539	3,951	1,225	2,482	1,085	1,836	0,918	1,377	0,657	1,209	0,587	1,093	0,499
15	10,047	0,276	6,372	0,52	3,697	1,317	2,192	1,012	1,703	0,842	1,27	0,577	1,18	0,589	1,013	0,432
20	9,69	0,248	5,885	0,493	3,246	1,338	1,921	0,87	1,477	0,702	1,158	0,536	1,035	0,461	0,956	0,389
25	9,056	0,285	5,344	0,495	2,636	1,343	1,27	0,805	1,249	0,637	1,007	0,437	0,942	0,407	0,883	0,354
30	8,238	0,255	4,524	0,484	2,055	1,238	1,24	0,666	1,013	0,491	0,87	0,406	0,823	0,34	0,773	0,322
35	7,417	0,307	3,315	0,518	1,447	1,014	0,936	0,54	0,806	0,443	0,726	0,361	0,717	0,304	0,69	0,292
40	6,058	0,304	2,15	0,487	0,971	0,978	0,652	0,431	0,603	0,365	0,612	0,304	0,621	0,28	0,625	0,257
45	4,506	0,38	1,314	0,283	0,585	0,713	0,439	0,359	0,436	0,309	0,499	0,277	0,537	0,262	0,555	0,24
50	2,511	0,286	0,699	0,287	0,325	0,509	0,263	0,267	0,302	0,252	0,388	0,252	0,459	0,241	0,472	0,219
55	1,237	0,139	0,252	0,198	0,155	0,301	0,142	0,181	0,202	0,201	0,307	0,21	0,367	0,215	0,401	0,201
60	0,25	0,134	0,036	0,063	0,079	0,207	0,068	0,114	0,127	0,147	0,232	0,178	0,298	0,186	0,35	0,178
65	0,027	0,044	0,017	0,052	0,034	0,114	0,03	0,07	0,075	0,099	0,171	0,143	0,245	0,157	0,295	0,157
70	0,001	0,04	0,012	0,06	0,017	0,08	0,008	0,058	0,048	0,073	0,118	0,105	0,193	0,133	0,244	0,134
75	0	0	0,005	0,047	0,005	0,044	0,005	0,052	0,031	0,061	0,081	0,085	0,148	0,114	0,201	0,109
80	0	0	0,001	0,041	0,005	0,046	0,012	0,056	0,022	0,057	0,046	0,061	0,105	0,089	0,166	0,09
85	0	0	0	0	0,003	0,044	0,005	0,051	0,014	0,056	0,038	0,055	0,073	0,068	0,131	0,078
90	0	0	0	0	0	0	0,003	0,05	0,016	0,056	0,026	0,054	0,042	0,056	0,104	0,063
95	0	0	0	0	0	0	0,001	0,05	0,015	0,051	0,025	0,057	0,02	0,058	0,091	0,055
100	0	0	0	0	0	0	0	0	0,006	0,046	0,016	0,06	0,019	0,049	0,072	0,052
105	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,009	0,05	0,013	0,052	0,067	0,051
110	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,019	0,054	0,015	0,053	0,054	0,048
115	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,012	0,051	0,009	0,052	0,058	0,049
120	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,013	0,052	0,012	0,052	0,051	0,046
125	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,014	0,053	0,012	0,052	0,051	0,046
130	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,015	0,053	0,012	0,052	0,051	0,046
135	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,014	0,053	0,011	0,051	0,051	0,046
140	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,013	0,052	0,011	0,051	0,052	0,046
145	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,012	0,052	0,01	0,05	0,052	0,046
150	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,011	0,051	0,01	0,05	0,052	0,046
155	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,012	0,051	0,01	0,05	0,04	0,045
160	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,012	0,052	0,011	0,05	0,03	0,044
165	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,015	0,053	0,012	0,05	0,02	0,043
170	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,016	0,054	0,013	0,05	0,01	0,042
175	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,017	0,055	0,014	0,049	0,007	0,04
180	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,018	0,056	0,014	0,049	0,005	0,039

Tabela 4T.1.3

$W_i = 0,0301 \text{ Kg/s}$

$0,0045 \leq W_g \leq 0,0291 \text{ Kg/s}$

Esp - Espessura de Filme (valores médios no tempo)

DP - Desvio Padrão

Valores expressos em mm

Exp	29		30		31		32		28		27		26		25	
Graus	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP
0	11,032	0,3	7,462	0,673	5,031	1,528	3,402	1,425	2,598	1,268	1,783	0,986	1,447	0,788	1,32	0,714
5	11,317	0,292	7,52	0,784	4,966	1,529	3,348	1,442	2,561	1,241	1,771	0,966	1,504	0,895	1,312	0,755
10	11,169	0,223	7,327	0,683	4,709	1,68	3,153	1,447	2,397	1,216	1,659	0,942	1,419	0,774	1,258	0,715
15	10,737	0,266	6,957	0,811	4,353	1,667	2,866	1,361	2,181	1,148	1,526	0,9	1,317	0,715	1,158	0,595
20	10,414	0,254	6,248	0,89	3,896	1,799	2,39	1,215	1,909	1,073	1,374	0,686	1,201	0,595	1,067	0,51
25	9,993	0,282	5,83	0,663	3,238	1,757	2,02	1,125	1,576	0,834	1,184	0,595	1,039	0,502	0,945	0,429
30	9,363	0,255	5,172	0,865	2,532	1,699	1,593	0,924	1,31	0,747	1,026	0,513	0,908	0,417	0,847	0,373
35	8,562	0,273	3,998	0,85	1,907	1,503	1,214	0,679	0,98	0,582	0,854	0,409	0,779	0,366	0,728	0,342
40	7,658	0,263	3,017	1,036	1,329	1,208	0,894	0,555	0,82	0,451	0,721	0,352	0,683	0,316	0,648	0,309
45	6,336	0,323	1,661	0,582	0,879	0,867	0,679	0,46	0,628	0,401	0,584	0,34	0,565	0,297	0,553	0,275
50	4,587	0,35	1,048	0,542	0,563	0,687	0,466	0,34	0,457	0,329	0,477	0,285	0,466	0,267	0,471	0,259
55	2,503	0,297	0,514	0,437	0,333	0,437	0,311	0,261	0,332	0,264	0,372	0,257	0,388	0,237	0,397	0,237
60	1,179	0,119	0,166	0,209	0,203	0,309	0,176	0,176	0,246	0,236	0,272	0,215	0,309	0,219	0,334	0,209
65	0,34	0,133	0,107	0,181	0,107	0,198	0,106	0,13	0,146	0,139	0,213	0,171	0,249	0,19	0,281	0,185
70	0,117	0,1	0,036	0,093	0,078	0,153	0,049	0,057	0,095	0,108	0,127	0,148	0,181	0,144	0,206	0,169
75	0,013	0,052	0,014	0,039	0,029	0,056	0,026	0,047	0,055	0,069	0,107	0,115	0,138	0,12	0,176	0,138
80	0,004	0,04	0,008	0,039	0,021	0,035	0,014	0,039	0,036	0,052	0,072	0,085	0,095	0,096	0,127	0,114
85	0	0	0,011	0,038	0,015	0,037	0,012	0,038	0,025	0,046	0,032	0,052	0,072	0,081	0,09	0,092
90	0	0	0,007	0,037	0,002	0,037	0,006	0,033	0,012	0,039	0,027	0,053	0,052	0,067	0,068	0,081
95	0	0	0	0	0,009	0,033	0,008	0,037	0,01	0,04	0,013	0,04	0,032	0,06	0,047	0,063
100	0	0	0	0	0,002	0,033	0,008	0,036	0,013	0,037	0,013	0,048	0,019	0,054	0,025	0,055
105	0	0	0	0	0	0	0,003	0,036	0,011	0,038	0,003	0,04	0,014	0,053	0,009	0,048
110	0	0	0	0	0	0	0,003	0,035	0,009	0,037	0,007	0,041	0,013	0,056	0,006	0,041
115	0	0	0	0	0	0	0	0	0,009	0,037	0,006	0,04	0,012	0,055	0,008	0,043
120	0	0	0	0	0	0	0	0	0,008	0,037	0,005	0,04	0,014	0,054	0,012	0,044
125	0	0	0	0	0	0	0	0	0,008	0,037	0,004	0,04	0,018	0,053	0,016	0,045
130	0	0	0	0	0	0	0	0	0,007	0,036	0,004	0,039	0,022	0,052	0,019	0,046
135	0	0	0	0	0	0	0	0	0,007	0,036	0,004	0,039	0,024	0,053	0,022	0,046
140	0	0	0	0	0	0	0	0	0,006	0,036	0,004	0,039	0,025	0,053	0,026	0,047
145	0	0	0	0	0	0	0	0	0,006	0,036	0,003	0,039	0,025	0,053	0,028	0,047
150	0	0	0	0	0	0	0	0	0,0061	0,036	0,003	0,039	0,025	0,054	0,029	0,048
155	0	0	0	0	0	0	0	0	0,0061	0,036	0,003	0,039	0,025	0,054	0,028	0,048
160	0	0	0	0	0	0	0	0	0,0061	0,036	0,003	0,04	0,025	0,054	0,027	0,047
165	0	0	0	0	0	0	0	0	0,0061	0,036	0,002	0,04	0,024	0,054	0,026	0,047
170	0	0	0	0	0	0	0	0	0,0061	0,036	0,002	0,04	0,024	0,054	0,024	0,046
175	0	0	0	0	0	0	0	0	0,0061	0,036	0,002	0,04	0,023	0,054	0,022	0,046
180	0	0	0	0	0	0	0	0	0,0061	0,036	0,002	0,04	0,022	0,054	0,019	0,045

Tabela 4T.1.4

$W_l = 0,0400 \text{ Kg/s}$

$0,0045 \leq W_g \leq 0,0291 \text{ Kg/s}$

Esp - Espessura de Filme (valores médios no tempo)

DP - Desvio Padrão

Valores expressos em mm

Exp	33		34		35		36		37		38		39		40	
Graus	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP
0	9,238	0,288	6,185	1,038	4,271	1,409	3,027	1,221	2,599	1,338	1,771	0,95	1,563	0,849	1,267	0,722
5	9,174	0,298	6,0963	1,056	4,211	1,262	3,005	1,298	2,549	1,274	1,761	0,946	1,519	0,852	1,224	0,584
10	9,071	0,248	5,9217	1,12	4,071	1,444	2,803	1,252	2,416	1,26	1,701	0,931	1,436	0,778	1,168	0,65
15	8,979	0,267	5,831	0,95	3,772	1,51	2,577	1,143	2,207	1,173	1,567	0,828	1,342	0,658	1,092	0,512
20	8,779	0,173	5,3513	0,884	3,35	1,488	2,278	1,083	1,953	1,138	1,442	0,802	1,211	0,654	0,998	0,512
25	8,591	0,212	4,6323	0,872	2,902	1,481	1,973	1,114	1,635	1,024	1,242	0,69	1,096	0,551	0,89	0,424
30	8,161	0,258	4,2434	0,971	2,138	1,294	1,582	0,972	1,365	0,776	1,1	0,579	0,933	0,412	0,799	0,372
35	7,767	0,211	3,633	1,219	1,893	1,235	1,266	0,719	1,105	0,67	0,912	0,474	0,818	0,379	0,696	0,33
40	7,135	0,297	2,6976	1,38	1,381	1,226	0,977	0,638	0,882	0,479	0,763	0,35	0,711	0,314	0,628	0,291
45	6,486	0,209	1,7213	1,309	0,982	0,859	0,727	0,537	0,68	0,429	0,639	0,32	0,606	0,289	0,554	0,265
50	5,488	0,402	1,1518	0,741	0,657	0,754	0,514	0,444	0,553	0,367	0,513	0,279	0,495	0,244	0,473	0,241
55	4,06	0,271	0,723	0,799	0,45	0,472	0,347	0,306	0,411	0,268	0,422	0,25	0,408	0,235	0,389	0,229
60	2,428	0,505	0,4248	0,548	0,291	0,335	0,237	0,259	0,296	0,263	0,346	0,218	0,351	0,206	0,334	0,208
65	1,162	0,31	0,1855	0,621	0,188	0,246	0,155	0,175	0,21	0,185	0,27	0,176	0,27	0,177	0,274	0,182
70	0,357	0,167	0,0718	0,23	0,095	0,169	0,089	0,125	0,14	0,133	0,198	0,146	0,223	0,155	0,228	0,151
75	0,035	0,037	0,016	0,113	0,07	0,14	0,051	0,076	0,102	0,099	0,163	0,127	0,162	0,113	0,192	0,129
80	0,006	0,019	0,006	0,06	0,033	0,063	0,023	0,032	0,068	0,066	0,115	0,079	0,128	0,095	0,149	0,098
85	0	0	0,0039	0,03	0,014	0,027	0,011	0,022	0,053	0,06	0,093	0,067	0,115	0,092	0,133	0,099
90	0	0	0,0039	0,03	0,008	0,02	0,009	0,022	0,033	0,039	0,06	0,042	0,069	0,054	0,113	0,077
95	0	0	0,0039	0,03	0,003	0,02	0,007	0,02	0,017	0,015	0,046	0,034	0,062	0,047	0,087	0,056
100	0	0	0	0	0,001	0,02	0,002	0,02	0,016	0,017	0,04	0,028	0,038	0,039	0,074	0,048
105	0	0	0	0	0,001	0,02	0,001	0,02	0,01	0,017	0,026	0,022	0,029	0,031	0,065	0,043
110	0	0	0	0	0	0	0	0	0,008	0,017	0,015	0,018	0,011	0,029	0,057	0,039
115	0	0	0	0	0	0	0	0	0,007	0,018	0,018	0,017	0,011	0,021	0,05	0,035
120	0	0	0	0	0	0	0	0	0,006	0,018	0,016	0,019	0,004	0,019	0,042	0,03
125	0	0	0	0	0	0	0	0	0,006	0,018	0,014	0,017	0,007	0,02	0,035	0,027
130	0	0	0	0	0	0	0	0	0,006	0,018	0,01	0,017	0,01	0,022	0,03	0,023
135	0	0	0	0	0	0	0	0	0,005	0,017	0,011	0,017	0,008	0,022	0,023	0,02
140	0	0	0	0	0	0	0	0	0,005	0,017	0,015	0,018	0,006	0,022	0,019	0,019
145	0	0	0	0	0	0	0	0	0,005	0,017	0,02	0,017	0,008	0,022	0,015	0,017
150	0	0	0	0	0	0	0	0	0,005	0,017	0,023	0,016	0,01	0,02	0,014	0,017
155	0	0	0	0	0	0	0	0	0,005	0,017	0,02	0,018	0,01	0,02	0,014	0,017
160	0	0	0	0	0	0	0	0	0,004	0,017	0,018	0,019	0,009	0,022	0,015	0,018
165	0	0	0	0	0	0	0	0	0,004	0,017	0,02	0,018	0,009	0,022	0,014	0,018
170	0	0	0	0	0	0	0	0	0,004	0,017	0,022	0,018	0,009	0,022	0,022	0,024
175	0	0	0	0	0	0	0	0	0,003	0,017	0,021	0,018	0,009	0,022	0,011	0,018
180	0	0	0	0	0	0	0	0	0,003	0,017	0,019	0,018	0,01	0,022	0,013	0,02

Tabela 4T.1.5

$W_l = 0,0550 \text{ Kg/s}$

$0,0045 \leq W_g \leq 0,0291 \text{ Kg/s}$

Esp - Espessura de Filme (valores médios no tempo)

DP - Desvio Padrão

Valores expressos em mm

Exp	41		42		43		44		45		46		47		48	
Graus	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP	Esp	DP
0	10,1	0,358	5,6407	1,097	4,814	1,425	3,317	1,267	2,848	1,287	2,032	1,175	1,777	0,978	1,579	0,897
5	10,02	0,368	6,0764	1,547	4,818	1,404	3,224	1,251	2,814	1,382	2,037	1,141	1,731	0,996	1,589	0,882
10	9,92	0,268	5,7664	1,572	4,571	1,631	3,037	1,256	2,61	1,277	1,911	1,021	1,668	0,934	1,515	0,901
15	9,78	0,377	5,5131	0,867	3,987	1,687	2,861	1,275	2,467	1,323	1,739	1,027	1,555	0,851	1,41	0,806
20	9,678	0,263	5,2722	1,458	3,776	1,839	2,512	1,32	2,108	1,166	1,589	0,854	1,43	0,738	1,308	0,727
25	9,521	0,295	4,7893	1,166	3,508	1,719	2,212	1,211	1,849	1,158	1,395	0,76	1,269	0,711	1,134	0,632
30	9,186	0,31	4,227	1,502	2,857	1,546	1,772	1,123	1,582	1,045	1,151	0,555	1,093	0,713	0,984	0,523
35	8,9	0,317	3,4842	1,651	2,225	1,643	1,464	0,973	1,234	0,812	0,999	0,529	0,934	0,56	0,877	0,447
40	8,33	0,507	2,578	1,468	1,68	1,393	1,193	0,869	0,992	0,686	0,848	0,478	0,797	0,396	0,747	0,335
45	7,65	0,543	1,8229	1,278	1,25	1,21	0,854	0,593	0,767	0,503	0,687	0,346	0,662	0,351	0,639	0,351
50	6,836	0,983	1,3703	1,48	0,878	1,049	0,617	0,47	0,566	0,426	0,553	0,318	0,55	0,312	0,541	0,288
55	5,384	1,014	0,5783	1,092	0,608	0,618	0,419	0,377	0,434	0,35	0,474	0,282	0,455	0,303	0,457	0,249
60	3,525	1,033	0,5405	1,198	0,384	0,501	0,281	0,304	0,289	0,278	0,375	0,249	0,362	0,252	0,393	0,238
65	2,283	0,788	0,4111	1,1	0,274	0,356	0,194	0,227	0,226	0,251	0,313	0,217	0,3	0,214	0,33	0,212
70	0,883	0,477	0,1966	0,915	0,142	0,213	0,111	0,163	0,149	0,178	0,255	0,189	0,229	0,176	0,27	0,183
75	0,163	0,117	0,121	0,471	0,076	0,134	0,065	0,126	0,085	0,117	0,172	0,125	0,19	0,159	0,217	0,148
80	0,047	0,124	0,104	0,525	0,045	0,088	0,028	0,06	0,053	0,076	0,144	0,106	0,145	0,125	0,187	0,129
85	0,01	0,019	0,0416	0,278	0,03	0,081	0,025	0,055	0,038	0,063	0,128	0,094	0,108	0,102	0,158	0,116
90	0,004	0,018	0,0189	0,09	0,013	0,022	0,01	0,022	0,032	0,048	0,08	0,079	0,092	0,078	0,122	0,097
95	0,004	0,015	0,0113	0,03	0,007	0,019	0,006	0,018	0,016	0,019	0,068	0,053	0,066	0,062	0,093	0,071
100	0,004	0,016	0,0057	0,02	0,005	0,015	0,005	0,019	0,016	0,026	0,058	0,045	0,047	0,045	0,083	0,071
105	0	0	0,0019	0,02	0,006	0,016	0,004	0,02	0,013	0,023	0,047	0,045	0,042	0,046	0,063	0,046
110	0	0	0	0	0,003	0,016	0,004	0,019	0,01	0,02	0,039	0,028	0,032	0,027	0,057	0,046
115	0	0	0	0	0,002	0,016	0,004	0,019	0,012	0,028	0,035	0,025	0,022	0,03	0,045	0,036
120	0	0	0	0	0,001	0,016	0,004	0,019	0,015	0,037	0,033	0,023	0,018	0,021	0,034	0,031
125	0	0	0	0	0	0	0,005	0,019	0,013	0,029	0,032	0,022	0,014	0,02	0,035	0,035
130	0	0	0	0	0	0	0,005	0,019	0,012	0,022	0,03	0,02	0,018	0,02	0,024	0,022
135	0	0	0	0	0	0	0,004	0,019	0,012	0,022	0,028	0,02	0,016	0,02	0,021	0,018
140	0	0	0	0	0	0	0,005	0,019	0,013	0,022	0,026	0,02	0,016	0,02	0,021	0,019
145	0	0	0	0	0	0	0,004	0,019	0,013	0,022	0,025	0,021	0,015	0,019	0,022	0,019
150	0	0	0	0	0	0	0,005	0,019	0,014	0,022	0,025	0,021	0,014	0,019	0,022	0,019
155	0	0	0	0	0	0	0,004	0,019	0,015	0,022	0,024	0,021	0,014	0,019	0,019	0,018
160	0	0	0	0	0	0	0,004	0,019	0,016	0,022	0,024	0,022	0,013	0,019	0,02	0,018
165	0	0	0	0	0	0	0,004	0,019	0,015	0,022	0,024	0,022	0,013	0,018	0,02	0,021
170	0	0	0	0	0	0	0,004	0,019	0,015	0,022	0,023	0,021	0,012	0,018	0,02	0,024
175	0	0	0	0	0	0	0,003	0,019	0,014	0,022	0,023	0,021	0,012	0,018	0,018	0,018
180	0	0	0	0	0	0	0,003	0,019	0,013	0,022	0,022	0,021	0,011	0,018	0,025	0,021

Tabela 4T.1.6

$W_l = 0,0700 \text{ Kg/s}$

$0,0045 \leq W_g \leq 0,0291 \text{ Kg/s}$

EXP	Espessura Média na Seção	Desvio Padrão na Seção	Sl	Sg	Si	Al	Ag	ALFA	β max
	mm	mm	mm	mm	mm	mm2	mm2		Graus
1	2,414	0,035	29,9	89,8	27,8	69,63	1070,46	0,93892	45
2	1,834	0,287	36,6	83,1	34,4	64,84	1075,25	0,94312	55
3	1,295	0,374	39,9	79,8	38,1	50,69	1089,4	0,95554	60
4	0,665	0,398	43,2	76,5	41,9	29,33	1110,76	0,97427	65
5	0,465	0,246	46,5	73,1	45,5	22,38	1117,71	0,98037	70
6	0,378	0,195	53,2	66,5	52,1	20,97	1119,12	0,98161	80
8	0,367	0,18	56,5	63,2	55,4	21,68	1118,41	0,98098	85
7	0,331	0,172	56,5	63,2	55,5	19,62	1120,48	0,98279	85
9	3,57	0,253	43,2	76,5	38,3	137,85	1002,24	0,87909	65
10	2,444	0,335	46,5	73,1	43	104,49	1035,6	0,90835	70
11	1,419	0,698	49,9	69,8	47,3	68,04	1072,05	0,94032	75
12	0,731	0,54	53,2	66,5	51,4	39,1	1100,99	0,96571	80
13	0,609	0,406	59,8	59,8	58,1	36,93	1103,16	0,96761	90
14	0,27	0,228	119,7	0	118	33,34	1106,75	0,97075	180
15	0,248	0,188	119,7	0	118,1	30,93	1109,16	0,97287	180
16	0,246	0,171	119,7	0	118,1	30,68	1109,42	0,97309	180
17	5,895	0,247	46,5	73,1	40,2	220,09	920	0,80695	70
18	2,82	0,382	53,2	66,5	48,6	133,37	1006,72	0,88302	80
19	1,455	0,879	56,5	63,2	53,3	78,28	1061,81	0,93134	85
20	0,803	0,578	63,2	56,5	61	50,19	1089,9	0,95598	95
21	0,633	0,471	66,5	53,2	64,4	42,29	1097,8	0,9629	100
22	0,312	0,276	119,7	0	117,8	38,28	1101,81	0,96642	180
23	0,306	0,254	119,7	0	117,8	37,63	1102,46	0,96699	180
24	0,315	0,216	119,7	0	117,7	38,86	1101,23	0,96591	180
29	6,049	0,242	53,2	66,5	45,1	251,98	888,11	0,77898	80
30	2,885	0,6	59,8	59,8	54,7	150,72	989,38	0,8678	90
31	1,546	1,073	66,5	53,2	62,6	95,91	1044,18	0,91587	100
32	0,935	0,726	73,1	46,5	70,1	66,4	1073,69	0,94176	110
28	0,471	0,484	119,7	0	117	55,9	1084,19	0,95097	180
27	0,366	0,367	119,7	0	117,5	44,44	1095,65	0,96102	180
26	0,342	0,316	119,7	0	117,6	41,76	1098,33	0,96337	180
25	0,321	0,281	119,7	0	117,7	39,44	1100,65	0,9654	180
33	5,594	0,269	53,2	66,5	43,2	245,25	894,84	0,78488	80
34	2,349	0,827	63,2	56,5	57,7	133,96	1006,13	0,8825	95
35	1,332	0,91	69,8	49,9	66	88,28	1051,81	0,92257	105
36	0,937	0,692	69,8	49,9	66,8	64,01	1076,08	0,94386	105
37	0,495	0,514	119,7	0	116,8	58,7	1081,39	0,94852	180
38	0,399	0,373	119,7	0	117,3	48,28	1091,81	0,95765	180
39	0,354	0,314	119,7	0	117,5	43,24	1096,85	0,96208	180
40	0,317	0,256	119,7	0	117,7	39,04	1101,05	0,96576	180
41	5,228	0,506	66,5	53,2	55,1	277,4	862,69	0,75668	100
42	2,128	1,098	69,8	49,9	64,4	134,63	1005,46	0,88191	105
43	1,37	1,015	79,8	39,9	75,4	102,27	1037,82	0,9103	120
44	0,62	0,589	119,7	0	116,3	71,99	1068,1	0,93686	180
45	0,547	0,569	119,7	0	116,6	64,35	1075,74	0,94355	180
46	0,451	0,429	119,7	0	117	54,15	1085,94	0,9525	180
47	0,407	0,392	119,7	0	117,2	49,24	1090,85	0,95681	180
48	0,392	0,357	119,7	0	117,3	47,64	1092,45	0,95821	180

Tabela 4T.2 - Variáveis geométricas obtidas a partir das medições de espessura de filme a cada 5°

Exp	REGIME	θ	θ_{eqp}	P_s Pa	ρ_g Kg/m3	μ_g 10-5 Pa.s	v_g m/s	v_l m/s	dP/dx Pa/m	f_g	τ_{wg} N/m2	τ N/m2	f
1	Estratificado	0,25	0,21678	95515,9	1,118	1,834	3,7617	0,1605	7,27	0,0083	0,06535	0,0688	0,0095
2	Estratificado	0,30556	0,21137	95340	1,121	1,827	7,3826	0,1723	18,16	0,007	0,21269	0,05377	0,0018
3	Estratificado	0,33333	0,1938	95470	1,122	1,828	9,6549	0,2204	31,79	0,0065	0,33956	0,19783	0,004
4	Estratificado	0,36111	0,16023	95526,3	1,127	1,822	12,2168	0,3809	57,67	0,0061	0,51212	0,59432	0,0075
5	Estratificado	0,38889	0,146	95510,8	1,122	1,828	14,6675	0,4992	96,27	0,0058	0,70267	1,23608	0,011
6	Estratificado	0,44444	0,14278	95536,2	1,123	1,828	18,9431	0,5328	153,49	0,0055	1,09937	1,8921	0,0099
8	Estratificado	0,47222	0,14441	95697,8	1,13	1,821	21,041	0,5154	181,65	0,0053	1,32678	2,15348	0,009
7	Estratificado	0,47222	0,13955	95764,4	1,127	1,826	23,0446	0,5696	212,08	0,0052	1,55293	2,51305	0,0088
9	Estratificado	0,36111	0,27767	95318	1,128	1,818	3,9792	0,1431	8,17	0,0082	0,07323	0,0675	0,0081
10	Estratificado	0,38889	0,25081	95245	1,129	1,816	7,6111	0,1888	20,44	0,0069	0,22666	0,10683	0,0034
11	Estratificado	0,41667	0,215	95282	1,13	1,816	9,7442	0,2899	37,24	0,0065	0,34708	0,33193	0,0066
12	Estratificado	0,44444	0,177	95264	1,129	1,816	12,385	0,5045	74,93	0,0061	0,52537	0,92574	0,0116
13	Estratificado	0,5	0,17353	95356	1,13	1,816	14,8345	0,5341	116,71	0,0058	0,72071	1,47456	0,0128
14	Anular	1	0,16749	95525	1,138	1,81	19,0638	0,5915	193,91	0,0054	1,12152	1,81844	0,0094
15	Anular	1	0,16319	95703,2	1,135	1,816	21,2168	0,6377	229,79	0,0053	1,35058	2,15757	0,009
16	Anular	1	0,16273	95891,7	1,146	1,805	23,1219	0,643	270,2	0,0052	1,57935	2,53764	0,0088
17	Estratificado	0,38889	0,33169	95618,9	1,132	1,818	4,3213	0,1352	9,08	0,0082	0,08635	0,05073	0,0051
18	Estratificado	0,44444	0,27429	95549,7	1,129	1,82	7,8274	0,2231	22,71	0,0069	0,23941	0,14275	0,0044
19	Estratificado	0,47222	0,22601	95400,4	1,126	1,822	9,8695	0,3801	45,87	0,0065	0,35476	0,49336	0,0097
20	Estratificado	0,52778	0,19313	95501,9	1,126	1,824	12,5536	0,5929	92,19	0,0061	0,53811	1,14887	0,0143
21	Estratificado	0,55556	0,18191	95514	1,123	1,827	14,9221	0,7036	143,5	0,0058	0,72622	1,8453	0,0163
22	Anular	1	0,17571	95657	1,13	1,821	19,1984	0,7773	208,9	0,0054	1,13207	1,95444	0,0102
23	Anular	1	0,17466	98779,8	1,167	1,821	20,835	0,7907	264,75	0,0053	1,33801	2,47815	0,0106
24	Anular	1	0,17663	95992,2	1,136	1,818	23,4145	0,7657	316,07	0,0052	1,60854	2,95729	0,0101
29	Estratificado	0,44444	0,34986	95325,9	1,122	1,826	4,5167	0,1565	11,81	0,0081	0,09325	0,09506	0,0089
30	Estratificado	0,5	0,28706	95361,7	1,121	1,828	8,0274	0,2617	28,16	0,0069	0,24979	0,23603	0,007
31	Estratificado	0,55556	0,24313	95421,3	1,122	1,827	10,0708	0,4113	55,4	0,0065	0,36782	0,61152	0,0117
32	Estratificado	0,61111	0,21316	95533,7	1,124	1,826	12,6747	0,5941	106,72	0,0061	0,54802	1,26982	0,0155
28	Anular	1	0,20058	95295	1,117	1,832	15,1995	0,7056	134,87	0,0058	0,74855	1,24953	0,0107
27	Anular	1	0,18509	95510,2	1,119	1,832	19,4923	0,8876	232,96	0,0054	1,15686	2,17288	0,0112
26	Anular	1	0,1811	95841,5	1,133	1,82	21,5386	0,9446	292,91	0,0053	1,38761	2,73615	0,0114
25	Anular	1	0,17754	96070,8	1,136	1,819	23,4249	1,0001	351,94	0,0052	1,61026	3,29165	0,0115
33	Estratificado	0,44444	0,34612	95332,8	1,115	1,834	4,5086	0,2217	14,99	0,0081	0,09208	0,16884	0,0165
34	Estratificado	0,52778	0,27474	95394	1,119	1,831	7,9083	0,406	43,14	0,0069	0,24194	0,51489	0,0164
35	Estratificado	0,58333	0,23597	95449,2	1,121	1,829	10,0094	0,616	68,12	0,0065	0,36306	0,81171	0,0164
36	Estratificado	0,58333	0,2104	95661	1,124	1,828	12,7309	0,8496	118,98	0,0061	0,55203	1,50477	0,019
37	Anular	1	0,20406	96060	1,138	1,817	15,1146	0,9265	164,39	0,0058	0,75053	1,52144	0,0133
38	Anular	1	0,19052	96175,8	1,14	1,816	19,3594	1,1265	262,94	0,0054	1,15718	2,44837	0,0129
39	Anular	1	0,18332	96219	1,139	1,818	21,5314	1,2578	328,33	0,0053	1,39227	3,06506	0,0131
40	Anular	1	0,1769	96075,2	1,132	1,824	23,5014	1,3931	399,63	0,0052	1,61608	3,73861	0,0135
41	Estratificado	0,55556	0,36361	95243,8	1,113	1,836	4,6879	0,2495	19,98	0,0081	0,09903	0,21713	0,0198
42	Estratificado	0,58333	0,27525	95239	1,115	1,833	7,8489	0,514	63,58	0,0069	0,23833	0,80783	0,0269
43	Estratificado	0,66667	0,24886	95402	1,119	1,83	10,1568	0,6767	92,19	0,0065	0,37295	1,07224	0,0213
44	Anular	1	0,21936	95003	1,114	1,831	12,8591	0,9613	138,51	0,0061	0,55881	1,27209	0,0161
45	Anular	1	0,2108	95102	1,114	1,832	15,35	1,0754	183,47	0,0058	0,76121	1,69267	0,0149
46	Anular	1	0,19835	95251,4	1,116	1,832	19,7201	1,2779	297,45	0,0054	1,1796	2,76143	0,0145
47	Anular	1	0,19184	95409,5	1,118	1,832	21,8948	1,4054	369,66	0,0053	1,41741	3,44088	0,0147
48	Anular	1	0,18964	95602,5	1,123	1,829	23,8094	1,4525	457,76	0,0052	1,64554	4,26469	0,0152

Tabela 4T.3

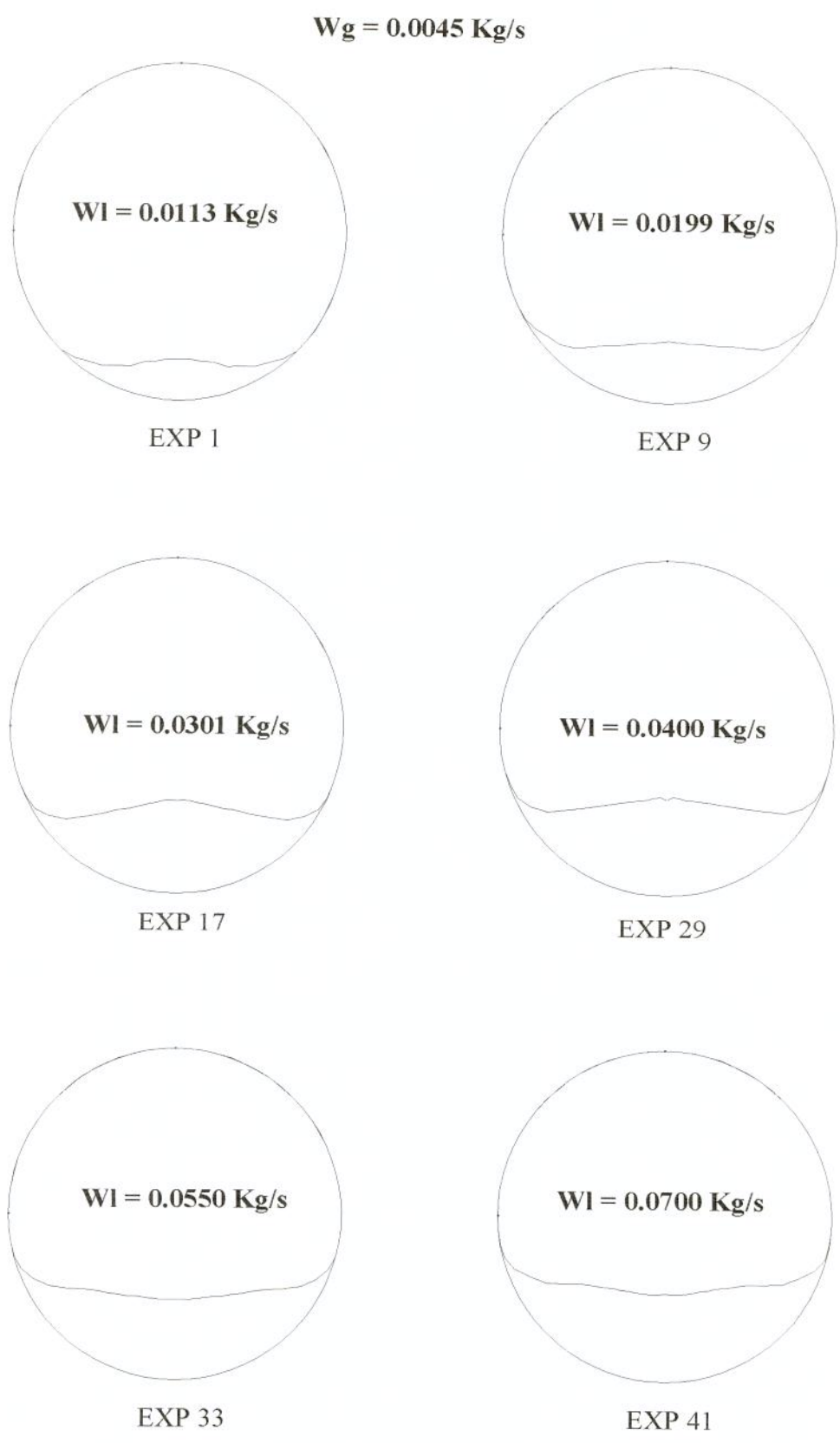


Figura 4f.1 - Distribuição circunferencial do filme líquido

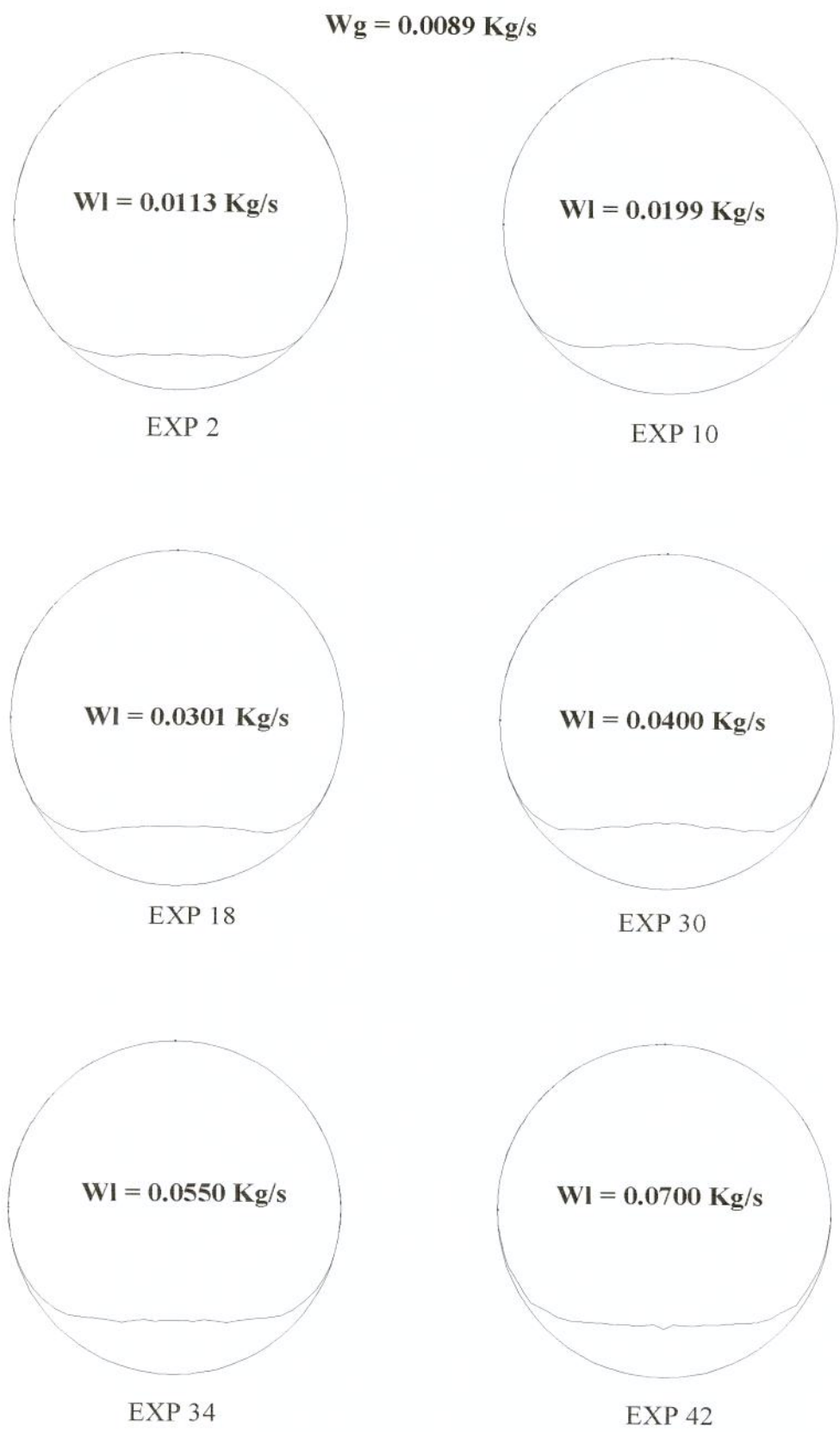


Figura 4f.2 - Distribuição circunferencial do filme líquido

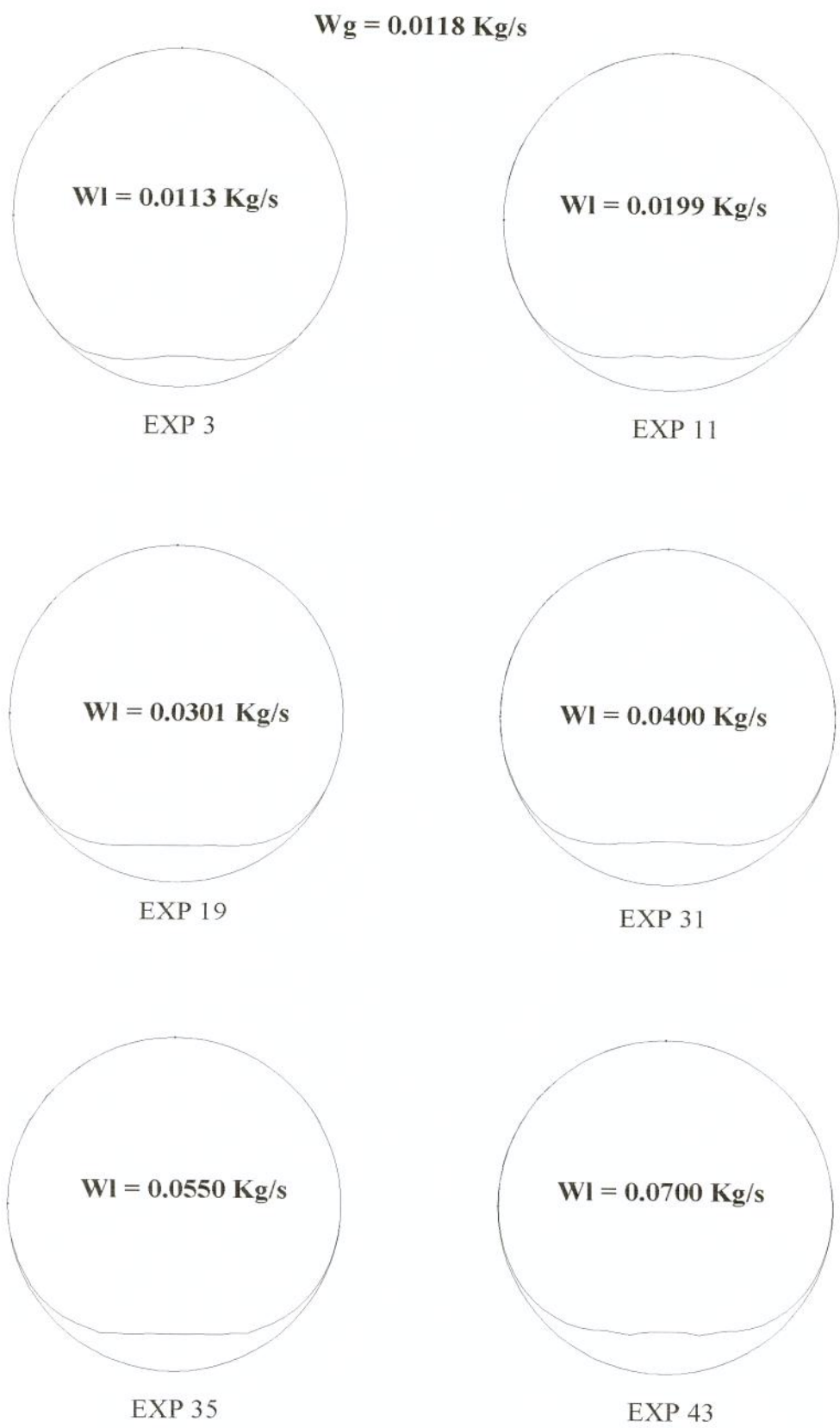


Figura 4f.3 - Distribuição circunferencial do filme líquido

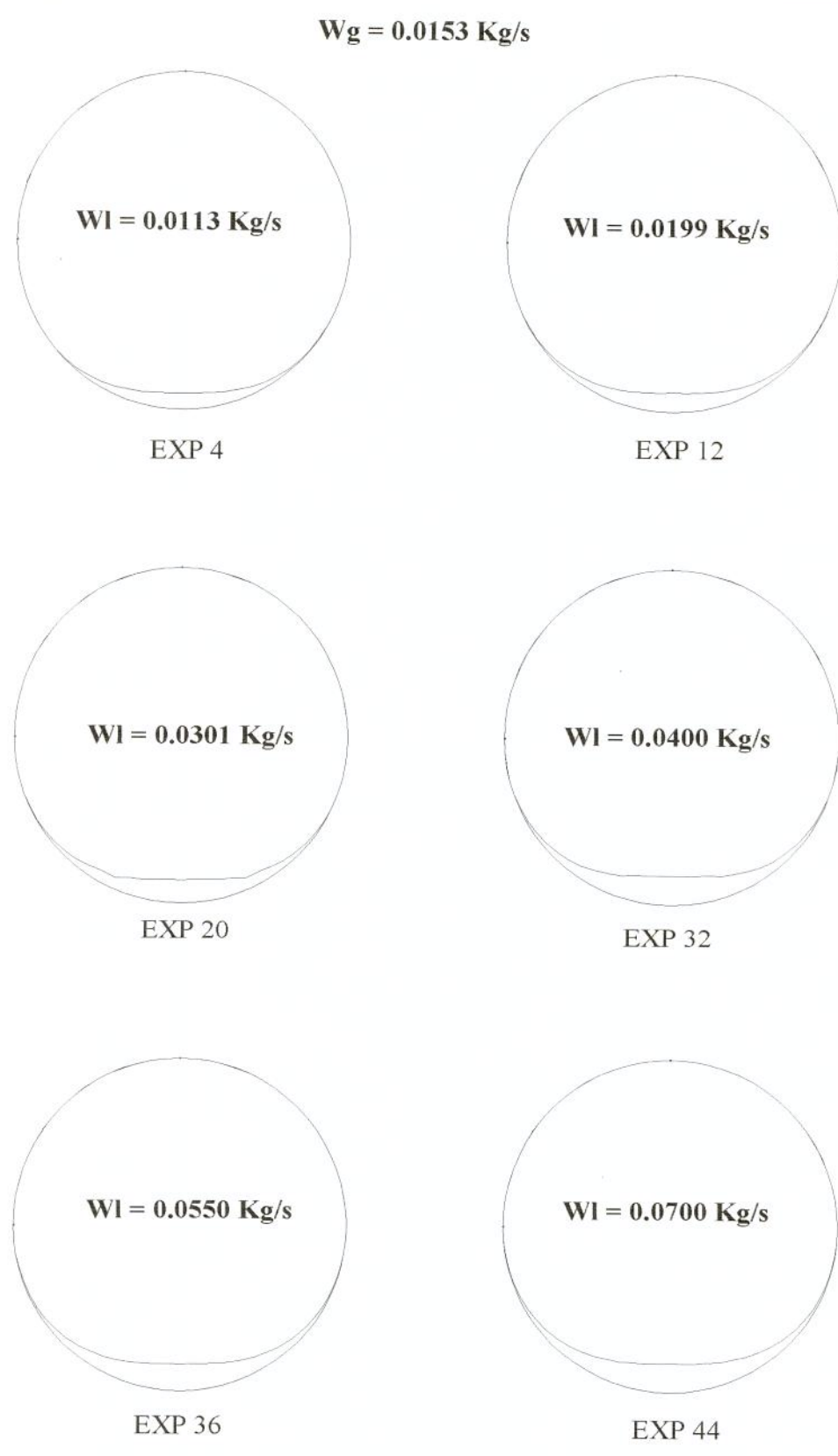


Figura 4f.4 - Distribuição circunferencial do filme líquido

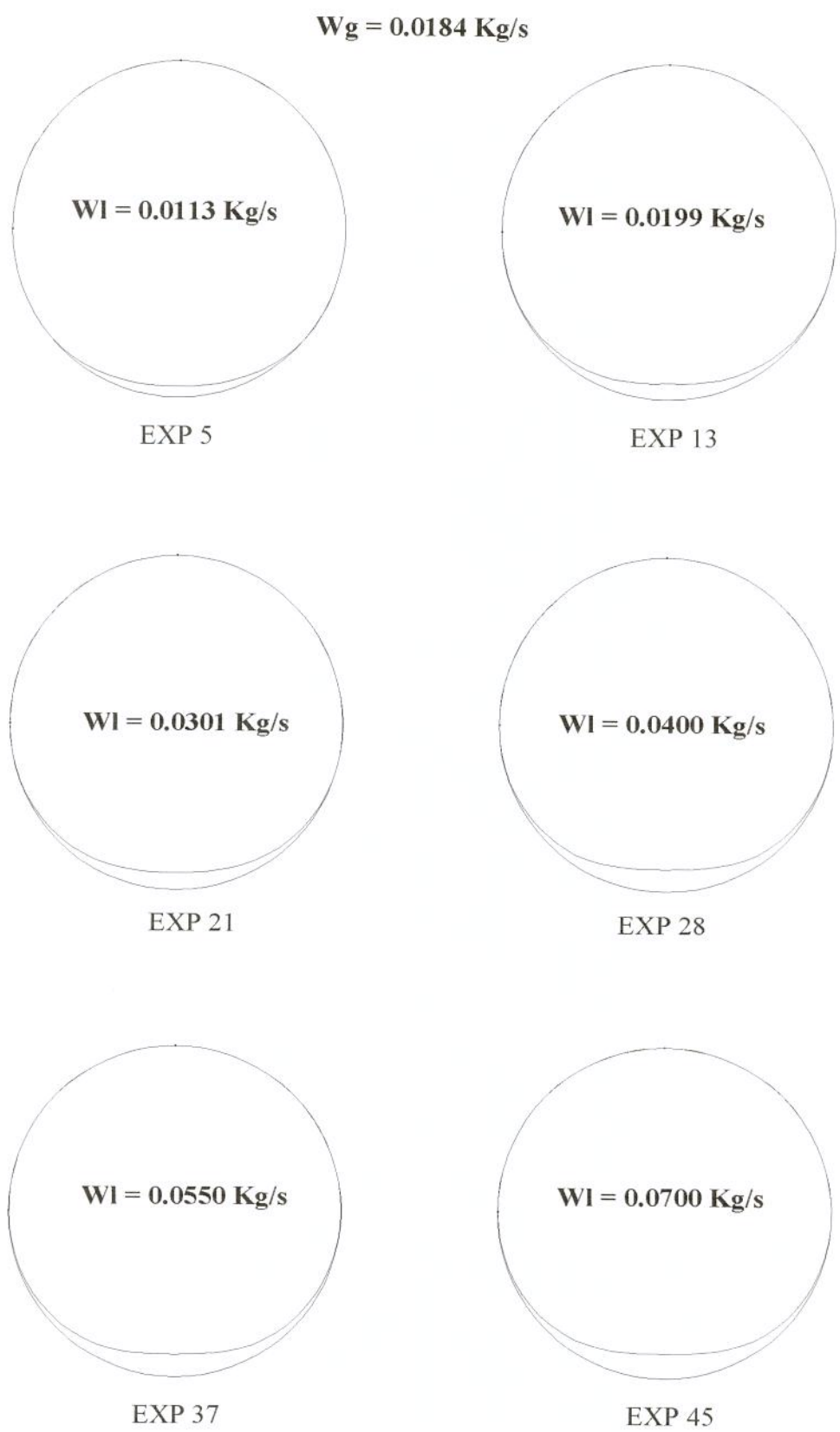


Figura 4f.5 - Distribuição circunferencial do filme líquido

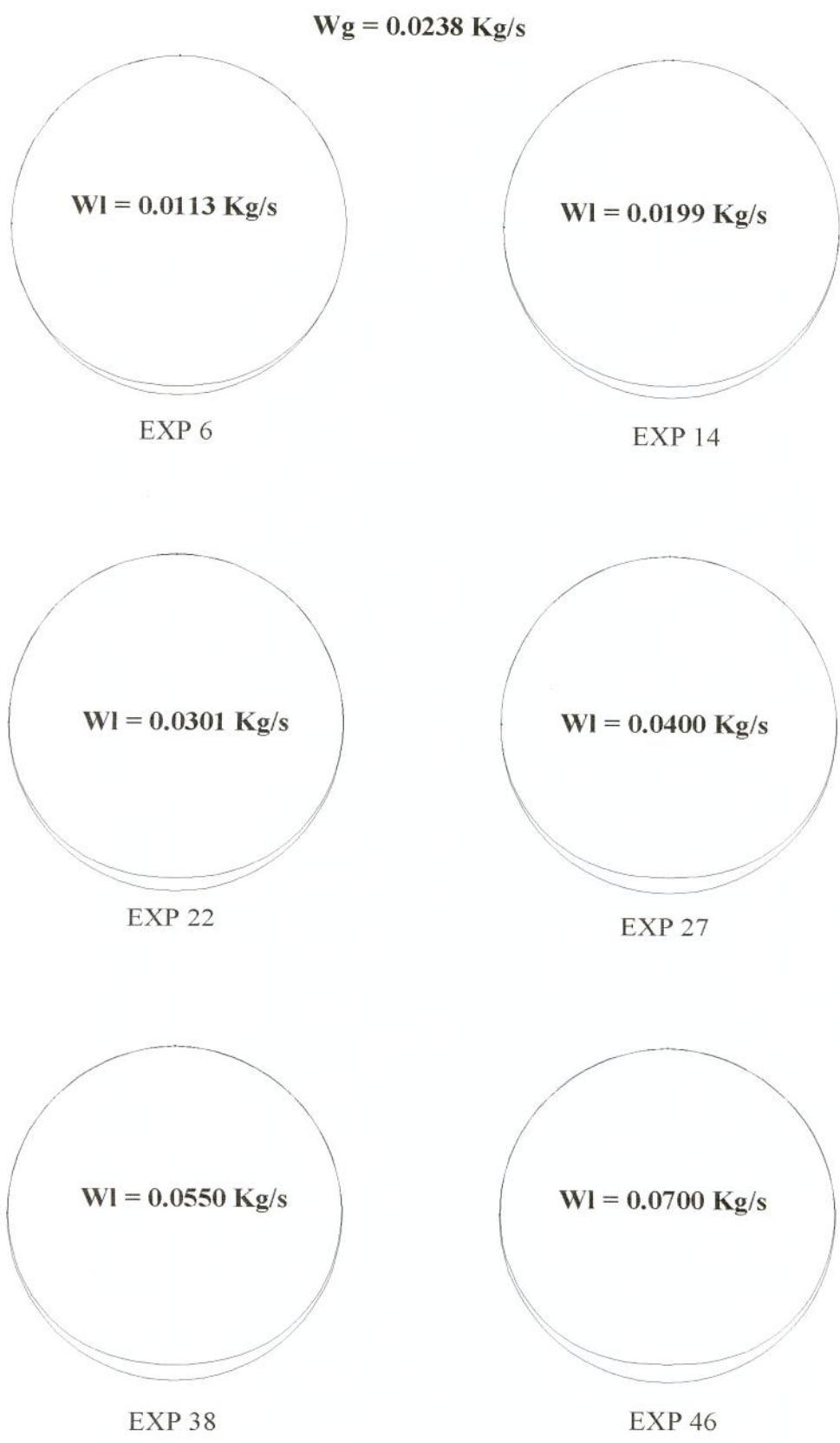


Figura 4f.6 - Distribuição circunferencial do filme líquido

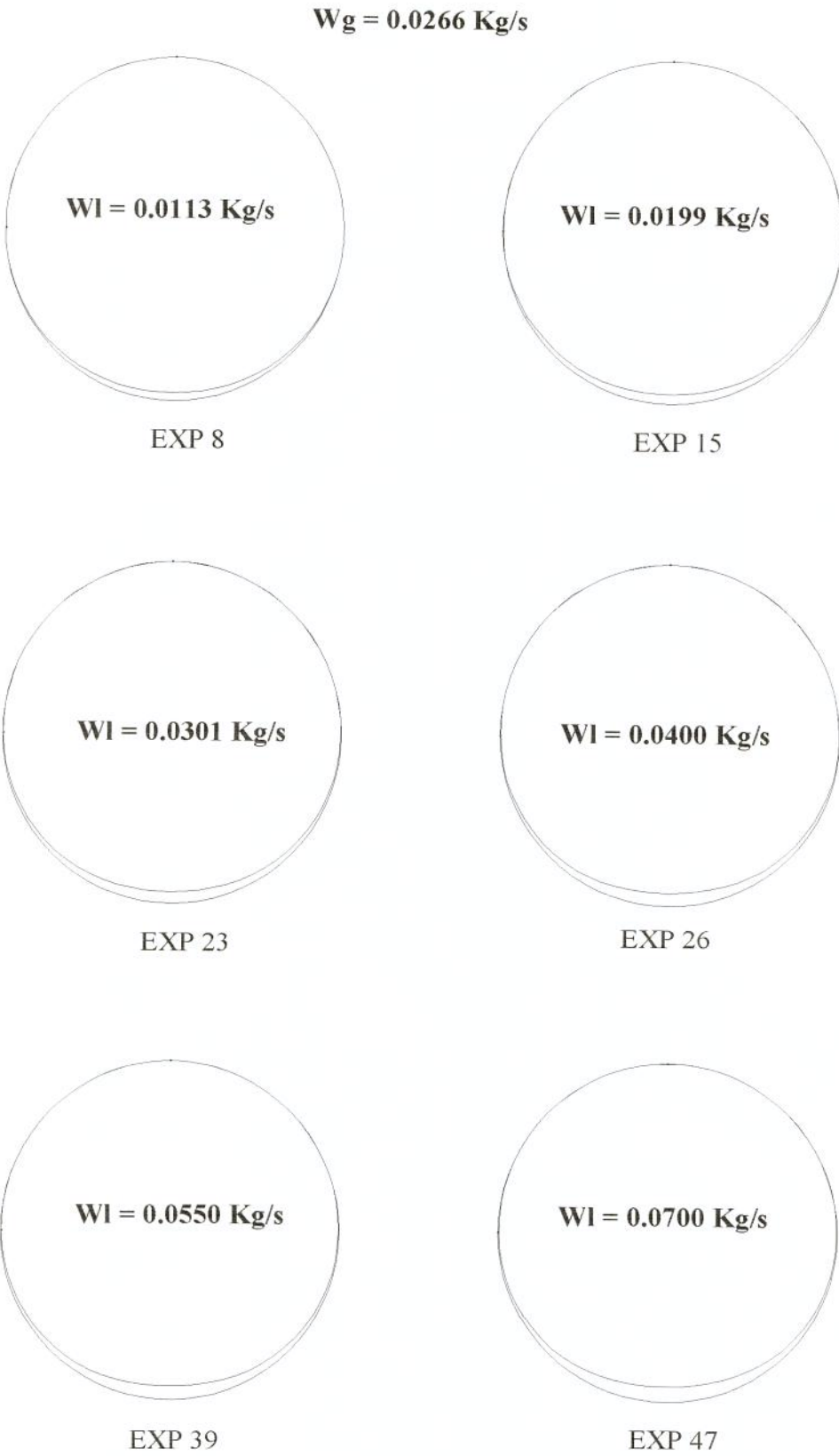


Figura 4f.7 - Distribuição circunferencial do filme líquido

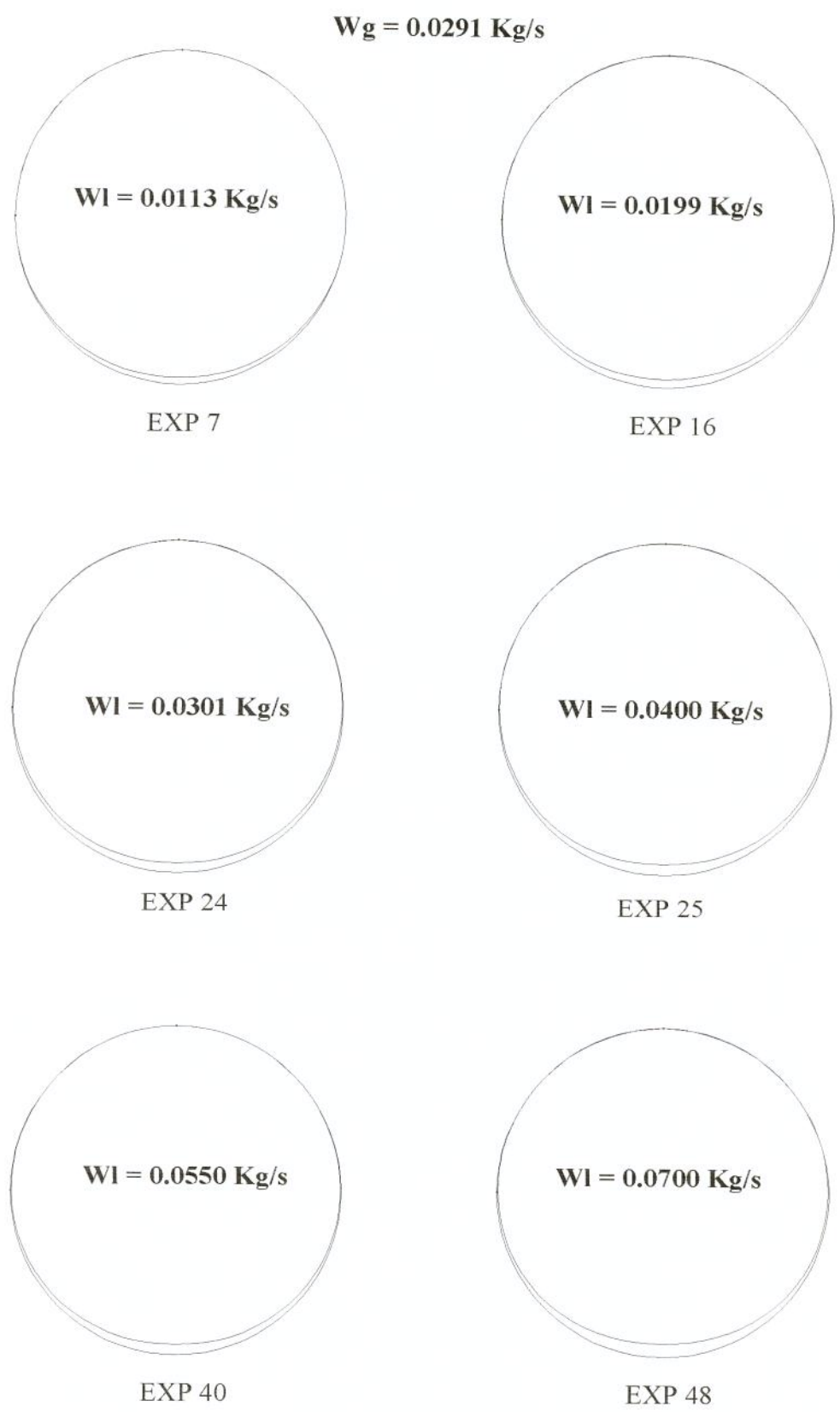


Figura 4f.8 - Distribuição circunferencial do filme líquido

CAPÍTULO - 5

ANÁLISES E PROPOSIÇÕES

5.1 - GEOMETRIA DA INTERFACE GÁS-LÍQUIDO

Uma primeira comparação, um dos objetivos deste trabalho, refere-se à geometria segundo a qual se distribui o filme líquido na tubulação.

As Figuras 4f.1 a 4f.8, apresentadas anteriormente, indicam, como já se havia realçado no capítulo 1, que à medida que as vazões gasosa e líquida se alteram, há uma notória modificação na forma geométrica do filme líquido. É observado, por exemplo, que a hipótese de interface plana pode ser admitida para alguns casos, com maior ou menor propriedade, mas certamente não pode ser validada para todos os experimentos. O mesmo pode-se dizer das hipóteses de Wallis (1969) (que adota a concepção do filme distribuído segundo um anel concêntrico ao tubo e de espessura uniforme), ou Hart et al. (1989) (setor de coroa de espessura constante).

Um outro aspecto relevante, ainda relativo à disposição geométrica do filme, refere-se à proposição feita por Hart et al. (1989) para a fração do perímetro do tubo molhada pelo líquido (eq. 2.31). Segundo esta proposição, o ângulo de subida do filme deveria crescer continuamente com o aumento do número de Froude do líquido, ou, em outras palavras, com o aumento da energia cinética imposta ao líquido. Os resultados, no entanto, demonstram haver um nítido salto no valor de θ . Este cresce continuamente com o aumento das vazões, pode atingir valores da ordem de 60% do perímetro do tubo mas, a partir desse ponto, passa imediatamente a assumir o valor 1. Isto resulta da quantidade de massa líquida que, dispersa no seio gasoso, acaba por ser depositada nas partes mais superiores da tubulação. Forma-se então, conforme já discutido no Capítulo 2, uma película de líquido que, apesar da espessura média muito fina, acaba por ocupar toda a superfície anteriormente seca da tubulação (ver Tabelas 4T.1.2 a 4T.1.6).

A Figura 5F.1, apresentando os gráficos dos valores de θ (calculados pela equação 2.31 e medidos) traçados versus j_g , evidencia o fato acima citado.

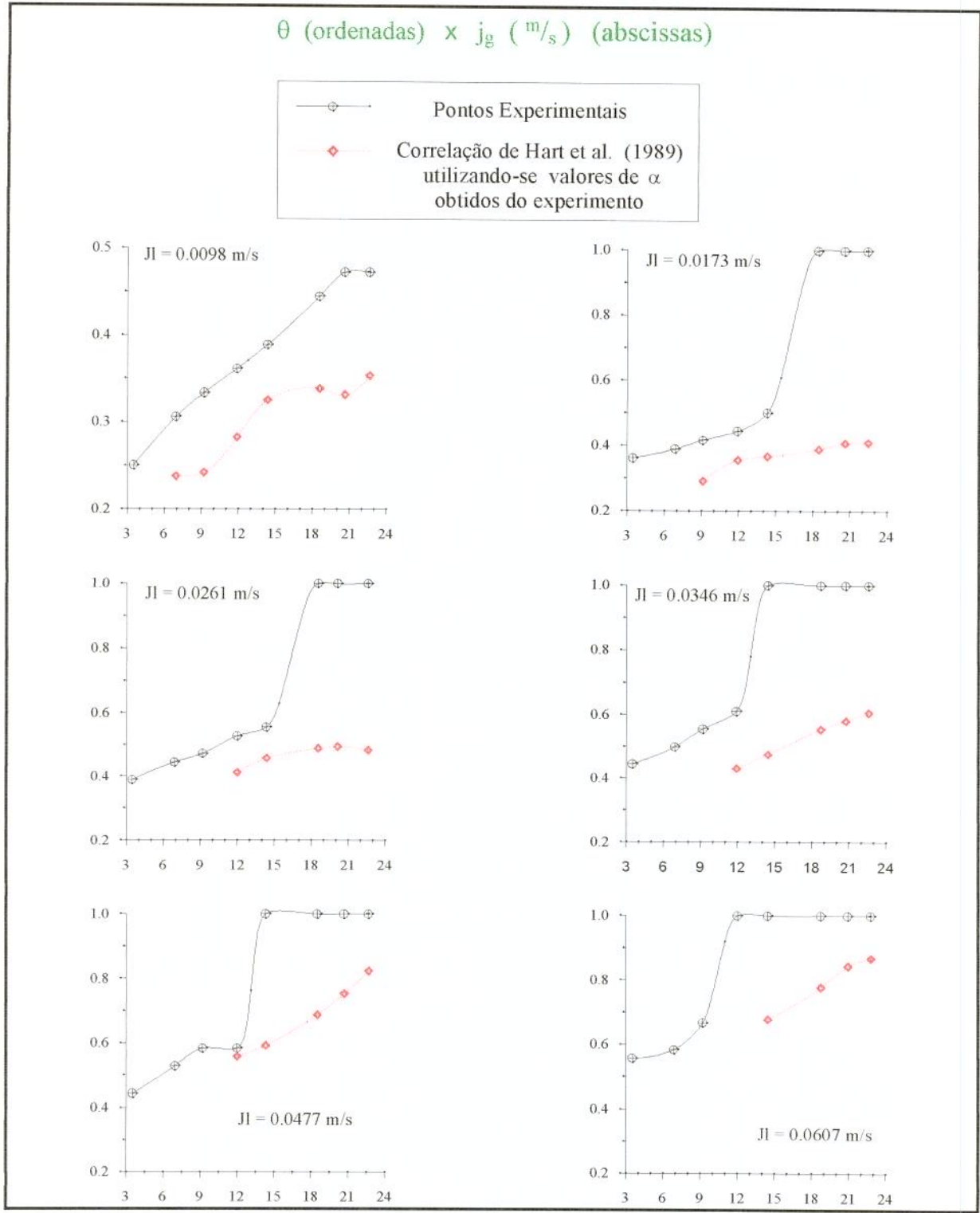


Figura 5F.1

Observa-se ainda no gráfico anterior uma grande diferença entre os valores previstos para θ pela equação 2.31 (calculados a partir dos valores experimentais de $\alpha \geq 0.94$) e aqueles obtidos experimentalmente. O motivo disto deve estar relacionado com os seguintes aspectos:

- a) A solução da equação 2.32, que pela proposta de Hart et al. (1989) geraria os valores de α a serem utilizados na equação 2.31, leva a frações de vazio inferiores àquelas obtidas experimentalmente (ver *Tabela 5.T.1*). Consequentemente, os valores de θ resultantes deste cálculo deverão ser necessariamente diferentes daqueles medidos.
- b) Todos os valores calculados por 2.32 são menores que 0.94 (limite mínimo de α para o qual os autores recomendam a utilização de seu modelo) e portanto não se poderia utilizar a equação 2.31 para o cálculo de θ nos experimentos realizados.

EXP	α_{Hart}	α_{Exp}	EXP	α_{Hart}	α_{Exp}	EXP	α_{Hart}	α_{Exp}
1	0,8054	0,93892	17	0,7399	0,80695	33	0,6949	0,78488
2	0,8603	0,94312	18	0,8083	0,88302	34	0,7706	0,8825
3	0,879	0,95554	19	0,8325	0,93134	35	0,7979	0,92257
4	0,8942	0,97427	20	0,8531	0,95598	36	0,8214	0,94386
5	0,9042	0,98037	21	0,8657	0,9629	37	0,8364	0,94852
6	0,9166	0,98161	22	0,8824	0,96642	38	0,8559	0,95765
8	0,9214	0,98098	23	0,8882	0,96699	39	0,8637	0,96208
7	0,9252	0,98279	24	0,894	0,96591	40	0,8696	0,96576
9	0,7689	0,87909	29	0,7195	0,77898	41	0,6756	0,75668
10	0,8316	0,90835	30	0,7914	0,8678	42	0,7529	0,88191
11	0,8534	0,94032	31	0,817	0,91587	43	0,7826	0,9103
12	0,8718	0,96571	32	0,8384	0,94176	44	0,8072	0,93686
13	0,8834	0,96761	28	0,8527	0,95097	45	0,8233	0,94355
14	0,8981	0,97075	27	0,8708	0,96102	46	0,8442	0,9525
15	0,9037	0,97287	26	0,8777	0,96337	47	0,8524	0,95681
16	0,9083	0,97309	25	0,8831	0,9654	48	0,8587	0,95821

Tabela 5.T.1

Diante de tal fato, este trabalho visou encontrar uma nova formulação para o equacionamento da fração do perímetro do tubo molhada pelo filme líquido. Antes de tudo, no entanto, note-se pela *Tabela 4T.3* que evidentemente a fração molhada pelo filme se apresenta diferente de 1 para todos os pontos cujo regime foi classificado como *Estratificado*, ou seja, para todos os experimentos onde a interface era predominantemente caracterizada por seu comportamento ondulatório. Assim, tendo em vista o agrupamento adimensional proposto por Taitel & Dukler (eq. 2.18) que

caracterizaria o comportamento ondulatório da interface, a fração θ/θ_{eqp} (que traduz o grau de deformidade da interface real em relação à plana) foi traçada contra $Fr_g Re_1^*$, como mostra o Gráfico 5G.1.

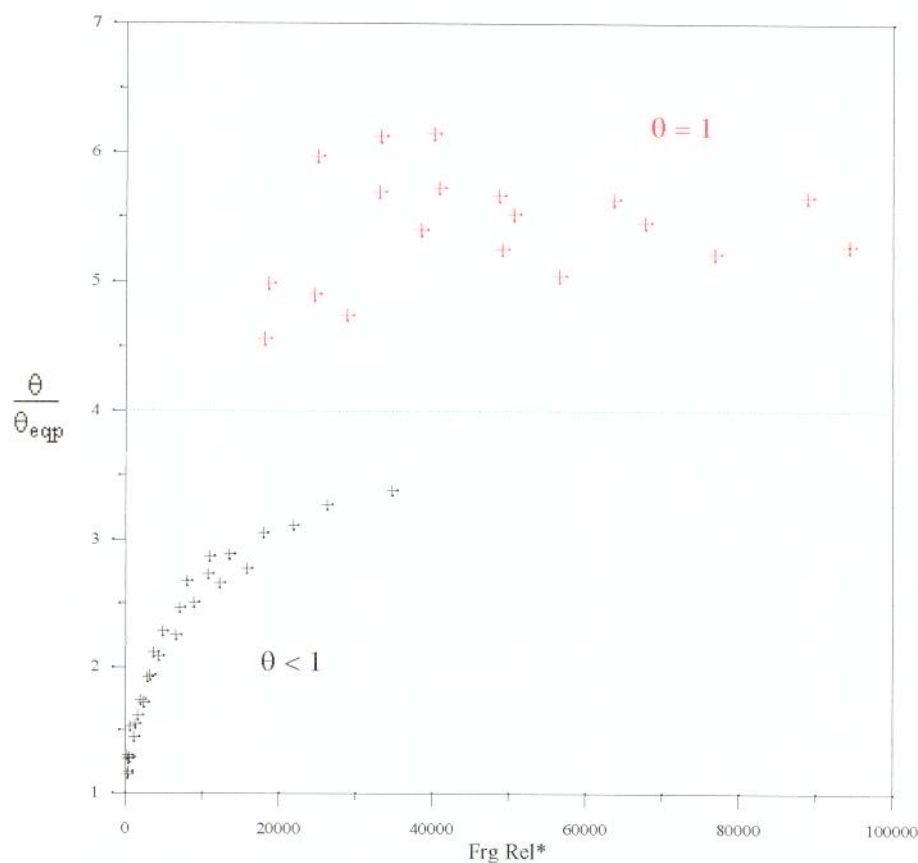


Gráfico 5G.1 - Fração Molhada do Perímetro para todos os experimentos

Observou-se que o escoamento anular ocorreu para todos os experimentos com $Fr_g Re_1^* > 19000$ e $Re_1^* > 23000$, enquanto que $\theta < 1$ ocorreu para os experimentos onde $Fr_g Re_1^* \leq 19000$ ou $Fr_g Re_1^* > 19000$, mas com $Re_1^* \leq 23000$.

O Gráfico 5G.2 apresenta a correlação entre a fração θ/θ_{eqp} e os adimensionais Fr_g e Re_1^* , obtida para os experimentos com escoamento estratificado.

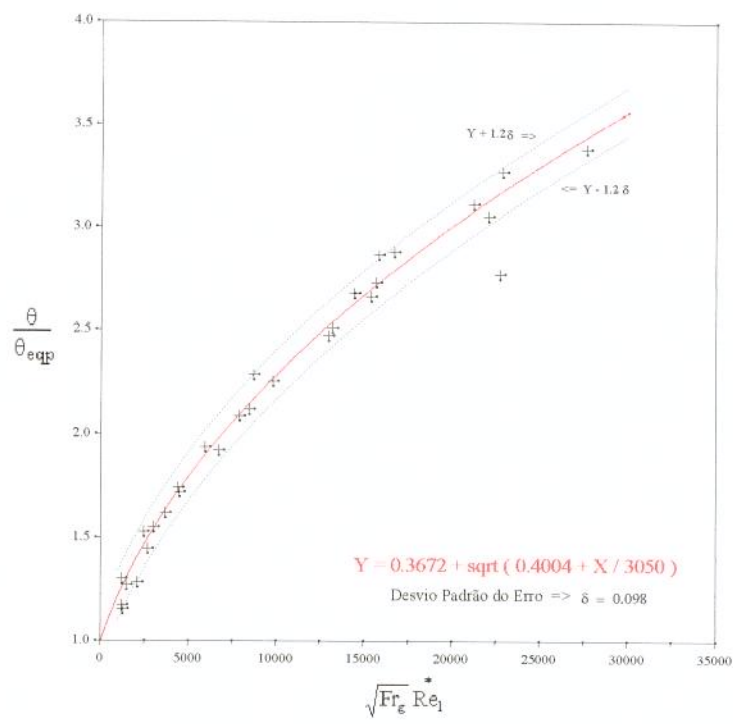


Gráfico 5G.2 - Correlação proposta para determinação de θ/θ_{eqp} em escoamentos estratificados

Estabelece-se então que:

$$\theta = \theta_{eqp} \left[0.3672 + \left(0.4004 + \frac{\sqrt{Fr_g^* Re_l}}{3050} \right)^{0.5} \right] \pm 8\% \tag{5.1}$$

para $Fr_g^* Re_l \leq 19000$ ou $Fr_g^* Re_l > 19000$ e $Re_l \leq 23000$

e,

$$\theta = 1 \quad \text{para} \quad Fr_g^* Re_l > 19000 \quad \text{e} \quad Re_l > 23000 \tag{5.2}$$

onde θ_{eqp} é calculado a partir das equações (3.21), (3.22) e (3.23) e representa, para um determinado α , o valor da fração de perímetro molhada relativa à geometria de interface plana equivalente.

Com a atenção ainda voltada para os aspectos geométricos da interface, foi obtida uma correlação para seu comprimento (S_i) em termos de θ , segundo funções do tipo $\left(\frac{S_i}{S_{i_{eqp}}}\right) = f\left(\frac{\theta}{\theta_{eqp}}\right)$, conforme apresenta o *Gráfico 5G.3*.

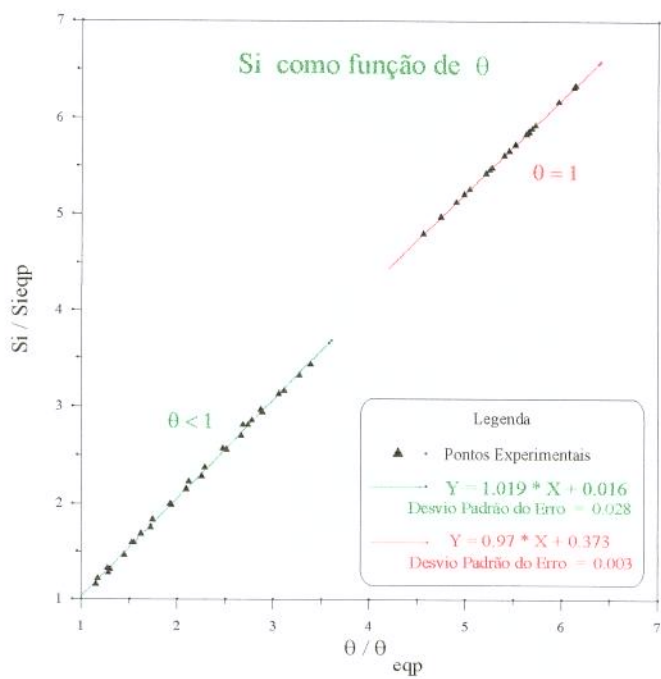


Gráfico 5G.3 - Correlação proposta para determinação de S_i

As variáveis, dessa maneira definidas, apresentam as seguintes relações:

para $\theta < 1$

$$S_i = S_{i_{eqp}} \left[1.022 \left(\frac{\theta}{\theta_{eqp}} \right) + 0.01 \right] \pm 3\%$$

(5.3)

para $\theta = 1$

$$S_i = S_{i_{eqp}} \left[0.97 \left(\frac{\theta}{\theta_{eqp}} \right) + 0.373 \right] \pm 0.1\%$$

(5.4)

As correlações propostas (eqs. 5.1 a 5.4), por serem funções das velocidades superficiais das fases, de suas propriedades e do diâmetro da tubulação, possibilitam, para um dado valor de α , obter-se as variáveis geométricas necessárias à solução do balanço de forças do sistema (S_l , S_g e S_i) independentemente da adoção de qualquer hipótese relativa à configuração espacial da distribuição de cada fase.

5.2 - A TRANSFERÊNCIA DE QDM NA INTERFACE EM ESCOAMENTOS ESTRATIFICADOS E ANULARES COM DISPERSÃO.

Obtidas as correlações para a geometria da interface gás-líquido, buscou-se identificar relações para o cálculo de τ_i e τ^* .

Dentro desta perspectiva, gráficos foram construídos tomando-se por base os dois aspectos que determinam o comportamento do escoamento, ou seja, o ondulatório e o dispersivo.

Para os casos em que a interface apresentou característica ondulatória, seguiu-se a premissa adotada anteriormente para a determinação da correlação para a subida do filme líquido, ou seja, tomar para as abcissas o produto dos adimensionais Fr_g e Re_l^* . Para as ordenadas, buscou-se um adimensional que pudesse traduzir as tensões de cisalhamento na interface observadas nesses experimentos (estratificado com interface ondulada). Como resultado, definiu-se um número adimensional aqui chamado Número de Froude da Interface (Fr_i) como sendo:

$$Fr_i = \frac{\tau_i}{gD\rho_g} \quad (5.5)$$

No Gráfico 5G.4 encontram-se traçadas as variáveis acima descritas para todos os experimentos onde $\theta < 1$.

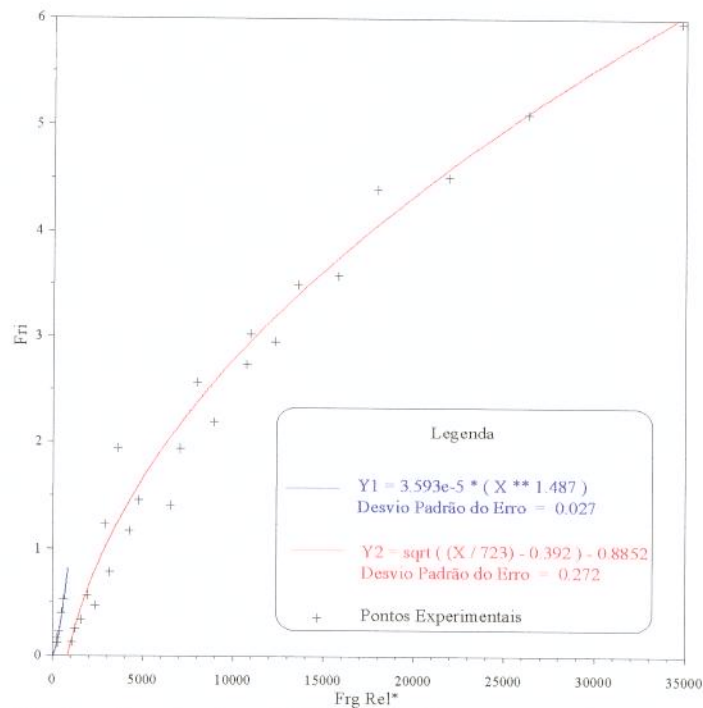


Gráfico 5G.4 - Correlações obtidas para Fr_i nos experimentos com $\theta < 1$

As curvas apresentadas no gráfico acima visam definir uma correlação entre os adimensionais Fr_i e $Fr_g Re_l^*$.

Nota-se haver dois comportamentos distintos de Fr_i (curvas Y1 e Y2). Tal fato já era esperado e é explicado considerando-se o critério de transição do padrão estratificado liso para o ondulado proposto por Taitel & Dukler, 1976 (equação 2.18). Para os experimentos ora realizados resultou ser $Fr_g Re_l^* = 850$ o valor característico dessa transição.

Desse modo, pode-se escrever que nos casos de escoamentos estratificados ($\theta < 1$):

para $Fr_g Re_l^* < 850$ $Fr_i = 3.593 \cdot 10^{-5} \left(Fr_g Re_l^* \right)^{1.487} \pm 0.045$ (5.6)

para $Fr_g Re_l^* \geq 850$ $Fr_i = \left\{ \left(\sqrt{\frac{Fr_g Re_l^*}{723} - 0.392} \right) - 0.8852 \right\} \pm 0.45$ (5.7)

Para os experimentos caracterizados por escoamentos com presença de processos de dispersão/deposição de gotas ($\theta=1$), utilizaram-se para as abcissas, dentro da idéia citada no capítulo 2, os números adimensionais We_g e Re_{sl} . Para as ordenadas optou-se pela utilização do fator de atrito aparente f^* definido conforme expressão abaixo:

$$f^* = \frac{2\tau^*}{\rho_g(v_g - v_l)^2} \tag{5.8}$$

As correlações propostas no Gráfico 5G.5 foram obtidas a partir da verificação da inter-relação da variável f^* com os adimensionais We_g e Re_{sl} de forma independente. Este procedimento apoiou-se no fato de que, na formulação sugerida por Ishii & Mishima (eq. 2.34) para a quantificação da massa líquida dispersa na corrente gasosa em escoamentos com dispersão/deposição de gotas, tais adimensionais são utilizados com expoentes distintos entre si.

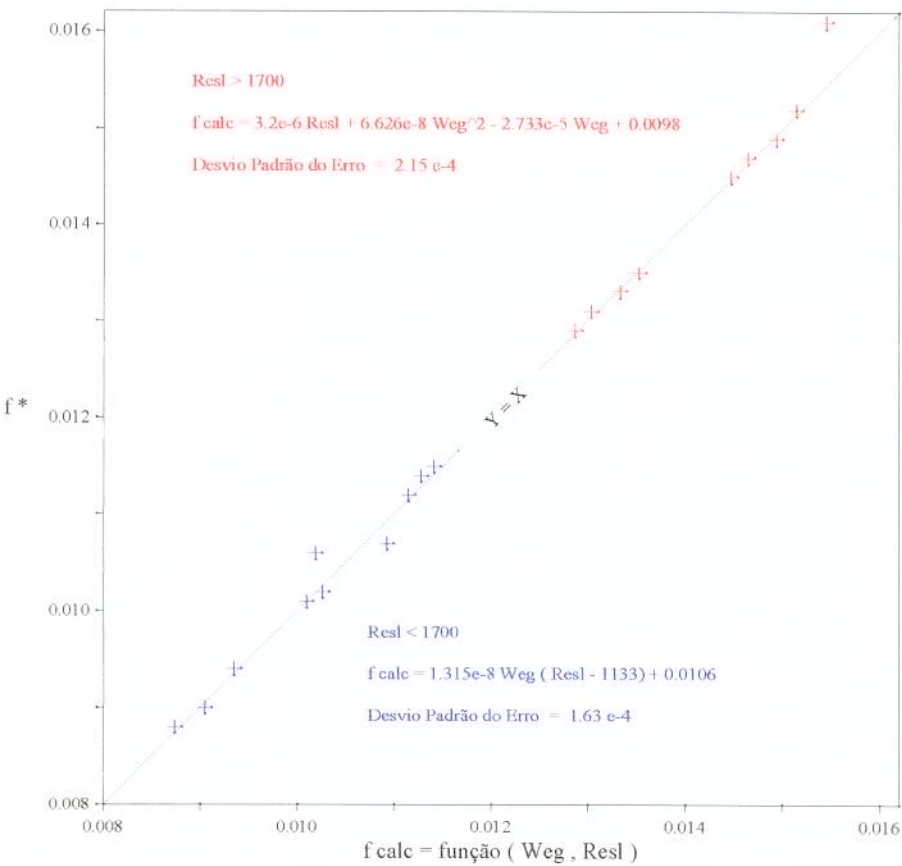


Gráfico 5G.5
Comparação dos valores experimentais de f^* com as correlações propostas - escoamentos com $\theta = 1$

Desse modo, pode-se escrever que nos casos dos escoamentos anulares ($\theta=1$):

$$\text{para } Re_{sl} < 1700 \quad f^* = \left[1.315 \cdot 10^{-8} We_g (Re_{sl} - 1133) + 0.0106 \right] \pm 2\% \quad (5.9)$$

$$\text{p/ } Re_{sl} \geq 1700 \quad f^* = \left(3.2 \cdot 10^{-6} Re_{sl} + 6.626 \cdot 10^{-8} We_g^2 - 2.733 \cdot 10^{-5} We_g + 0.0098 \right) \pm 2\% \quad (5.10)$$

Observe-se que:

- a) O *Gráfico 5G.4* demonstra ser possível correlacionar-se, para $\theta < 1$, o adimensional Fr_i com o agrupamento $Fr_g Re_l^*$ usado por Taitel & Dukler (eq. 2.18) para caracterizar a transição entre o regime estratificado liso e o surgimento de ondas na interface gás-líquido ;
- b) O *Gráfico 5G.5* mostra, para os experimentos em que foram observados processos de dispersão/deposição de gotas ($\theta = 1$), correlações entre o fator de atrito aparente (f^*) e os adimensionais We_g e Re_{sl} , utilizados por Ishii & Mishima (eq. 2.34) na quantificação da massa líquida dispersa na corrente gasosa em escoamentos desse tipo.

Estes fatos vêm corroborar a hipótese de que a equação de balanço de forças para a corrente gasosa (eq. 2.7) pode ser aplicada a escoamentos estratificados, apesar da simplificação que apresenta ao desprezar termos relativos às trocas de quantidade de movimento associadas a eventuais processos de dispersão ou deposição de gotas. Ainda, pelo que apresentam os gráficos acima, os aspectos ondulatório e dispersivo do filme de líquido podem ser tratados distintamente, já que praticamente parece não haver preponderância da superposição dos dois fenômenos.

5.2a) Fator de Atrito Interfacial

É importante, neste ponto, salientar que as correlações para f_i (ou f^*) foram obtidas a partir da suposição de que a tensão interfacial (ou equivalente) pode ser expressa como uma função de $(v_g - v_l)^2$. Sendo assim, elas representarão tanto mais fielmente o coeficiente de atrito na interface (ou o equivalente a ele) quanto maior for a semelhança entre os valores da velocidade média na fase líquida (v_l) e o verdadeiro valor da velocidade na interface. É fato, no entanto, que quando o escoamento se dá com espessura média do filme líquido relativamente pequena e/ou velocidade média da fase líquida relativamente elevada (regime turbulento), os perfis de velocidades no líquido são tais que permitem que se assuma tal semelhança.

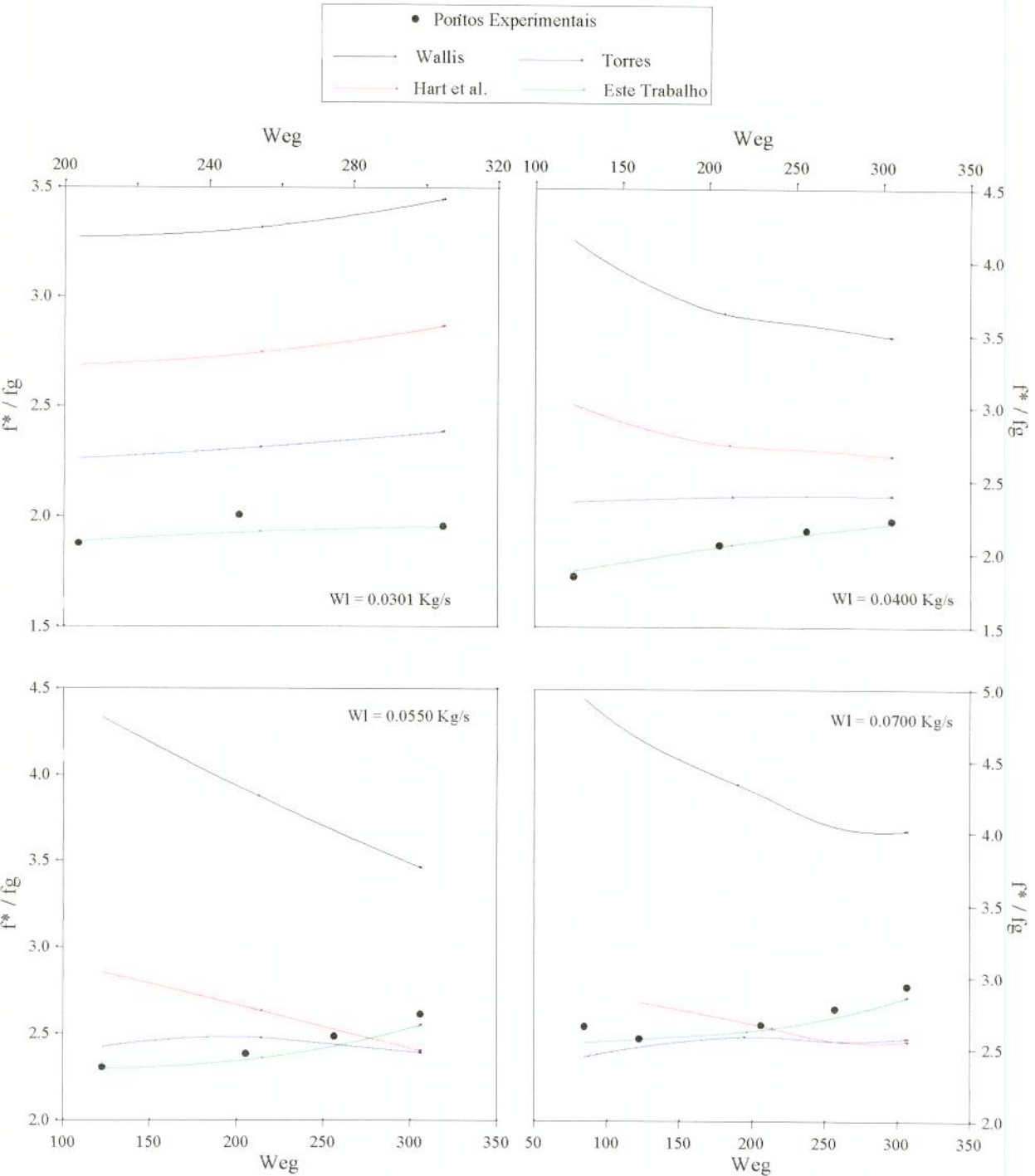
5.2b) Comparações

A seguir, os gráficos comparativos $(\tau_i/\tau_{wg}) \times (Fr_g)$, para $\theta < 1$, e $(f^*/f_{wg}) \times (We_g)$, para $\theta = 1$, mostram os valores medidos, os valores calculados segundo as correlações ora propostas e os encontrados a partir dos modelos de Wallis (1969)^[2], Taitel & Dukler (1976)^[1], Kowalski (1987)^[1], Andritsos & Hanratty (1987)^[1], Hart et al. (1989)^[1,2] (este, apenas para $\alpha > 0.94$) e Torres (1992)^[1,2].

[1] , [2] e [1,2] significam que foram usados, para comparação, os experimentos que apresentaram comportamento de escoamento compatíveis com as hipóteses de cada autor: estratificado, anular ou ambos, respectivamente.

O motivo de utilizar-se no *Gráfico 5G.5* o quociente (τ_i/τ_{wg}) , em lugar da razão (f/f_{wg}) normalmente usada na literatura, apóia-se no fato de que as formulações propostas pelos autores para o cálculo de τ_i , assim como para o fator de fricção interfacial, diferem entre si. Dado que em todos os métodos experimentais utilizados f_i (ou f^*) é obtido a partir do conhecimento de τ_i (ou τ^*) e em função da relação utilizada entre os dois, é de se crer que este último, por si, acabe por caracterizar a proposta de cada trabalho.

Os valores de f^* utilizados no *Gráfico 5G.6* representam os valores de f_i propostos por cada autor.



Analisando-se o *Gráfico 5G.6* (relativo aos escoamentos estratificados), o primeiro aspecto que chama atenção é a dependência dos resultados dos modelos com a hipótese da geometria de configuração do escoamento assumida. São os casos dos modelos de Taitel & Dukler (1976), Andritsos & Hanratty (1987) ou Kowalski (1987), cujas formulações para previsão da tensão de cisalhamento na interface estão fortemente vinculadas à hipótese do filme apresentar interface plana. Nestes modelos o valor de f_i é obtido a partir dos valores de Re_g (função do diâmetro hidráulico para o gás) ou da espessura do filme na geratriz inferior, considerando esta geometria. Desse modo, a qualidade dos resultados obtida para baixas vazões de gás, quase que independendo das de líquido, é perdida à medida que a superfície do líquido se curva com o aumento das velocidades na corrente gasosa.

Essa dependência geométrica também é notória no modelo de Hart et al. (1989), que só começa a apresentar melhores resultados quando as vazões de gás são relativamente altas, ou seja, quando a geometria do filme de líquido tende à forma de um setor de coroa circular. Porém, nessas condições a determinação sub-estimada da fração de perímetro molhada obtida pela correlação proposta pelo autor (eq. 2.31) acaba levando a valores superestimados para τ_i . Semelhantemente, e de modo bem mais acentuado, à medida que a interface tende a um comportamento plano, ou seja, para baixas velocidades do gás, a modelagem deixa de apresentar ajustes aceitáveis, mesmo para $\alpha > 0.94$.

Já os resultados obtidos segundo a proposta de Torres (1992), apresentam aceitável conformidade com a maioria dos dados do experimento. Essa maior qualidade, porém, está vinculada ao fato de, para os cálculos de τ_i e τ_{wg} , terem sido utilizadas as correlações de geometria de interface propostas neste trabalho. Isto evidencia a vantagem que essas correlações podem trazer na análise das trocas de QDM na interface, e enfatiza o fato de que não haverá qualidade nessa análise sem que haja um bom equacionamento para a disposição geométrica da interface gás-líquido.

O *Gráfico 5G.7* (dos escoamentos anulares com dispersão), mostra que com o aumento das velocidades das fases, isto é, à medida que o escoamento torna-se mais caracteristicamente anular, os modelos de Wallis (1969), Hart et al. (1989) e Torres (1992) tendem a melhorar seus resultados para o fator de atrito interfacial e com uma qualidade crescente do primeiro para o último autor. No entanto, também aqui, as

hipóteses assumidas pelos dois primeiros para a configuração geométrica da interface acabam levando a superestimar-se os valores de f_i para a maioria dos casos.

Os aspectos que diferem a presente proposição daquelas apresentadas no capítulo 2, e que levam a uma maior concordância entre os resultados, poderiam ser assim evidenciados:

a) Nenhuma hipótese geométrica é utilizada. Em seu lugar são propostas correlações para fração do perímetro molhada pelo líquido e comprimento da interface gás-líquido como funções de α ;

b) São admitidos para o escoamento três comportamentos típicos preponderantes e mutuamente exclusivos: estratificado liso, estratificado ondulatório e anular dispersivo;

c) As formulações para os termos que definem as trocas de QDM na interface (tensão cisalhante ou fator de atrito interfacial) são propostas em função destes comportamentos.

5.3 - FRAÇÃO DE VAZIO E GRADIENTE DE PRESSÃO

A completa determinação das perdas de carga para um escoamento bifásico horizontal, no entanto, não pode ser obtida tão somente com os elementos até aqui propostos, já que toda formulação é apresentada em função do conhecimento prévio do valor de α .

Todo desenvolvimento até aqui apresentado teve como objetivo adequar os termos de interface para a melhor representação do balanço de forças na corrente gasosa, de modo a tornar verdadeiras as relações descritas pelas equações (2.7), para $\theta < 1$, e (2.36), para $\theta = 1$.

Para a completa solução do problema das trocas de QDM em escoamentos bifásicos horizontais é necessário satisfazer-se, simultaneamente às equações (2.7) e (2.36), as igualdades (2.6) e (2.37), respectivamente, que norteiam o balanço de forças na corrente líquida.

O Gráfico 5G.8 relaciona, para cada um dos tipos de escoamentos observados (estratificado e anular com dispersão), os valores de τ_{w1} obtidos a partir das medições de gradiente de pressão e de espessura do filme líquido com aqueles obtidos para as variáveis τ_i e τ^* , já apresentadas. O fato de haver alguma inter-relação entre tais termos foi evidenciado por Torres (1992) a partir da comparação efetuada entre os valores de τ_{w1} e τ_i obtidos em suas medições experimentais.

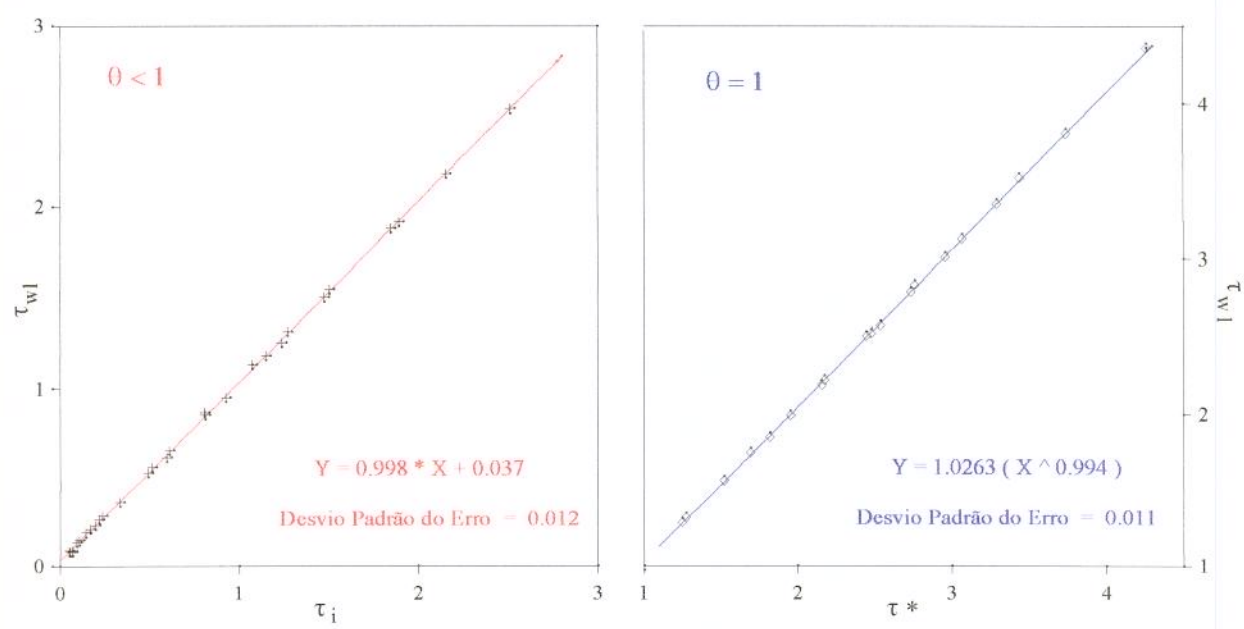


Gráfico 5G.8 - $\tau_{w1} \times \tau_i$ e $\tau_{w1} \times \tau^*$ para os experimentos realizados

O gráfico acima demonstra existir uma relação de quase igualdade entre τ_{w1} e τ^* . Esse fato induz a concluir-se que, num escoamento estratificado ar-água, um rigoroso acoplamento de forças é estabelecido entre a fronteira líquido-gás e a fronteira líquido-sólido, de modo que a variação de esforços imposta numa reflete-se em grau praticamente idêntico na outra. Estas observações estão de acordo com a hipótese assumida por Cheremisinoff & Davis (1979) de adotar a igualdade $\tau_{w1} = \tau^*$ (τ_i , para os autores), e obviamente descarta aquela, também adotada por eles, que trata o perfil de tensões no líquido como sendo uniforme. Tais tensões, apesar de semelhantes em

magnitude, atuam sobre o filme líquido em sentidos contrários. Do mesmo modo, a hipótese de Rodrigues (1991), que trata o perfil de tensões distribuído linearmente através da fase líquida, poderia trazer resultados mais precisos se admitisse como condição de contorno na fronteira líquido-gás a semelhança das magnitudes de τ_{w_l} e τ^* , ora identificada.

Assim, o conjunto de equações de correlação para a fase líquida pode ser expresso por:

$$\text{Para } \theta < 1 \quad \tau_{w_l} = (0.998 \tau_i + 0.037) \pm 0.024 \quad (5.11)$$

$$\text{Para } \theta = 1 \quad \tau_{w_l} = 1.0263 \cdot (\tau^*)^{0.994} \pm 0.022 \quad (5.12)$$

De posse das correlações para a determinação de τ_{w_l} , passa a ser possível calcular-se, a partir de um valor arbitrado para α e dos dados de entrada do sistema, os valores de gradiente de pressão utilizando-se as equações de balanço de QDM na corrente gasosa e na corrente líquida. O valor de α que leve ambos os cálculos a um mesmo resultado de gradiente de pressão e, conseqüentemente, à determinação das perdas de carga do escoamento bifásico, caracterizará a fração de vazio na seção transversal da tubulação.

Com base no exposto, propõe-se um algoritmo para a determinação simultânea do gradiente de pressão e da fração de vazio em escoamentos bifásicos ar-água estratificados ou anulares com dispersão (*Figura 5F.1*).

O procedimento de cálculo sugerido consiste num processo de comparação dos valores de $\left. \frac{dP}{dx} \right|_g$ e $\left. \frac{dP}{dx} \right|_l$ para uma varredura nos valores de α . O *Gráfico 5G.9* é um exemplo de como se comporta o erro (= absoluto $\left[\left. \frac{dP}{dx} \right|_g - \left. \frac{dP}{dx} \right|_l \right]$) em função de α , para um dos experimentos realizados.

Dados:

diâmetro do tubo, vazões mássicas de gás e água e suas propriedades nas condições de pressão e temperatura de escoamento

- 1) Assumem-se $\alpha_{\text{atual}}=0.999$ e $\text{ERRO}=10^6$.
- 2) Calculam-se θ_{eqp} e S_{ieqp} (eqs. 3.22 , 3.23 , 3.24)
- 3) Calculam-se f_g (eq. 2.19) e τ_{wg} (eq. 2.8).
- 4) Calculam-se os adimensionais Fr_g^* , Re_g^* , $\sqrt{Fr_g^*} Re_l^*$ e $We Re_{sl}^*$.
- 5) A partir do adimensionais acima, obtêm-se:
 - a) o valor de θ (eq. 5.1 ou o valor unitário).
 - b) o valor de Fr_i ou f^* $\Rightarrow$ calcula-se τ_i ou τ^* (eqs. 5.5, 5.6, 5.7 ou 5.8, 5.9, 5.10).
 - c) o valor de τ_{wl} (eqs. 5.11 ou 5.12).
- 6) Calculam-se S_i (eqs. 5.3 ou 5.4), S_g e S_l .
- 7) Calculam-se

$$\left. \frac{dP}{dx} \right|_g \text{ (eq. 2.7 se } \theta < 1 \text{ ou eq. 2.36 se } \theta = 1)$$

$$\left. \frac{dP}{dx} \right|_l \text{ (eq. 2.6 se } \theta < 1 \text{ ou eq. 2.37 se } \theta = 1)$$
- 8) Calcula-se $\text{Dif} = \text{absoluto} \left(\left. \frac{dP}{dx} \right|_g - \left. \frac{dP}{dx} \right|_l \right)$
- 9) Compara-se a diferença
 - a) Se $\text{Dif} < \text{ERRO} \Rightarrow \left(\frac{dP}{dx} \right) = \left. \frac{dP}{dx} \right|_g$, $\alpha = \alpha_{\text{atual}}$ $\text{ERRO} = \text{Dif}$. Execute o item 10.
 - b) Senão
- 10) Novo valor para α , tal que:

$$\alpha_{\text{atual}} = \alpha_{\text{anterior}} - 0.00005 \text{ se } \theta < 1 \text{ ou}$$

$$\alpha_{\text{atual}} = \alpha_{\text{anterior}} - 0.00001 \text{ se } \theta = 1.$$
- 11) Final
 - a) Se $\alpha_{\text{atual}} > \alpha_{\text{limite}}$ (neste trabalho foi adotado o valor $\alpha_{\text{limite}} = 0.57$) $\Rightarrow$ Reinicie pelo item 2.
 - b) Se $\alpha_{\text{atual}} \leq \alpha_{\text{limite}} \Rightarrow$ Saia com os valores de $\left(\frac{dP}{dx} \right)$, α e ERRO .

Figura 5F.2 - Algoritmo proposto para determinação de α e $\left(\frac{dP}{dx} \right)$

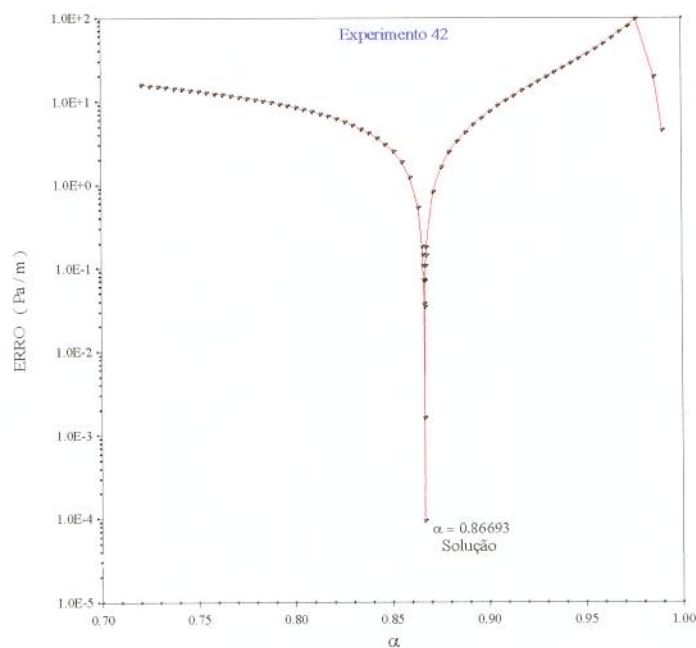


Gráfico 5G.9 - Comportamento típico do erro em função da variação de α .

5.4 - RESULTADOS DO MODELO

O algoritmo proposto foi aplicado aos experimentos realizados. Nos cálculos de ρ_g e μ_g utilizaram-se as equações (3.4) e (3.6), respectivamente, adotando-se para as temperaturas os valores medidos na placa de orifício (considerando-se com isso que não há significativa alteração de temperatura do gás ao longo da tubulação). Para as pressões foram utilizados os valores calculados para a seção onde posicionava-se a sonda de fios paralelos.

A seguir, a *Tabela 5T.1* apresenta os resultados provenientes do processo de cálculo ao lado dos respectivos pares oriundos das medições experimentais deste trabalho.

Nos *Gráficos 5G.10* e *5G.11*, são comparados os resultados para fração de vazio e gradiente de pressão obtidos pelo algoritmo anterior, com os valores oriundos das medidas dos experimentos de Rodrigues (1991), Torres (1992) e deste trabalho.

EXP	α_{calc}	α_{med}	$\left(\frac{dp}{dx}\right)_{\text{calc}}$ (Pa/m)	$\left(\frac{dp}{dx}\right)_{\text{med}}$ (Pa/m)	θ_{calc}	θ_{med}
1	0.81177	0.93892	7.792	7.27	0.366	0.25
2	0.92715	0.94312	16.989	18.16	0.327	0.30556
3	0.95336	0.95554	36.398	31.79	0.337	0.33333
4	0.97164	0.97427	66.585	57.67	0.363	0.36111
5	0.9754	0.98037	94.595	96.27	0.391	0.38889
6	0.9834	0.9816	160.986	153.49	0.443	0.44444
8	0.9834	0.98099	190.356	181.65	0.463	0.47222
7	0.9834	0.98279	217.983	212.08	0.482	0.47222
9	0.80065	0.87909	8.604	8.17	0.397	0.36111
10	0.9161	0.90835	21.478	20.44	0.384	0.38889
11	0.94727	0.94032	45.033	37.24	0.407	0.41667
12	0.9659	0.96571	83.263	74.93	0.45	0.44444
13	0.9772	0.96761	130.972	116.71	0.494	0.5
14	0.971	0.97075	193.027	193.91	1	1
15	0.971	0.97287	233.355	229.79	1	1
16	0.971	0.97309	271.854	270.2	1	1
17	0.79454	0.80696	9.931	9.08	0.426	0.38889
18	0.90678	0.88302	26.632	22.71	0.438	0.44444
19	0.93432	0.93134	52.733	45.87	0.473	0.47222
20	0.95204	0.95598	93.03	92.19	0.524	0.52778
21	0.95531	0.9629	126.719	143.5	0.565	0.55556
22	0.95989	0.96642	216.938	208.9	1	1
23	0.96177	0.96699	261.495	264.75	1	1
24	0.9637	0.96591	317.747	316.07	1	1

EXP	α_{calc}	α_{med}	$\left(\frac{dp}{dx}\right)_{\text{calc}}$ (Pa/m)	$\left(\frac{dp}{dx}\right)_{\text{med}}$ (Pa/m)	θ_{calc}	θ_{med}
29	0.78986	0.77898	11.707	11.81	0.452	0.44444
30	0.89384	0.8678	31.016	28.16	0.485	0.5
31	0.92158	0.91587	59.198	55.4	0.527	0.55556
32	0.94011	0.94176	100.985	106.72	0.582	0.61111
28	0.95512	0.95097	135.301	134.87	1	1
27	0.96057	0.96102	232.002	232.96	1	1
26	0.96283	0.96337	290.853	292.91	1	1
25	0.96466	0.9654	350.056	351.94	1	1
33	0.78709	0.78488	15.1	14.99	0.487	0.44444
34	0.8813	0.8825	37.849	43.14	0.545	0.52778
35	0.90916	0.92257	69.968	68.12	0.596	0.58333
36	0.92943	0.94386	119.111	118.98	0.662	0.58333
37	0.95664	0.94852	157.204	164.39	1	1
38	0.96155	0.95766	255.943	262.94	1	1
39	0.96388	0.96208	323.283	328.33	1	1
40	0.96597	0.96576	399.838	399.63	1	1
41	0.78989	0.75668	19.344	19.98	0.515	0.55556
42	0.86693	0.88191	43.161	63.58	0.596	0.58333
43	0.89691	0.9103	79.871	92.19	0.656	0.66667
44	0.95378	0.93686	118.669	138.51	1	1
45	0.95732	0.94356	168.041	183.47	1	1
46	0.96235	0.9525	277.395	297.45	1	1
47	0.96467	0.95681	350.215	369.66	1	1
48	0.96669	0.95821	430.443	457.76	1	1

Tabela 5T.2 - Tabela dos resultados calculados e medidos para fração de vazio e gradiente de pressão

No *Gráfico 5G.10* pode-se destacar o fato de que 91% dos valores de α calculados situam-se numa faixa de $\pm 3\%$ em relação aos valores medidos para qualquer dos três autores.

A partir do *Gráfico 5G.11* observa-se que para o gradiente de pressão:

- a) 77% dos valores calculados, relativos aos experimentos realizados por Torres (1992), apresentam-se dentro de uma faixa de $\pm 20\%$ em relação às medidas por ele realizadas. As discrepâncias mais significativas surgem nos casos onde os gradientes de pressão medidos foram menores que $20 \frac{\text{Pa}}{\text{m}}$. Desconsiderando-se estes casos em vista das dificuldades citadas pelo autor na realização de tais medidas, a concentração de pontos na faixa citada sobe para 89%.

- b) Para os experimentos realizados por Rodrigues (1991), tal concentração é de 50% dos valores calculados.
- c) Levando-se em conta todos os experimentos realizados nos três trabalhos, tem-se que 80% dos dados experimentais estão situados na faixa de $\pm 20\%$ em relação aos valores calculados.

A maior dispersão de pontos observada no *Gráfico 5G.11*, comparativamente àqueles relativos às frações de vazio, evidencia a grande sensibilidade dos valores de $\frac{dP}{dx}$ aos cálculos.

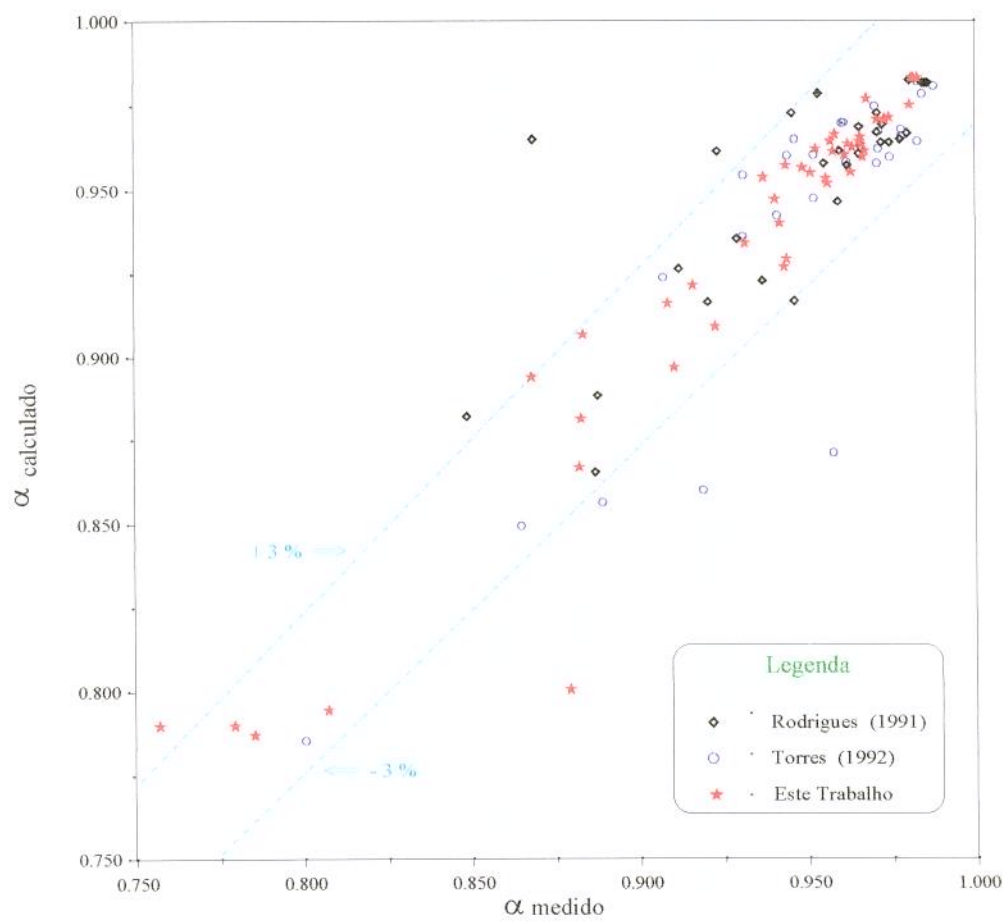


Gráfico 5G.10 - Comparação dos resultados de α calculados pelo algoritmo e medidos experimentalmente

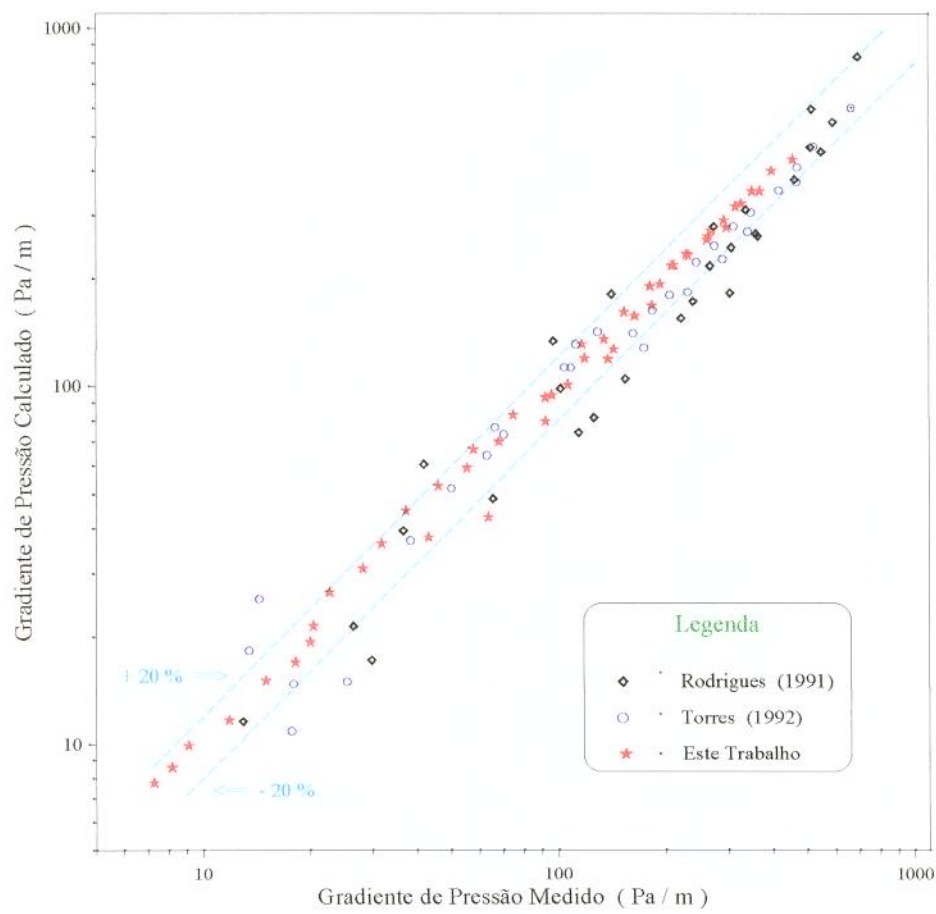


Gráfico 5G.11 - Comparação dos resultados de Gradiente de Pressão calculados pelo algoritmo e medidos experimentalmente

CAPÍTULO - 6

CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

6.1 - CONCLUSÕES

a) A escolha das faixas de vazões mássicas de líquido (0.0113 a 0.0700 kg/s) e de gás (0.0045 a 0.0294 kg/s) foi adequada e possibilitou estudar-se o comportamento da distribuição do filme de líquido conforme era o objetivo deste trabalho.

b) A resolução de $\pm 5^\circ$ na determinação do perímetro do tubo molhado pelo líquido ofereceu dados que possibilitaram:

b1) Questionar-se a validade da correlação para fração molhada proposta por Hart et al. (1989).

b2) Apresentar uma nova proposta que correlaciona a fração molhada do perímetro (θ) com o adimensional $\sqrt{Fr_g} Re_l^*$ e que permite, segundo as medições efetuadas, prever-se com maior precisão seus valores.

c) A utilização da sonda de fios paralelos, associada à aquisição de dados de espessura de filme a cada 5° , possibilitou obter-se correlações entre comprimento da interface (S_i) e fração molhada (θ). Tal fato evidencia a possibilidade de solucionar-se o sistema de equações de balanço de QDM independentemente da geometria de distribuição do filme líquido na secção transversal do tubo.

d) As medidas da espessura de filme, realizadas a partir dos experimentos em que o sistema apresentou significativo processo de dispersão e deposição de gotas, revelou uma súbita variação da fração molhada ($\theta=1$). Concluiu-se assim que é possível tratar o sistema de equações de balanço de QDM segundo duas formulações distintas :

i) na ausência de dispersão/deposição (que aqui convencionou-se chamar *Ondulatório*), e
ii) na presença delas (aqui convencionado chamar-se *Dispersivo*).

e) Um novo equacionamento para o problema das trocas de QDM entre gás e líquido foi apresentado levando-se em conta os efeitos dos processos de dispersão e deposição de gotas. Inseriu-se assim a idéia de Tensão Equivalente do processo de dispersão e deposição de gotas e de Fator de Atrito Aparente.

f) Em função da caracterização de limites de aplicabilidade definidos a partir dos adimensionais Fr_g e Re_l^* , foram apresentadas correlações para a tensão interfacial (através do Número de Froude da Interface - Fr_i) e para o fator de atrito aparente.

g) Foram comparados os valores dos quocientes $\left(\frac{\tau_i}{\tau_{wg}}\right)$ e $\left(\frac{f^*}{f_g}\right)$, obtidos a partir de modelos de vários autores, com aqueles oriundos das medições realizadas. Pôde-se concluir pela vantagem da proposta aqui lançada para determinação do perímetro molhado e do comprimento da interface relativamente àquelas que se valem de uma pré-concepção quanto à distribuição do filme na solução do sistema de equações de balanço de QDM.

h) Os valores de tensão cisalhante no filme líquido junto à parede da tubulação obtidos a partir das medidas experimentais apresentaram correlacionamento muito bom, dentro dos limites anteriormente citados, com aqueles relativos à tensão interfacial/resultante. Evidenciou-se ainda a notória semelhança numérica entre τ_{w1} e τ_i (ou τ^*) para todas as situações experimentadas.

i) Finalmente, através da proposição de um algoritmo de solução simultânea das equações de balanço de QDM para a fração de vazio e para o gradiente de pressão no tubo, pôde-se comparar os valores calculados com aqueles medidos experimentalmente por Rodrigues (1991), Torres (1992) e neste trabalho. Concluiu-se, em função dos bons ajustes obtidos, que a metodologia aqui apresentada leva a resultados bastante satisfatórios no que tange à previsão de concentrações volumétricas e perdas de carga em tubos horizontais submetidos a escoamentos estratificados de ar e água.

6.2 - RECOMENDAÇÕES

a) Os resultados demonstraram que a segmentação em arcos de 5° para as medições de perímetro molhado possibilitou obter-se boa correlação para tal grandeza. Desse modo, recomenda-se, em experiências com tal finalidade, utilizar-se segmentos de arco tanto menores quanto possível.

b) É importante que as correlações ora propostas para determinação do perímetro molhado e do comprimento da interface possam ser confrontadas com medições experimentais obtidas por meio de aparatos diferentes daquele utilizado neste trabalho. A técnica utilizada para calibração da sonda de fios paralelos não permite calibrá-la para espessuras diminutas como as que ocorreram nos ensaios com vazões de gás mais altas. Um aprimoramento das medições de espessura de filme poderia ser obtido se técnicas combinadas fossem adotadas (por exemplo, medições de "grandes" espessuras de filme com sonda de fios paralelos e de "pequenas" com sondas capacitivas aflorantes). Evitar-se-ia, dessa forma, a extrapolação de resultados de calibração para pequenas espessuras como foi necessário se fazer.

c) Foi constatado que o processo de dispersão de gotas é um fator determinante no estabelecimento da total molhabilidade do perímetro do tubo pelo líquido. Assim sendo, sugere-se que em trabalhos futuros se busque comprovar (utilizando-se, por exemplo, correlações experimentais para quantificação da massa líquida dispersa, disponíveis na literatura, ou medições experimentais da dispersão) a relação entre o início do processo dispersivo e o fechamento circunferencial do filme líquido.

d) De modo a comprovar as correlações aqui apresentadas, e mesmo entender seu campo de validade, recomenda-se que novos ensaios sejam realizados com fluidos diferentes daqueles utilizados (por exemplo água viscosificada, água contendo tensoativos, água adensada) e que os efeitos da reologia do líquido sejam estudados.

ANEXO

NOMENCLATURA

ALFABETO ROMANO

A	área	m^2	
c	velocidade do som	m/s	
d	diâmetro hidráulico $\frac{4A}{S}$	m	
D	diâmetro interno da tubulação	m	
e	espessura média do filme líquido na seção transversal do tubo	m	
EXP	experimento		
f	fator de atrito		
f*	fator de atrito aparente		
F	força	N	
g	aceleração gravitacional	m/s^2	
h	altura da coluna de líquido	m	
j	velocidade superficial	m/s	
L	comprimento	m	
P	pressão	Pa	
Q	vazão volumétrica	m^3/s	(scfm)
QDM	quantidade de movimento		
R	constante universal dos gases	$Pa.kg/m^3.K$	
S	perímetro	m	
T	temperatura	K	
u	velocidade local	m/s	
v	velocidade média	m/s	
V	tensão elétrica do sinal de aquisição	V	
W	vazão mássica	kg/s	
x	direção do escoamento		
X	abcissas		
Y	ordenadas		

LETRAS GREGAS

α	fração de vazio	
β	ângulo de subida do filme líquido	rad
δ	espessura do filme líquido	m
Δ	diferença	
ε	espessura do filme medida pela sonda	m
γ	ângulo do tubo com a horizontal	rad
Γ	taxa de troca de massa por unidade de volume da tubulação	kg/m ³ .s
μ	viscosidade dinâmica	Pa.s
θ	fração do perímetro da tubulação molhada pelo líquido	
ρ	massa específica	kg/m ³
σ	tensão superficial	N/m
τ	tensão cisalhante	N/m ²
τ^*	tensão cisalhante aparente	N/m ²
ϖ	ângulo da interface com a linha de centro da tubulação	rad

SOBRESCRITOS

–	média no volume de controle
---	-----------------------------

SUBSCRITOS

atm	condições atmosféricas
eqp	relativo à interface plana com fração de vazio equivalente
eqc	relativo à interface circular com fração de vazio equivalente
calc	calculado pelo algoritmo
g	fase gasosa
i	interface gás-líquido
l	fase líquida

LF	laminador de fluxo
max	máximo valor
med	medido experimentalmente
mon	à montante
n	elemento do conjunto discretizado de medidas
o	orifício
p	placa de orifício
teste	seção de testes
T	tubulação
w	parede do tubo

ADIMENSIONAIS

Fr	número de Froude	$\frac{\rho v^2}{g D \Delta \rho}$
Re	número de Reynolds	$\frac{\rho v d}{\mu}$
[*]Re	número de Reynolds modificado	$\frac{\rho v D}{\mu}$
Re_s	número de Reynolds superficial	$\frac{\rho j D}{\mu}$
We	número de Webber	$\frac{D \rho j^2}{\sigma}$

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Andritsos, N. & Hanratty, T. J. , *"Influence of Interfacial Waves in Stratified Gas-Liquid Flows"*, AIChE Journal, Vol. 33, No. 3, 444-454, 1987.

Brown, R. C. et al. , *"The Use of Wire Probes for the Measurement of Liquid Film Thickness in Annular Gas-Liquid Flow"*, The Canadian Journal of Chem. Engineering, Vol. 56, 1978.

Chan, W. K. & Lin, C. Y. , *"Boundary Effects on Twin-Wire Depth Probes"*, Experiments in Fluids, Vol. 7, 494-496, 1989.

Caetano Fº, E. & Barbuto, F. A. A. , *"Biblioteca Computacional para Determinação de Arranjo de Fases - FLOPAT-V2"*, 1987, (conforme citado em Rodrigues, 1991).

Chen, J. J. J. & Spedding, P. L. , *"An Analysis of Holdup in Horizontal Two-Phase Gas-Liquid Flow"*, Int. Journal of Multiphase Flow, Vol. 9, No. 2, 147-159, 1983.

Cheremisinoff, N. P. & Davis, E. J. , *"Stratified Turbulent-Turbulent Gas-Liquid Flow"*, AIChE Journal, Vol. 25, No. 1, 48-56, 1979.

Cohen, L. S. & Hanratty, T. J. , *"Effect of Waves at a Gas-Liquid Interface on a Turbulent Flow"*, Journal of Fluid Mechanics, Vol. 31, 467-476, 1968.

Deissler, R. E. , *"Analitical and Experimental Investigation of Adiabatic Turbulent Flow in Smooth Tubes"*, 1959, (conforme citado em Cheremisinoff, 1979).

Eck, B. , *"Technische Strömunglehre"*, (conforme citado em Hart, 1989).

Fukano, O. & Ousaka, A. , *"Prediction of Circunferential Distribution of Film Thickness in Horizontal and Near-Horizontal Gas-Liquid Annular Flows"*, Int. Journal of Multiphase Flow, Vol. 15, No. 3, 403-419, 1989.

Fukano, T. et al. , *"Liquid Films Flowing Concurrently with Air in Horizontal Duct - Interfacial Shear Stress"*, Bulletin of JSME, Vol. 28, No. 244, 2294-2301, 1985.

Govan, A. H. et al. , *"Wall Shear Stress Measurements in Vertical Air-Water Annular Two-Phase Flow"*, Int. Journal of Multiphase Flow, Vol. 15, No. 3, 307-325, 1989.

- Hagiwara, Y. et al. , "*Simultaneous Measurement of Liquid Film Thickness, Wall Shear Stress and Gas Flow Turbulence of Horizontal Wavy Two-Phase Flow*", Int. Journal of Multiphase Flow, Vol. 15, No. 3, 421-431, 1989.
- Hamersma, P. J. & Hart, J. , "*A pressure Drop Correlation for Gas-Liquid Pipe Flow with a Small Liquid Holdup*", Chemical Engineering Science, Vol. 42, No. 5, 1187-1196, 1987.
- Hanratty, J. T. & Hershman, A. , "*Initiation of Roll Waves*", AIChE Journal, Vol. 7, No. 3, 489-497, 1961.
- Hart, J. et al. , "*Correlations Predicting Frictional Pressure Drop and Liquid Holdup During Horizontal Gas-Liquid Pipe Flow with a Small Liquid Holdup*", Int. Journal of Multiphase Flow, Vol. 15, No. 6, 947-964, 1989.
- Hewitt, G. F. et al. , "*Structure of Thin Liquid Films in Gas-Liquid Horizontal Flow*", Int. Journal of Multiphase Flow, Vol. 16, No. 6, 951-957, 1990.
- Ishii, M. , "*Thermo-Fluid Dynamic Theory of Two-Phase Flow*", Collection de la Direction des Etudes et Recherches D'Électricité de France, Eyrolles, 1975.
- Ishii, M. & Mishima, K. , "*Liquid Transfer and Entrainment Correlation for Droplet-Annular Flow*", Proc. Seventh Int. Heat Trans. Conf. , Munich, Vol. 5, 307-312, 1981.
- Jayanti, S. et al. , "*Time-Dependent Behaviour of the Liquid Film in Horizontal Annular Flow*", Int. Journal of Multiphase Flow, Vol. 16, No. 6, 1097-1116, 1990.
- Jeffreys, H. , "*On the Formation of Water Waves by Wind*", 1925/1926, (conforme citado em Taitel & Dukler, 1976).
- Jurman, L. A. & McCready, J. , "*Study of Waves on Thin Liquid Films Sheared by Turbulent Gas Flow*", Physical Fluids A, Vol. 1, No. 3, 522-536, 1989.
- Koskie, J. E. et al. , "*Parallel-Wire Probes for Measurement of Thick Liquid Films*", Int. Journal of Multiphase Flow, Vol. 15, No. 4, 521-530, 1989.
- Kowalski, J. E. , "*Wall and Interfacial Shear Stress in Stratified Flow in a Horizontal Pipe*", AIChE Journal, Vol. 33, No. 2, 274-281, 1987.

Kurban, A. P. A. , "*Previsão da Configuração de Fases de um Escoamento Laminar Desenvolvido de Dois Líquidos Imiscíveis em um Tubo Horizontal*", Tese de Mestrado, Univ. Est. de Campinas, São Paulo, Brasil, 1989.

Laurinat, J. E. et al. , "*Film Thickness Distribution for Gas-Liquid Annular Flow in a Horizontal Pipe*", *Physico Chemical Hydrodynamics*, Vol 6, No. 1-2, 179-195, 1985.

Lilleleht, L. U. & Hanratty, T. J. , "*Relation of Interfacial Shear Stress to the Wave Height for Concurrent Air-Water Flow*", *AIChE Journal*, Vol. 7, No. 4, 548-550, 1961.

Lin, T. F. et al. , "*Film Thickness Measurements and Modelling in Horizontal Annular Flows*", *Physico Chemical Hydrodynamics*, Vol. 6, No. 1-2, 196-206, 1985.

Miya, M. , Woodmanse, D. e Hanratty, T. J. , "*A Model for Roll Waves in Gas-Liquid Flow*", 1971, (conforme citado em Cheremisinoff, 1979).

Owen, D. G. et al. , "*Equilibrium Annular Flows at High Mass Fluxes; Data and Interpretation*", *Physico Chemical Hydrodynamics*, Vol. 6, No. 1-2, 115-131, 1985.

Rodrigues Jr., G. , "*Fração de Vazio e Gradiente de Pressão nos Escoamentos Estratificados e Anulares Horizontais*", Tese de Mestrado, Univ. Est. de Campinas, São Paulo, Brasil, 1991.

Russel, T. W. F. et al. , "*Pressure Drop and Holdup in Stratified Gas-Liquid Flow*", 1974, (como citado em Cheremisinoff, 1979).

Schlichting, H. , "*Boundary Layer Theory*", McGraw-Hill Book Company, New York, 1955.

Sekogushi, K. et al. , "*Air-Water Annular Two-Phase Flow in a Horizontal Tube*", *Bulletin of the JSME*, Vol. 25, No. 208, 1559-1566, 1982.

Shoham, O. & Taitel, Y. , "*Stratified Turbulent-Turbulent Gas-Liquid Flow in Horizontal and Inclined Pipes*", *AIChE Journal*, Vol. 30, No. 3, 377-385, 1984.

Smith, T. N. & Tait, R. W. F. , "*Interfacial Waves in Horizontal Gas-Liquid Flow*", *Aust. J. Appl. Sci.*, Vol.15, 247-260, 1964.

Smith, T. N. & Tait, R. W. F. , "*Interfacial Shear Stress and Momentum Transfer in Horizontal Gas-Liquid Flow*", Chemical Engineering Science, Vol. 21, 63-75, 1966.

Spedding, P. L. & Chen, J. J. J. , "*Holdup in Two-Phase Flow*", Int. Journal of Multiphase Flow, Vol. 10, No. 3, 307-339, 1984.

Taitel, Y. & Dukler, A. E. , "*A Model for Predicting Flow Regime Transitions in Horizontal and Near Horizontal Gas-Liquid Flow*", AIChE Journal, Vol. 22, No. 1, 47-55, 1976.

Taitel, Y. & Dukler, A. E. , "*Two-Phase Transient Flow*", The University of Tulsa, 1989.

Torres, F. R. , "*Caracterização da Interface e Determinação Experimental do Fator de Atrito Interfacial em Escoamentos Horizontais Estratificados*", Tese de Mestrado, Univ. Est. de Campinas, São Paulo, Brasil, 1992.

von Kármán, T. , "*The Analogy Between Fluid Friction and Heat Transfer*", 1939 (como citado em Cheremisinoff, 1979).

Wallis, G. B. , "*One Dimensional Two-Phase Flow*", McGraw-Hill Book Company, New York, 1969.

Zuber, N. & Findlay, J. A. , "*Average Volumetric Concentration in Two-Phase Flow System*", (conforme citado em Rodrigues, 1991).