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

Este exemplar corresponde a redação final da tese defendida por Marcos Heinzelmann Junqueira Pedras e aprovada pela comissão julgadora em 19/02/1993

ORIENTADOR

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

ATRITO INTERFACIAL EM ESCOAMENTO ANULAR TRANSICIONAL

Autor: Marcos Heinzelmann Junqueira Pedras
Orientador: Fernando de Almeida França

13/93

Fevereiro de 1993

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL

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

A dissertação "Atrito Interfacial em Escoamento Anular Transicional", elaborada por Marcos Heinzelmann Junqueira Pedras e aprovada por todos os membros da Banca Examinadora foi aceita pela Sub-Comissão de Pós-Graduação em Engenharia de Petróleo como requisito parcial à obtenção do Título de Mestre em Engenharia de Petróleo.

Campinas, 18 de Fevereiro de 1993

Banca Examinadora

Fernando de Almeida França, Ph. D.

Kelsen Valente Serra, Ph. D.

Gilmar Mompean Munhoz da Cruz, Ph. D.

AGRADECIMENTOS

Aos meus pais que são um exemplo de vida para mim, às minhas irmãs que sempre demonstraram-se preocupadas com a minha vida, à Ana Paula que sempre esteve ao meu lado durante este curso, ao Prof. Dr. Fernando de Almeida França por ter me orientado neste trabalho e a todas as pessoas que direta ou indiretamente colaboraram para a realização deste trabalho.

SUMÁRIO

O objetivo deste trabalho é estudar o atrito interfacial em escoamentos anulares co-correntes ascendentes na condição próxima da reversão de fluxo. O fenômeno foi experimentado em laboratório utilizando-se ar e água como fluidos de trabalho. Os resultados são apresentados e comparados com outros da literatura, validando assim os experimentos realizados. É proposta uma correlação para o cálculo da fração de vazio baseada no modelo de deslizamento. Também é proposta uma correlação para o cálculo do coeficiente de atrito interfacial baseada na análise das forças predominantes no escoamento. A interrelação entre estas grandezas do escoamento foi obtida a partir da aplicação do modelo de dois fluidos ao escoamento anular, com as simplificações que se aplicam. A aplicabilidade da correlação obtida estende-se desde os escoamentos anulares com filme fino ("rough annular flow") a escoamentos próximos da reversão de fluxo (escoamento anular transicional).

ABSTRACT

The aim of this work is the study of the interfacial friction in vertical upward cocurrent annular transitional flow. Annular transitional flow refers to the flow conditions close to the onset of the flow reversal. The phenomenon has carried out in laboratory with water-air as working fluids. The results are revelead and compared with data published in the literature, validating the achieved experimental data. It is proposed a correlation for the void fraction based on the drift model. In addition it is proposed a correlation for the interfacial friction factor based on the analysis of the predominant forces in the flow. The interrelation between these forces has been obtained from the two fluid model with proper simplifying assumptions. The applicability of this correlation for interfacial friction factor ranges from rough annular flow to annular flow close to the onset of the flow reversal.

ÍNDICE

LISTA DE FIGURAS viii

LISTA DE TABELAS x

NOMENCLATURA xi

CAPÍTULO

1 - INTRODUÇÃO 1

1.1 Motivação 1

1.2 Revisão Bibliográfica 4

2 - FORMULAÇÃO PARA O COEFICIENTE DE ATRITO INTERFACIAL 12

3 - APARATO E PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL 24

3.1 Descrição Geral do Aparato Experimental 24

3.2 Coluna Principal 26

3.3 Caixa Inferior 27

3.4 Caixa Intermediária 28

3.5 Caixa Superior 29

3.6 Seção de Teste 30

3.7 Instrumentação e Sistema de Aquisição de Dados 31

3.7.1 Sondas de medição de espessura de filme 31

3.7.2 Medição de pressão 34

3.7.3 Registro de dados 35
3.8 Procedimento Experimental 36

4 - ANÁLISE DOS RESULTADOS EXPERIMENTAIS 38
4.1 Espessura de Filme e Fração de Vazio 38
4.1.1 Análise da distribuição das fases <α> 39
4.2 Magnitude Relativa das Forças no Escoamento Anular 40
4.3 Análise da Estrutura da Interface 42

5 - CORRELACÕES PROPOSTAS 49
5.1 Proposição de uma Correlação para <α> 49
5.2 Proposição de uma Correlação para C_{fi} 52

6 - CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES 61
6.1 Conclusões 61
6.2 Recomendações 62

BIBLIOGRAFIA 64

APÊNDICE

A - TABELAS DOS DADOS EXPERIMENTAIS 68

B - AFERIÇÃO DOS INTRUMENTOS DE MEDIÇÃO DE VAZÃO 77
B.1 Calibração da Placa de Orifício 77
B.2 Calibração do Rotâmetro 80

C - ANÁLISE DOS ERROS 82
C.1 Erro das Grandezas Diretamente Mensuráveis 82

C.2 Erro das Grandezas Indiretamente Mensuráveis 84

ANEXO

I - FORMULÁRIOS USADOS NA COLETA DE DADOS EM LABORATÓRIO 87

LISTA DE FIGURAS

Fig. 2.1: Disposição das fases no escoamento 17

Fig. 3.1: Esquema global do aparato 25

Fig. 3.2: Coluna principal 26

Fig. 3.3: Caixa inferior 27

Fig. 3.4: Caixa intermediária 28

Fig. 3.5: Caixa superior 29

Fig. 3.6: Seção de teste 30

Fig. 3.7: Vista transversal da sonda 31

Fig. 3.8: Curva de calibração da sonda 1 33

Fig. 3.9: Curva de calibração da sonda 2 34

Fig. 3.10: Curva de calibração do Validyne 35

Fig. 4.1: Relação entre $<\alpha>$ e as velocidades superficiais $<j_g>$ e $<j_L>$ 39

Fig. 4.2: Peso relativo dos termos gravitacional
e atrito na parede em função de $<\alpha>$ 41

Fig. 4.3: Histograma do experimento nº 28 43

Fig. 4.4: Densidade espectral do experimento nº 28 44

Fig. 4.5: Histograma do experimento nº 22 45

Fig. 4.6: Densidade espectral do experimento nº 22 46

Fig. 4.7: Correlação cruzada do experimento nº 22 47

Fig. 4.8: Correlação cruzada do experimento nº 28 47

Fig. 5.1: Comparação entre os $<\alpha>$ correlacionais e os $<\alpha>$ medidos 50

Fig. 5.2: Comparação entre o C_{fi} correlacional e o medido 54

Fig. 5.3: Comparação entre o C_{fi} correlacional e o medido 54

Fig. 5.4: Comparação entre o C_{fl} correlacional e o medido 55
Fig. 5.5: Comparação entre o C_{fl} correlacional e o medido 55
Fig. 5.6: Comparação entre o C_{fl} correlacional e o medido 56
Fig. 5.7: Comparação entre o C_{fl} correlacional e o medido 56
Fig. 5.8: Comparação entre o C_{fl} correlacional e o medido 57
Fig. 5.9: Comparação entre as correlações e o C_{fl} medido 58
Fig. 5.10: Comparação entre os dados de Dukler et al.[5], este trabalho e a correlação de Wallis [27] 60
Fig. B.1: CY em função de P_1/P_2 80
Fig. B.2: Curva de calibração do rotâmetro 81

LISTA DE TABELAS

Tabela A.1: j_L = 0,02333 m/s 68

Tabela A.2: j_L = 0,02879 m/s 69

Tabela A.3: j_L = 0,03607 m/s 70

Tabela A.4: j_L = 0,04517 m/s 71

Tabela A.5: j_L = 0,05427 m/s 72

Tabela A.6: j_L = 0,06337 m/s 73

Tabela A.7: j_L = 0,07065 m/s 74

NOMENCLATURA

A - LETRAS ARÁBICAS:

A_T - área interna da tubulação.

C_0 - parâmetro de distribuição.

C_{fi} - coeficiente de atrito interfacial.

C_{fw} - coeficiente de atrito na parede.

C_{sfi} - coeficiente de atrito, supondo que o fluido escoe sozinho na tubulação.

D - diâmetro interno da tubulação.

g_Z - gravidade.

j - velocidade superficial.

j_L - velocidade superficial do líquido.

j_g - velocidade superficial do gás.

K - parâmetro de deslizamento.

p - pressão.

P_i - perímetro interfacial.

P_w - perímetro interno da tubulação.

r - raio interno da tubulação.

Re_L - Reynolds do líquido.

Re_g - Reynolds do gás.

Re_{VGJ} - Reynolds baseado na velocidade de deslizamento.

t - tempo.

$\bar{U}_L$ - velocidade média do líquido na área do líquido.

$\bar{U}_g$ - velocidade média do gás na área do gás.

V_L - velocidade do líquido.

V_g - velocidade do gás.

$\bar{V}_{gj}$ - velocidade de deslizamento.

V'_{gj} - velocidade de deslizamento generalizada.

V_k - velocidade da fase k.

$\bar{V}_R$ - velocidade relativa das velocidades médias de cada fase.

W_L - vazão mássica de líquido.

W_g - vazão mássica de gás.

Z - direção do escoamento vertical ascendente.

B - LETRAS GREGAS:

α - fração de vazios.

Γ - Transferência de massa na interface.

δ - espessura média do filme.

Δ - variação de grandeza.

μ - viscosidade dinâmica.

$\vec{M}$ - força interfacial total por unidade de volume.

π - 3,14159....

ρ - densidade.

τ_i - tensão de cisalhamento na interface.

τ_w - tensão de cisalhamento na parede.

$\tilde{\tau}$ - tensor das tensões.

l - comprimento de mistura de Prandtl.

C - SUBSCRITOS:

c - refere-se ao fluxo central (gasoso).

corr - refere-se à grandezas obtidas através de correlações.

g - fase gasosa.

i - interface.

k - representa as fases.

k_i - indica a propriedade da fase *k* junto à interface.

L - fase líquida.

D - OUTRAS SIMBOLOGIAS:

$< >$ - média na seção transversal.

$< >_k$ - médias de superfície restritas à ocorrência da fase *k*.

* - indica variável adimencional (quando superescrito).

$\delta(t)$ - espessura do filme em função do tempo.

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

1.1 MOTIVAÇÃO.

O escoamento multifásico tem sido objeto de muito estudo nos últimos anos. Isto deve-se à grande quantidade e variedade de aplicações dos resultados destes trabalhos na indústria, além da dificuldade de modelá-lo enquanto fenômeno físico.

O escoamento multifásico é encontrado em evaporadores, dutos de petróleo e derivados, sistemas de aquecimento a vapor, etc. Estas aplicações ocorrem em várias geometrias e com os mais diferentes fluidos, nas indústrias química, nuclear e petrolífera.

Especificamente na indústria de produção de petróleo, o fluxo multifásico assume papel importante por ser encontrado em muitas áreas desta atividade, entre elas o escoamento no reservatório, no poço, e nas linhas até as facilidades de tratamento e armazenamento.

Todo este processo de escoamento do petróleo requer um grande consumo de energia, que provém de bombas, compressores ou do próprio reservatório. Desta forma é desejável obter-se a otimização entre esta energia e o deslocamento resultante.

Em todo o processo de deslocamento do petróleo, sem dúvida a etapa que consome proporcionalmente a maior energia é a da elevação do fundo do poço até a superfície, pois além do atrito inerente ao escoamento tem-se a carga hidrostática a ser vencida.

Uma interrupção na elevação do petróleo, resultante de um esgotamento na energia disponível (pressão da jazida), aliada à não economicidade ou impossibilidade tecnológica de fornecer energia externa aos fluidos, acarreta a redução na produção, atingindo diretamente a atividade elementar da indústria.

Assim, o conhecimento detalhado dos fenômenos que regem o fluxo ascendente multifásico em uma tubulação vertical é de fundamental importância nesta indústria.

No escoamento multifásico existem vários "padrões" de escoamento, resultado da distribuição espacial das fases no interior de tubulações. Entre eles encontra-se um caracterizado por um filme de líquido escoando junto à parede interna da tubulação, e o gás se deslocando pelo centro, muitas vezes carregando parte do líquido sob a forma de gotículas dispersas. Este padrão é chamado de escoamento anular.

Neste padrão o gás fica em contato apenas com o líquido das gotas dispersas ou do filme, não interagindo com a parede da tubulação.

Assim, todos os processos de transferência entre o gás e o líquido ocorrem nesta interface, cuja estrutura os determina.

Dentro do ramo de estudos e pesquisas científicas em fluxo multifásico, existe um grande interesse na maior compreensão dos fenômenos que ocorrem na interface. Entre estes, na tensão interfacial entre o fluxo central e o filme de líquido, que é responsável em grande parte pela transferência de quantidade de movimento do gás para o líquido.

Para se quantificar a tensão interfacial é usual definir-se o coeficiente de atrito interfacial. Trata-se a interface como uma superfície rugosa, de forma similar aos modelos de rugosidade aparente ("apparent roughness model", ARS) do escoamento monofásico.

O escoamento gasoso, então, "enxerga" a interface como uma superfície rugosa, com a rugosidade relativa correlacionada em termos da razão entre a espessura média do filme e o diâmetro da tubulação. Para considerar o fato de que o filme de líquido se desloca, propõe-se que a pressão dinâmica de referência seja calculada para a velocidade relativa média entre o gás e o líquido no filme.

Esta abordagem tem sido empregada, com relativo sucesso, para correlacionar a tensão interfacial em escoamentos anulares que se caracterizam por uma espessura de filme pequena (filme fino). Para escoamentos aonde se encontram espessuras de filme mais grossas

(menores vazões de gás, quando o escoamento está próximo da situação de reversão de fluxo), o modelo da rugosidade aparente tende a subestimar a tensão interfacial, com a estrutura da interface perdendo a sua similaridade com a rugosidade relativa do escoamento monofásico. Este escoamento próximo da situação de reversão é denominado neste trabalho de **escoamento anular transicional.**

O escoamento anular transicional é encontrado em dutos de petróleo e derivados. Em poços de petróleo, ou de gás natural, quando a energia disponível para a elevação dos fluidos está baixa a situação é crítica, pois qualquer procedimento operacional mal realizado pode levar à ocorrência da reversão do fluxo, ou seja, ao carregamento hidrostático do poço ("load-up") e à interrupção na elevação do petróleo.

Neste trabalho a interação entre o fator de atrito interfacial e as variáveis operacionais em escoamento anular vertical co-corrente ascendente foi obtida partindo-se do modelo de dois fluidos. Esta abordagem torna explícito o limite de aplicação das correlações até então adotadas e fornece a base para a proposição de correlação aplicável ao escoamento anular transicional.

Juntamente com a correlação para o coeficiente de atrito interfacial, é proposto uma correlação para o cálculo da fração de vazio, que também seja aplicável em ambas situações, isto é, os escoamentos anulares de filme fino e transicionais.

Este trabalho mostra resultados experimentais obtidos em laboratório, dos quais foram obtidas as correlações propostas, além da comparação e discussão entre as correlações comumente utilizadas no escoamento anular e os resultados experimentais e as correlações deste trabalho.

A estrutura da interface é investigada, utilizando-se das técnicas de medição de espessura de filme com sondas de condutância. O sinal temporal $\delta(t)$ relativo à espessura instantânea do filme de liquido, foi adquirido e processado de acordo com técnicas de análise de sinais no domínio do tempo e da frequência.

Considerando a escassa literatura existente em língua portuguesa sobre escoamento bifásico, é importante destacar particularidades do escoamento anular a que se refere este trabalho. As condições de modelagem e ensaio aplicam-se ao **escoamento anular com dispersão.** Não houve condições experimentais, em qualquer situação, para que o escoamento

gasoso central se apresentasse sem gotas dispersas, o que caracterizaria o **escoamento anular ideal**. Durante os testes, estabelecia-se o escoamento anular próximo à **reversão de fluxo** (mudança do sentido de escoamento do líquido no filme) que, entretanto, não foi atingida em qualquer dos pontos experimentais de ensaio. A vazão de gás era então aumentada, para uma vazão de líquido constante, até uma condição de escoamento com dispersão, caracterizado por interfaces com ondas de pertubação sobrepostas às ondas de base ("disturbance waves" sobrepostas às "ripple waves").

1.2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.

O escoamento multifásico vem sendo estudado há muitos anos, mas só recebeu um grande impulso na década de 50 buscando, principalmente , atender a indústria nuclear. Nas usinas atômicas este escoamento ocorre em situações de emergência, determinando a segurança de reatores. Sendo assim, a maior parte das publicações em escoamento multifásico está ligada a área nuclear.

Na áreas da engenharia de petróleo e da engenharia química o escoamento multifásico não está relacionado predominantemente à segurança dos processos, mas à viabilidade e economicidade de produção.

Até meados deste século a pesquisa em escoamento multifásico concentrava-se no desenvolvimento de correlações específicas para cada caso, a fim de atender rapidamente os problemas encontrados em cada indústria.

A partir da década de 60, entretanto, começam a aparecer trabalhos que buscam uma formulação analítica do escoamento bifásico, baseados em toda a experiência acumulada nos dados obtidos anteriormente.

Apesar de existir uma extensa literatura em escoamento multifásico, este é subdividido em vários padrões de escoamento e em sistemas de várias geometrias. Conforme o interesse da indústria existe uma intensificação no estudo de um determinado padrão.

No caso específico do escoamento anular ele é subdividido basicamente em três tipos: escoamento anular co-corrente ascendente, escoamento anular contra-corrente e

escoamento anular descendente.

Como o interesse deste trabalho está na estrutura da interface, na determinação do seu coeficiente de atrito interfacial para o escoamento anular co-corrente ascendente, e nas características do escoamento que determinam os fenômenos recém citados, faremos uma breve retrospectiva dos trabalhos aplicados a este padrão.

Wallis [27] observou dados experimentais em escoamento vertical anular e horizontal estratificado de diversos autores, e sugeriu que a tensão interfacial deve depender, presumidamente, da diferença entre a velocidade média do gás na área do gás e de alguma velocidade característica da interface. Propôs ainda que se a velocidade do gás for muito maior que a velocidade do líquido, então pode-se negligenciar a velocidade do líquido e assumir uma forma usual da equação para a tensão interfacial:

$$\tau_i = \frac{C_{fi}\,\rho_g <j_g>^2}{2<\alpha>^2} \qquad (1.1)$$

onde C_{fi} é o coeficiente de atrito interfacial, ρ_g é a densidade do gás nas condições de fluxo, $<j_g>$ é a média na seção transversal da velocidade superficial do gás, e $<\alpha>$ é a média na seção transversal da fração de vazio.

Através da análise de dados experimentais, o autor propôs para fluxo anular com o filme completamente rugoso, ("rough annular flow"), uma correlação para o coeficiente de atrito interfacial:

$$C_{fi} = 0{,}005\left[1 + 300\,\frac{\delta}{D}\right] \qquad (1.2)$$

onde δ é a espessura média do filme de líquido e D é o diâmetro interno da tubulação.

Esta correlação tem sido até hoje a mais utilizada em todos os sub-padrões do escoamento anular (co-corrente ascendente, contra corrente, co-corrente descendente e anular transicional). Para filmes finos em tubos circulares, pode-se reescrever a equação acima como:

$$C_{fi} = 0{,}005[1 + 75(1 - <\alpha>)] \tag{1.3}$$

Para o autor, escoamento anular rugoso é aquele em que o escoamento gasoso "vê" a interface como uma superfície rugosa, cuja rugosidade é cerca de 4 vezes superior à espessura média do filme.

Sekoguchi et al. [23] comentam que correlações para o coeficiente de atrito interfacial baseadas neste modelo da rugosidade aparente ("apparent roughness model", ARS), apresentam boa concordância para escoamentos anulares com espessuras de filme finas, aonde a estrutura da interface apresenta-se com uma rugosidade uniforme. Em situações onde predominam as "ondas de perturbação" ("disturbance waves"), e o filme é espesso, estas correlações subestimam o coeficiente de atrito interfacial. O autor observa que há um grande aumento no coeficiente de atrito interfacial, provavelmente causado pelas ondas de perturbação, que alteram a estrutura da interface.

Dukler et al. [5], em 1984, também observaram que a correlação de Wallis, (Eq. 1.2), só deve ser usada em escoamentos do tipo "rough annular flow". Isto é, se a rugosidade da interface for proporcional à espessura do filme e independente do fluxo de gás.

Estas observações surgiram através de dados experimentais baseados em um balanço de forças no fluxo de gás. Assim, o coeficiente de atrito interfacial foi calculado através de:

$$C_{fi} = \frac{2\tau_i}{\rho_g(\bar{U}_g - \bar{U}_L)^2} \tag{1.4}$$

Com a tensão interfacial, τ_i , obtida a partir de:

$$\tau_i = - \frac{\Delta p}{\Delta Z}\left[\frac{D - 2\delta}{4} \right] \qquad (1.5)$$

$\Delta p/\Delta Z$ é o gradiente de pressão, e as velocidades médias do líquido e do gás são calculadas por:

$$\bar{U}_L = \frac{W_L}{\pi \rho_L \delta (D - \delta)} \qquad (1.6A)$$

e

$$\bar{U}_g = \frac{4W_g}{\pi \rho_g (D - 2\delta)^2} \qquad (1.6B)$$

onde, W_L e W_g são as vazões mássicas do líquido e do gás respectivamente.

Owen et al. [22], observaram que, em escoamentos com fluxos mássicos elevados, quando se aumenta o fluxo de gás existe uma tendência a aumentar a tensão interfacial, similarmente ao que ocorre no escoamento monofásico. Em contra-partida, o coeficiente de atrito interfacial diminui. Eles atribuem este fato à diminuição rápida da espessura de filme, causando uma diminuição na "atividade das ondas" ("wave activity"), que se propagam sobre o filme.

Abolfadl & Wallis [1], em 1985, sugeriram que o coeficiente de atrito interfacial pudesse ser calculado estendendo-se a tensão superficial do gás até a interface. O coeficiente de atrito interfacial pode ser calculado recorrendo-se à distribuição do comprimento de mistura do escoamento central, em uma analogia com o conceito do comprimento de mistura de Prandtl aplicado ao escoamento monofásico. Assim,

$$C_{fi} = \frac{(1 - \delta^*)^5}{2}\left[\int_0^{(1-\delta^*)} r^* dr^* \int_{r^*}^{(1-\delta^*)} \frac{r^{*\prime}}{l^*} dr^{*\prime}\right]^{-2} \qquad (1.7)$$

onde:

$$\delta^* = \frac{2\delta}{D}$$

$$r^* = \frac{2r}{D}$$

$$l^* = \frac{2l}{D}$$

Os autores propuseram, para o comprimento de mistura, uma correlação que considera a diminuição da intensidade de turbulência no fluxo do gás devido à presença das gotas dispersas:

$$\begin{aligned} l^* &= 0{,}12(1 - r^{*2}) && \text{para } \langle\alpha_c\rangle \geq 0{,}999 \\ &= [0{,}065 - 0{,}008\ln(1 - \langle\alpha_c\rangle)](1 - r^{*2}) && \text{para } \langle\alpha_c\rangle < 0{,}999 \end{aligned} \qquad (1.8)$$

Onde:

$$\langle\alpha\rangle = 0 \qquad \text{para } (1 - \delta^*) \leq r^* \leq 1$$

e

$$\langle\alpha\rangle = \langle\alpha_c\rangle \qquad \text{para } 0 \leq r^* < (1 - \delta^*)$$

$\langle\alpha_c\rangle$ é a fração de vazio restrita ao fluxo central (gás mais gotas dispersas).

Através dessas duas equações, (Eq. 1.7 e Eq. 1.8), eles obtiveram o coeficiente de atrito interfacial:

$$C_{fi} = 0{,}0072(1 - \delta^*)^5\left[\frac{1}{4}\ln\frac{[1 + (1 - \delta^*)^{0,5}]}{[1 - (1 - \delta^*)^{0,5}]} - \frac{1}{3}(1 - \delta^*)^{1,5} - \frac{1}{2}\tan^{-1}(1 - \delta^*)^{0,5}\right]^{-2}$$

para $\langle\alpha_c\rangle \geq 0{,}999$ **(1.9A)**

e

$$C_{fi} = [0{,}065 - 0{,}008\ln(1 - \langle\alpha_c\rangle)]^2\frac{(1 - \delta^*)^5}{2}\left[\frac{1}{4}\ln\frac{[1 + (1 - \delta^*)^{0,5}]}{[1 - (1 - \delta^*)^{0,5}]} - \frac{1}{3}(1 - \delta^*)^{1,5} - \frac{1}{2}\tan^{-1}(1 - \delta^*)^{0,5}\right]^{-2}$$

para $\langle\alpha_c\rangle < 0{,}999$ **(1.9B)**

Hewitt [11], também propôs uma correlação para o coeficiente de atrito interfacial baseado no modelo da rugosidade aparente ("apparent roughness model", ARS), a partir da análise de dados experimentais. É dada por:

$$C_{fi} = C_{sfi}\left[1 + 24\left(\frac{\rho_L}{\rho_g}\right)^{1/3}\frac{\delta}{D}\right] \quad \textbf{(1.10)}$$

onde ρ_L é a densidade do líquido e C_{sfi} é o coeficiente de atrito monofásico para tubos lisos com o Reynolds do gás definido como:

$$Re_g = \frac{\rho_c D\langle j_g\rangle}{\mu_g}$$

onde ρ_c é a densidade média no fluxo central, μ_g é a viscosidade dinâmica do gás nas

condições de fluxo, e $\langle j_g \rangle$ é a média na seção transversal da velocidade superficial do gás.

Zabaras et al. [30], mediram a tensão de cisalhamento do líquido na parede de uma tubulação circular, em função da espessura do filme em escoamentos anulares transicionais ascendentes. Constataram uma mudança na direção desta tensão de cisalhamento a partir de uma determinada espessura de filme. Eles atribuíram esta mudança à ação da gravidade no filme. Ou seja, para um filme fino, a ação da tensão interfacial sobre o líquido é maior que a ação da gravidade, fazendo com que todo o líquido flua no sentido do escoamento do gás. A partir de uma determinada espessura de filme, a ação da tensão interfacial só consegue se sobrepor à da gravidade na parte do filme que se encontra próximo da interface, fazendo com que esta flua para cima. Nas proximidades da parede da tubulação, aonde a ação da tensão interfacial é pequena, e por isto é suplantada pela força gravitacional, o líquido flui para baixo, fazendo com que a tensão de cisalhamento na parede mude de direção. Eles concluem que nos escoamentos em que a espessura de filme fica oscilando entre os limites citados (característica do escoamento anular transicional), a ação da gravidade deve ser levada em conta nos mecanismos de transferência de massa, quantidade de movimento e energia.

Jensen [14], comparou dados obtidos em laboratório por diversos autores com diferentes perfis de velocidades presumidos. Esta comparação foi feita separando-se o escoamento anular em duas partes: fluxo no filme de líquido e fluxo na região central. Através dos dados de laboratório, o autor calculava as vazões mássicas do filme de líquido e do gás integrando os perfis de velocidades e comparando-as com as respectivas vazões reais. Foram adotados três perfis de velocidades para o filme de líquido: o perfil universal de velocidades ("universal velocity profile"), perfil duplo de velocidades ("double velocity profile") e um perfil desenvolvido por Dobran, o qual considera a ondulação no filme de líquido. O perfil que apresentou melhor resultado foi o perfil duplo de velocidades que considera o perfil universal da parede da tubulação até a metade da espessura do filme e uma reflexão invertida do perfil universal até a interface. Para o fluxo central o autor desenvolveu um perfil de velocidades que leva em conta a distância da interface, a quantidade de gotas dispersas no fluxo e a espessura do filme. O autor também observou que quanto maior é a presença de gotas dispersas no fluxo

do gás menor é a intensidade de turbulência deste, como tinha sido considerado por Abolfadl & Wallis [1].

Govan et al. [8], analisaram a influência da deposição de gotas dispersas na tensão de cisalhamento na parede. Eles observaram que a deposição de gotas dispersas no filme de líquido aumenta de 15 a 50% a tensão de cisalhamento na parede, se comparado a escoamentos onde a dispersão e deposição de gotas é desprezada.

Jepson et al. [15], estudaram a influência da densidade do gás sobre as gotas dispersas em um escoamento anular co-corrente ascendente, utilizando como fluidos ar/água e helio/água. Eles concluiram que: a) No fluxo com o hélio, que tem uma densidade menor que o ar, a quantidade de gotas dispersas encontradas no escoamento era menor; b) O tamanho das gotas diminui com o aumento na velocidade superficial do gás (válido para ambos os gases, esta observação confirmou o número de Weber, que caracteriza o tamanho máximo de uma gota estável no fluxo gasoso central); c) Em baixas velocidades do gás (para ambos os gases), as gotas grandes tendem a se depositar primeiro, enquanto que em altas velocidades as gotas pequenas é que se depositam preferencialmente. Isto confirma a suposição de que existem dois mecanismos de deposição, o impacto direto predominante em baixas velocidades com uma deposição preferencial de gotas grandes, e o mecanismo da difusão que predomina em velocidades altas com a deposição preferencial de gotas pequenas.

No presente trabalho, a interpretação dos fenômenos que ocorrem na interface foi feita levando-se em conta os dados registrados em laboratório, a observação direta do escoamento, e os trabalhos citados acima.

CAPÍTULO 2

FORMULAÇÃO PARA O COEFICIENTE DE ATRITO INTERFACIAL

De acordo com o Modelo de Dois Fluidos, como proposto por Ishii [12], em um escoamento bifásico gás-líquido as equações de conservação da massa e da quantidade de movimento são dadas por:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_k \rho_k) + \vec{\nabla}\cdot(\alpha_k \rho_k \vec{V}_k) = \Gamma_k \tag{2.1}$$

$$\alpha_k \rho_k \frac{D\vec{V}_k}{Dt} = -\vec{\nabla}(\alpha_k p_k) + \vec{\nabla}\cdot(\alpha_k \tilde{\tau}_k) + \alpha_k \rho_k \vec{g} - \vec{V}_k \Gamma_k + \vec{M}_k \tag{2.2}$$

O subscrito k indica as fases e as propriedades são dadas por médias temporais apropriadas. A variável α_k é a fração de residência local da fase k e indica a probabilidade de ocorrência da fase num ponto do espaço. Γ_k é a transferência da massa na interface, $\vec{M}_k$ é a força interfacial total por unidade de volume e $\tilde{\tau}_k$ representa o tensor das tensões, constituído dos termos turbulento e viscoso. As equações de conservação da massa e da quantidade de movimento para os processos de transferência que ocorrem na interface, denominadas de

condição de salto na interface são, respectivamente:

$$\sum_{k=L,g} \Gamma_k = 0 \tag{2.3}$$

$$\sum_{k=L,g} \vec{M}_k = \vec{M}_m \tag{2.4}$$

$\vec{M}_m$ representa a ação de forças resultantes da tensão superficial, e os subscritos L e g representam respectivamente o líquido e o gás.

Desmembrando-se as componentes normal e tangencial que constituem a força interfacial total, teremos:

$$\vec{M}_k = \vec{V}_{k_i}\Gamma_k + p_{k_i}\vec{\nabla}\alpha_k - \vec{\nabla}\alpha_k \cdot \tilde{\tau}_{k_i} \tag{2.5}$$

Substituindo a (Eq. 2.5) na (Eq. 2.2), reescrevemos a equação de conservação da quantidade de movimento como:

$$\alpha_k \rho_k \frac{D\vec{V}_k}{Dt} = -\vec{\nabla}(\alpha_k p_k) + \vec{\nabla}\cdot(\alpha_k \tilde{\tau}_k) + \alpha_k \rho_k \vec{g} - \vec{V}_k \Gamma_k + \vec{V}_{k_i}\Gamma_k + p_{k_i}\vec{\nabla}\alpha_k - \vec{\nabla}\alpha_k \cdot \tilde{\tau}_{k_i} \tag{2.6}$$

Ou ainda,

$$\alpha_k \rho_k \frac{D\vec{V}_k}{Dt} = -\alpha_k \vec{\nabla} p_k + \vec{\nabla}\cdot(\alpha_k \tilde{\tau}_k) + \alpha_k \rho_k \vec{g} - (\vec{V}_k - \vec{V}_{k_i})\Gamma_k + (p_{k_i} - p_k)\vec{\nabla}\alpha_k - \vec{\nabla}\alpha_k \cdot \tilde{\tau}_{k_i} \tag{2.7}$$

O subscrito k_i indica a propriedade da fase k junto à interface.

Esta equação será aplicada a um escoamento anular de gás e líquido, vertical e

ascendente. Este padrão de escoamento bifásico se caracteriza por uma relativa separação entre as fases. O líquido escoa predominantemente junto à parede da tubulação, arrastado pelo escoamento gasoso central. Dispersas no escoamento de gás encontram-se gotas de líquido.

O processo de transferência de quantidade de movimento neste escoamento ocorre predominantemente na interface, através da ação da tensão interfacial. A interface é coberta por um complexo padrão de ondas, que depende de características físicas e operacionais do escoamento (Sekoguchi et al. [23]), e determina a magnitude da tensão interfacial. Na interface existe ainda um contínuo processo de dispersão de gotas de líquido no fluxo central e de deposição de gotas sobre o filme de líquido.

As gotas dispersas são formadas pelo rompimento da crista das ondas. Estas têm uma velocidade menor que o gás, com isto as gotas são aceleradas até atingirem as suas respectivas velocidades terminais. Por outro lado as gotas dispersas são depositadas no filme de líquido e sofrem uma desaceleração. Assim, este processo resulta em uma transferência líquida de quantidade de movimento para o filme. No balanço resultante obtém-se um aumento da tensão de cisalhamento na parede e a redução da tensão de cisalhamento na interface, quando comparado ao de um escoamento onde a dispersão e a deposição não são considerados.

Govan et al. [8], analisaram a influência da deposição de gotas na magnitude da tensão de cisalhamento na parede. Nos experimentos realizados, ocorria apenas o processo de deposição, não sendo possível se medir, desta forma, a influência da dispersão de gotas do filme de líquido na magnitude da tensão de cisalhamento na parede.

O fato de se considerar apenas o processo de deposição de gotas no filme de líquido implica no aumento contínuo no fluxo mássico no filme. Assim, há um aumento na quantidade de massa a ser desacelerada, ou seja, superestima-se a tensão de cisalhamento na parede e não se obtém um escoamento completamente desenvolvido.

Os autores também realizaram experimentos com fluxo anular sem gotas, com a intenção de fazer uma comparação direta entre as tensões de cisalhamento na parede com e sem deposição. Obtiveram valores para a tensão de cisalhamento com deposição 15 a 50% maiores que a tensão de cisalhamento sem deposição, confirmando assim o que já era esperado. Estes valores, porém, são inferiores aos valores estimados por correlações normalmente utilizadas para este cálculo.

As vazões utilizadas na análise de Govan [8] foram altas, e observou-se que a diferença entre as tensões de cisalhamento, com e sem deposição, tendem a reduzir com a redução das vazões.

Por ser difícil medir a magnitude destes processos de transferência de quantidade de movimento, aliado ao fato de que só representam uma parcela pequena na troca da quantidade de movimento total entre as fases, optou-se por desprezá-los na formulação da equação de conservação da quantidade de movimento adotada neste trabalho.

O escoamento anular, como qualquer outro escoamento bifásico, é intrisicamente transiente. Os processos de transferência que ocorrem podem, entretanto, ser considerados estacionários se um tempo suficientemente longo for adotado como referência. Partindo também do pressuposto de que não há variação dos valores médios das propriedades ao longo da direção principal do escoamento (escoamento completamente desenvolvido), que o escoamento é simétrico em relação à linha de centro da tubulação (componente azimutal da velocidade, V_θ, igual a zero), que não há fluxo radial médio (componente radial da velocidade, V_R, igual a zero), que inexiste transferência de massa (Γ_k igual a zero), a equação de conservação da quantidade de movimento pode ser simplificada para:

$$- \alpha_k \vec{\nabla} p_k + \vec{\nabla}\cdot(\alpha_k \bar{\tau}_k) + \alpha_k \rho_k \vec{g} + (p_{k_i} - p_k)\vec{\nabla}\alpha_k - \vec{\nabla}\alpha_k \cdot \bar{\tau}_{k_i} = 0 \qquad (2.8)$$

O penúltimo termo à esquerda do sinal de igualdade é a força de arrasto por unidade de volume, dominante em escoamentos bifásicos do tipo disperso (i.é, uma das fases dispersa na outra, como no escoamento em bolhas). No escoamento anular considerado, esta força estará presente na interação do gás com as gotas de líquido no fluxo central.

O último termo à esquerda do sinal de igualdade é a força por unidade de volume que resulta da ação das tensões viscosas na interface gás-líquido. O termo dominante é o das tensões cisalhantes.

Para o escoamento anular analisado, vai-se considerar que o escoamento central de gás e gotas de líquido comporta-se como o de uma mistura homogênea. Assim , o subscrito k, quando aplicado ao escoamento central (k=g), referir-se-á a esta mistura. Adicionando-se

a esta premissa o fato de que o fluxo mássico de líquido em forma de gotas dispersas é uma pequena fração do fluxo mássico total de líquido, e ainda desprezando-se os efeitos da tensão superficial, pode-se considerar que a força dominante neste escoamento resulta da ação das tensões em $\tilde{\tau}_{k_i}$, ou seja:

$$(p_{k_i} - p_k) \approx 0$$

Assim, a equação da quantidade de movimento é simplificada para:

$$- \alpha_k \vec{\nabla} p_k + \vec{\nabla}\cdot(\alpha_k \tilde{\tau}_k) + \alpha_k \rho_k \vec{g} - \vec{\nabla}\alpha_k \cdot \tilde{\tau}_{k_i} = 0 \qquad (2.9)$$

Identificando-se as fases e fazendo $\alpha_g = \alpha$ e $\alpha_L = (1 - \alpha)$, teremos:

$$- \alpha \vec{\nabla} p_g + \vec{\nabla}\cdot(\alpha \tilde{\tau}_g) + \alpha \rho_g \vec{g} - \vec{\nabla}\alpha \cdot \tilde{\tau}_{g_i} = 0 \qquad (2.10)$$

$$- (1 - \alpha)\vec{\nabla} p_L + \vec{\nabla}\cdot[(1 - \alpha)\tilde{\tau}_L] + (1 - \alpha)\rho_L \vec{g} - \vec{\nabla}(1 - \alpha)\cdot\tilde{\tau}_{L_i} = 0 \qquad (2.11)$$

A formulação unidimensional destas equações é obtida integrando-as na seção transversal ao escoamento.

Neste processo de integração as tensões existentes no seio do escoamento de gás se anulam, restando apenas a tensão de cisalhamento atuante nas fronteiras. No caso do escoamento anular, esta é a tensão de cisalhamento interfacial.

O mesmo se verifica no caso do escoamento de líquido, restando apenas a tensão de cisalhamento interfacial e a tensão de cisalhamento na parede da tubulação.

Fazendo-se também a suposição de que a pressão é uniforme na seção transversal (usual em abordagens do escoamento bifásico), e levando-se em conta a disposição das fases

no escoamento, como mostra a figura 2.1, tem-se:

$$- <\alpha> \frac{dp}{dZ} - <\alpha> \rho_g g_Z - \frac{\tau_i P_i}{A_T} = 0 \qquad (2.12)$$

$$- <1 - \alpha> \frac{dp}{dZ} - <1 - \alpha> \rho_L g_Z - \frac{\tau_w P_w}{A_T} + \frac{\tau_i P_i}{A_T} = 0 \qquad (2.13)$$

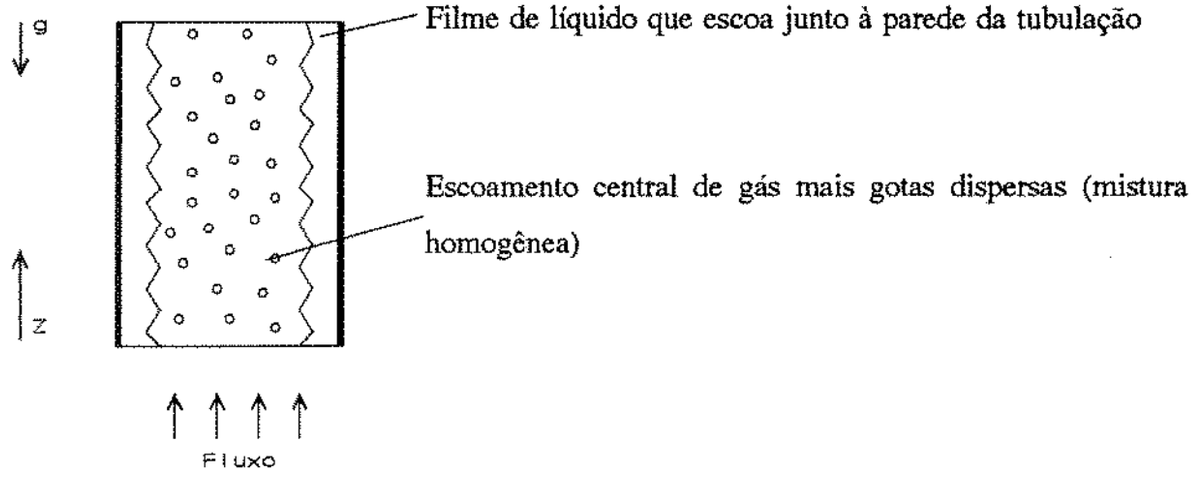

Fig. 2.1: Disposição das fases no escoamento.

Nas equações acima < > representa a média na seção transversal, τ_i é a tensão cisalhante na interface, P_i é o seu perímetro, τ_w é a tensão do líquido na parede da tubulação e P_w é o perímetro molhado do filme de líquido (líquido-parede da tubulação).

Notar que a condição de salto na interface para a quantidade de movimento impõe o princípio de ação e reação:

$$<\vec{\nabla}\alpha \cdot \vec{\tau}_{g_i}> = \frac{\tau_i P_i}{A_T} = - <\vec{\nabla}(1 - \alpha) \cdot \vec{\tau}_{L_i}>$$

Somando-se a equação da quantidade de movimento para o gás com a do líquido

obtém-se a equação da mistura:

$$-\frac{dp}{dZ} - \rho_L g_Z + <\alpha>\Delta\rho g_Z = \frac{\tau_w P_w}{A_T} \qquad (2.14)$$

Com estas três equações pode-se traçar a estratégia de solução do escoamento anular. Dada a intercorrelação existente entre os vários termos, pertinentes aos escoamentos de gás, líquido e à interface, uma solução adequada deve considerá-los todos. Por exemplo, o gradiente de pressão calculado da equação de mistura, dada uma equação constitutiva para a tensão de cisalhamento na parede, somente será solução das equações das fases se <α> incorporar corretamente o fenômeno de interface.

A intercorrelação entre as várias forças é obtida isolando-se o gradiente de pressão na equação da mistura e substituindo-o na equação para o líquido:

$$-<1-\alpha>(-\rho_L g_Z + <\alpha>\Delta\rho g_Z - \frac{\tau_w P_w}{A_T}) - <1-\alpha>\rho_L g_Z - \frac{\tau_w P_w}{A_T} + \frac{\tau_i P_i}{A_T} = 0 \qquad (2.15)$$

que, simplificando, fica

$$-<1-\alpha><\alpha>\Delta\rho g_Z - <\alpha>\frac{\tau_w P_w}{A_T} + \frac{\tau_i P_i}{A_T} = 0 \qquad (2.16)$$

A tensão de cisalhamento na parede pode ser dada por:

$$\tau_w = C_{fw}\frac{1}{2}\rho_L <V_L>_L^2$$

e na interface,

$$\tau_i = C_{fi}\frac{1}{2}\rho_g(\langle V_g\rangle_g - \langle V_L\rangle_L)^2 = C_{fi}\frac{1}{2}\rho_g(\bar{V}_R|\bar{V}_R|)$$

Os simbolos $\langle\ \rangle_g$ e $\langle\ \rangle_L$ referem-se a médias de superfície restritas às ocorrências das fases. Teremos então:

$$-\langle 1-\alpha\rangle\langle\alpha\rangle\Delta\rho g_Z - \langle\alpha\rangle C_{fw}\left\{\frac{1}{2}\rho_L\langle V_L\rangle_L^2\right\}\frac{P_w}{A_T} + C_{fi}\left\{\frac{1}{2}\rho_g(\bar{V}_R|\bar{V}_R|)\right\}\frac{P_i}{A_T} = 0 \qquad (2.17)$$

A velocidade média do líquido é dada por:

$$\langle V_L\rangle_L = \frac{\langle(1-\alpha)V_L\rangle}{\langle 1-\alpha\rangle} = \frac{\langle j_L\rangle}{\langle 1-\alpha\rangle}$$

e a velocidade média do gás:

$$\langle V_g\rangle_g = \frac{\langle\alpha V_g\rangle}{\langle\alpha\rangle} = \frac{\langle j_g\rangle}{\langle\alpha\rangle}$$

Assim:

$$-\langle 1-\alpha\rangle\langle\alpha\rangle\Delta\rho g_Z - \langle\alpha\rangle C_{fw}\frac{1}{2}\rho_L\left[\frac{\langle j_L\rangle}{\langle 1-\alpha\rangle}\right]^2\frac{P_w}{A_T} + C_{fi}\frac{1}{2}\rho_g\left[\frac{\langle j_g\rangle}{\langle\alpha\rangle} - \frac{\langle j_L\rangle}{\langle 1-\alpha\rangle}\right]^2\frac{P_i}{A_T} = 0 \qquad (2.18)$$

O filme de líquido está em contato com a parede. Se sua espessura média é δ, o perímetro da interface e o perímetro molhado do filme de líquido serão dados por:

$$P_w = \pi D$$

$$P_i = \pi(D - 2\delta) = \pi D\sqrt{<\alpha>}$$

A equação é então reescrita para:

$$-<1-\alpha><\alpha>\Delta\rho g_Z - <\alpha>C_{fw}\frac{1}{2}\rho_L\left[\frac{<j_L>}{<1-\alpha>}\right]^2\frac{4}{D} + \tag{2.19}$$

$$+ C_{fi}\frac{1}{2}\rho_g\left[\frac{<j_g>}{<\alpha>} - \frac{<j_L>}{<1-\alpha>}\right]^2\frac{4}{D}\sqrt{<\alpha>} = 0$$

A equação acima permite uma solução em <α> desde que se especifique correlações para os coeficientes de atrito na parede e na interface. É a solução clássica do escoamento anular, que está explícita na relação triangular entre <α>, $<j_L>$ e *dp/dZ*. Isto é, se os coeficientes de atrito na parede e na interface forem expressos em termos de <α>, dos parâmetros de entrada do escoamento, das propriedades físicas dos fluidos, etc, haverá uma solução única para <α>.

Este procedimento resulta, entretanto, em soluções limitadas, na maioria dos casos. E a limitação reside justamente nas correlações adotadas para o coeficiente de atrito interfacial e para o coeficiente de atrito na parede. A estrutura da interface determina a interação entre as fases. E esta muda não somente com a variação das propriedades dos fluídos, mas também com as características físicas do sistema. Sendo também função das condições operacionais, estas devem ser considerados na sua representação.

A equação também permite uma solução para o coeficiente de atrito interfacial, desde que <α> e o coeficiente de atrito na parede possam ser obtidos de correlações válidas para o escoamento anular. Assim,

$$C_{fi} = \frac{D}{2}\frac{<\alpha>^{1,5}}{f(\alpha)}\frac{\rho_L}{\rho_g}\left[\frac{<j_g>}{<\alpha>} - \frac{<j_L>}{<1-\alpha>}\right]^{-2}\left[\frac{\Delta\rho}{\rho_L}g_Z + \frac{2}{D}C_{fw}\frac{<j_L>^2}{<1-\alpha>^3}\right] \tag{2.20}$$

onde:

$$f(\alpha) = \frac{<\alpha>}{<1-\alpha>}$$

ou ainda,

$$C_{fi} = \frac{D}{2}\frac{<\alpha>^{1,5}}{f(\alpha)}\frac{\rho_L}{\rho_g}\left[\frac{V_{gj}^{/}}{<1-\alpha>}\right]^{-2}\left[\frac{\Delta\rho}{\rho_L}g_Z + \frac{2}{D}C_{fw}\frac{<j_L>^2}{<1-\alpha>^3}\right] \tag{2.21}$$

onde,

$$V_{gj}^{/} = \bar{V}_R<1-\alpha>$$

e V_{gj} é denominada a velocidade de deslizamento generalizada.

Como podemos observar, as relações acima nos indicam que o coeficiente de atrito interfacial é uma função complexa de parâmetros operacionais, características dos fluidos e do escoamento. Em escoamentos anulares desenvolvidos, com $<\alpha>\rightarrow 1$, correlações baseadas na rugosidade aparente da interface líquido-gás ("apparent roughness model",ARS) tem sido muito utilizados, Wallis [26], Abolfadl & Wallis [1], e outros.

Conforme mostra a (Eq. 2.21), o primeiro termo no segundo colchete (termo gravitacional) é constante, enquanto o segundo termo, que incorpora a fricção na parede, é uma função em $<\alpha>$. Assim, dependendo do valor de $<\alpha>$, o peso relativo destes termos na magnitude do coeficiente de atrito interfacial se altera.

De fato, escoamentos anulares desenvolvidos, com fluxo volumétrico elevado, aos quais o modelo da rugosidade relativa se aplica, apresentam uma contribuição significativa do termo da tensão cisalhante na parede. Em escoamentos anulares transicionais, o primeiro termo, pode ser de ordem de grandesa superior. Zabaras et al. [30], comentam que para escoamentos anulares transicionais o efeito da gravidade deve ser levado em conta nos mecanismos de transferência de massa, quantidade de movimento e energia.

Assim, estes termos devem ser corretamente manipulados a fim de se obter uma correlação para o coeficiente de atrito interfacial que tenha uma faixa de aplicação a mais ampla possível.

Em recente trabalho, França & Lahey [6] sugerem uma relação de deslizamento particularmente adequado para aplicação aos escoamentos de fases separadas:

$$\frac{1 - C_0 \langle \alpha \rangle}{\langle \alpha \rangle} = \frac{1}{j_g} [C_0 \langle j_L \rangle + \bar{V}_{gj}] \tag{2.22}$$

onde:

$$C_0 = \frac{\langle \alpha j \rangle}{\langle \alpha \rangle \langle j \rangle} \tag{2.23}$$

$$\bar{V}_{gj} = \frac{\langle \alpha V_{gj} \rangle}{\langle \alpha \rangle} = \frac{\langle \alpha (1 - \alpha)(V_g - V_L) \rangle}{\langle \alpha \rangle} \tag{2.24}$$

O parâmetro de distribuição, C_0, é próximo da unidade no escoamento anular. Neste padrão de escoamento o perfil de fração de vazios na região central é uniforme e a velocidade superficial j é aproximadamente igual à velocidade superficial j_g, como já verificado experimentalmente por Zuber & Findlay [31], o que resulta em $C_0 = 1$.

Ishii [11], inclusive, sugeriu uma correlação para o cálculo do coeficiente de distribuição no escoamento anular, dada por:

$$C_0 \cong 1 + \frac{<(1-\alpha)>}{<\alpha> + 4\sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_L}}} \quad ; \text{para } (\rho_g/\rho_L << 1) \qquad (2.25)$$

Assim, a (Eq. 2.22) é aproximada para:

$$\frac{<\alpha>}{<1-\alpha>} \cong \frac{1}{(1+K)}\left[\frac{<j_g>}{<j_L>}\right] \qquad (2.26)$$

sendo:

$$K = \frac{\bar{V}_{gj}}{<j_L>}$$

A (Eq. 2.26) sugere uma correlação para $<\alpha>$ aplicável a uma faixa ampla de ocorrência de escoamentos anulares, já que os termos estão relacionados com os parâmetros de entrada $<j_g>$, $<j_L>$ e um novo parâmetro de deslizamento, ***K***. Este, por sua vez, é função da velocidade de deslizamento, $\bar{V}_{gj}$. Consequentemente, com a estrutura da interface e, indiretamente, com as propriedades dos fluidos.

É possível, então, utilizar as (Eqs. 2.21) e (2.26) para calcular e correlacionar o coeficiente de atrito interfacial. E será o procedimento adotado neste trabalho.

CAPÍTULO 3

APARATO E PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

3.1 DESCRIÇÃO GERAL DO APARATO EXPERIMENTAL.

Um aparato experimental foi construído com a finalidade de se obter dados experimentais nos escoamentos anulares transicionais, o qual é objeto de estudo deste trabalho. O material básico utilizado na construção do aparato foi o acrílico, já que este atendia as condições de operação e permitia a visualização do fluxo.

A figura 3.1 mostra o esquema global, incluindo a coluna de testes e os dispositivos auxiliares. A montagem atual resulta de uma modificação daquela utilizada por Guimarães [10]. A coluna de testes será detalhada adiante, enquanto os dispositivos auxiliares estão constituídos basicamente nos circuitos de ar e água.

Para o armazenamento de água utilizou-se de uma caixa d'água com uma capacidade de armazenamento de 1 m^3, representada pela letra "A" na (Fig. 3.1). A água foi filtrada de forma a evitar a formação de particulado junto ao meio poroso da coluna principal. Esta água foi pressurizada com uma bomba centrífuga. Na saída da bomba, uma válvula tipo "globo" permite a recirculação da vazão excedente para a caixa d'água, e uma outra válvula permite o controle da vazão dirigida à coluna principal. Um rotâmetro indicado pela letra "B" (Fig. 3.1), fêz a medição deste fluxo. A água que entra na coluna principal (letra "C" da Fig.

3.1) é arrastada pelo ar e sai da coluna na parte superior do circuito de duas maneiras: 1) sob a forma dispersa, juntamente com o ar, para a atmosfera (indicada pela flecha acima da letra "E" na Fig. 3.1); 2) sob a forma de filme ascendente, coletado em "E", e cuja vazão é medida através de um tubo com escala graduada. A vazão sob a forma dispersa foi medida pela diferença entre a vazão de entrada na coluna principal e a vazão que sai sob a forma de filme ascendente.

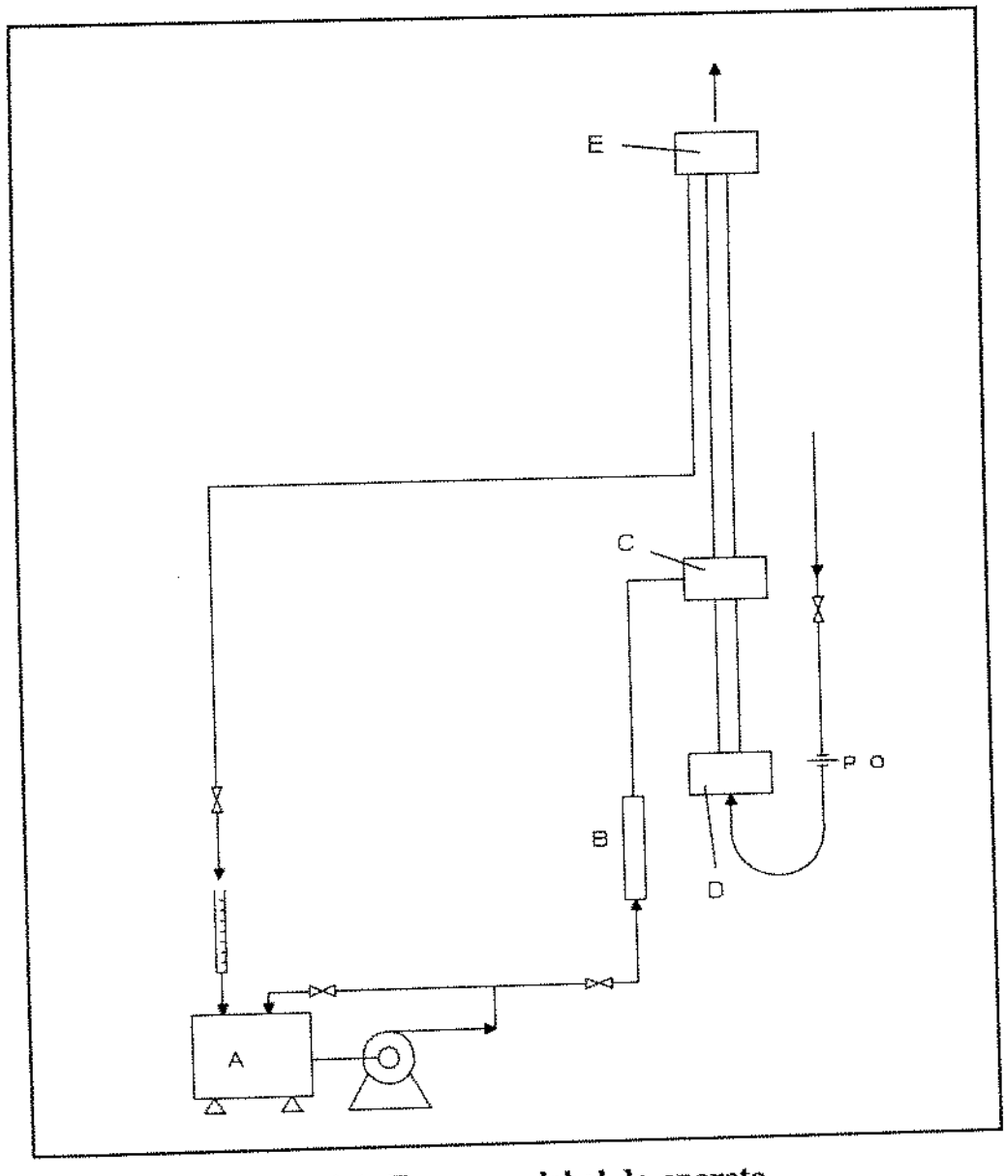

Fig. 3.1: Esquema global do aparato.

O ar usado no aparato provém da rede de ar comprimido do laboratório, e sua vazão foi controlada por uma válvula agulha. A medição da vazão de ar foi feita por uma placa de orifício cuja calibração é apresentada no apêndice "B". Após medido, o ar era direcionado à coluna principal (letra "D" da Fig. 3.1).

3.2 COLUNA PRINCIPAL.

A figura 3.2 mostra a coluna principal que é constituída de: caixa inferior (letra

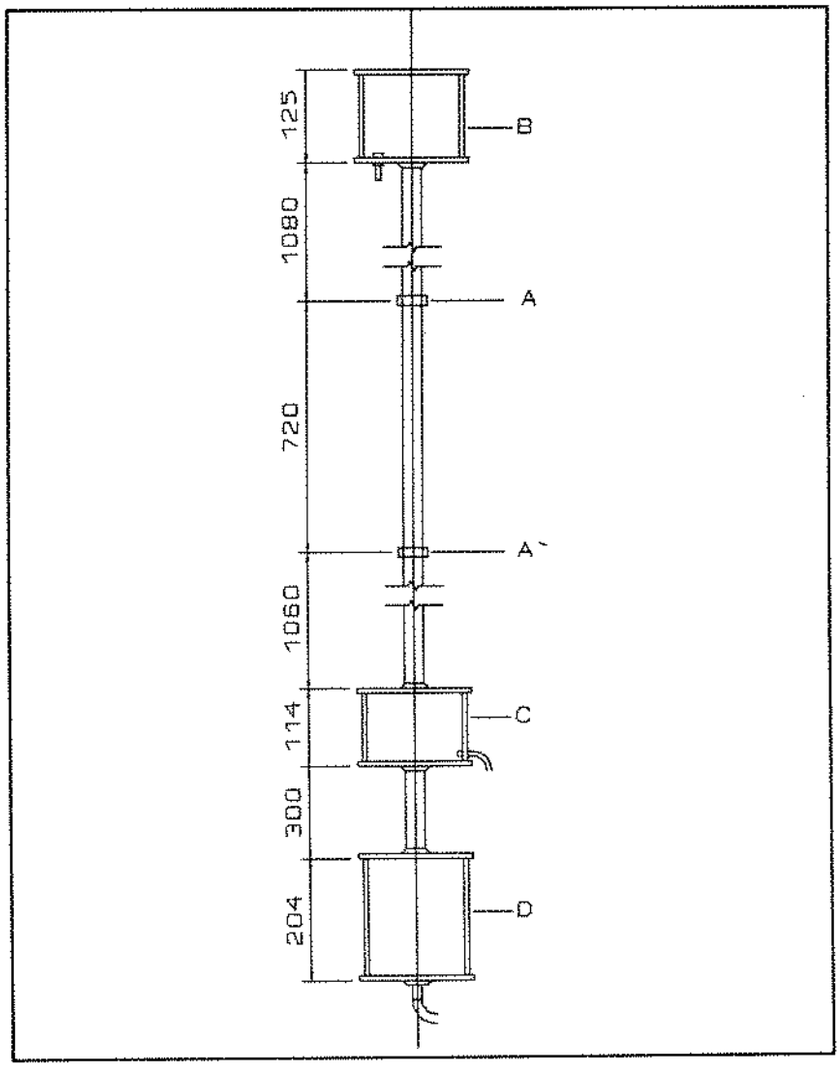

Fig. 3.2: Coluna principal. (dimensões em milímetros)

"D"), destinada à entrada de ar; tubulação inferior, destinada ao desenvolvimento do fluxo de gás; caixa intermediária (letra "C"), destinada a introduzir e distribuir o líquido no sistema; tubulação superior, usada para as medições da perda de carga e espessura de filme. A seção "A-A'" representa a seção de testes propriamente dita e a caixa superior (letra "B") é destinada a coletar o filme de líquido ascendente.

3.3 CAIXA INFERIOR.

A caixa inferior, como já mencionado, tem com função permitir a entrada de ar no aparato.

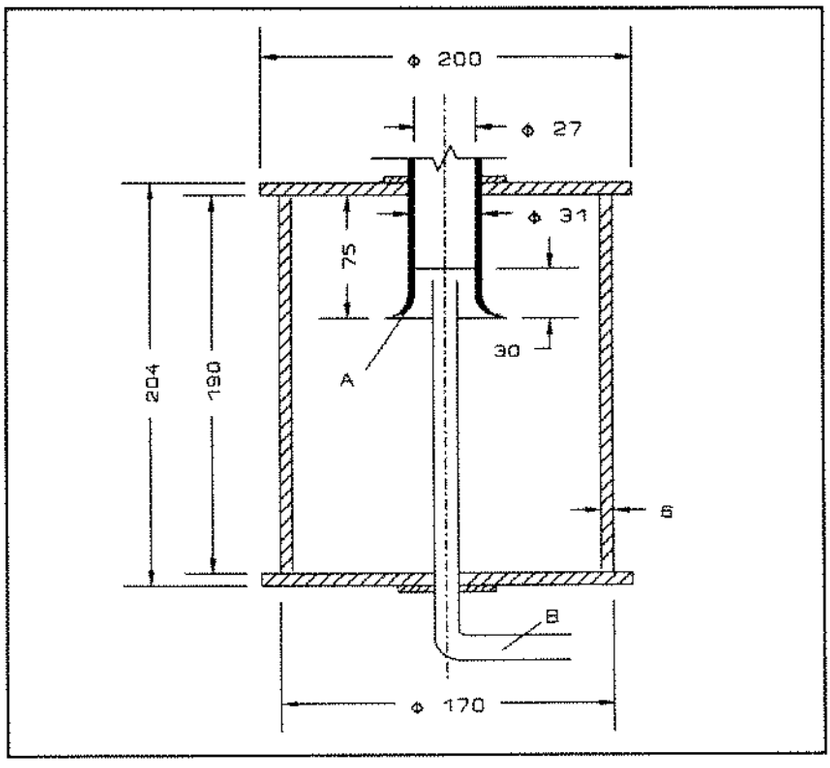

Fig. 3.3: Caixa inferior. (dimensões em milímetros)

Na figura 3.3, a letra "B" indica o tubo de cobre por onde o ar é inserido no aparato, e a letra "A" indica o bocal que permite a entrada do ar para a tubulação. A

penetração do tubo de cobre no bocal pode ser ajustada através de uma conexão entre o tubo e a base inferior da caixa.

3.4 CAIXA INTERMEDIÁRIA.

Na figura 3.4, a letra "A" indica o meio poroso que é constituído de metal sinterizado. O tubo poroso tem diâmetro interno coincidente com o diâmetro interno da tubulação, e sua finalidade é distribuir o fluxo de água uniformemente ao longo do perímetro da tubulação. A letra "B" indica a conexão da mangueira por onde a água, provinda da bomba, é introduzida no sistema. A mangueira flexível evita a transmissão de vibrações, provenientes da bomba, para o aparato.

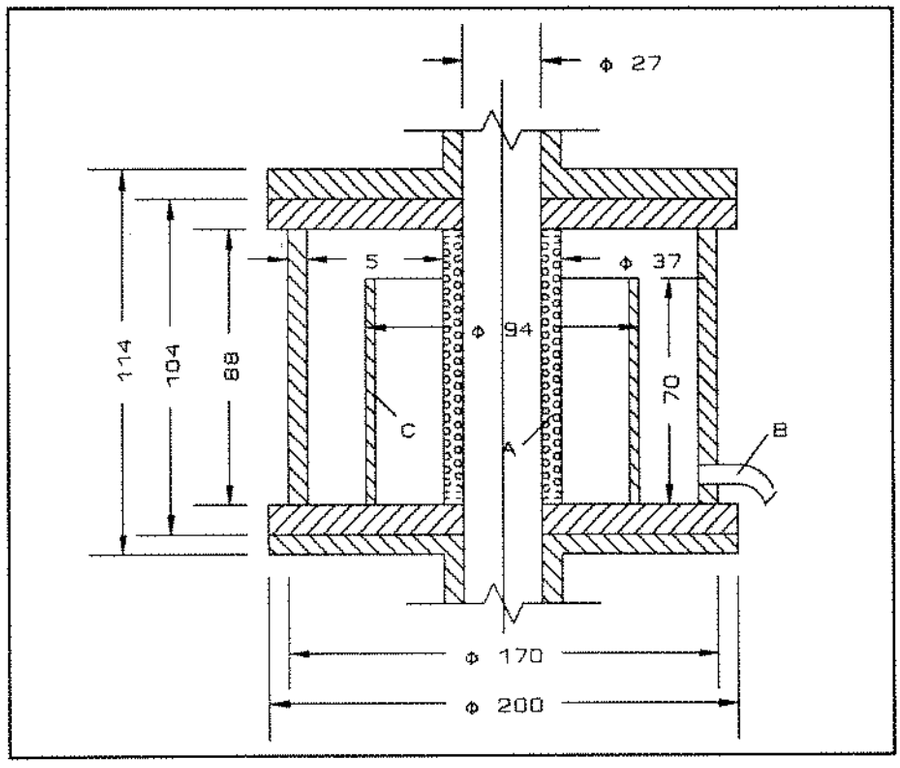

Fig. 3.4: Caixa intermediária. (dimensões em milímetros)

A letra "C" indica uma parede cilíndrica cuja finalidade é distribuir uniformemente

a água na direção radial, de maneira a evitar entradas preferenciais do líquido no meio poroso.

3.5 CAIXA SUPERIOR.

A letra "A" na figura 3.5, representa o ponto de saída da água proveniente do filme de líquido ascendente para a medição. Dado que mede-se o valor médio temporal da vazão no filme de líquido, eventuais influências da oscilação do nível de líquido na caixa sobre o volume coletado para medição são amortecidas no periodo de aquisição.

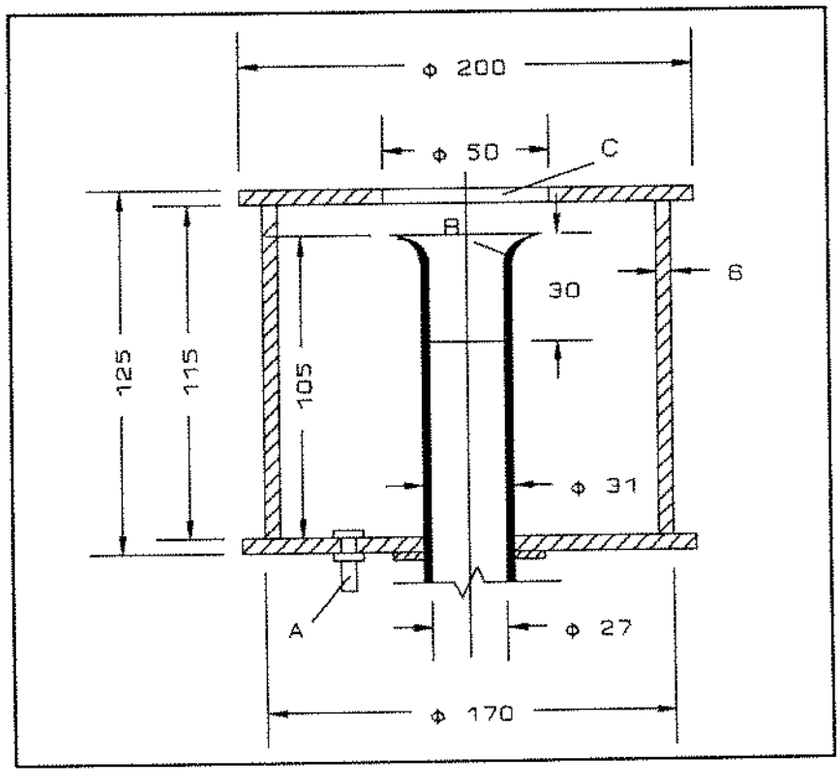

Fig. 3.5: Caixa superior. (dimensões em milímetros)

A letra "B" indica o bocal, semelhante ao da caixa inferior, cuja finalidade é dar uma saída suave ao filme de líquido. A letra "C" indica o orifício por onde o ar, com as gotas dispersas, sai do aparato.

3.6 SEÇÃO DE TESTE.

A seção de teste é mostrada na figura 3.6. Ela é constituida por um tubo de acrílico com 720 mm de extensão e 27,1 mm de diâmetro interno.

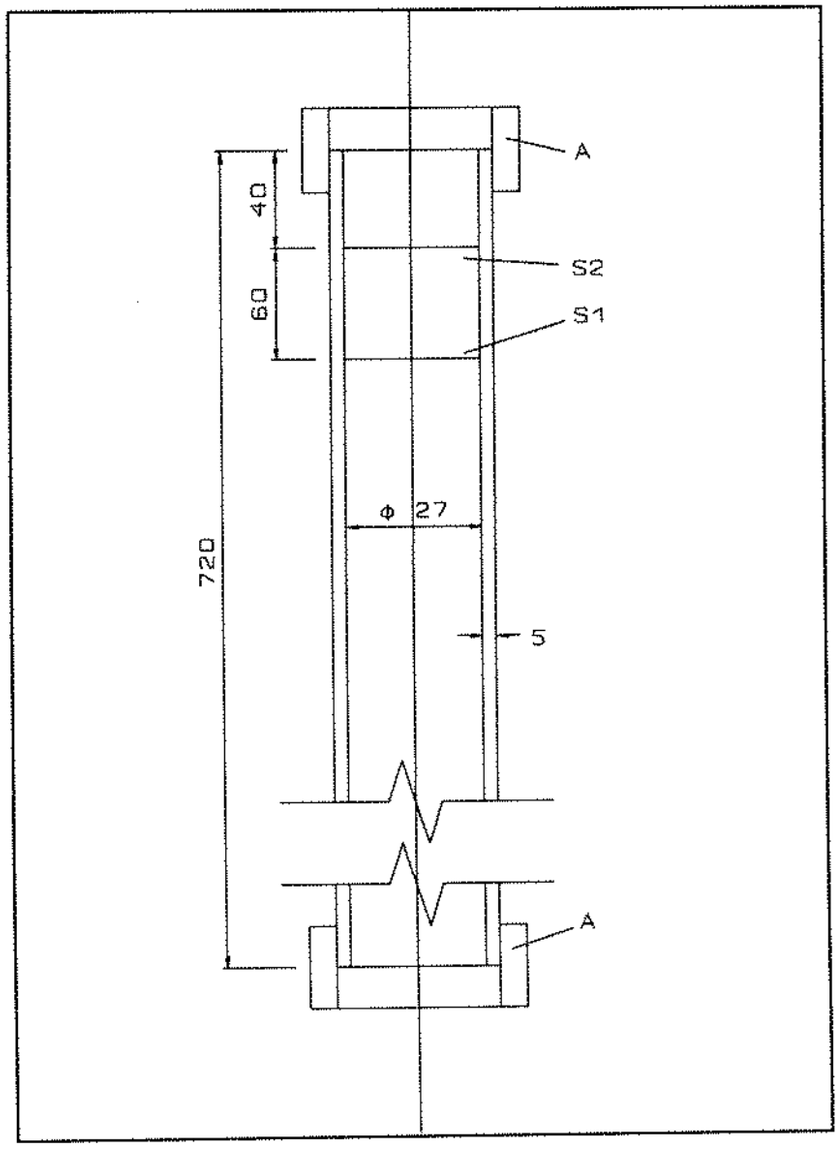

Fig. 3.6: Seção de teste. (dimensões em milímetros)

A letra "A" indica as juntas, usinadas em teflon, que garantem um acoplamento, alinhado e sem vazamento, da seção de teste com o resto da tubulação.

As letras "S1" e "S2" representam as posições das sondas responsáveis pela medição da espessura do filme de líquido. A distância de 620 mm entre a junta inferior e a primeira sonda de espessura impede que qualquer pertubação no filme, causada por eventuais ressaltos no acoplamento da junta, chegue às sondas.

3.7 INSTRUMENTAÇÃO E SISTEMA DE AQUISIÇÃO DE DADOS.

3.7.1 Sondas de Medição de Espessura de Filme.

As sondas de medição da espessura do filme estão montadas na seção de teste como mostrado na figura 3.6.

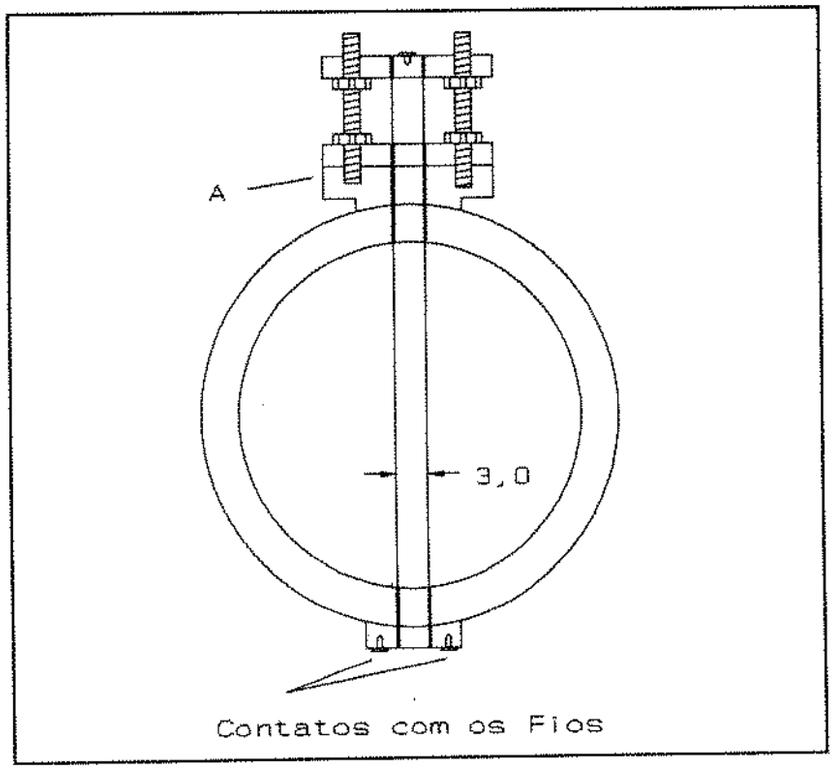

Fig. 3.7: Vista transversal da sonda. (dimensões em milímetros)

Estas sondas são idênticas e estão montadas separadas uma da outra por uma distância axial de 60 mm. Procurou-se trabalhar com duas sondas para obter espectros cruzados

e as correlacões cruzadas dos sinais temporais, além das auto-correlações e densidades espectrais que são obtidas com apenas uma sonda. As sondas são constituídas de dois fios de tungstênio de 0,1 mm, colocados paralelamente um ao lado do outro, a uma distância de 3,0 mm, (Fig 3.7). Cada fio foi isolado, até o meio da tubulação, por um tubo plástico. Assim o sensor responde com a mudança na espessura do filme somente em um lado da tubulação. Este método é descrito com detalhes por Brown et al. [4].

Conforme a espessura do filme varia, a resistência entre os dois fios muda e desta forma a variação temporal de espessura do filme pode ser transformada em variação de voltagem.

As sondas eram alimentadas por uma fonte de corrente alternada, para se evitar qualquer deposição eletrolítica preferencial em um dos fios paralelos. A frequência gerada pela fonte era de 10.000 Hz.

Um circuito eletrônico foi montado, a fim de medir a variação da resistência entre os fios. O valor era obtido através da leitura da amplitude modulada da corrente gerada como resposta à exitação da fonte e à espessura do filme. A leitura da resistência entre os fios é diretamente influenciada pela resistividade da água que, por sua vez, varia com a temperatura.

Para se corrigir a variação da resistividade da água com a mudança da temperatura, na eventualidade de alteração no periodo de ensaio, foram construídas duas sondas de compensação de temperatura, uma para cada sonda de medição. A compensação era feita diretamente no circuito eletrônico. Estas sondas eram aflorantes e trabalhavam totalmente saturadas de água, em um coletor que ficava à jusante das sondas de medição. O coletor recebia toda a água provinda do filme de líquido. A água, depois de passar pelo coletor, era direcionada a um medidor de líquido que lia a vazão do filme de líquido.

A calibração das sondas foi feita com o conjunto já montado na seção de teste. A seção de teste foi colocada em uma bancada aonde foi garantida uma horizontalidade extremamente rigida. Um volume de água conhecido era introduzido na seção de teste e a voltagem gerada na saída do circuito era anotada. Houve dificuldade em se obter espessuras de filme menores que 1,5 mm, devido à tensão superficial da água. Como a relação entre a espessura de filme e a voltagem de saída do circuito é dada por uma equação conhecida "a-priori", a curva de calibração foi ajustada de acordo, e assim a extrapolação para espessuras

mais finas foi possível.

As figuras 3.8 e 3.9 mostram respectivamente as curvas de calibração que foram ajustadas por uma equação tipo:

$$\delta = \frac{1}{\frac{a}{V - V_0} + b} \tag{3.1}$$

onde δ é a espessura do filme de líquido em milímetros, V é a voltagem de saída do circuito em milivolts, e V_0 é o ajuste de "off-set".

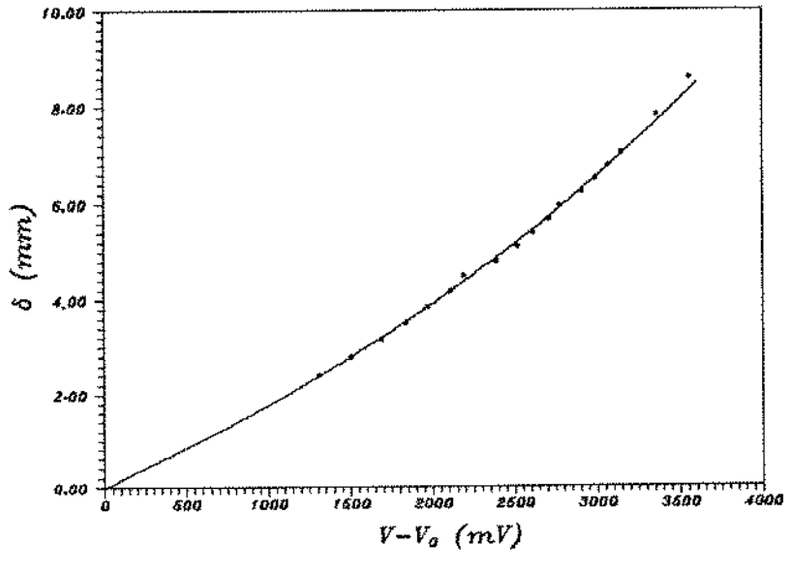

Fig. 3.8: Curva de calibração da sonda 1.

Assim, para a sonda, 1 os parâmetros **a**, **b** e V_0 da (Eq. 3.1) são:

a = 620,989

b = -545,845.10^{-4}

V_0 = -50 mV

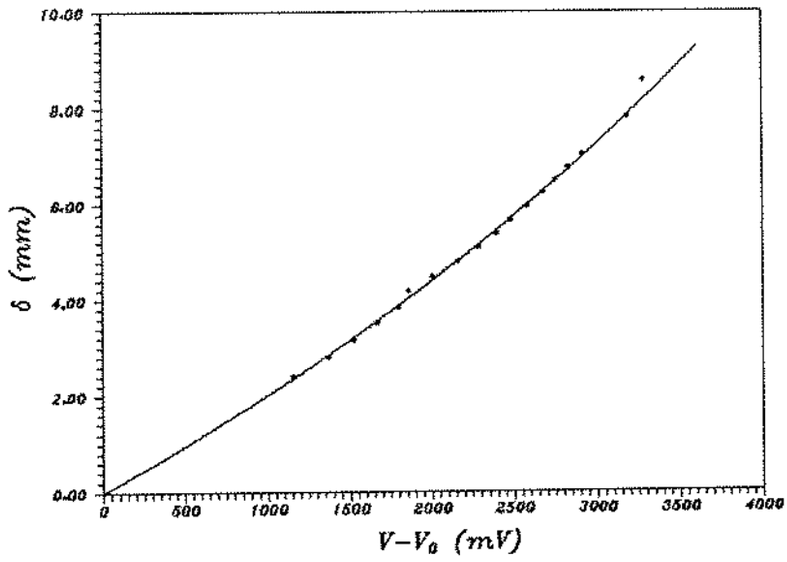

Fig. 3.9: Curva de calibração da sonda 2.

e para a sonda 2:

a = 546,845

b = -438,942.10^{-4}

V_ϕ = -70 mV

Uma nova recalibração foi feita no final do experimento. Esta mostrou que a sonda 2 continuava calibrada enquanto a sonda 1 tinha perdido a sua calibração. A hipótese mais provável da perda de calibração na sonda 1 é a ocorrência de um afroxamento nos fios.

Com a ocorrência deste fato, apenas a sonda 2 foi utilizada para se medir a espessura de filme, enquanto a sonda 1 foi utilizada apenas para cálculos correlacionais com a sonda 2.

O circuito eletrônico e a fonte das sondas foram alimentados por um conjunto de pilhas que frequentemente eram monitoradas. Qualquer desvio na ordem de 5% na voltagem das baterias invalidava as medicões feitas anteriormente àquele monitoramento.

3.7.2 Medição de Pressão.

Para a medição da pressão foi utilizado um transdutor de pressão com redutância

variável, de fabricação Validyne. A conversão em sinal de voltagem (-13 à +13) foi feita por um demodulador também de marca Validyne. A calibração do aparelho foi feita estaticamente, usando-se colunas de água com altura conhecida. A sua curva de calibração é mostrada na figura 3.10.

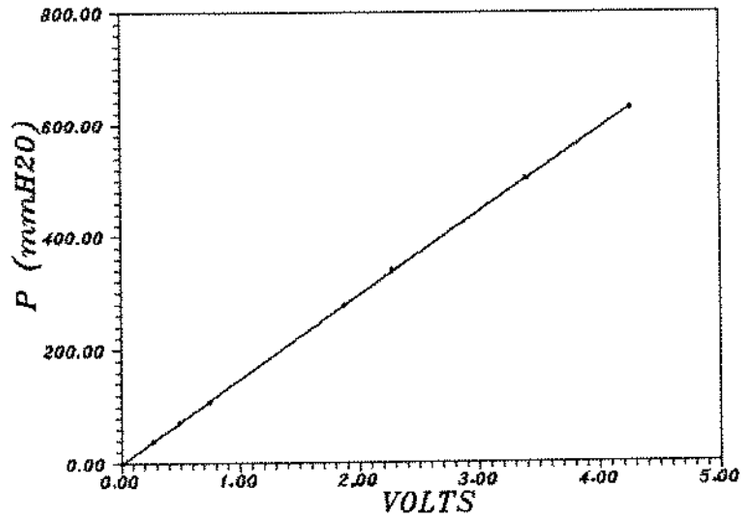

Fig. 3.10: Curva de calibração do Validyne.

Como pode ser observado, o comportamento da pressão é linear. Deste modo, os pontos foram ajustados por regressão linear e a equação de ajuste é:

$$P = 148{,}29.(V) \tag{3.2}$$

aonde a pressão é dada em mmH_2O e a voltagem em Volts.

Uma restrição imposta pela placa de aquisição de dados resultou numa faixa de trabalho entre -5 e +5 volts na saida do demodulador.

3.7.3 Registro dos Dados.

O sinal provindo das duas sondas mais o do transdutor diferencial de pressão foram simultâneamente encaminhados a uma placa de conversão analógico digital multiplexada - CAD, fabricação Lynx Tecnologia Eletrônica LTDA, para a gravação em disco através de um

microcomputador.

Para se registrar os dados foi utilizado o programa AqDados versão 3 produzido pela Lynx Tecnologia Eletrônica LTDA.

Foi utilizada uma frequência de 1.000 Hz para a coleta dos dados e um tempo de coleta de 16 segundos. Esta frequência foi adotada pois propiciava uma boa resolução com relação à máxima frequência observada nas ondas de base ,"ripple waves" (100 Hz).

3.8 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL.

Como o interesse do trabalho refere-se também à estrutura da interface, uma metodologia considerando a variação da espessura do filme foi adotada, a fim de se obter os pontos de interesse.

Sete vazões de líquido foram escolhidas, e para cada vazão de líquido era montada uma tabela com sete vazões de gás que variavam da condição de quase reversão de fluxo até a condição de 0,1 mm de espessura do filme. Assim foram coletados dados referentes a 49 pontos operacionais. Foram medidos a vazão de líquido total, a vazão de gás, a espessura do filme, a pressão na entrada da seção de teste, a vazão do filme de líquido e a temperatura de fluxo.

A vazão de líquido era medida por um rotâmetro cuja calibração será discutida no apêndice "B". Oscilações que eventualmente viessem a ocorrer no sistema levavam à repetição de todos os registros afetados.

A vazão de gás foi medida por uma placa de orifício cuja calibração é discutida no apêndice "B".

A pressão estática no escoamento foi registrada em apenas um ponto e o diferencial calculado com relação à pressão atmosférica. O ponto de medida da pressão foi escolhido de forma a deixar as sondas em uma posição média entre ele e a saida da tubulação, onde a pressão é presumidamente a atmosférica.

A vazão do filme de líquido era a média resultante de três medições volumétricas. No caso, a medição da vazão do filme ascendente foi feita com o deslocamento da água para

um tubo de acrílico graduado e aferido.

A temperatura de fluxo foi considerada igual à da água que entrava no aparato.

O anexo "I" apresenta os formulários usados em laboratório para anotação dos dados referentes ao registro manual.

CAPÍTULO 4

ANÁLISE DOS RESULTADOS EXPERIMENTAIS

4.1 ESPESSURA DE FILME E FRAÇÃO DE VAZIO.

A fração de vazio, $<\alpha>$, foi obtida através da medida experimental da espessura de filme e da fração de dispersão. Foi feita uma comparação entre os dados de espessura de filme e fração de vazio com os dados coletados por Guimarães [10], no aparato que era a versão anterior do utilizado neste trabalho. Existiu, entretanto, uma diferença fundamental entre as experiências realizadas. A técnica utilizada por Guimarães [10] para a medida de espessura de filme, consistiu em um critério de continuidade elétrica entre dois pontos, usando uma sonda elétrica. Um dos pontos era fixo junto à parede da tubulação e o outro era a extremidade de um fio fino (0,1 mm). Este fio era introduzido no escoamento por um orifício junto à parede da tubulação. Assim, quando a água do filme de líquido preenchia o espaço entre a extremidade do fio e o eletrodo fixado na parede da tubulação, o circuito fechava. Quando havia ar entre ambos, o circuito ficava aberto.

O problema desta técnica, é a necessidade de se saber, a priori, a distribuição da espessura instantânea de filme, isto é, a forma do histograma de $\delta(t)$ para cada experiência realizada. No caso, Guimarães [10] considerou, para todos os experimentos, uma distribuição gaussiana do histograma e a espessura média do filme, utilizada para o cálculo da fração de

vazio na seção transversal do tubo, correspondeu à espessura no eixo de simetria do histograma, isto é 50% de ocorrência das fases.

Apesar das técnicas diferentes de medição de espessura de filme, a diferença relativa entre a fração de vazio obtida por Guimarães [10] e a obtida por este trabalho não passou de 1,4%, considerando-se todo o conjunto de pontos experimentais.

4.1.1 Análise da Distribuição das Fases (α).

Como foi mencionado no capítulo 2, França & Lahey [6] sugerem uma relação particularmente adequada para aplicação aos escoamentos de fases separadas. Esta relação foi simplificada resultando na (Eq. 2.26).

A figura 4.1 mostra o gráfico para todos os experimentos realizados.

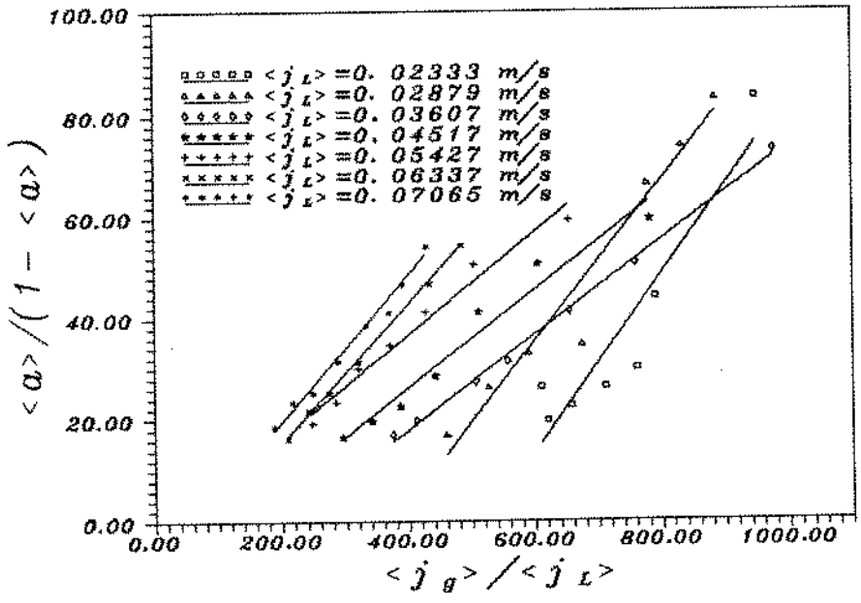

Fig. 4.1: Relação entre <α> e as velocidades superficiais $<j_g>$ e $<j_L>$.

Como pode ser observado na figura acima, a (Eq. 2.26) ajusta-se bem com os dados deste trabalho, confirmando a relação linear entre as variáveis. O parâmetro de deslizamento ***K***, que é obtido diretamente do coeficiente angular das curvas do gráfico acima, não varia acentuadamente para os escoamentos anulares, na faixa de $<j_L>$ medidos. Para as

menores vazões de líquido, $\langle j_L \rangle$ = 0,02333 m/s e $\langle j_L \rangle$ = 0,02879 m/s, observou-se uma maior variação no coeficiente angular, consequentemente no K . Esta diferença na tendência do coeficiente angular para estas vazões, pode ser explicada por problemas na medição de espessuras de filme muito finas ($\delta \leq 0{,}1$ mm), como é o caso destas vazões.

Os valores de K, obtidos da figura 4.1, sugerem uma relação simples entre o $\langle \alpha \rangle$ e as velocidades superficiais $\langle j_g \rangle$ e $\langle j_L \rangle$, ou seja, que a distribuição das fases no escoamento anular, dados os fluidos, está basicamente relacionada com as velocidades superficiais do líquido e do gás.

4.2 MAGNITUDE RELATIVA DAS FORÇAS NO ESCOAMENTO ANULAR.

Como já mencionado anteriormente, as correlações para o coeficiente de atrito interfacial baseadas na rugosidade aparente da interface ("apparent roughness model"), dão bons resultados para escoamentos anulares desenvolvidos com fluxo volumétrico elevado, ou seja, para $\langle \alpha \rangle$ elevado. Nesta condição de escoamento, a tensão de cisalhamento na parede apresenta uma contribuição significativa.

A (Eq. 2.21) mostra que, dependendo do valor de $\langle \alpha \rangle$, existe uma alteração no peso relativo entre a força gravitacional e o atrito na parede. A figura 4.2 mostra a alteração entre os pesos relativos do termo gravitacional (Grav), dado por $g_Z \Delta \rho / \rho_L$, e o termo que incorpora o atrito na parede (Atri), dado por $2C_{fw}\langle j_L \rangle^2 / D \langle 1 - \alpha \rangle^3$, (da Eq. 2.21), em função do $\langle \alpha \rangle$.

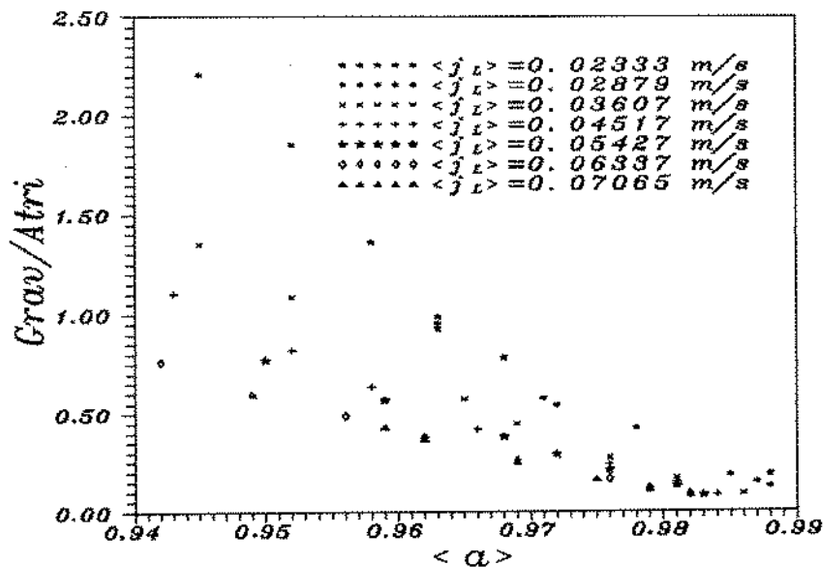

Fig 4.2: Peso relativo dos termos gravitacional e atrito na parede em função de <α>.

Como pode-se observar, o termo de atrito na parede, para <α> da ordem de 0,98 (ou 98%), para todos as velocidades superficiais do líquido, $\langle j_L \rangle$, chega a ser 20 vezes superior ao termo gravitacional na composição do coeficiente de atrito interfacial. Este resultado confirma a supremacia do termo de atrito na parede, para escoamentos anulares com vazões volumétricas elevadas. E isto explica o fato das correlações para o coeficiente de atrito interfacial, até então disponíveis, não levarem em conta a ação variável do termo gravitacional.

Para o caso do escoamento anular transicional (<α> menores), o gráfico mostra uma inversão no peso destes termos. O termo gravitacional chega a ser 2 vezes maior que o termo de atrito na parede, para <α> da ordem de 0,95 (ou 95%) e $\langle j_L \rangle$ = 0,02333 m/s. Como pode ser observado no gráfico, esta inversão também é influenciada pelo $\langle j_L \rangle$. Quanto maior o $\langle j_L \rangle$ menor é a inversão no peso destes termos na composição do coeficiente de atrito interfacial.

Isto sugere que, para escoamentos transicionais, as correlações para o coeficiente de atrito interfacial devem levar em conta a ação da gravidade, assim como devem ser ponderadas em $\langle j_L \rangle$. Zabaras & Dukler [30], também mencionaram que a ação da gravidade deve ser incorporada nos mecanismos de transferência de quantidade de movimento nestes

escoamentos anulares.

4.3 ANÁLISE DA ESTRUTURA DA INTERFACE.

Durante os experimentos notou-se que, através da visualização direta do escoamento, para velocidades do líquido constantes, a estrutura da interface alterava-se com a mudança na vazão de gás. Para velocidades superficiais do gás baixas (escoamento transicional), o filme de líquido apresentava-se de uma forma caótica parecendo estar "estacionário". Ao mesmo tempo, "ondas grandes" se deslocavam sobre o filme de líquido, com uma frequência de surgimento relativamente elevada mas com velocidades baixas. À medida que a velocidade superficial do gás era elevada, o filme de líquido claramente fluia ascendendo. Ao mesmo tempo, a espessura do filme diminuia, e as "ondas grandes" iam diminuindo, a frequência de surgimento diminuia, e a suas velocidade aumentava.

Para caracterizar a evolução da estrutura da interface, optou-se por apresentar dados obtidos de dois experimentos. Estes experimentos foram realizados com a mesma velocidade superficial do líquido e com velocidades superficiais do gás que reproduzissem escoamentos em condições extremas. O primeiro com vazões volumétricas elevadas, característica do escoamento anular rugoso ("rough annular flow"), e o segundo com vazões volumétricas baixas, característica do escoamento anular transicional. Esta evolução na estrutura da interface, que é apresentada a seguir, foi encontrada para todas as velocidades superficiais do líquido fixas.

A figura 4.3 mostra um histograma para vazões volumétricas características do escoamento anular rugoso. O histograma foi obtido do experimento nº 28 (tabela A.4 do apêndice "A").

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL

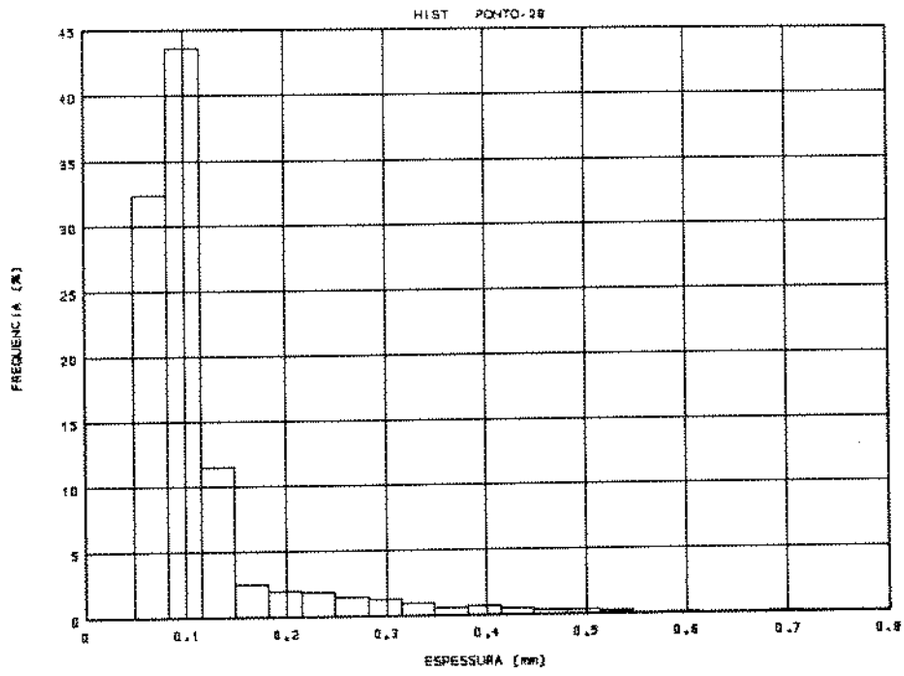

Fig. 4.3: Histograma do experimento nº 28.

O histograma apresenta-se com uma distribuição logarítmica. A faixa de espessuras de filme que apresenta-se com maior frequência está entre 0,07 mm a 0,13 mm. O restante, superior a 0,13 mm, tem baixa probabilidade de ocorrência, o que mostra uma estrutura na interface uniforme (com uma variação pequena das espessura do filme). A amplitude significativa é cerca de 2 vezes o menor valor medido.

A densidade espectral do experimento nº 28 (Fig. 4.4) também confirma uma estrutura uniforme na interface. Como pode ser observado, a densidade espectral apresenta-se com uma distribuição que tende à de ruido branco, se comparada a densidade espectral de um escoamento anular transicional, como mostrado a seguir.

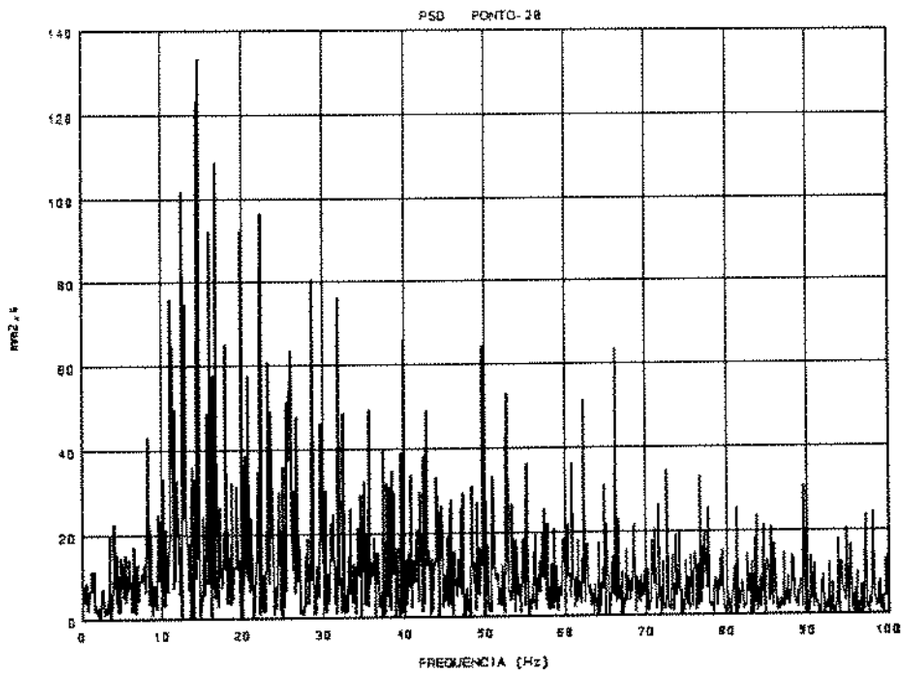

Fig. 4.4: Densidade espectral do experimento nº 28.

Esta forma indica que não existe uma frequência de onda dominante na interface, ou seja, a interface apresenta-se com uma estrutura uniformimente rugosa.

Em escoamentos anulares transicionais a interface apresenta-se com estrutura bem diferenciada da que se encontra em escoamentos anulares com altas vazões volumétricas. A figura 4.5 mostra o histograma para um escoamento anular transicional, obtido do experimento nº 22 (tabela A.4 do apêndice "A").

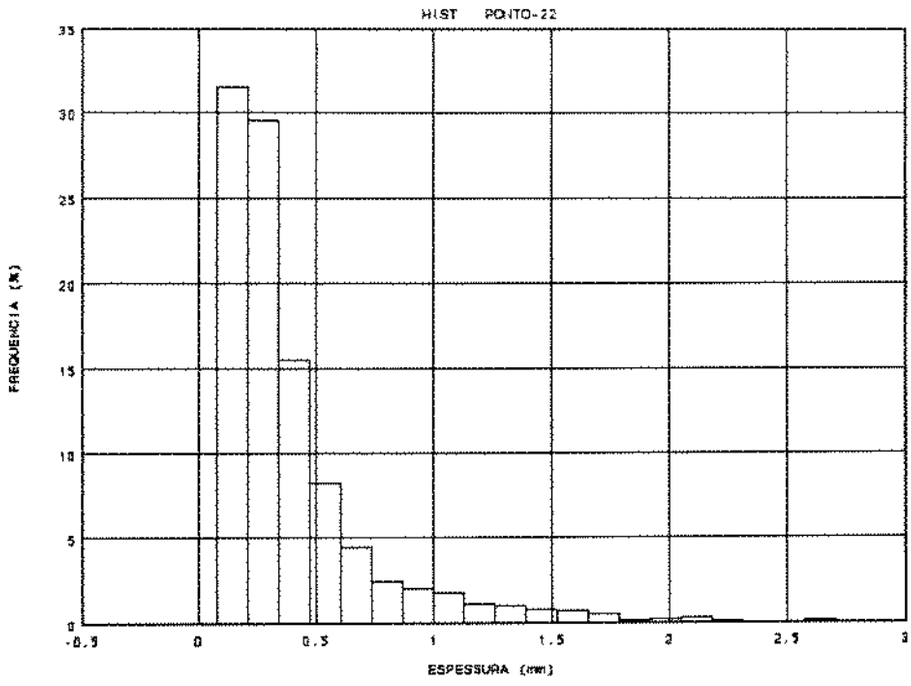

Fig. 4.5: Histograma do experimento nº 22.

Como pode ser observado, o histograma também apresenta-se com uma distribuição logarítmica. Este tipo de distribuição foi encontrado em todos os experimentos realizados, confirmando assim os resultados apresentados por Sekoguchi et al. [23] sobre a distribuição logarítmica nos histogramas dos escoamentos anulares. A faixa de espessuras de filme significativa está entre 0,1 mm a 0,65 mm, isto é, a amplitude é 6,5 vezes o menor valor medido. Isto mostra que a estrutura da interface apresenta-se com uma faixa ampla de espessura de filme. Confirma-se, assim, que em escoamentos anulares transicionais a interface apresenta-se com uma estrutura menos uniforme, e a idéia de uma interface uniformimente rugosa não deve ser aplicada.

A figura 4.6 apresenta a densidade espectral do experimento nº 22, correspondente ao escoamento anular transicional. Como pode ser observado, existe uma clara predominância das frequências entre 0 e 20 Hz.

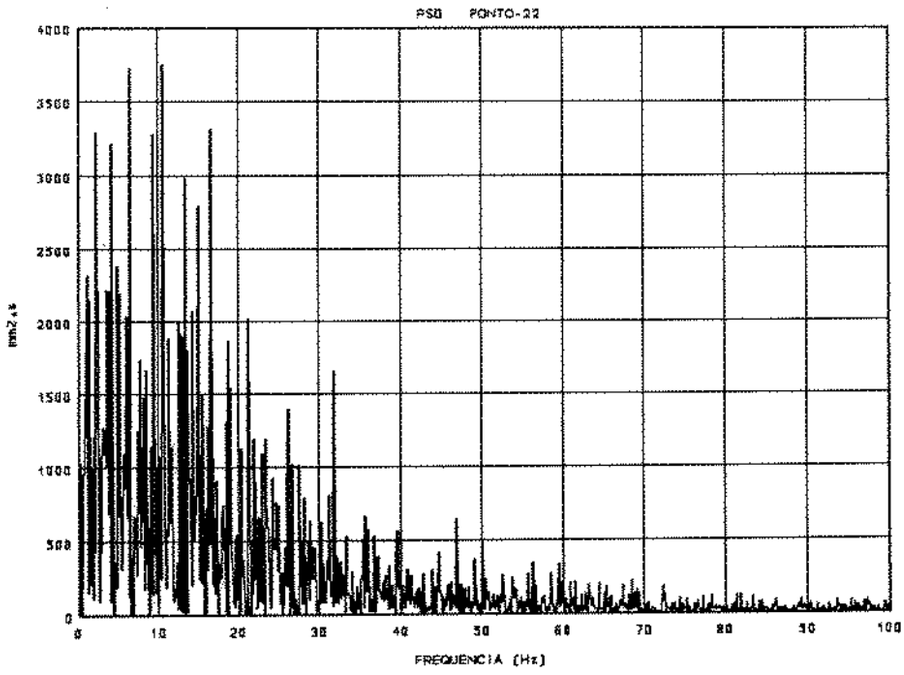

Fig. 4.6: Densidade espectral do experimento nº 22.

Este predomínio de frequências mais baixas, mostra que a estrutura da interface é mais representada por ondas de frequências mais baixas. Assim, a estrutura da interface para escoamentos anulares transicionais é mais "sinuosa" do que rugosa.

As figuras 4.7 e 4.8 mostram as correlações cruzadas dos experimentos nº 22 e nº 28 respectivamente. Estas correlações são utilizadas para se obter as velocidades de propagação das ondas mais significativas sobre o filme de líquido. As velocidades são obtidas através da distância entre as sondas de espessura de filme e a defasagem entre os sinais das duas sondas, representada pelo primeiro pico para cima nas correlações cruzadas.

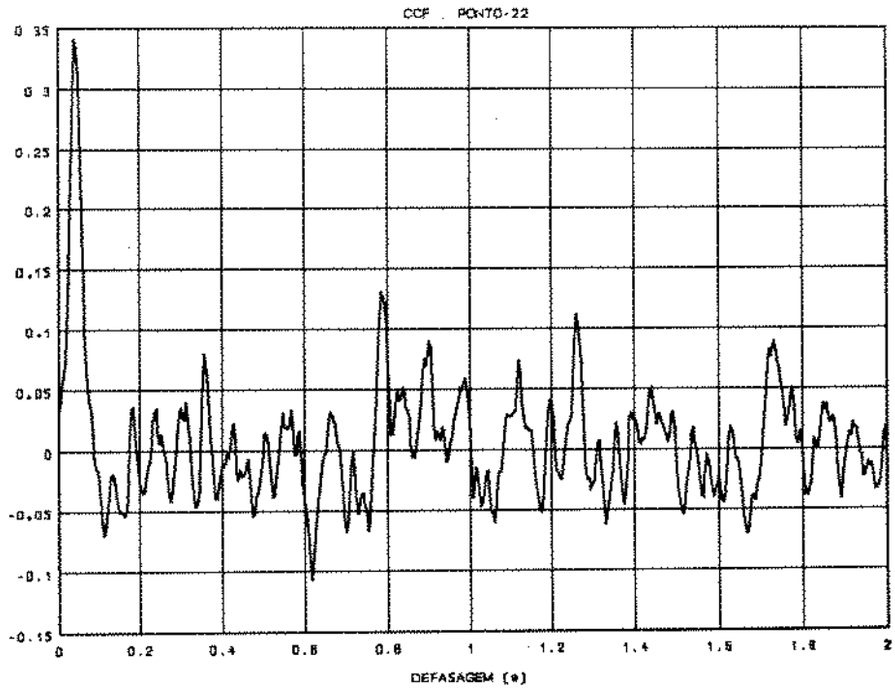

Fig. 4.7: Correlação cruzada do experimento nº 22.

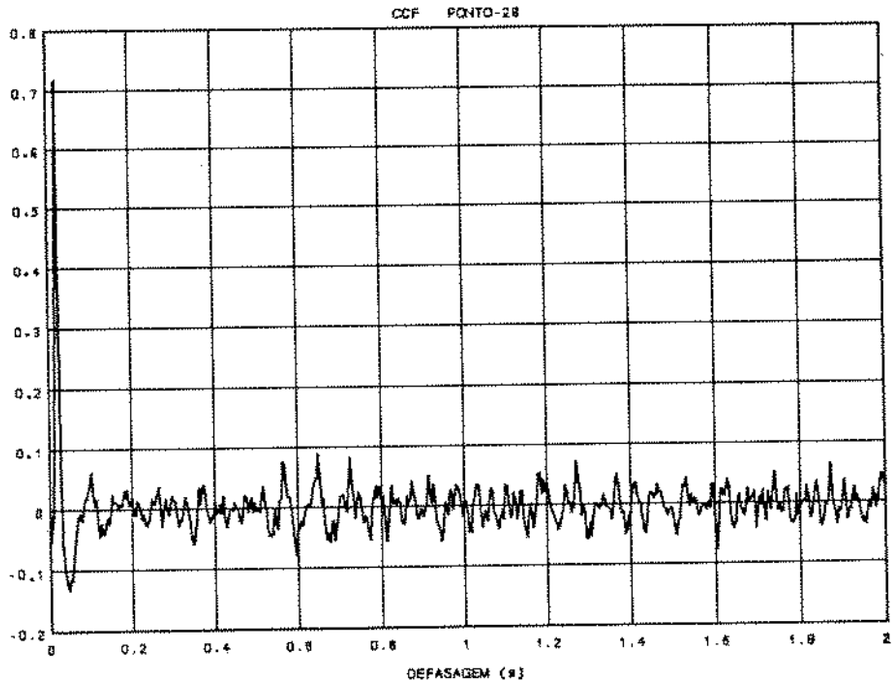

Fig. 4.8: Correlação cruzada do experimento nº 28.

As respectivas velocidades de propagação das ondas mais significativas dos experimentos nº 22 e nº 28 foram 1,36 m/s e 2,50 m/s.

Como mencionado por Wallis [27], a tensão interfacial deve depender, presumidamente, da diferença entre a velocidade média do gás na área do gás e de alguma velocidade característica da interface, V_{Li}.

Muitas vezes, para representar a velocidade característica da interface é utilizada a velocidade das ondas mais significativas, C, no lugar da velocidade média do líquido na área do líquido, $\langle V_L \rangle_L$. Apesar da velocidade das ondas mais significativas ser fisicamente mais coerente que a velocidade média do líquido na área do líquido, a diferença entre a velocidade do gás e qualquer destas velocidades é bem maior que a diferença que possa ocorrer entre essas duas velocidades. Assim, na prática a escolha de uma velocidade ou outra não acarreta muita diferença. Por exemplo: a) no experimento nº 22 a velocidade das ondas mais significativas foi de 1,36 m/s, a velocidade média do líquido na área do líquido foi de 0,8 m/s e a velocidade média do gás na área do gás foi de 14,1 m/s; b) no experimento nº 28 a velocidade das ondas mais significativas foi de 2,50 m/s, a velocidade média do líquido na área do líquido foi de 2,8 m/s e a velocidade média do gás na área do gás foi de 36,0 m/s.

Assim, a escolha da própria velocidade da interface, ou de uma velocidade próxima a da interface, C ou $\langle V_L \rangle_L$, não acarretam muita diferença na prática. A dificuldade de se obter a velocidade da interface e a velocidade das ondas mais significativas levam a maioria dos autores à optar pela velocidade média do líquido na área do líquido, cuja predição é mais facilmente realizada.

CAPÍTULO 5

CORRELAÇÕES PROPOSTAS

5.1 PROPOSIÇÃO DE UMA CORRELAÇÃO PARA $<\alpha>$.

Como visto no capítulo 4 (item 4.1.1), a (Eq. 2.26) representa adequadamente os dados experimentais deste trabalho. Uma pequena variação dos coeficientes angulares, ocorre principalmente com a mudança na velocidade superficial $<j_L>$, o que nos leva a concluir que os coeficientes angulares estão relacionados com este parâmetro de entrada. Buscando generalizar sua influência, bem como expressar as propriedades do fluído utilizado, optou-se por relacioná-los com o Reynolds do líquido, definido por:

$$Re_L = \frac{\rho_L D <j_L>}{\mu_L} \tag{5.1}$$

Assim, fazendo o coeficiente angular da (Eq. 2.26), $1/(1 + K)$, ser uma função qualquer do Reynolds do líquido, obteve-se uma correlação para $<\alpha>$.

Esta correlação foi ajustada para todos os dados experimentais deste trabalho, e é dada por:

$$\frac{<\alpha>_{corr}}{<1 - \alpha>_{corr}} = 1{,}255.10^{-3}\, Re_L^{0{,}56} \left[\frac{<j_g>}{<j_L>}\right] \qquad (5.2)$$

A figura 5.1 mostra a comparação entre os valores de <α> obtidos pela correlação (Eq. 5.2), e os valores de <α> medidos em laboratório.

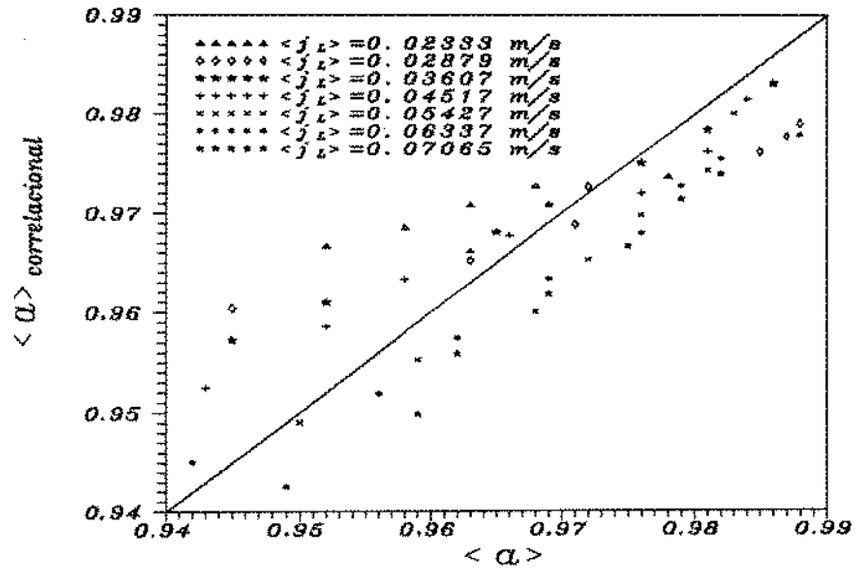

Fig. 5.1: Comparação entre os <α> correlacionais e os <α> medidos.

Como pode ser observado, conforme a velocidade superficial, $<j_L>$, aumenta, o valor para $<\alpha>_{corr}$ tem uma pequena tendência à subestimar o valor de <α>.

O maior erro relativo encontrado nos $<\alpha>_{corr}$ foi de 1,63% referente ao experimento nº 8 (tabela A.2 do apêndice "A"), e a média do erro relativo absoluto de todos os pontos foi de 0,72%.

Uma comparação direta entre as (Eqs 2.26 e 5.2), nos leva a concluir que o coeficiente angular da (Eq. 2.26) é:

$$\frac{1}{(1+K)} \cong 1{,}255.10^{-3}\, Re_L^{0{,}56} \tag{5.3}$$

Assim, K será dado por:

$$K \cong \frac{1}{1{,}255.10^{-3}\, Re_L^{0{,}56}} - 1 \tag{5.4}$$

Da definição de K temos:

$$K = \frac{\bar{V}_{gj}}{\langle j_L \rangle}$$

então $\bar{V}_{gj}$ pode ser escrito como:

$$\bar{V}_{gj} \cong \left[\frac{1}{1{,}255.10^{-3}\, Re_L^{0{,}56}} - 1\right] \langle j_L \rangle \tag{5.5}$$

A (Eq. 5.5) indica que a velocidade de deslizamento $\bar{V}_{gj}$, no escoamento anular, é independente da vazão de gás, e é função apenas da velocidade superficial do líquido $\langle j_L \rangle$, e do Reynolds do líquido. A velocidade relativa local é definida como:

$$\bar{V}_{gj} = \frac{\langle \alpha(1-\alpha) V_R \rangle}{\langle \alpha \rangle}$$

Desta forma para uma vazão de líquido fixa, a velocidade relativa local é função de variaveis globais do escoamento, $\langle \alpha \rangle$ e $\bar{V}_{gj}$, e da estrutura da interface, representada pela média na seção transversal do produto $\langle \alpha(1-\alpha) \rangle$. Para o ponto experimental nº 22, o valor de

$<\alpha>$ $\bar{V}_{gj}$ é 0,590 ; para o ponto nº 28 é 0,609.

5.2 PROPOSIÇÃO DE UMA CORRELAÇÃO PARA C_{fi} .

Como já foi mencionado, as correlações normalmente encontradas para o escoamento anular dão bons resultados para escoamentos com altas vazões volumétricas ($<\alpha>$ elevados).

A análise da (Eq. 2.21) e a figura 4.2 sugerem que, para escoamentos anulares transicionais ($<\alpha>$ pequenos), na correlação para o coeficiente de atrito interfacial, termos que levam em conta a ação da gravidade devem estar presentes. Aliado a isto está o fato de que a interface no escoamento transicional não apresenta a mesma estrutura do escoamento anular com vazões volumétricas elevadas, como visto no capítulo 4 (item 4.3).

Desta forma o coeficiente de atrito interfacial deve representar a ação do campo gravitacional (através de ρ_g, ρ_L e $<\alpha>$) e da estrutura da interface. Para representar a estrutura da interface foi adotado o Reynolds baseado na velocidade de deslizamento $\bar{V}_{gj}$, que é definido como:

$$Re_{V_{gj}} = \frac{\rho_L D \bar{V}_{gj}}{\mu_L} \tag{5.6}$$

onde $\bar{V}_{gj}$ é obtido da (Eq. 5.5).

O coeficiente de atrito interfacial foi obtido dos dados experimentais através de um balanço de forças no fluxo gasoso, dado por:

$$C_{fi} = \frac{D\sqrt{<\alpha>}}{2\rho_g}\left[\frac{<j_g>}{<\alpha>} - \frac{<j_L>}{<1-\alpha>}\right]^{-2}\left[-\rho_c g_Z - \frac{dp}{dZ}\right] \tag{5.7}$$

onde o ρ_c é a densidade média no fluxo gasoso, ponderada pela fração de vazio no fluxo

gasoso (central) $<\alpha_c>$. Assim:

$$\rho_c = <\alpha_c>\rho_g + <1 - \alpha_c>\rho_L$$

Nos experimentos realizados neste trabalho o $<\alpha_c>$ ficou sempre acima de 0,999, portanto $\rho_c \cong \rho_g$.

A correlação para o coeficiente de atrito interfacial foi ajustada com o C_{fi} obtido pela (Eq. 5.7) considerando-se todos os dados experimentais deste trabalho, ou seja, ela foi ajustada tanto para escoamentos anulares transicionais como para escoamentos anulares com vazões volumétricas elevadas. A correlação obtida foi:

$$C_{fi_{corr}} = -7{,}8.10^{-3} + 52\frac{\rho_g}{\rho_L}(1 - \sqrt{<\alpha>_{corr}})\,Re_{V_{gj}}^{0,4} \qquad (5.8)$$

onde $<\alpha>_{corr}$ é obtido da (Eq. 5.2), e $Re_{V_{gj}}$ através das equações 5.5 e 5.6.

As figuras 5.2 a 5.8 mostram as comparações entre os valores medidos e correlacionais do C_{fi}, para valores constantes de $<j_L>$.

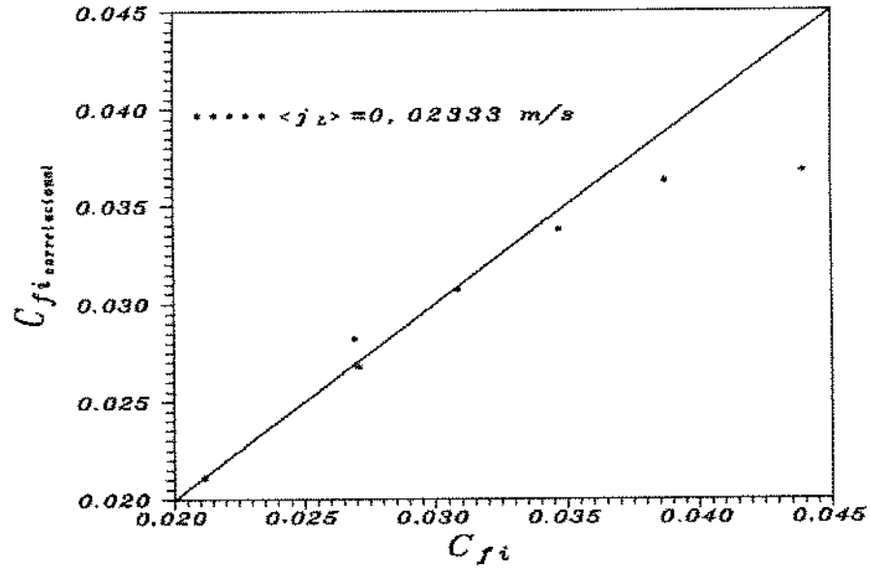

Fig. 5.2: Comparação entre o C_{fi} correlacional e o medido.

Para $\langle j_L \rangle$ = 0,02333 m/s o maior erro encontrado para o C_{fi} correlacional foi de −16,4%, relativo ao experimento nº 1 (tabela A.1 do apêndice "A"). A média do erro absoluto foi de 4,6%.

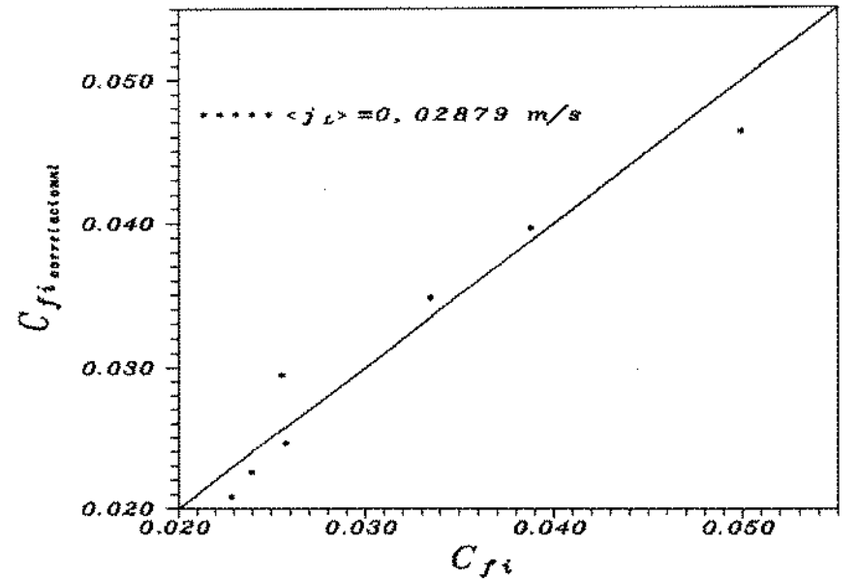

Fig. 5.3: Comparação entre o C_{fi} correlacional e o medido.

Para $\langle j_L \rangle$ = 0,02879 m/s o maior erro encontrado foi de 15,4%, relativo ao

experimento nº 11 (tabela A.2 do apêndice "A"); o erro médio absoluto foi de 6,8%.

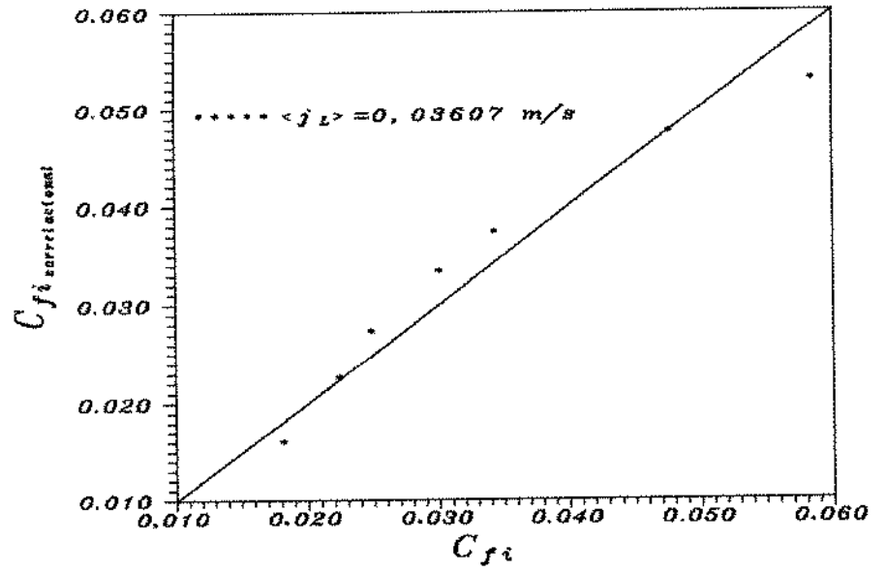

Fig. 5.4: Comparação entre o C_{fi} correlacional e o medido.

Para $\langle j_L \rangle$ = 0,03607 m/s o maior erro encontrado para o C_{fi} correlacional foi de 11,4%, relativo ao experimento nº 18 (tabela A.3 do apêndice "A"), e o erro médio absoluto foi de 7,6%.

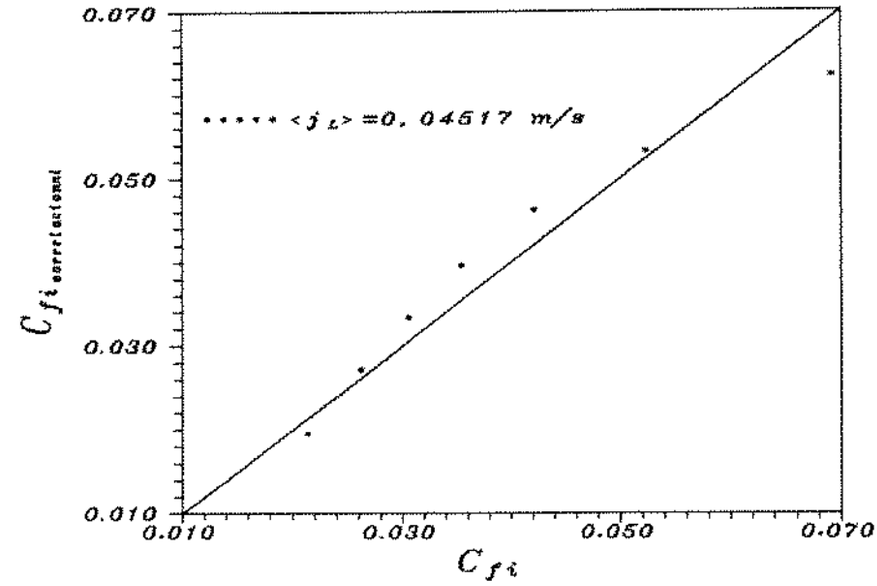

Fig. 5.5: Comparação entre o C_{fi} correlacional e o medido.

Para $\langle j_L \rangle$ = 0,04517 m/s, o maior erro encontrado foi de 11,9%, relativo ao experimento nº 25 (tabela A.4 do apêndice "A"), e o erro médio absoluto foi de 7,8%.

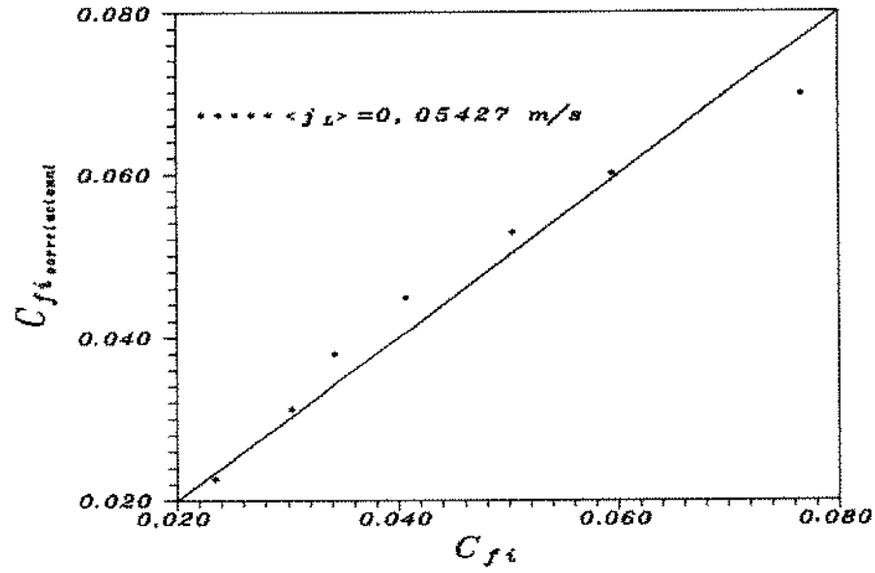

Fig. 5.6: Comparação entre o C_{fi} correlacional e o medido.

O C_{fi} correlacional para $\langle j_L \rangle$ = 0,05427 m/s, figura 5.6, teve o maior erro no experimento nº 33 (tabela A.5 do apêndice "A"), igual à 11,1%, e o erro médio absoluto igual à 6,2%

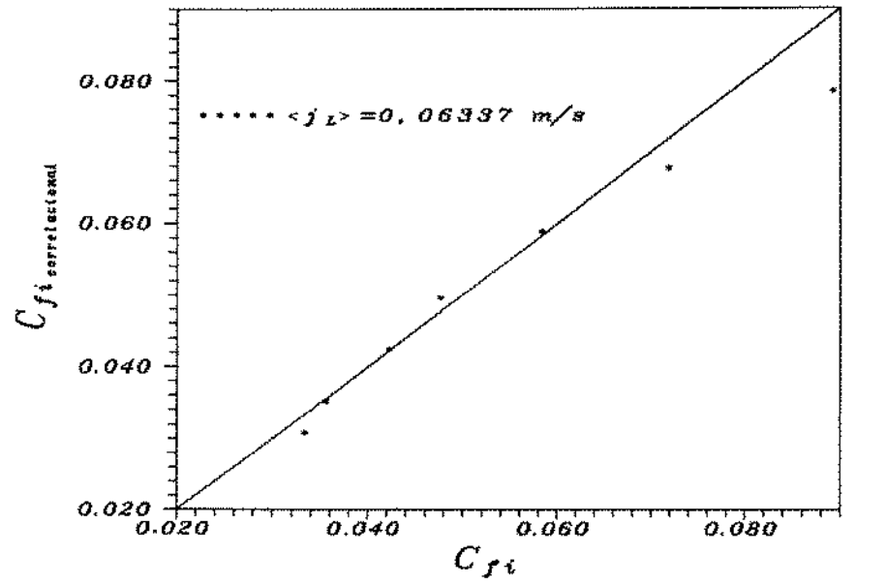

Fig. 5.7: Comparação entre o C_{fi} correlacional e o medido.

O maior erro encontrado para o C_{fi} correlacional foi de 12,0%, relativo ao experimento nº 36 (tabela A.6 do apêndice "A"). O erro médio absoluto foi de 4,6%.

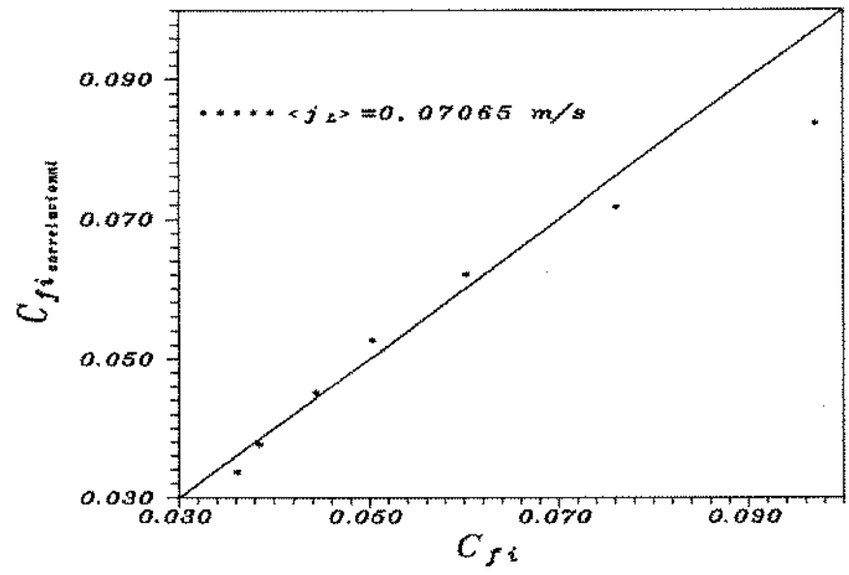

Fig. 5.8: Comparação entre o C_{fi} correlacional e o medido.

O C_{fi} correlacional para $\langle j_L \rangle$ = 0,07065 m/s, figura 5.8, teve o maior erro no experimento nº 43 (tabela A.7 do apêndice "A"), igual à 14,1%, e o erro médio absoluto igual à 5,4%

O erro médio absoluto, para todos os pontos experimentais, do C_{fi} correlacional foi de 7,5%.

A figura 5.9 mostra a comparação dos dados experimentais com algumas das correlações encontradas na literatura. As correlações escolhidas, são todas aplicáveis a escoamentos anulares rugosos, são: a) correlação proposta por Wallis [27], (Eq. 1.2); b) correlação proposta por Abolfadl & Wallis [1], (Eq. 1.9); c) correlação proposta por Hewitt [11], (Eq. 1.10).

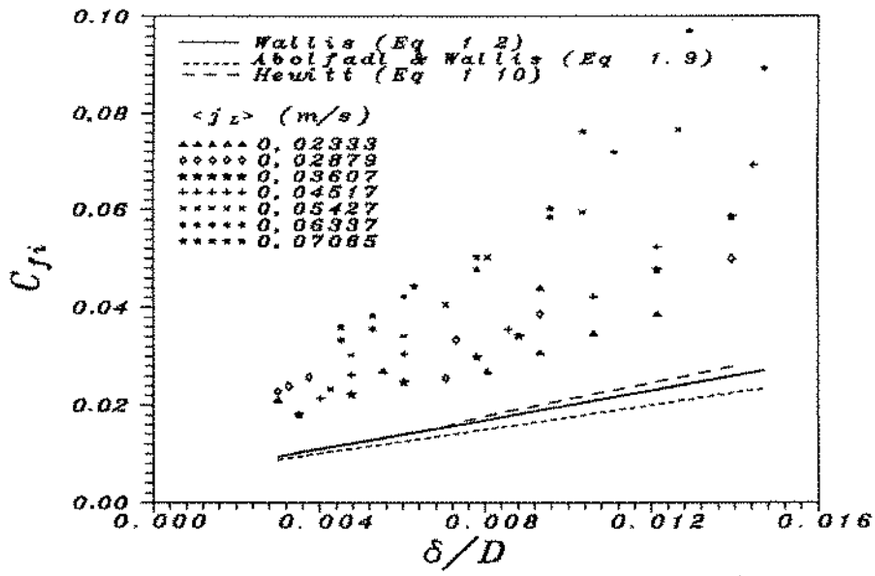

Fig. 5.9: Comparação entre as correlações e o C_{fi} medido.

Na figura 5.9 a correlação de Wallis [27], (Eq. 1.2), apresentou um desvio médio absoluto de 56,5%, a correlação de Abolfadl & Wallis [1], (Eq. 1.9), apresentou um desvio médio absoluto de 61,3%, e a correlação de Hewitt [11], (Eq. 1.10), apresentou um desvio médio absoluto de 56,3%.

Como pode ser observado, existe uma variação do coeficiente de atrito interfacial com a velocidade superficial do líquido, $\langle j_L \rangle$. Esta dependência também foi encontrada na velocidade de deslizamento, $\bar{V}_{gj}$, (Eq. 5.5). Assim, a utilização de um Reynolds baseado na velocidade de deslizamento, $\bar{V}_{gj}$, para representar a estrutura da interface na correlação para o coeficiente de atrito interfacial, é de fundamental importância.

O balanço de forças, (Eq. 5.7), não considera a transferência de quantidade de movimento devido a dispersão e deposição de gotas, entre o fluxo gasoso e o filme de líquido. Como a correlação proposta, (Eq. 5.8), foi ajustada com os C_{fi} obtidos pela equação 5.7, a correlação também não considera a transferência de quantidade de movimento devido a dispersão e deposição de gotas.

As correlações de Wallis [27], (Eq. 1.1), de Abolfadl & Wallis [1], (Eq. 1.9), e de Hewitt [11], (Eq. 1.10), também foram ajustadas através de um balanço de forças que não considera transferência de quantidade de movimento devido à dispersão e deposição de gotas.

Esta desconsideração resulta em uma superestimação no cálculo do coeficiente de atrito interfacial, C_{fi} .

Govan et al. [8], analisaram a influência da deposição de gotas na magnitude da tensão de cisalhamento na parede da tubulação, como já mencionado no capítulo 2. As comparações realizadas por Govan et al. [8], entretanto, foram para a tensão de cisalhamento na parede, não podendo ser extrapoladas diretamente para a tensão de cisalhamento na interface. Há ainda críticas a estas comparações, por exemplo: a) a não ocorrência do processo de dispersão; b) a comparação direta entre um escoamento com gotas no fluxo gasoso, gotas estas que amortecem a turbulência no fluxo gasoso, influenciando diretamente na estrutura da interface, com um escoamento sem gotas. Desta forma, apesar dos escoamentos comparados terem as mesmas vazões, eles não são idênticos. Assim, os valores obtidos pelos autores para a tensão de cisalhamento na parede com deposição de 15 a 50% maiores que a tensão de cisalhamento na parede sem deposição, devem ser analisados com muita cautela se extrapolados para a tensão de cisalhamento na interface.

Como já comentado no capítulo 1 (item 1.2), Dukler et al. [5] fizeram observações sobre a utilização da correlação proposta por Wallis [27], (Eq. 1.2). A figura 5.10 mostra a comparação entre os dados obtidos por Dukler et al. [5], os dados obtidos neste trabalho e a correlação de Wallis [27]. Dukler et al. [5] obtiveram seus dados em uma tubulação de 51 mm de diâmetro interno, os fluidos utilizados foram água e ar, a velocidade superficial de líquido, $\langle j_L \rangle$, variou de 0,00618 m/s a 0,06180 m/s, e o coeficiente de atrito interfacial foi calculado através da (Eq. 1.4).

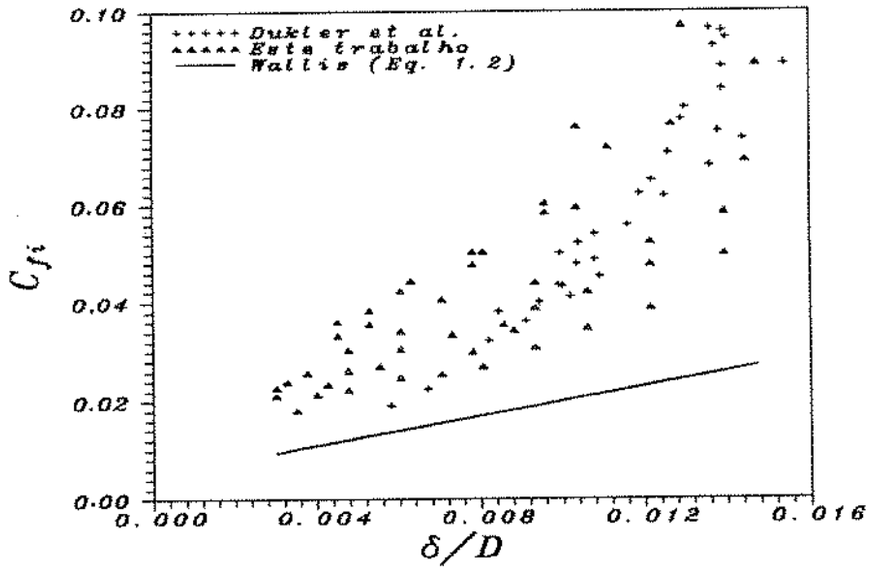

Fig. 5.10: Comparação entre os dados do Dukler et al. [5], este trabalho e a correlação de Wallis [27].

Como pode ser observado, os dados de Dukler el al. [5] estão distribuídos entre os dados obtidos por este trabalho. Também não apresentam concordância com a correlação de Wallis [27] para valores elevados de δ/D (baixos valores de $<\alpha>$), confirmando assim que as correlações aplicáveis a escoamentos anulares rugosos subestimam o coeficiente de atrito interfacial em escoamentos anulares transicionais.

CAPÍTULO 6

CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

6.1 CONCLUSÕES.

Foi montado um aparato experimental para se estudar a tensão interfacial no escoamento anular co-corrente ascendente transicional. Os resultados experimentais foram amparados por um modelo de dois fluidos, simplificado para o escoamento anular, a fim de se obter a interrelação entre o coeficiente de atrito interfacial e as variáveis operacionais do escoamento. As conclusões obtidas neste trabalho foram:

• O estudo constatou uma estrutura interfacial para os escoamentos anulares transicionais diferente da encontrada nos escoamentos anulares com vazões volumétricas elevadas ($<\alpha>$ elevados).

• Há uma mudança no peso relativo das forças que atuam no escoamento anular transicional, quando comparadas com o escoamento anular com vazões volumétricas elevadas.

• Foi proposta uma correlação, para o cálculo da fração de vazios $<\alpha>$, baseada em variáveis operacionais do escoamento e em um novo parâmetro de deslizamento, ***K***, que

está relacionado com a estrutura da interface e com as propriedades dos fluidos.

• Foi proposta uma correlação, para o cálculo do coeficiente de atrito interfacial, que considera a mudança da estrutura interfacial e a alteração no peso relativo das forças atuantes com a transição do escoamento anular transicional para o escoamento anular com vazões volumétricas elevadas.

• Constatou-se que a velocidade de deslizamento, $\bar{V}_{gj}$, depende somente da velocidade superficial do líquido, $<j_L>$, e do Reynolds do líquido, e que o parâmetro de deslizamento K depende somente do Reynolds do líquido. Com isto conclui-se que a estrutura da interface é fortemente influenciada pela vazão do líquido, e que no processo de transferência de quantidade de movimento a velocidade superficial do líquido tem um peso fundamental.

• Verificou-se que o coeficiente de atrito interfacial no escoamento anular transicional difere substancialmente daquele sugerido por correlações obtidas dos experimentos em escoamentos anulares rugosos.

• Verificou-se que o coeficiente de atrito interfacial depende da velocidade superficial do líquido, $<j_L>$, no escoamento anular transicional.

• Verificou-se que, para escoamento anular transicional, a representação da estrutura da interface na correlação do coeficiente de atrito interfacial deve ser feita por um parâmetro diretamente influenciado pela velocidade superficial do líquido, $<j_L>$, no caso o Reynolds baseado na velocidade de deslizamento, $\bar{V}_{gj}$.

6.2 RECOMENDAÇÕES.

• Um estudo com parâmetros de entrada diferentes e fluidos diferentes deve ser

feito para averiguar as faixas de aplicabilidade das correlações propostas.

• Para escoamentos com velocidades superficiais do gás elevadas, altas taxas de fração de dispersão e grandes diferenças entre as velocidades das fases, a influência da troca de quantidade de movimento no coeficiente de atrito interfacial através da dispersão e deposição de gotas, entre o fluxo gasoso e o filme de líquido, deve ser analisada.

• Medição da espessura de filme com técnicas diversas para validar o estudo realizado e contornar dificuldades na medição de filmes muito finos.

• Aplicação de técnicas de tratamento e análise de sinais diversas buscando a identificação precisa e evolução da estrutura da interface para volumes crescentes de $<j_g>$, dada uma vazão fixa de líquido.

BIBLIOGRAFIA

[1] - **ABOLFADL, M. & WALLIS, G.B.** - A Mixing Length Model for Annular Two-Phase Flow. *Physico Chemical Hydrodynamics, vol. 6, (1/2), p.49-68, 1985.*

[2] - **BRAUNER, N.** - Roll Wave Celerity and Average Film Thickness in Turbulent Wavy Film Flow. *Chemical Engineering Science, vol. 42, (2), p.265-273, 1987.*

[3] - **BRAUNER, N. & MOALEM MARON, D.** - Turbulent Withdrawal: Application to Wavy Flow Modelling. *The Chemical Engineering Journal, vol. 37, p.1-10, 1988.*

[4] - **BROWN, R.C., ANDREUSSI, P. & ZANELLI, S.** - The Use of Wire Probes for the Measurement of Liquid Film Thickness in Annular Gas-Liquid Flows. *The Canadian Journal of Chemical Engineering, vol. 56, dezembro, 1978.*

[5] - **DUKLER, A.E., SMITH, L. & CHOPRA, A.** - Flooding and Upward Film Flow in Tubes-I, Experimental Studies. *International Journal of Multiphase Flow, vol. 10, (5), p.585-597,1984.*

[6] - **FRANÇA, F.A. & LAHEY, R.T.** - A Aplicação do Modelo de Deslizamento na Determinação da Fração de Vazio em Escoamento Horizontal Estratificado e Anular. *XI Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica - São Paulo, SP - BRASIL, Dezembro, 1991.*

[7] - **GOULD, T.L., RASIN TEK, M. & KATZ, D.L.** - Two-Phase Flow Through Vertical,

Inclined, or Curved Pipe. *SPE-AIME, Journal of Petroleum Technology, Agosto, 1974.*

[8] - GOVAN, A.H., HEWITT, G.F., OWEN, D.G. & BURNETT, G. - Wall Shear Stress Measurements in Vertical Air-Water Annular Two-Phase Flow. *International Journal of Multiphase Flow, vol. 15, (3), p.307-325, 1989.*

[9] - GOVIER, G.W., RADFORD, B.A. & DUNN, J.S.C. - The Upwards Vertical Flow of Air-Water Mixtures, Effect of Air and Water-Rates on Flow Pattern, Holdup and Pressure Drop. *The Canadian Journal of Chemical Engineering, Agosto, 1957.*

[10] - GUIMARÃES, P.E.F. - Escoamento Bifásico Anular Vertical Ascendente: Inversão no Sentido de Fluxo do Líquido. *Tese de Mestrado - UNICAMP - Campinas, SP - Brasil, Dezembro, 1991.*

[11] - HEWITT, G.F. - Prediction of Pressure Drop in Annular Flow by Phenomenological Modelling. "Handbook of Multiphase System", Cap. 2.2.4 (Editado por Hetsroni, G.). *McGraw-Hill, New York, 1982.*

[12] - ISHII, M. - One-Dimensional Drift-Flux Model and Constitutive Equations for Relative Motion Between Phases in Various Two-Phase Flow Regimes. *ANL-77-47, 1977.*

[13] - ISHII, M. - Two-Fluid Model and Hydrodynamic Constitutive Relations. *Nuclear Engineering and Design, vol. 82, p.107-126, 1984.*

[14] - JENSEN, M.K. - The Liquid Film and the Core Region Velocity Profiles in Annular Two-Phase Flow. *International Journal of Multiphase Flow, vol. 13, (5), p.615-628, 1987.*

[15] - JEPSON, D.M., AZZOPARDI, B.J. & WHALLEY, P.B. - The Effect of Gas Properties on Drops in Annular Flow. *International Journal of Multiphase Flow, vol.*

15, (3), p.327-339, 1989.

[16] - KARAPANTSIOS, T.D., PARAS, S.V. & KARABELAS, A.J. - Statistical Characteristics of Free Falling Films at High Reynolds Numbers. *International Journal of Multiphase Flow, vol. 15, (1), p.1-21, 1989.*

[17] - MOALEM MARON, D. & DUKLER, A.E. - Flooding and Upward Film Flow in Vertical Tubes-II, Speculation on Film Flow Mechanisms. *International Journal of Multiphase Flow, vol. 10, (5), p.599-621, 1984.*

[18] - MOALEN MARON, D., BRAUNER, N. & WEINBERG, J. - Characteristics of Wavy Film Flow in the Presence of Interfacial Shear. *The Chemical Engineering Journal, vol. 28, p.139-150, 1984.*

[19] - MOALEM MARON, D., BRAUNER, N., & DUKLER, A. - Interfacial Structure of Thin Falling Films: Piecewise Modelling of The Waves. *Physico Chemical Hydrodynamics, vol. 6, (1/2), p.87-113, 1985.*

[20] - MUNTHE ANDERSEN, J.G. - Interfacial Shear for Two-Fluid Model. *American Nuclear Society, Annual Meeting, June, 1982.*

[21] - NICKLIN, D.J., WILKES, J.O. & DAVIDSON, J.F. - Two-Phase Flow in Vertical Tubes. *Trans. Inst. Chem. Engrs., vol 40, 1962.*

[22] - OWEN, D.G., HEWITT, G.F. & BOTT, T. R. - Equilibrium Annular Flows at High Mass Fluxes; Data and Interpretation. *Physico Chemical Hydrodynamics, vol. 6, (1/2), p.115-131, 1985.*

[23] - SEKOGUCHI, K., HORI, K., NAKAZATOMI, M. &NISHIKAWA, K. - On Ripple of Annular Two-Phase Flow - 2. Characteristics of Wave and Interfacial Friction Factor.

JSME Bulletin, vol. 21, (152), p.279, Fevereiro, 1978.

[24] - SHEINTUCH, M. & DUKLER, A.E. - Phase Plane and Bifurcation Analysis of Thin Wavy Films Under Shear. *AIChE Journal, vol. 35, (2), p.177, Fevereiro, 1989.*

[25] - TAITEL, Y. & DUKLER, A.E. - A Model for Predicting Flow Regime Transitions in Horizontal and Near Horizontal Gas-Liquid Flow. *AIChE Journal, vol. 22, (1), p.47, Janeiro, 1976*

[26] - TAITEL, Y. & DUKLER, A.E. - Modelling Flow Pattern Transitions for Steady Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes. *AIChE Journal, vol. 26, (3), p.345, Maio, 1980.*

[27] - WALLIS, G. -"One-Dimensional Two-Phase Flow". *McGraw-Hill, New York, 1969.*

[28] - WASDEN, F.K. & DUKLER, A.E. - Insights into the Hydrodynamics of Free Falling Wavy Films. *AIChE Journal, vol. 35, (2), p.187, Fevereiro, 1989.*

[29] - YAO, S.C.,SYLVESTER, N.D. - A Mechanistic Model for Two-Phase Annular-Mist Flow in Vertical Pipes. *AIChE Journal, vol. 33, p.1008, Junho, 1987.*

[30] - ZABARAS, G., DUKLER, A.E. & MOALEM MARON, D. - Vertical Upward Cocurrent Gas-Liquid Annular Flow. *AIChE Journal, vol. 32, (5), p.829, Maio, 1986.*

[31] - ZUBER, N. & FINDLAY, J.A. - Average Volumetric Concentration in Two-Phase Flow Systems. *Journal of Heat Transfer, p.453-448, Novembro, 1965.*

APÊNDICE A

TABELAS DOS DADOS EXPERIMENTAIS

As tabelas aqui apresentadas são os resultados do processamento dos dados obtidos em laboratório. As tabelas estão divididas de acordo com a vazão de líquido (velocidade superficial j_L constante).

Cada experimento realizado é representado por um número, cuja ordem é mantida em todo este trabalho. Comentários a respeito das colunas são apresentados após as tabelas.

Tabela A.1: j_L = 0,02333 m/s

nº	j_g (m/s) (Fluxo)	j_{LF} (m/s)	j_{LD} (m/s)	P. Média (Pa)	Temp. Fluxo (°C)
1	14,24	0,02244	0,00089	96299,3	23
2	14,47	0,02266	0,00067	96765,9	23
3	15,35	0,02244	0,00089	96653,5	23
4	16,59	0,02223	0,00110	96671,8	23
5	17,75	0,02162	0,00171	96552,5	23
6	18,43	0,02104	0,00229	96166,9	24
7	22,11	0,02223	0,00110	96190,2	24

Continuação da Tabela A.1 .

nº	Gr. Press. (Pa/m)	Dispersão (%)	Esp. Filme δ (mm)	Fr. Vazio α
1	-762,1	3,81	0,25	0,963
2	-733,8	2,89	0,33	0,952
3	-723,3	3,81	0,29	0,958
4	-738,8	4,72	0,25	0,963
5	-722,4	7,34	0,22	0,968
6	-734,6	9,82	0,15	0,978
7	-754,4	4,72	0,08	0,988

Tabela A.2: j_L = 0,02879 m/s

nº	j_g (m/s) (Fluxo)	j_{LF} (m/s)	j_{LD} (m/s)	P. Média (Pa)	Temp. Fluxo (°C)
8	13,24	0,02805	0,00074	96335,1	22
9	15,16	0,02805	0,00074	96286,6	23
10	16,99	0,02772	0,00107	96629,5	23
11	19,42	0,02740	0,00139	96331,4	23
12	22,39	0,02708	0,00171	96323,0	24
13	23,96	0,02678	0,00201	96371,6	26
14	25,47	0,02678	0,00201	96557,0	25

Continuação da Tabela A.2 .

nº	Gr. Press. (Pa/m)	Dispersão (%)	Esp. Filme δ (mm)	Fr. Vazio α
8	-792,4	2,57	0,38	0,945
9	-751,3	2,57	0,25	0,963
10	-787,7	3,71	0,20	0,971
11	-789,4	4,83	0,19	0,972
12	-951,7	5,93	0,10	0,985
13	-992,9	6,99	0,09	0,987
14	-1065,3	6,99	0,08	0,988

Tabela A.3: j_L = 0,03607 m/s

nº	j_g (m/s) (Fluxo)	j_{LF} (m/s)	j_{LD} (m/s)	P. Média (Pa)	Temp. Fluxo (°C)
15	13,50	*	*	96417,5	25
16	14,84	0,03570	0,00037	96376,0	25
17	18,29	0,03491	0,00116	96421,8	24
18	20,09	0,03465	0,00142	96468,3	24
19	23,63	0,03366	0,00241	96392,8	24
20	27,38	0,03184	0,00423	96524,2	23
21	35,21	0,02805	0,00802	97007,2	24

Continuação da Tabela A.3 .

nº	Gr. Press. (Pa/m)	Dispersão (%)	Esp. Filme δ (mm)	Fr. Vazio α
15	-947,0	*	0,38	0,945
16	-911,9	1,02	0,33	0,952
17	-950,7	3,22	0,24	0,965
18	-990,0	3,93	0,21	0,969
19	-1095,6	6,67	0,16	0,976
20	-1292,7	11,72	0,13	0,981
21	-1701,0	22,23	0,09	0,986

Tabela A.4: j_L = 0,04517 m/s

nº	j_g (m/s) (Fluxo)	j_{LF} (m/s)	j_{LD} (m/s)	P. Média (Pa)	Temp. Fluxo (°C)
22	13,33	*	*	96366,1	22
23	15,39	0,04458	0,00059	96341,0	22
24	17,44	0,04399	0,00118	96359,8	22
25	19,96	0,04284	0,00233	96444,7	22
26	23,07	0,04176	0,00341	96558,8	21
27	27,35	0,03881	0,00636	96720,1	21
28	35,33	0,03332	0,01185	97474,9	21

Continuação da Tabela A.4 .

nº	Gr. Press. (Pa/m)	Dispersão (%)	Esp. Filme δ (mm)	Fr. Vazio α
22	-1073,0	*	0,39	0,943
23	-1051,7	1,30	0,33	0,952
24	-1067,6	2,62	0,29	0,958
25	-1139,6	5,15	0,23	0,966
26	-1236,3	7,55	0,16	0,976
27	-1457,7	14,08	0,13	0,981
28	-2012,6	26,23	0,11	0,984

Tabela A.5: j_L = 0,05427 m/s

nº	j_g (m/s) (Fluxo)	j_{LF} (m/s)	j_{LD} (m/s)	P. Média (Pa)	Temp. Fluxo (°C)
29	13,43	0,05408	0,00019	96437,1	24
30	15,41	0,05364	0,00063	96417,7	24
31	17,34	0,05321	0,00106	96442,5	24
32	20,05	0,05155	0,00272	96537,5	24
33	23,16	0,04998	0,00428	96695,1	25
34	27,36	0,04646	0,00780	97021,2	25
35	35,51	0,04073	0,01354	97681,2	25

Continuação da Tabela A.5 .

nº	Gr. Press. (Pa/m)	Dispersão (%)	Esp. Filme δ (mm)	Fr. Vazio α
29	-1133,1	0,35	0,34	0,950
30	-1116,7	1,15	0,28	0,959
31	-1137,7	1,95	0,22	0,968
32	-1218,2	5,02	0,19	0,972
33	-1351,8	7,89	0,16	0,976
34	-1628,1	14,38	0,13	0,981
35	-2187,5	24,95	0,11	0,983

Tabela A.6: j_L = 0,06337 m/s

nº	j_g (m/s) (Fluxo)	j_{LF} (m/s)	j_{LD} (m/s)	P. Média (Pa)	Temp. Fluxo (°C)
36	13,28	*	*	97060,0	25
37	15,27	0,06252	0,00085	97058,3	25
38	17,37	0,06127	0,00210	97104,3	24
39	20,29	0,06006	0,00330	97236,1	25
40	23,34	0,05780	0,00557	97448,3	25
41	27,51	0,05282	0,01055	97782,5	25
42	30,70	0,05022	0,01315	98014,1	24

Continuação da Tabela A.6 .

nº	Gr. Press. (Pa/m)	Dispersão (%)	Esp. Filme δ (mm)	Fr. Vazio α
36	-1322,0	*	0,40	0,942
37	-1320,6	1,34	0,30	0,956
38	-1359,6	3,32	0,26	0,962
39	-1471,3	5,21	0,21	0,969
40	-1651,1	8,79	0,16	0,976
41	-1934,3	16,65	0,14	0,979
42	-2215,3	20,75	0,12	0,982

Tabela A.7: j_L = 0,07065 m/s

nº	j_g (m/s) (Fluxo)	j_{LF} (m/s)	j_{LD} (m/s)	P. Média (Pa)	Temp. Fluxo (°C)
43	13,29	0,06962	0,00103	96483,2	22
44	15,34	0,06962	0,00103	96479,2	22
45	17,55	0,06807	0,00257	96544,1	22
46	20,40	0,06659	0,00405	96696,9	22
47	23,48	0,06382	0,00683	96930,7	23
48	27,55	0,05891	0,01174	97289,4	23
49	30,29	0,05570	0,01495	97552,6	23

Continuação da Tabela A.7 .

nº	Gr. Press. (Pa/m)	Dispersão (%)	Esp. Filme δ (mm)	Fr. Vazio α
43	-1341,7	1,45	0,35	0,949
44	-1338,3	1,45	0,28	0,959
45	-1393,3	3,64	0,26	0,962
46	-1522,8	5,74	0,21	0,969
47	-1720,9	9,66	0,17	0,975
48	-2024,9	16,61	0,14	0,979
49	-2248,0	21,16	0,12	0,982

Nas tabelas acima temos:

• Os sinais "*" representam falhas nos registros.

• Velocidade superficial total do líquido (j_L): calculada a partir da vazão mássica de água, da densidade da água à temperatura de fluxo e do diâmetro da tubulação.

• Velocidade superficial do gás na condições do fluxo (j_g): foi calculada a partir da vazão mássica de gás, da pressão de fluxo, da temperatura do fluxo e do diâmetro da tubulação.

• Velocidade superficial do filme de líquido (j_{LF}): calculada a partir da vazão mássica de filme de líquido, da densidade da água à temperatura de fluxo e do diâmetro da tubulação.

• Velocidade superficial do líquido disperso (j_{LD}): calculada a partir da vazão de líquido disperso, da densidade da água à temperatura de fluxo e do diâmetro da tubulação.

• Pressão média de fluxo (P. Média): calculada a partir da pressão atmosférica e do gradiente de pressão.

• Temperatura de fluxo (Temp. Fluxo): considerada igual à temperatura da água medida antes de entrar na tubulação.

• Gradiente de pressão médio (Gr. Press.): corresponde à média do gradiente de pressão obtida pelo processamento dos dados adquiridos pelo transdutor diferencial de pressão.

• Fração de dispersão (Dispersão): obtida pela razão entre a vazão mássica de gotas dispersas e da vazão mássica total de líquido.

• Espessura média de filme (δ): corresponde à média obtida pelo processamento dos dados adquiridos pela sonda de espessura 2.

• Fração de vazio (α): obtida através da espessura média de filme e da fração de dispersão.

APÊNDICE B

AFERIÇÃO DOS INSTRUMENTOS DE MEDIÇÃO DE VAZÃO

B.1 CALIBRAÇÃO DA PLACA DE ORIFÍCIO.

Para a medição de vazão da ar foi utilizada uma placa de orifício, cujas dimensões impossibilitavam a utilização de fórmulas consagradas na literatura, tabelas da ASME (ASME - Fluid Meters - Application Part II - 6ª edição - 1971) ou das tabelas da GPSA (GPSA - Engineering Data Book - 9ª edição - 1972).

A placa tem 1/2" de diâmetro interno e 3 mm de espessura, foi instalada em uma tubulação de 1" de diâmetro interno. Para se contornar este problema montou-se um dispositivo de calibração em série com a placa, no caso, um laminador de fluxo com as seguintes características:

- Fabricante: Merian Instrument
- Modelo: 50MW20-2
- Nº de série: 717.331-A3

A equação para a medição com a placa de orifício foi:

$$\dot{m}_{pl} = CYA_0\sqrt{2\rho\,\Delta P} \qquad \textbf{(B.1)}$$

Onde:

$\dot{m}_{pl}$ = vazão mássica de ar na placa [Kg/s]

C = coeficiente de descarga

Y = fator de expansão

A_θ = área do orifício [m^2]

ρ = massa específica do ar a montante [Kg/m^3]

ΔP = diferencial de pressão na placa, pressão montante menos jusante [N/m^2]

Por causa das baixas pressões envolvidas o ar foi considerado um gás ideal. Assim, para o cálculo da massa específica do ar foi utilizado:

$$\rho = \frac{P.Mol}{R.T} \qquad \textbf{(B.2)}$$

Onde:

P = pressão [N/m^2]

Mol = 28,97 Kg/Kgmol

R = 8,314 KJ/Kgmol.K

T = temperatura [K]

Pelo fato do ar provir de uma tubulação a alta pressão provida de purgadores, este se encontrava com baixa umidade relativa. Portanto, as correções na massa específica devido à presença de umidade não fora feitas.

Para o cálculo da vazão mássica no laminador foi utilizada uma equação dada pelo fabricante:

$$\dot{m}_{ar} = 5{,}66244\,10^{-4}.SCFM.\left[\frac{P_{ar}}{406{,}23}\right]\left[\frac{T_{ar}}{294{,}44}\right]^{-1}\left[\frac{\mu_{ar}}{181{,}87}\right]^{-1} \qquad \textbf{(B.3)}$$

Onde:

$\dot{m}_{ar}$ = vazão mássica de ar no laminador [Kg/s]

$SCFM$ = vazão volumétrica lida na curva de aferição do laminador em função da pressão diferencial no mesmo [scf/minuto]

P_{ar} = pressão à montante do laminador [pol de H^2O]

T_{ar} = temperatura à montante do laminador [K]

μ_{ar} = viscosidade do ar à temperatura T_{ar} [μp]

A viscosidade do ar foi determinada através de:

$$\mu_{ar} = 46{,}071821 + 0{,}461201.T_{ar} \qquad \textbf{(B.4)}$$

A calibração consistiu-se em determinar uma curva para o grupo CY em função da pressão diferencial na placa de orifício. Igualando as massas de ar na placa e no laminador temos:

$$CY = \frac{\dot{m}_{ar}}{A_0\sqrt{2\rho\,\Delta P}} \qquad \textbf{(B.5)}$$

Os valores obtidos para CY foram plotados em função de P_1/P_2, onde P_1 é a pressão à montante da placa e P_2 é a pressão à jusante. Estes valores estão plotados na (Fig. B.1). Através de uma regressão linear foi obtido:

$$CY = 0{,}81390 - 0{,}17144 P_1/P_2 \qquad \textbf{(B.6)}$$

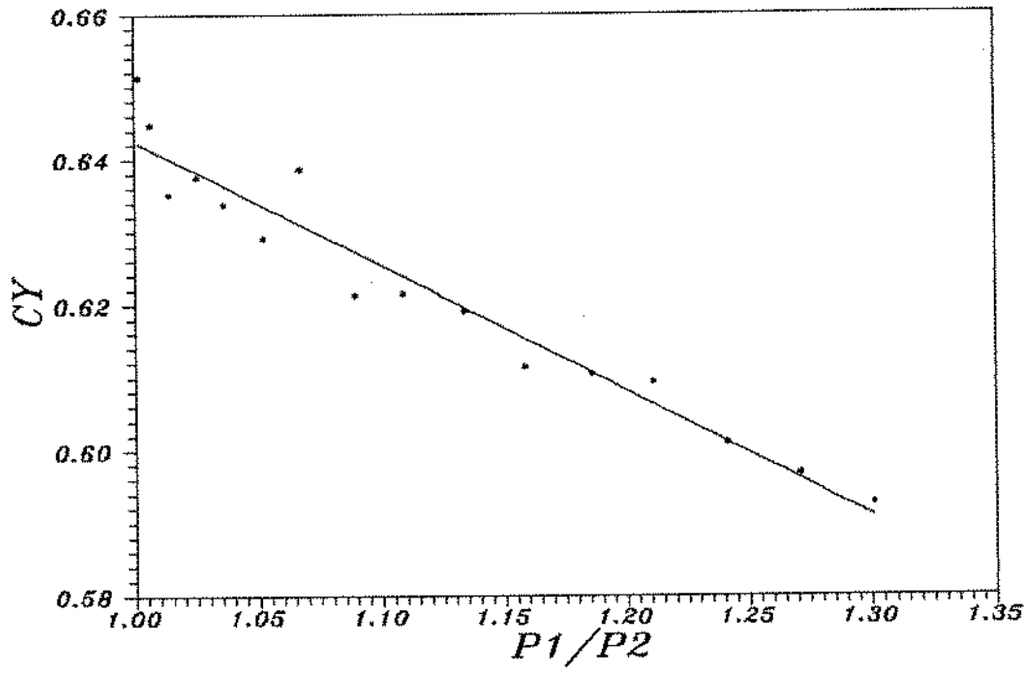

Fig. B.1: CY em função de P_1/P_2

B.2 CALIBRAÇÃO DO ROTÂMETRO.

A vazão de água foi medida através de um rotâmetro, originalmente destinado a medições de vazão de ar. Para contornar este problema a esfera do rotâmetro foi substituída por uma que atendesse as necessidades do experimento (proteção contra corrosão e peso compatível).

Como podemos observar na figura B.2 o comportamento do rotâmetro foi linear, e através de uma regressão linear foi obtido:

$$\mathbf{Q(Kg/s) = 209{,}515.10^{-6}.(leitura\ no\ rotâmetro) + 859{,}959.10^{-6}} \qquad \mathbf{(B.7)}$$

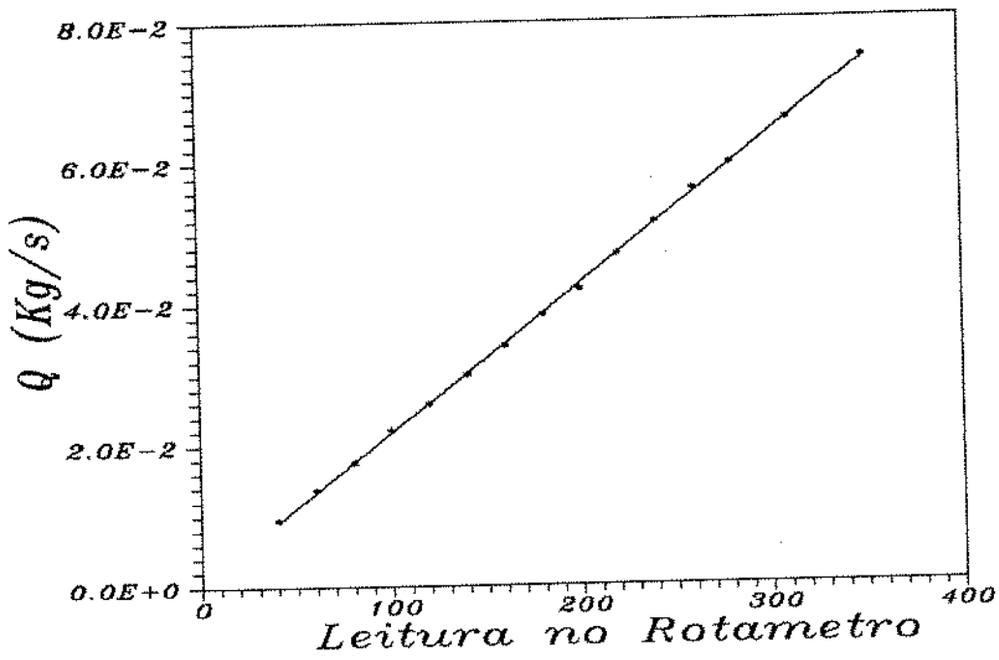

Fig. B.2: Curva de calibração do rotâmetro

APÊNDICE C

ANÁLISE DOS ERROS

C.1 ERRO DAS GRANDEZAS DIRETAMENTE MENSURÁVEIS.

As grandezas diretamente mensuráveis aqui consideradas são as obtidas diretamente do instrumento de medição ou obtidas do instrumento de medição via alguma curva de calibração. Estas grandezas foram:

• Temperatura de fluxo.

Esta foi considerada igual à temperatura da água que entrava no aparato. Foi utilizado um termômetro de mercúrio cujo erro era a metade da menor divisão, 0,5 °C .

• Pressão barométrica.

A pressão barométrica foi medida por um barômetro digital instalado no laboratório. Para cada ponto foi registrado uma pressão barométrica, sendo observado que as mudanças ocorridas eram desprezíveis. A precisão do aparelho era de 1 mb, que equivale a 0,1% das pressões medidas.

• Diâmetro da tubulação.

O diâmetro interno considerado para todos os cálculos foi obtido da tubulação da coluna de teste, medido por um paquímetro com precisão de 0,05 mm.

Apesar da precisão do paquímetro, este valor não pode ser considerado devido à tolerância de fabricação com relação ao diâmetro da tubulação, produzindo um erro bem maior que a precisão do instrumento. Assim, várias medidas em diferentes direções da seção transversal e em ambas seções de entrada e saída da coluna de teste levaram a diferenças de até 0,5 mm. Somando-se a esta diferença a precisão do paquímetro, teremos um erro de 0,55 mm que representa um erro total de 2,03%.

• Vazão mássica de líquido.

Como foi visto (apêndice "B"), a reta de calibração do rotâmetro nos levam a erros pequenos, restando apenas erros relativos à leitura visual do rotâmetro. Devido às oscilações da esfera suspensa pelo fluxo, aliadas à precisão da escala do rotâmetro, foi estimado um erro de um quarto da subdivisão da escala. Isto representa um erro máximo de 2,0%.

• Vazão mássica do filme de líquido.

A medição do filme de líquido ascendente foi feita com o desvio deste fluxo para um tubo de acrílico, com escala lateral graduada em milímetros. O tempo de fluxo era cronometrado entre dois níveis de água no tubo. Os valores registrados em tabela são resultantes da média de três medições. Apesar de toda a cautela tomada na medida desta vazão, o erro esperado é de difícil estimação devido a problemas como: a) a incerteza de que a vazão medida represente realmente apenas a vazão do filme, pois a separação é um processo complicado e sujeito a questionamentos; b) a média de três medidas pode não ser o suficiente para representar com precisão a vazão mássica do filme, porém a realização de um número maior de medidas é oneroso além de não se saber o número ideal de medidas. Assim, qualquer cálculo do erro limite perde o sentido.

• Diferencial de pressão.

O diferencial de pressão foi obtido por um transdutor de pressão como descrito no capítulo 3. A curva de calibração do aparelho (Fig. 3.10) mostra o comportamento linear do

transdutor, obtendo-se desta forma erros pequenos devido à curva de calibração. Resta apenas o erro dado pelo fabricante para o aparelho.

Segundo o fabricante os erros são da ordem de 0,25% do fundo de escala, sendo que este opera de −13 a +13 volts. Por motivos já mencionados operou-se entre os limites de −5 a +5 volts, tendo então erros na ordem de 0,0125 V. O aparelho foi calibrado de forma a medir uma pressão de 630 mmH_2O para uma saída de 4,26 V, chegando-se então a um erro máximo da ordem de 1,84 mmH_2O. Para se ter uma estimativa do erro percentual, consideramos a ordem de grandeza média no diferencial de pressão de 300 mmH_2O, então o erro esperado foi de 0,61%.

• **Espessura de filme (δ).**

Existe o erro devido ao ajuste da curva de calibração (1%), e o erro devido à flutuação na voltagem de saída do circuito eletrônico. Este foi estimado em 5%, resultando assim no erro estimado para a espessura de filme de 6%

C.2 ERRO DAS GRANDEZAS INDIRETAMENTE MENSURÁVEIS.

As grandezas indiretamente mensuráveis, são as que dependem de uma função de diversas variáveis para serem calculadas. Para calcularmos os erros desta grandeza, suponhamos que:

$$Y = f(x_1, x_2, x_3, x_4, \ldots, x_n) \qquad \text{(C.1)}$$

O erro cometido na grandeza Y pode ser calculado expandindo-se a função em série de Taylor, desprezando-se os termos de segunda ordem teremos:

$$\Delta Y = \left| \frac{\partial f}{\partial x_1} \right| . \Delta x_1 + \left| \frac{\partial f}{\partial x_2} \right| . \Delta x_2 + \left| \frac{\partial f}{\partial x_3} \right| . \Delta x_3 + \ldots + \left| \frac{\partial f}{\partial x_n} \right| . \Delta x_n \qquad \text{(C.2)}$$

Na (Eq. C.2), os Δ correspondem aos erros absolutos de cada grandeza envolvida, a derivada parcial de cada uma das grandezas deve aparecer em módulo, para se obter assim o acúmulo de todos os erros nos seus respectivos limites.

Assim, utilizando a (Eq. C.2) calculamos os erros destas grandezas que são:

• Vazão mássica de gás.

Para o cálculo do erro, foram utilizadas as equações da calibração da placa de orifício. Na situação de pequenas vazões é que se encontrou o maior erro, sendo este de 3,0%.

• Velocidade superficial do gás na condição de fluxo.

O calculo do erro foi baseado no erro da vazão mássica de gás, na pressão de fluxo, temperatura de fluxo e no diâmetro da tubulação. Sendo este igual a 7,0%, correspondendo à situação de menor fluxo.

• Velocidade superficial total do líquido.

O erro desta grandeza foi calculado com base no erro do rotâmetro e no erro do diâmetro da tubulação. O maior erro foi de 6,0% correspondendo à situação de menor vazão.

• Velocidade superficial do filme de líquido.

Calculado com base no erro do diâmetro da tubulação e no erro da vazão mássica do filme de líquido, o erro encontrado foi de 5,5%.

• Velocidade superficial das gotas dispersas.

Estas foram calculadas com a diferença entre as vazões mássicas do líquido total

e do filme de líquido, e com o diâmetro interno da tubulação. Assim, como o erro limite da vazão mássica do filme de líquido não foi estimado, o cálculo do erro limite da velocidade superficial das gotas dispersas não faz sentido.

• Fração de dispersão.

Foram calculadas pela razão entre a vazão mássica de gotas dispersas e de líquido total. Assim, o erro limite também não foi calculado pelo mesmo motivo do erro limite da velocidade superficial das gotas dispersas.

• Gradiente de pressão.

Foi calculado com base no diferencial de pressão e no comprimento entre as tomadas de pressão. Este comprimento foi medido com uma trena metálica cujo erro atribuído foi de 5 mm, o que representa 0,15% do comprimento medido. Portanto, o erro esperado é de 0,76%.

• Pressão média na altura das sondas.

A pressão média na altura das sondas foi calculada através da pressão barométrica, o gradiente de pressão médio do fluxo e a distância entre as sondas e a saída da tubulação. Com isto o erro limite esperado é de 2,1%.

• Fração de vazio (α).

Esta foi calculada com base na espessura média do filme, no diâmetro da tubulação e considerando a dispersão de gotas no fluxo gasoso. Para considerarmos a dispersão de gotas, foi suposto que as gotas tinham a mesma velocidade que o gás, ou seja, não há velocidade relativa entre as gotas e o fluxo gasoso. Por não se conhecer de fato a velocidade relativa entre as gotas e o gás, e o erro limite da vazão mássica de gotas dispersas, o cálculo do erro limite perde o sentido.

ANEXO I

FORMULÁRIOS USADOS NA COLETA DE DADOS EM LABORATÓRIO

Nome do aluno:_____

Experimento nº_____ Data: / /

Leitura da pressão atmosférica:_____

Leitura de offset da sonda 1:_____

Leitura de offset da sonda 2:_____

Leitura no rotâmetro:_____

Pressão à montante da placa de orifício:_____

Pressão à jusante da placa de orifício:_____

Temperatura à montante da placa de orifício:_____

Temperatura da água à montante da tubulação:_____

Vazão do filme de líquido:

Volume coletado:_____ Tempo de coleta:_____

Visualização do fluxo:_____

_____

_____

_____

_____

_____

_____