

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

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

**FRAÇÃO DE VAZIO E GRADIENTE DE**  
**PRESSÃO NOS ESCOAMENTOS ESTRATIFICADOS**  
**E ANULARES HORIZONTAIS**

*Este exemplar corresponde à versão final  
da tese defendida pelo Eng. Guilherme Rodrigues  
Júnior e aprovada pela Comissão  
Julgadora em 25/11/91.*

*52/91*

*Fernando A. França*

Autor : Guilherme Rodrigues Júnior  
Orientador : Fernando de Almeida França

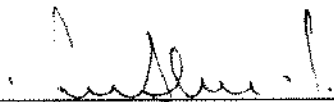
Novembro, 1991

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

A dissertação "Fração de Vazio e Gradiente de Pressão em Escoamentos Estratificados e Anulares Horizontais", elaborada por Guilherme Rodrigues Júnior 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.

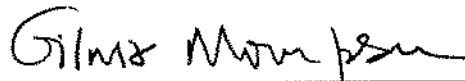
Campinas, 25 de novembro de 1991

Banca Examinadora



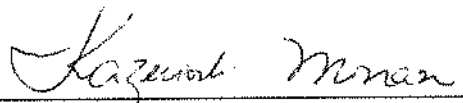
---

Fernando de Almeida França, Ph.D.



---

Gilmar Mompean Munhoz da Cruz, Ph.D.



---

Kazuoshi Minami, Ph.D.

A meus pais, que por seus longos anos de esforço e dedicação construíram a base para mais esta conquista; à Fátima, por seu carinho e compreensão em todas as horas e aos colegas e amigos pelos mais diversos tipos de apoio recebido e que em muito contribuíram para a realização deste trabalho.

## AGRADECIMENTOS

---

Aos colegas do CENPES/DIPLLOT, que tornaram possível a fase experimental desta tese, destacando recursos humanos e materiais sempre no prazo e qualidade desejável. Em especial aos colegas Claudio, Pellegrini e Robson, que participaram ativamente desde a fase de montagem do aparato até a operação do mesmo.

Aos Drs. Gilmar Mompean Munhoz da Cruz e Kazuiohi Minami pela gentileza de participarem da minha banca examinadora.

Aos orientadores Prof. Dr. Fernando de Almeida França e Prof. Dr. Eugênio Spanó Rosa, que por seu entusiasmo e dedicação, tornaram possível a realização deste trabalho e colaboraram essencialmente na minha formação técnica.

## LISTA DE FIGURAS

---

Figura	Página
1. Mapa com padrões de fluxo para escoamentos horizontais com ar e água a 1 atm e 21°C . . . . .	II - 2
2. Movimento secundário do gás . . . . .	II - 5
3. Sistema de coordenadas . . . . .	III - 2
4. Arranjo de fases . . . . .	III - 3
5. Seção transversal do escoamento com a simplificação adotada . . . . .	III - 5
6. Representação das variáveis do escoamento . . . . .	III - 6
7. Perfis de tensão e velocidade no escoamento turbulento . . . . .	III - 7
8. Diagrama $\delta \times \delta_{Levich}$ . . . . .	III - 13
9. Perfis de tensão e velocidade para o escoamento de Couette . . . . .	III - 14
10. Perfis de tensão e velocidade para o escoamento de Poiseuille . . . . .	III - 15
11. Estrutura da interface . . . . .	III - 20
12. Fluxograma para os algoritmos turbulento e laminar . . . . .	IV - 2
13. Ponderação linear para o fator de atrito . . . . .	IV - 6
14. Aparato experimental . . . . .	V - 2
15. Mapa de fluxo para escoamentos horizontais e a região investigada . . . . .	VI - 2
16. Diagrama $\alpha / (1-\alpha) \times J_G/J_L$ para $J_L = 0,0100$ m/s com dados CENPES . . . . .	VI - 4
17. Diagrama $\alpha / (1-\alpha) \times J_G/J_L$ para $J_L = 0,0197$ m/s com dados CENPES . . . . .	VI - 5
18. Diagrama $\alpha / (1-\alpha) \times J_G/J_L$ para $J_L = 0,0300$ m/s com dados CENPES . . . . .	VI - 5
19. Diagrama $\alpha / (1-\alpha) \times J_G/J_L$ para $J_L = 0,0396$ m/s com dados CENPES . . . . .	VI - 6
20. Diagrama $\alpha / (1-\alpha) \times J_G/J_L$ para $J_L = 0,0785$ m/s com dados CENPES . . . . .	VI - 6
21. Diagrama $\alpha / (1-\alpha) \times J_G/J_L$ para $J_L = 0,0056$ m/s com dados RPI . . . . .	VI - 9

22. Diagrama $\alpha / (1-\alpha) \times J_G/J_L$ para $J_L = 0,0166$ m/s com dados RPI . . . . .	VI - 10
23. Diagrama $\alpha / (1-\alpha) \times J_G/J_L$ para $J_L = 0,0299$ m/s com dados RPI . . . . .	VI - 10
24. Diagrama $\alpha / (1-\alpha) \times J_G/J_L$ para $J_L = 0,0428$ m/s com dados RPI . . . . .	VI - 11
25. Diagrama $\alpha_{med} \times \alpha_{calc}$ para dados TULSA . . . . .	VI -12
26. Diagrama $\alpha_{med} \times \alpha_{calc}$ para dados TULSA ( $\alpha$ 0,85) . . . . .	VI -13
27. Desvio percentual em " $\alpha$ " versus Froude na interface com modelo laminar e dados CENPES . . . . .	VI -16
28. Desvio percentual em " $\alpha$ " versus Froude na interface com modelo laminar e dados RPI . . . . .	VI -16
29. Desvio percentual em " $\alpha$ " versus Froude na interface com modelo laminar e dados TULSA . . . . .	VI -17
30. Desvio percentual em " $\alpha$ " versus Froude na interface com modelo turbulento e dados CENPES . . . . .	VI -17
31. Desvio percentual em " $\alpha$ " versus Froude na interface com modelo turbulento e dados RPI . . . . .	VI-18
32. Desvio percentual em " $\alpha$ " versus Froude na interface com modelo turbulento e dados TULSA . . . . .	VI -18
33. Gradiente de pressão medido versus calculado para dados CENPES . . . . .	VI -20

## LISTA DE TABELAS

---

<b>Tabela</b>	<b>Página</b>
1. Coeficientes para a equação de Blasius . . . . .	III - 19
2. Características dos rotâmetros . . . . .	V - 4
3. Desvios percentuais observados para fração de vazios com dados CENPES . . . . .	VI - 8
4. Desvios percentuais observados para fração de vazios com dados RPI . . . . .	VI - 11
5. Desvios percentuais observados para fração de vazios com dados TULSA . . . . .	VI - 12
6. Desvios percentuais observados para gradiente de pressão com dados CENPES . . . . .	VI - 19
7. Arquivo de entrada para os modelos com dados CENPES . . . . .	AP III - 1
8. Arquivo de entrada para os modelos com dados RPI . . . . .	AP III - 3
9. Arquivo de entrada para os modelos com dados TULSA . . . . .	AP III - 5
10a. Arquivo de saída do modelo laminar com dados CENPES . . . . .	AP IV - 1
10b. Arquivo de saída do modelo laminar com dados CENPES . . . . .	AP IV - 3
11a. Arquivo de saída do modelo laminar com dados RPI . . . . .	AP IV - 4
11b. Arquivo de saída do modelo laminar com dados RPI . . . . .	AP IV - 5
12a. Arquivo de saída do modelo laminar com dados TULSA . . . . .	AP IV - 6
12b. Arquivo de saída do modelo laminar com dados TULSA . . . . .	AP IV - 7
13a. Arquivo de saída do modelo turbulento com dados CENPES . . . . .	AP IV - 8
13b. Arquivo de saída do modelo turbulento com dados CENPES . . . . .	AP IV - 10
14a. Arquivo de saída do modelo turbulento com dados RPI . . . . .	AP IV - 11
14b. Arquivo de saída do modelo turbulento com dados RPI . . . . .	AP IV - 12
15a. Arquivo de saída do modelo turbulento com dados TULSA . . . . .	AP IV - 13
15b. Arquivo de saída do modelo turbulento com dados TULSA . . . . .	AP IV - 14

## LISTA DE APÊNDICES

---

<b>Apêndice</b>	<b>Página</b>
1. Referências bibliográficas . . . . .	AP I - 1
2. Análise de erros . . . . .	AP II - 1
3. Arquivos de entrada dos modelos . . . . .	AP III - 1
4. Arquivos de saída dos modelos . . . . .	AP IV - 1



## NOMENCLATURA

---

### Alfabeto Romano

A	área
C	constante de integração
D	diâmetro da tubulação
E	erro
e	erro
f	fator de atrito
Fr	número de Froude
g	aceleração da gravidade
H	altura do canal
J	velocidade superficial
k	rugosidade do filme líquido
L	comprimento da seção de testes
l	comprimento de mistura de Prandtl
m	constante da equação de Blasius
N	número de pontos
n	expoente da equação de Blasius
p	pressão
R	número de Reynolds
S	perímetro
U	velocidade média
u()	função de velocidade
u	componente da velocidade na direção "x"
V	volume hidráulico da seção de testes
v	componente da velocidade na direção "y"
W	vazão mássica

w componente da velocidade na direção "z"

### Letras Gregas

$\alpha$  fração de vazio  
 $\Delta$  variação  
 $\delta$  espessura do filme  
 $\mu$  viscosidade dinâmica  
 $\nu$  viscosidade cinemática  
 $\rho$  massa específica  
 $\theta$  fração da parede molhada pelo líquido  
 $\tau$  tensão cisalhante

### Sobrescritos

' flutuação  
— média  
(1) relativo ao escoamento de Couette  
(2) relativo ao escoamento de Poiseuille

### Subscritos

0 escoamento de Couette e Poiseuille  
calc calculado pelo modelo  
exp experimental  
E entrada  
G fase gasosa  
H hidráulico  
i interface  
L fase líquida  
m mistura  
r relativo  
s superficial  
v laminar (do inglês "viscous")  
w parede da tubulação

## RESUMO

---

Neste trabalho, foram desenvolvidos dois modelos para predição de fração de vazio e gradiente de pressão em escoamentos horizontais com misturas bifásicas, nos padrões estratificado e anular. Um modelo considera o escoamento do filme líquido no regime laminar e o outro o considera turbulento.

Os modelos desenvolvidos utilizam a idéia de tratamento diferencial para o filme líquido, como sugerido por Cheremisinoff & Davis [1979] e as equações constitutivas para fator de atrito interfacial e fração do perímetro molhado, propostos por Hart et alii. [1987].

Foi introduzido o conceito de "Número de Froude da Interface", para explicar a distribuição circunferencial do filme. As transições entre padrões de fluxo foram consideradas graduais.

Os resultados dos modelos foram comparados com dados experimentais próprios, realizados no laboratório do CENPES, e resultados publicados na literatura.

## ABSTRACT

---

The prediction of void fraction and pressure gradient in a horizontal two-phase separated flow is the main goal in this work. The flow regimes covered were the stratified-smooth, the stratified-wavy and the annular flow. A differential approach was adopted to solve the flow in the liquid film, with a velocity profile resulting from the imposed boundary conditions. Two models were developed, considering the film being either in the laminar or turbulent flow condition. The liquid film distribution in the circumferential direction was considered and the correlation proposed by Hart et alii [1987] was adopted to calculate the wetted perimeter. Thus, the liquid was considered to be flowing in a channel of constant height. The gas flow was solved by means of an integral approach.

Experimental void fraction and pressure drop data were taken in a set-up built in the Multiphase Flow Testing Plant site, at CENPES/PETROBRAS. The predictions of the theory are in satisfactory agreement with experimental data. Results from models published in the literature, as well as other experimental data were also used for comparison. It is shown that the interfacial Froude number, based on the interfacial shear stress establishes the application range for the model, with errors less than  $\pm 5\%$ .

## SUMÁRIO

---

LISTA DE FIGURAS . . . . .	i
LISTA DE TABELAS . . . . .	iii
LISTA DE APÊNDICES . . . . .	iv
NOMENCLATURA . . . . .	v
RESUMO . . . . .	vii
ABSTRACT . . . . .	viii
SUMÁRIO . . . . .	ix
CAPÍTULO I : Introdução . . . . .	I - 1
CAPÍTULO II : Revisão Bibliográfica . . . . .	II - 1
CAPÍTULO III : Desenvolvimento do Modelo . . . . .	III - 1
III.1 - Equacionamento para a fase líquida: . . . . .	III - 1
III.1.1 - Equacionamento para escoamento turbulento . . . . .	III - 6
III.1.2 - Equacionamento para escoamento laminar . . . . .	III - 14
III.2 - Equacionamento para a fase gasosa . . . . .	III - 18
III.3 - Modelagem para a tensão interfacial . . . . .	III - 20
CAPÍTULO IV : Algoritmo Computacional . . . . .	IV - 1
IV.1 - Algoritmo para o modelo turbulento . . . . .	IV - 1
IV.1.1 - Padrão estratificado liso . . . . .	IV - 4
IV.1.2 - Padrão estratificado ondulado ou anular . . . . .	IV - 5
IV.1.3 - Observações gerais . . . . .	IV - 5
IV.2 - Algoritmo para o modelo laminar . . . . .	IV - 6
CAPÍTULO V : Aparato Experimental . . . . .	V - 1
V.1 - Descrição da Instalação . . . . .	V - 1
V.2 - Procedimento Experimental . . . . .	V - 5
CAPÍTULO VI : Resultados . . . . .	VI - 1
VI.1 - Introdução . . . . .	VI - 1
VI.2 - Resultados . . . . .	VI - 2

VI.2.1 - Fração de vazios . . . . .	VI - 4
VI.2.2 - Gradiente de Pressão . . . . .	VI - 19
<b>CAPÍTULO VII : Conclusões e recomendações . . . . .</b>	<b>1</b>
<b>VII.1 - CONCLUSÕES . . . . .</b>	<b>VII - 1</b>
<b>VII.2 - RECOMENDAÇÕES . . . . .</b>	<b>VII - 3</b>
<b>APÊNDICE I : Referências Bibliográficas</b>	
<b>APÊNDICE II : Análise de Erros</b>	
<b>I - Erros experimentais . . . . .</b>	<b>AP II - 1</b>
I.1 - Fração de vazios . . . . .	AP II - 1
I.2 - Gradiente de pressão . . . . .	AP II - 3
I.3 - Coordenada Y . . . . .	AP II - 4
I.4 - Coordenada X . . . . .	AP II - 5
<b>II - Erros do modelo . . . . .</b>	<b>AP II - 6</b>
II.1 - Erro médio relativo percentual (E1) . . . . .	AP II - 7
II.2 - Erro médio relativo absoluto (E2) . . . . .	AP II - 7
II.3 - Desvio padrão (E3) em relação ao erro médio relativo . . . . .	AP II - 7
<b>APÊNDICE III : Dados de Entrada</b>	
<b>APÊNDICE IV : Resultados dos Modelos</b>	

# Capítulo I

---

## Introdução

O escoamento bifásico gás-líquido constitui uma ocorrência corriqueira em equipamentos das indústrias petrolífera e química, podendo também ocorrer em instalações nucleares. A importância de se estudar este tema aplicado à indústria petrolífera, ao qual este trabalho é mais especificamente dirigido, reside na necessidade de melhor conhecer o fenômeno, de forma a otimizar o dimensionamento de dutos, vasos separadores, coletores de condensado entre outros equipamentos.

Na indústria petrolífera, e mais especificamente na atividade de produção de petróleo, o escoamento gás-líquido pode começar na própria rocha armazenadora, prossegue na coluna de produção, linhas de surgência, cabeçotes de distribuição ("manifolds") e vasos separadores, enquanto em campos terrestres ou marítimos. Após este estágio, são encontrados escoamentos bifásicos nos dutos de coleta e exportação. Nestes dutos, pode-se verificar a ocorrência de mais de uma fase, seja por necessidade do processo à montante, seja por condensação de gases ricos em frações de hidrocarbonetos pesados sob efeito de diminuição de pressão e de temperatura.

Na indústria química, pode-se verificar este tipo de escoamento nos mais variados processos, tais como trocadores de calor, vasos de expansão ("blow-down tanks"), torres de resfriamento, condensadores, etc.

Na indústria nuclear, onde se gera energia a partir de vapor, verifica-se a existência de escoamentos bifásicos já na geração primária de vapor, prosseguindo depois nos circuitos secundários, onde é feita a conversão de vapor em energia. Uma especial atenção é dedicada ao problema de "Acidente por Perda de Refrigerante", onde a existência de uma alta concentração de vapor no líquido refrigerante pode levar ao superaquecimento do reator.

Dada esta diversidade de campos de aplicação, desde há muito inúmeros estudos têm sido desenvolvidos para melhor compreender o comportamento de misturas bifásicas escoando em tubulações. Os primeiros esforços levaram à elaboração de correlações empíricas. Estes modelos partiam do conhecimento de um banco de dados experimental, sobre o qual eram realizados estudos estatísticos e análise dimensional para se determinar a concentração e distribuição das fases, gradientes de pressão, coeficientes de transferência de calor, etc. O grande inconveniente desta abordagem é a intensiva dependência apresentada pelas correlações quanto às características físicas e operacionais do sistema utilizado na sua elaboração. Qualquer tentativa de extensão para condições diferentes, envolve distorções que não podem ser facilmente quantificadas. Além disso, dada a forma como são elaboradas, fica difícil realizar implementações no sentido de adaptá-las a novas situações.

A par destas dificuldades, alguns pesquisadores começaram a desenvolver os modelos analíticos, que buscam a compreensão dos fenômenos a partir de representações físicas convenientes, recorrendo às equações de conservação de momento, massa e energia.

O primeiro destes modelos, é o chamado modelo homogêneo, que assume as fases escoando como se fossem uma mistura homogênea, em equilíbrio termodinâmico, deslocando-se com mesma velocidade. Além disso, todas as propriedades, tais como densidade, viscosidade e outras, são tratadas como médias da mistura, ponderadas pela



concentração das fases, sendo que esta concentração pode se referir a área, volume, massa, etc.

Depois surgiu o modelo de fases separadas, onde admite-se que as fases escoam distintamente e são consideradas em equilíbrio termodinâmico, como por exemplo o modelo de Lockhart-Martinelli [1949]. Se a abordagem integral é utilizada, o campo de tensões é representado pela tensão cisalhante na fronteira do escoamento, a distribuição da pressão na seção transversal do escoamento é assumida uniforme e as velocidades das fases, não necessariamente iguais, são dadas por seus valores médios. A utilização deste modelo é problemática na medida em que pressupõe o conhecimento da relação entre as concentrações volumétrica e mássica das fases (a denominada "relação fundamental" do escoamento bifásico) para o cálculo de variáveis de interesse. A distribuição, ou arranjo espacial das fases na seção transversal determina esta relação e impõe dificuldades adicionais.

O modelo de Bankoff [1960] surgiu buscando implementar o modelo homogêneo através da consideração de que, apesar de as fases estarem intimamente ligadas e, portanto, possuírem a mesma velocidade, existe uma distribuição desta velocidade, e também das concentrações volumétricas na seção transversal ao escoamento. O trabalho conduziu à uma nova relação entre as concentrações volumétrica e mássica das fases. O autor verificou que ela dependia do escoamento.

Surge depois o modelo de Griffith & Wallis [1962], que admitiu velocidades locais diferentes, ou seja, que existia o escorregamento entre as fases. A distribuição de concentração volumétrica era, entretanto, uniforme na seção transversal. À exemplo do modelo anterior, uma relação diversa foi obtida com parâmetros determinados experimentalmente.

O modelo de Zuber-Findlay [1965] surge como uma mescla dos dois anteriores, ou seja, admite o movimento relativo entre as fases e ainda considera os perfis de concentração. Neste modelo as propriedades dos fluidos são consideradas por seus

valores locais. Os autores propuseram uma relação entre a concentração espacial e a mássica, verificando experimentalmente que ela dependia do arranjo de fases. Isto significa que conhecido o padrão de escoamento, a relação entre estas concentrações pode ser determinada.

Os modelos acima descritos foram apresentados na década de 60 e anos anteriores. Posteriormente, foi identificada uma relação mais íntima entre as variáveis do escoamento e os padrões de escoamento, que nada mais são que uma descrição da disposição espacial de uma fase em relação à outra.

O enfoque neste trabalho, recairá sobre os arranjos denominados de fases separadas, compreendendo os padrões de escoamento estratificado e anular em escoamentos horizontais.

O padrão estratificado é aquele onde a fase líquida escoia separada da fase gasosa, ocupando a porção inferior da tubulação por ação de sua maior densidade. Já no anular a fase líquida ocupa a periferia da tubulação, na forma de um filme, e a fase gasosa o núcleo da mesma. No capítulo III serão discutidas com mais detalhes as características próprias de cada um destes padrões.

Uma variável determinante para o cálculo correto da fração de vazios e do gradiente de pressão, nestes arranjos, em particular, é a tensão interfacial, que está associada à estrutura da interface. Passou-se então ao estudo mais detalhado destas estruturas, e surgiram sub-classificações do padrão de escoamento estratificado: estratificado liso e estratificado ondulado.

O padrão estratificado liso é observado quando se tem baixas vazões volumétricas de líquido e gás. A interface apresenta-se lisa, ou seja, as ondulações são imperceptíveis a olho nú e sua superfície pode ser considerada horizontal.

No padrão estratificado ondulado, as estruturas possíveis estariam associadas às características operacionais e físicas do sistema.

Uma classificação em ordem crescente de vazões de gás pode ser exemplificada por:

- 1) *Ondas bidimensionais* ("Two dimensional waves") : Ondas cuja largura se estende por toda a dimensão transversal da tubulação;
- 2) *Ondas tridimensionais regulares* ("Pebble waves") : Ondas cuja dimensão na direção do eixo da tubulação se apresenta semelhante à dimensão na direção transversal e se dispõem de forma mais ou menos uniforme sobre a interface;
- 3) *Ondas tridimensionais irregulares* ("Ripple waves") : Este regime apresenta ondas cuja dimensão na direção axial da tubulação é menor que sua dimensão ortogonal e o arranjo destas sobre a superfície do líquido é aleatória;
- 4) *Ondas de perturbação* ("Disturbance waves") : Para altas vazões de líquido aparecem ondas que se deslocam sobre o filme base, e cuja altura é grande quando comparada com a espessura do filme, ocupando toda a extensão transversal da tubulação. A velocidade de propagação destas ondas é consideravelmente maior que a do líquido no filme base.

No padrão estratificado ondulado, o filme líquido começa a escalar a parede da tubulação, surgindo então o conceito de distribuição circunferencial do filme.

O padrão anular caracteriza-se por ter a fase gasosa escoando com velocidade muito superior à do líquido. Valores típicos para a velocidade da fase gasosa neste padrão são superiores a 20 m/s, na condição de pressão atmosférica. Como já mencionado, neste arranjo, o filme líquido escoar na periferia da tubulação, e como se trata de escoamento horizontal, a ação do campo gravitacional faz com que a espessura do filme seja maior junto à geratriz inferior desta.

As fases não podem mais ser consideradas no sentido estrito do termo, pois o arrasto do gás sobre as ondas provoca a atomização de parte do filme que passa a escoar

como gotículas dispersas junto com a fase gasosa. Bolhas de gás também podem escoar dispersas na fase líquida perto da superfície.

Neste trabalho estudar-se-á a concentração das fases e a queda de pressão em escoamentos estratificados horizontais, nos padrões estratificado liso e ondulado. A abordagem será extensiva ao escoamento anular horizontal, já que este padrão representa um desenvolvimento natural dos escoamentos estratificados em vazões crescentes da fase gasosa.

Em termos práticos o trabalho aqui desenvolvido encontra larga aplicação na indústria petrolífera em escoamento de gases com frações pesadas de hidrocarbonetos. É o caso do gás úmido e do gás com condensado, onde a existência de uma baixa concentração volumétrica da fase líquida, leva ao desenvolvimento dos padrões de escoamento aqui abordados.

A importância de se prever corretamente o gradiente de pressão prende-se à necessidade de otimizar o dimensionamento de dutos, bombas e compressores, equipamentos necessários à movimentação de hidrocarbonetos líquidos e gasosos. Além disso, possibilita também o conhecimento da pressão disponível na extremidade final dos dutos, além de subsidiar o funcionamento de simuladores de comportamento de fases. Já o conhecimento das concentrações volumétricas se aplica à mesma finalidade anterior, além de permitir o dimensionamento de vasos coletores de condensado e Unidades de Processamento de Gás Natural (UPGN).

## Capítulo II

---

### Revisão Bibliográfica

Esta revisão abordará alguns trabalhos que tratam da modelagem e de medições experimentais de escoamentos horizontais de fases separadas, como o estratificado e o anular. São objetos destes trabalhos, a determinação da fração de vazios (ou espessura do filme líquido e sua distribuição na tubulação), do gradiente de pressão e da tensão interfacial. Cabe salientar que estas variáveis estão intimamente relacionadas, ou seja, a determinação da fração de vazios, dada uma certa condição operacional, passa pela determinação do gradiente de pressão e vice-versa. É a conhecida relação triangular, associada ao escoamento de fases separadas.

A maioria dos modelos publicados na literatura parte de uma formulação unidimensional das equações de balanço de massa e de quantidade de movimento. É o caso do modelo de Taitel & Dukler [1976], que apresentam uma metodologia para a determinação de transições entre os padrões de escoamento em escoamentos horizontais e quase horizontais, a partir da análise do escoamento estratificado.

A formulação integral foi aplicada a ambas as fases, portanto utilizando valores médios para velocidades, tensões e frações de vazios e outras variáveis do escoamento. A posição da interface foi considerada plana, horizontal e representada por sua altura média.

O fator de fricção interfacial, que determina o valor da tensão na interface gás-líquido, foi considerado igual ao fator de fricção do gás junto à parede do tubo, o que se revela razoável para o padrão estratificado liso. É uma premissa que não representa, entretanto, o fenômeno real quando a interface é ondulada.

Dentre os méritos da abordagem de Taitel & Dukler [1976] está a proposição de critérios analíticos para as transições entre padrões de escoamento. Tais critérios são largamente utilizados até o presente, embora hoje já se possa questionar alguns dos mecanismos considerados para o equacionamento destas transições.

Estes autores apresentaram um mapa contendo as transições entre padrões para o escoamento horizontal em função de um grupo de números adimensionais. Um mapa semelhante fora apresentado por Mandhane et alii [1974] tendo como coordenadas as velocidades superficiais do líquido e do gás, que representam a relação entre a vazão de líquido ou gás pela área da seção transversal da tubulação. A figura 1 ilustra o mapa de Taitel & Dukler [1976], utilizando as coordenadas sugeridas por Mandhane et alii [1974], construído a partir de uma mistura ar-água à 101.325 Pa e 21°C.

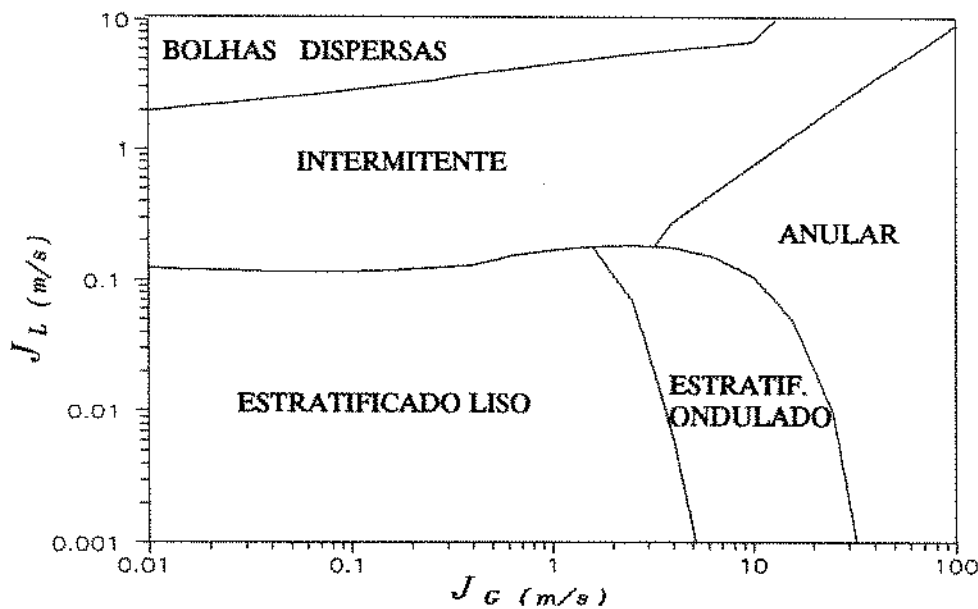


Figura 1 - Mapa com padrões de escoamento para escoamentos horizontais com ar e água à 1 atm e 21°C

Cheremisinoff & Davis [1979] aperfeiçoaram o modelo originalmente sugerido por Russel et al. [1974] modelando a fase líquida estratificada a partir de uma formulação diferencial. A fase gasosa foi analisada com base na formulação integral, e ambas as fases admitidas em escoamento turbulento. Os perfis de velocidades de Deissler [1959] para a subcamada laminar e de von Kármán [1939] para a camada turbulenta, foram adotados para o escoamento do filme líquido.

Nesta abordagem, o padrão estratificado é dividido em dois subpadrões, sendo um composto por ondas de pequena amplitude ("small waves") e o outro por ondas de perturbação ("roll waves"), discutidos na introdução. Para o cálculo da tensão interfacial os autores adotaram o fator de atrito interfacial proposto por Cohen & Hanratty [1968]. Já para o regime de ondas de perturbação, utilizaram o fator proposto por Miya, Woodmanse & Hanratty [1971].

A solução do modelo depende do conhecimento do perfil de velocidades e da distribuição de tensões no líquido. Os autores optaram por uma distribuição uniforme de tensões desde a parede da tubulação até a interface com o gás, ou seja, a tensão na fase líquida é constante e de valor igual àquela do líquido junto à parede da tubulação. Esta hipótese simplificadora limita a aplicação do modelo à escoamentos onde a espessura do filme é pequena. Simulações com o modelo mostraram que a tensão interfacial, calculada com o fator de atrito dado pelas correlações acima, conduz à uma descontinuidade na interface. Isto é, a tensão no líquido, considerada uniforme no filme é diferente da tensão interfacial.

Fukano et alii [1979], estudaram o escoamento estratificado com ênfase na determinação da tensão interfacial. Os fluidos utilizados foram ar e água e o duto tinha seção retangular. Medindo o perfil de velocidades do gás, os autores verificaram que o mesmo não correspondia àquela do escoamento monofásico, devido aos efeitos da interface. É uma conclusão importante, já que indica a inadequação de abordagens que

modelam o escoamento de gás à partir de perfis de velocidade e/ou tensões, típicos de escoamentos monofásicos.

Kadambi [1981], apresentou um modelo semi analítico para predição de fração de vazios e queda de pressão em escoamentos estratificados. Este modelo admite duas fases escoando separadamente, cada uma entre duas placas planas e paralelas e separadas por distâncias distintas. O perfil de velocidades assumido foi o polinomial, tal como proposto por Pai [1953], para escoamentos monofásicos. Para a distribuição de tensões, foi adotado uma variação linear com idêntica inclinação para as duas fases, conduzindo à uma limitação forte para o modelo.

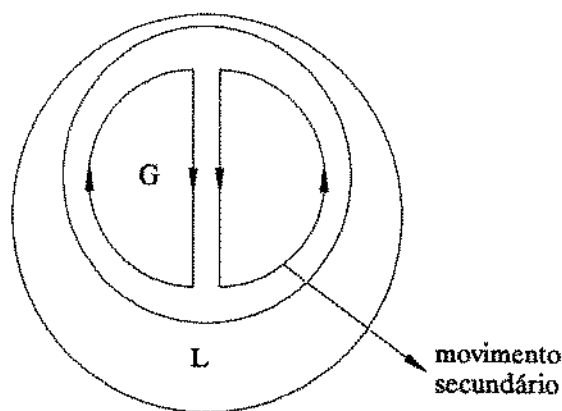
Spedding & Chen [1984] apresentaram um modelo no qual procuravam justificar, analiticamente, a correlação para a retenção global de líquido ("holdup") proposta por Butterworth [1975], construída a partir de um embasamento intuitivo. Segundo os autores, o objetivo é atingido somente para o padrão anular, e o modelo, além do mais, dependia intensivamente de parâmetros experimentais.

Um modelo bi-dimensional para o escoamento turbulento estratificado foi apresentado por Shoham & Taitel [1984]. O escoamento de gás foi analisado com uma abordagem integral, enquanto o líquido teve uma abordagem diferencial. Os perfis de velocidades de Deissler [1959] e von Kármán [1939] foram utilizados. A configuração das fases é a mesma de Taitel & Dukler [1976]. Quanto ao fator de fricção interfacial, foi adotado o valor constante proposto por Miya et alii [1971], tal como Cheremisinoff & Davis [1979].

Laurinat et alii [1985] propuseram um modelo hidrodinâmico para o escoamento anular horizontal e analisaram a distribuição da espessura do filme líquido ao longo da periferia da tubulação. O mecanismo predominante, segundo os autores, para a transição do escoamento estratificado ondulado para o anular, é o movimento secundário do gás, que arrasta o líquido pela periferia da tubulação no sentido ascendente. Este fenômeno será melhor detalhado no capítulo III.



Andreussi & Persen [1987] estudaram o escoamento estratificado em tubulações descendentes, com inclinação entre  $0,65^\circ$  e  $2,1^\circ$ . Mediram o perfil de velocidades do gás, a espessura do filme na parte inferior da tubulação e o gradiente de pressões. Concluíram que o ponto de velocidade máxima do perfil de velocidades para o gás se desloca verticalmente, na direção do filme líquido, com o aumento da vazão deste. A existência de um movimento secundário do gás com componente circunferencial é o mecanismo que determinaria este deslocamento. O sentido deste escoamento secundário seria da parte inferior para a superior da tubulação tangenciando, a parede e retornando paralelamente ao eixo de simetria vertical, conforme mostra a figura 2.



**Figura 2 - Movimento secundário do gás em tubulação circular para um escoamento bifásico**

Kowalski [1987], propôs uma correlação para o fator de fricção interfacial, a partir de medidas experimentais de fração de vazios e tensões cisalhantes na parede. À exemplo de outros, partiu de uma configuração para a seção transversal onde o filme é considerado em repouso, isto é, a configuração de Taitel & Dukler [1976].

Andrítos & Hanratty [1987], propuseram uma correlação para o fator de atrito interfacial, em escoamentos estratificados horizontais, a partir de medidas de espessura de filme e gradiente de pressão. Na correlação proposta, o fator de atrito

dependeria da velocidade superficial do gás e da profundidade do filme. O modelo não leva em conta a evolução circunferencial do filme.

Hart et alii. [1987] analisaram o escoamento estratificado e anular horizontal levando em consideração a distribuição circunferencial do filme líquido. O modelo desenvolvido adota uma espessura média para um filme uniformemente distribuído. Um fator de atrito interfacial foi proposto a partir de uma analogia com o fator de fricção para escoamentos monofásicos de Colebrook-White. A fração de vazio é determinada de forma direta, a partir de um balanço de forças na seção transversal e com parâmetros ajustados com base em resultados experimentais próprios. A abordagem utilizada é a integral, tanto para a fase gasosa quanto para o filme líquido. Segundo os próprios autores, a faixa de aplicação do modelo é limitada à escoamentos onde a fração de vazios é superior à 94%.

Fukano & Ousaka [1989] apresentaram um modelo para predição da distribuição do filme líquido, em escoamentos anulares horizontais e quase horizontais, baseados na proposição de Laurinat et alii [1985]. Diferentemente da conclusão destes, aqui a distribuição circunferencial do filme líquido foi creditada ao efeito de um gradiente de pressão localizado, resultante das ondas de perturbação, que se superpõem ao filme base. Neste trabalho foram considerados os efeitos da atomização e da deposição de gotículas no filme.

Verifica-se que alguns dos modelos citados não consideram a distribuição circunferencial do filme líquido. Outros utilizam apenas a abordagem integral para as fases, desconsiderando o perfil de velocidades do líquido. Há, então, a possibilidade de desenvolvimento de um modelo que considere a hidrodinâmica da fase líquida e a distribuição do filme líquido, simultaneamente, como fenômenos inerentes do escoamento estratificado horizontal. Esta é então a proposta do trabalho aqui desenvolvido, cujo embasamento teórico será apresentado no capítulo seguinte.

## Capítulo III

---

### Desenvolvimento do Modelo

É objetivo deste trabalho estudar o escoamento bifásico horizontal em tubulações cilíndricas, abrangendo os padrões de escoamento estratificado liso, estratificado ondulado e anular.

Os escoamentos nos padrões estratificado e anular, serão modelados em três partes distintas: uma primeira que trata da fase líquida e receberá uma abordagem diferencial no perfil de velocidades; uma segunda que trata da fase gasosa, e receberá uma abordagem integral, onde o gás é considerado em escoamento monofásico; e por fim, uma terceira, onde a interface gás-líquido é analisada.

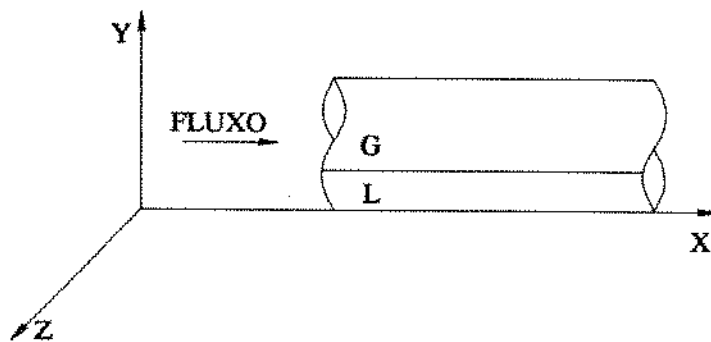
O tratamento de cada uma das partes será mostrado a seguir:

#### III.1 - EQUACIONAMENTO PARA A FASE LÍQUIDA:

O modelo aqui desenvolvido se baseia em algumas premissas fundamentais, enumeradas a seguir:

1. O escoamento do filme é tido como plenamente desenvolvido, bidimensional em um canal retangular de área transversal igual à área ocupada pelo líquido na tubulação;
2. A posição da interface gás-líquido será determinada por sua altura média ( $\delta$ ), ou seja, não será considerada a variação da altura do filme pelo efeito das ondas;
3. Variáveis e parâmetros do escoamento serão considerados por seus valores médios locais;
4. O filme líquido tem espessura pequena o suficiente, comparada com o diâmetro da tubulação, de maneira que pode-se assumir um perfil linear de tensões no mesmo;
5. A tubulação é considerada lisa;
6. A distribuição de pressões é considerada uniforme na seção e o gradiente de pressões é igual para ambas as fases.

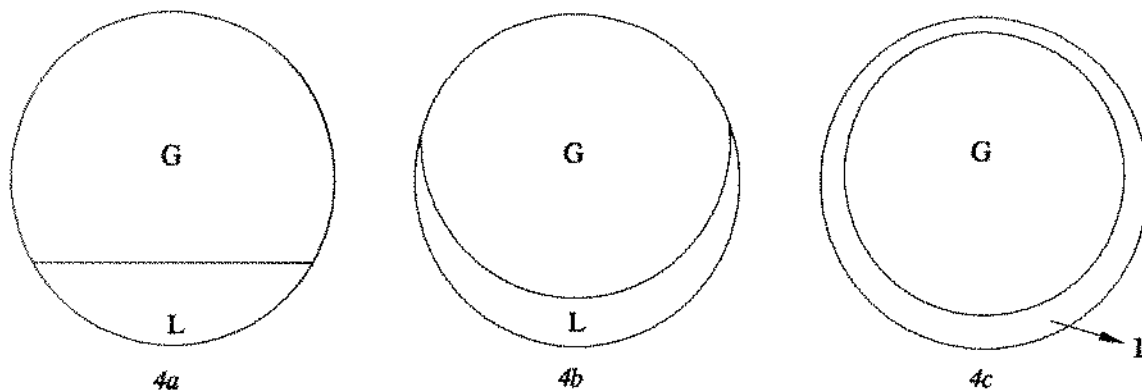
Na figura 3, é mostrado o sistema de coordenadas adotado.



**Figura 3 - Sistema de coordenadas adotado para o escoamento horizontal**

Em escoamentos horizontais, a evolução do arranjo de fases é ilustrada na figuras 4, onde a figura 4a representa o escoamento estratificado liso, quando submetido à baixas velocidades superficiais de gás, passando ao padrão estratificado ondulado da

figura 4b, onde as velocidades superficiais do gás são maiores, até atingir a disposição da figura 4c, já no regime anular.



**Figura 4 - Arranjo de fases nos escoamentos horizontais estratificado (4a e 4b) e anular (4c).**

A evolução circunferencial do filme foi explicada por Butterworth [1972], com base na possibilidade de ocorrência, isolada ou combinada, dos mecanismos apresentados a seguir:

- *Espalhamento do filme pela ação das ondas;*
- *Transferência de massa por deposição e atomização;*
- *Tensões de cisalhamento originadas pelo movimento secundário do núcleo gasoso;*
- *Espalhamento por tensões superficiais.*

Fukano & Ousaka [1989], sugeriram que o mecanismo determinante seria o bombeamento do líquido em direção ao topo do tubo, realizado pelo gradiente de pressão existente entre a parte da onda sobre a porção inferior da tubulação e a parte localizada já na parede, em direção ao topo.

Embora não seja predominante, para Fukano & Ousaka [1989], o movimento secundário dá origem à tensões cisalhantes no sentido tangencial, provocando o espalhamento do filme ao longo da parede da tubulação e ajudando a mantê-lo nesta

posição contra o efeito da gravidade. A distribuição assimétrica do filme e o esquema do movimento secundário são ilustrados na figura 2.

Um modelo mais simplificado foi proposto por Hart et alii [1987], recorrendo à um balanço de forças radiais e tangenciais na seção transversal. Como resultado, a espessura média do filme é obtida em função do número de Froude do líquido, da fração de vazios e de constantes experimentais. A correlação para previsão da distribuição do filme, proposta por Hart et alii [1987], será adotada neste modelo, e é dada pela equação (1):

$$\theta = 0,52 (1-\alpha)^{0,374} + \left( \frac{U_L^2 \rho_L}{g D \Delta \rho} \right)^{0,58}, \quad (1)$$

onde " $\theta$ " é a fração do perímetro da tubulação ocupada pelo filme, " $\alpha$ " a fração de vazio, " $U_L$ " a velocidade média do líquido, " $g$ " a aceleração da gravidade, " $D$ " o diâmetro da tubulação, " $\rho_L$ " a densidade do líquido e " $\Delta \rho$ " a diferença de densidades entre o líquido e o gás. Na figura 11, é ilustrada esquematicamente a disposição da variável " $\theta$ ".

Hart et alii [1987] utilizaram a abordagem integral para ambas as fases. Os valores de fração de vazios são obtidos diretamente a partir de uma relação derivada de um balanço de forças das duas fases e de algumas simplificações, tomando por base a hipótese de filme fino e resultados experimentais próprios. O resultado é sintetizado pela equação (2):

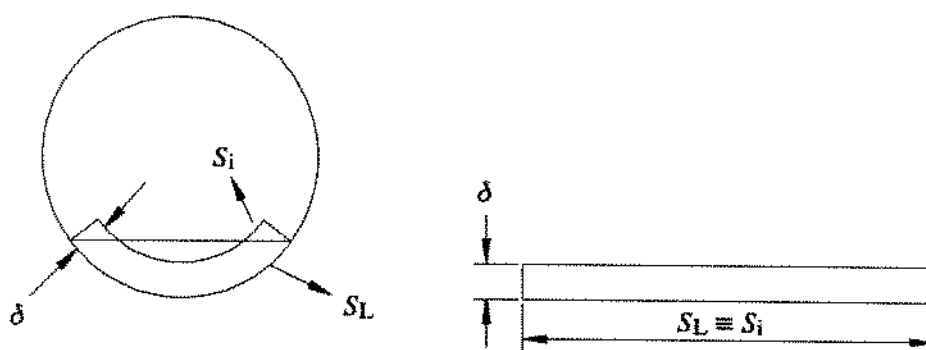
$$\frac{1-\alpha}{\alpha} = \frac{U_L}{U_G} \left\{ 1 + \left[ 10,4 R_{sl}^{-0,363} \left( \frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0,5} \right] \right\}, \quad (2)$$

onde " $U_G$ " representa a velocidade média da fase gasosa, " $\rho_G$ " a densidade do gás e " $R_{sl}$ " o número de Reynolds calculado a partir da velocidade superficial do líquido.

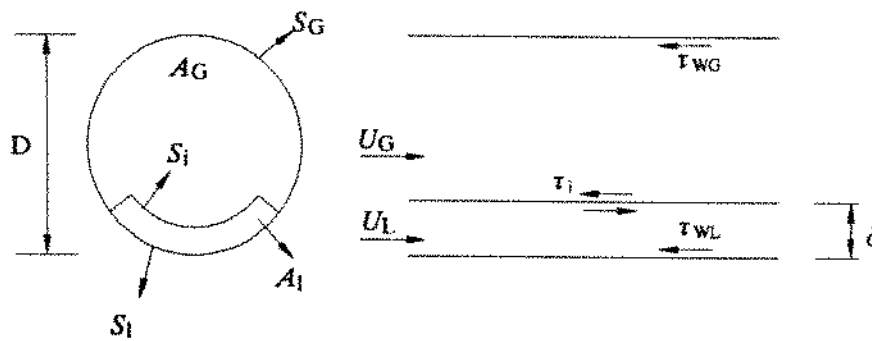
No modelo aqui desenvolvido, tal como estabelecido pela hipótese 1, a seção transversal da fase líquida será aproximada por um canal retangular, com espessura média de filme " $\delta$ ". A parte inferior do canal terá comprimento " $S_L$ ", doravante chamado de perímetro molhado e a espessura " $\delta$ " será tal que a área aberta ao escoamento de líquido no canal seja equivalente à área original ocupada pela fase líquida na tubulação. Como a relação entre a espessura do canal e o diâmetro da tubulação é pequena, o perímetro da interface " $S_i$ " será considerado igual ao perímetro molhado.

Este perímetro molhado será calculado considerando-se a seção transversal semelhante à proposta por Taitel & Dukler [1976], figura 4a, quando se tratar do padrão estratificado liso. Na proposição de Taitel & Dukler [1976], o filme tem sempre uma interface plana, não se considerando a distribuição circunferencial do mesmo. Já nos padrões estratificado ondulado e anular, figuras 4b e 4c, será considerada esta distribuição do filme, conforme modelo proposto por Hart et alii [1987]. Na figura 5 é apresentado o arranjo de fases característico dos escoamentos estratificado liso e ondulado, com a configuração proposta de canal retificado.

A partir da configuração proposta na figura 5, pode-se então estabelecer a disposição das variáveis geométricas e das tensões envolvidas no escoamento, como mostrado na figura 6.



**Figura 5 - Seção transversal de um escoamento estratificado com a simplificação adotada.**



**Figura 6 - Representação esquemática das variáveis envolvidas nos escoamentos estratificado e anular horizontais.**

onde " $S_G$ " representa o perímetro molhado pelo gás, " $A_G$ " a área aberta ao escoamento do gás, " $A_L$ " a área aberta ao escoamento de líquido, " $\delta$ " a espessura do filme, " $\tau_{WL}$ " a tensão de cisalhamento no líquido junto à parede, " $\tau_{WG}$ " a tensão de cisalhamento no gás junto à parede, " $\tau_i$ " a tensão de cisalhamento interfacial, e " $U_L$ " e " $U_G$ " as velocidades médias do líquido e do gás respectivamente.

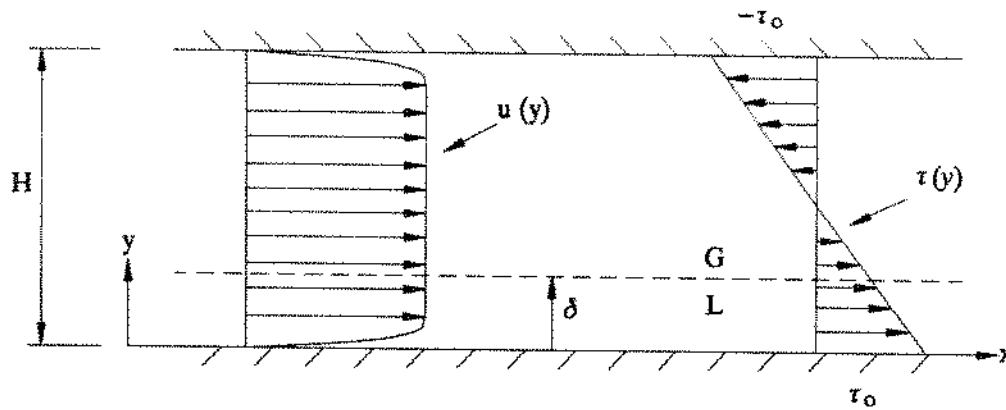
### III.1.1 - Equacionamento para escoamento turbulento

O modelamento da fase líquida é baseado nos fundamentos do modelo originalmente proposto por Cheremisinoff & Davis [1979], onde foi adotado um perfil de tensões uniforme para a fase líquida. A partir desta hipótese obteve-se o perfil turbulento de velocidades.

O presente modelo avança com esta idéia, considerando uma variação linear de tensões no filme de líquido. Desta forma garante-se uma continuidade de tensões, tal que na interface, a tensão na fase gasosa é igual a tensão na fase líquida.

O escoamento da fase líquida é modelado partindo-se do escoamento turbulento em um canal bi-dimensional de espessura hipotética " $H$ ", conforme indicado na figura 7.





**Figura 7** - Diagrama esquemático dos perfis de velocidades e tensões em um escoamento turbulento em um canal formado entre duas placas planas e paralelas.

Fazendo a decomposição de Reynolds, a equação do momento pode ser escrita na forma encontrada em White [1974]:

$$\frac{dp}{dx} = \frac{d\tau(y)}{dy} \quad (3)$$

e,

$$\tau(y) = -\rho_L \overline{u'v'} + \mu_v \frac{d\bar{u}}{dy}, \quad (4)$$

onde os sobrescritos "¯" e "' " indicam valor médio e flutuação respectivamente, " $\frac{dp}{dx}$ " o gradiente de pressão, " $\mu_v \frac{d\bar{u}}{dy}$ " refere-se à tensão viscosa e " $-\rho_L \overline{u'v'}$ " à turbulenta.

Na equação (3), o termo à esquerda só depende da dimensão "x", enquanto que o lado direito depende apenas da dimensão "y". Tal fato só é possível se ambos os lados assumirem um valor constante, o que implica em uma variação linear da tensão de cisalhamento com a profundidade e também da pressão com a direção do escoamento.

Integrando a equação (3) em "y" vem:

$$\tau(y) = \frac{dp}{dx}y + C_1 . \quad (5)$$

Conforme mostrado na figura 7, pode-se estabelecer as seguintes condições de contorno para a equação (5):

$$\begin{aligned} y = 0, \quad \tau(0) &= \tau_0 \\ y = H, \quad \tau(h) &= -\tau_0 \end{aligned}$$

e, desta forma,

$$\frac{dp}{dx} = -\frac{2\tau_0}{H} \quad (6)$$

e,

$$C_1 = \tau_0 . \quad (7)$$

Substituindo os resultados de (6) e (7) em (5), o perfil de tensões é dado pela equação:

$$\tau(y) = \tau_0 \left[ 1 - \frac{2y}{H} \right] . \quad (8)$$

O modelamento do filme de líquido de espessura " $\delta$ ", gerado pelo escoamento estratificado gás-líquido, é obtido considerando-se que as distribuições de velocidade e de tensões no filme de líquido, são equivalentes às distribuições de velocidade e de tensão encontradas a uma distância " $\delta$ " da parede se somente o líquido estivesse presente em um canal de espessura " $H$ ".

Para impor a igualdade entre as distribuições de tensões no líquido, geradas pelo escoamento em um canal de espessura "H", e pelo escoamento estratificado é necessário que para  $y = 0$  a tensão exercida pelo líquido na parede do canal de altura "H" seja igual a tensão exercida pelo filme líquido na parede causada pelo escoamento estratificado, isto é

$$\tau_0 = \tau_{WL} , \quad (9)$$

e que para uma distância " $\delta$ " da parede a tensão no líquido seja igual a tensão exercida na interface pelo escoamento estratificado, ou seja,

$$\tau(\delta) = \tau_i . \quad (10)$$

Sendo "H" a altura equivalente do canal que resultará para  $y = 0$ ,  $\tau(0) = \tau_{WL}$  e à uma distância  $y = \delta$ ,  $\tau(\delta) = \tau_i$  é conveniente expressá-la em função da espessura " $\delta$ " do filme de líquido.

Substituindo-se os valores de (9) e (10) na equação (8), obtem-se a expressão para "H" em função de " $\delta$ ",

$$H = \frac{2 \delta \tau_{WL}}{\tau_{WL} - \tau_i} . \quad (11)$$

A expressão final para o perfil de tensões em função de  $\delta$ , será

$$\tau(y) = \tau_{WL} - (\tau_{WL} - \tau_i) \frac{y}{\delta} . \quad (12)$$

Para a determinação do termo turbulento da tensão, será utilizado o conceito de comprimento de mistura de Prandtl, cuja definição pode ser encontrada, por exemplo, em Schlichting [1955].

$$\overline{u'v'} = -l_m^2 \left| \frac{d\bar{u}}{dy} \right| \frac{d\bar{u}}{dy}, \quad (13)$$

onde " $l_m$ " é o comprimento de mistura de Prandtl.

Substituindo (13) em (4) vem:

$$\tau(y) = \rho_L \left[ \nu_V \frac{d\bar{u}}{dy} + l_m^2 \left( \frac{d\bar{u}}{dy} \right)^2 \right]. \quad (14)$$

Existem diversas modelagens para a expressão do comprimento de mistura de Prandtl. Neste trabalho será adotada a expressão proposta por Nikuradse, como encontrado em Schlichting [1955], mostrada a seguir:

$$l_m = \frac{H}{2} \left[ 0,14 - 0,08 \left( 1 - \frac{y}{H/2} \right)^2 - 0,06 \left( 1 - \frac{y}{H/2} \right)^4 \right]. \quad (15)$$

Igualando-se (14) e (12),vem,

$$\mu_V \frac{d\bar{u}}{dy} + \rho_L l_m^2 \left( \frac{d\bar{u}}{dy} \right)^2 = \tau_{WL} - (\tau_{WL} - \tau_i) \frac{y}{\delta}. \quad (16)$$

A equação (16) pode ser resolvida como uma equação algébrica do segundo grau, cuja incógnita é o gradiente de velocidades. Desta forma, tem-se:

$$\frac{d\bar{u}}{dy} = \frac{-\mu_v \pm \sqrt{-\mu_v^2 + 4\rho_L l_m^2 \left[ \tau_{WL} - (\tau_{WL} - \tau_i) \frac{y}{\delta} \right]}}{2\rho_L l_m^2} . \quad (17)$$

A equação (17) possui duas soluções, sendo uma positiva e outra negativa. Como se pode observar na figura 7, o perfil de velocidades da fase líquida não admite uma derivada negativa no intervalo entre  $y = 0$  e  $y = \delta$ . Portanto, somente a solução positiva tem significado físico e a equação (17) pode ser simplificada para:

$$\frac{d\bar{u}}{dy} = \frac{-\mu_v + \sqrt{-\mu_v^2 + 4\rho_L l_m^2 \left[ \tau_{WL} - (\tau_{WL} - \tau_i) \frac{y}{\delta} \right]}}{2\rho_L l_m^2} . \quad (18)$$

O perfil de velocidades da fase líquida é obtido pela integração da equação (18), até uma altura " $\delta$ ", utilizando valores estimados para esta profundidade e para a tensão " $\tau_{WL}$ ".

O valor da tensão na parede do líquido é obtido iterativamente. Após uma estimativa inicial, é executado um processo onde esta variável é ajustada de forma que a vazão mássica de líquido calculada pelo modelo seja igual ao valor da vazão mássica de entrada.

A vazão mássica calculada é obtida a partir da integração do perfil de velocidades, como segue:

$$W_L = \rho_L S_L \int_0^{\delta} u(y) dy . \quad (19)$$

O gradiente de pressão da fase líquida é obtido a partir de um balanço de forças aplicado na seção transversal, que pode ser expresso como:

$$A_L \left( \frac{d\rho}{dx} \right) - \tau_{wL} S_L + \tau_i S_i = 0 . \quad (20)$$

O modelo aqui desenvolvido considera o comprimento da interface igual ao do perímetro molhado pelo líquido,  $S_i = S_L$ . Assim,  $A_L = \delta S_L$  e

$$\frac{d\rho}{dx} = \frac{\tau_{wL} - \tau_i}{\delta} . \quad (21)$$

A fração de vazios é determinada por um processo iterativo, e é admitida como valor final quando o gradiente de pressão calculado para a fase líquida é igual ao da fase gasosa, a menos de uma tolerância.

Os procedimentos iterativos para a determinação da tensão no líquido e da fração de vazios, será tratado com detalhes no capítulo IV, onde será apresentado o algoritmo computacional.

O modelo turbulento para o filme de líquido, considerando uma variação linear das tensões no mesmo, apresenta resultados satisfatórios para a maioria dos dados experimentais, como poderá ser verificado no capítulo VI. Entretanto, analisando os resultados do modelo, com enfoque na espessura adimensional, ou coordenada universal, definida por exemplo em Schlichting [1955] como:

$$\delta^+ = \frac{\delta}{\nu_v} \sqrt{\frac{\tau_{wL}}{\rho_L}} . \quad (22)$$

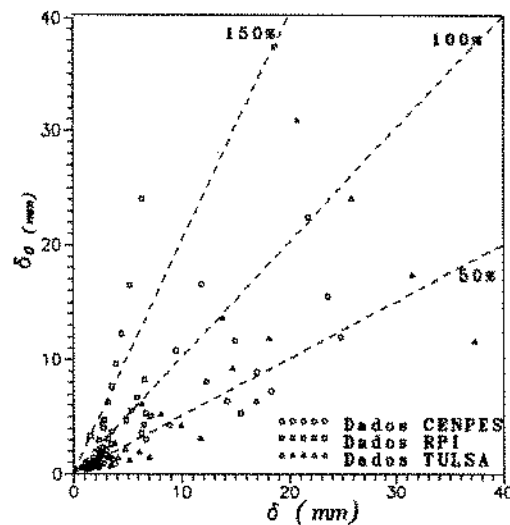
Verifica-se que os valores de  $\delta^+$  para testes experimentais realizados em laboratórios, situam-se na faixa de 30 a 250, vide tabelas 6b, 7b e 8b no apêndice IV.

Estes valores de  $\delta^+$  indicam que, devido à presença da parede sólida, que causa um amortecimento na turbulência, o escoamento se desenvolve dentro da sub-camada laminar e da região logarítmica.

Além do amortecimento causado pela parede sólida, é também sabido que a interface exerce um amortecimento sobre o núcleo turbulento do filme, Levich [1962]. Partindo do princípio de que a viscosidade cinemática turbulenta ( $\nu_T$ ) diminui com a proximidade da interface até se anular, pode-se concluir que esta viscosidade vai assumir um valor igual ao da viscosidade laminar ( $\nu$ ) em uma certa profundidade " $\delta_o$ ", medida a partir da interface. Segundo Levich [1962], esta profundidade é, então, dada por:

$$\delta_o = \left[ \frac{\delta \nu_L}{\rho_L} \left( \frac{\rho_L}{\tau_{WL}} \right)^{1,5} \right]^{0,5} \quad (23)$$

Os resultados do modelo mostram que esta espessura é sempre da mesma ordem de grandeza que a espessura do filme calculado, o que indica que este é fortemente amortecido pelos efeitos da interface.

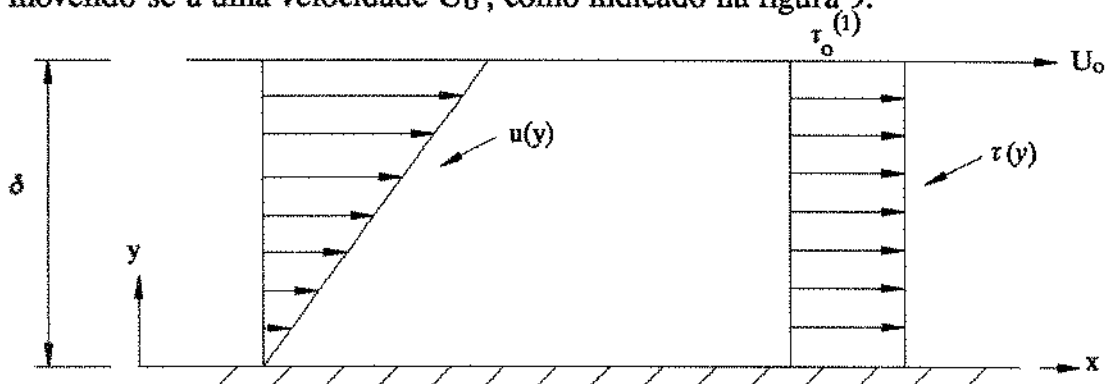


**Figura 8** - Gráfico comparativo entre a espessura do filme e a espessura de amortecimento [Levich, 1962].

Na figura 8, acima, pode-se visualizar a relação entre a espessura de amortecimento " $\delta_0$ " e a espessura do filme " $\delta$ ". Percebe-se que grande parte dos valores de  $\delta_0$  situam-se acima da reta de 50% da espessura do filme, significando que pelo menos metade do filme está sob a influência do amortecimento da interface. Como também é atuante a influência da parede no restante da espessura do filme, existe a possibilidade de tratar o escoamento da fase líquida como laminar.

### III.1.2 - Equacionamento para escoamento laminar

Em vista da análise apresentada na seção III.1.1, foi desenvolvido um modelo laminar para o filme de líquido onde são consideradas apenas as tensões viscosas. A fase líquida do escoamento estratificado é simulada através do escoamento bidimensional entre duas placas planas espaçadas entre si por uma distância " $\delta$ ", sendo que uma estacionária e outra movendo-se a uma velocidade  $U_0$ , como indicado na figura 9.



**Figura 9** - Distribuição de velocidades e tensões em um escoamento de Couette.

Como pela hipótese (4), o filme é de pequena espessura em comparação com o diâmetro da tubulação, pode-se dizer que a relação " $\delta/D$ " é muito menor do que a



unidade, o que propicia ao canal largura suficiente para ser assumido como um escoamento entre placas infinitas.

Como as equações que regem o fenômeno são lineares, valem as superposições das equações do movimento, tensões e condições de contorno.

No presente modelo pode-se destacar dois mecanismos que farão com que o filme de líquido se movimente: o gradiente de pressão que impulsionará o filme de maneira equivalente ao escoamento de Poiseuille entre duas placas planas estacionárias sujeitas ao mesmo gradiente de pressão e o arrasto de líquido causado pela tensão interfacial equivalente ao escoamento de Couette onde uma placa se desloca com velocidade " $U_0$ " e a outra é estacionária.

Nas figuras 9 e 10, são mostrados esquematicamente os perfis de velocidades e tensões para o escoamento de Couette e Poiseuille, respectivamente.

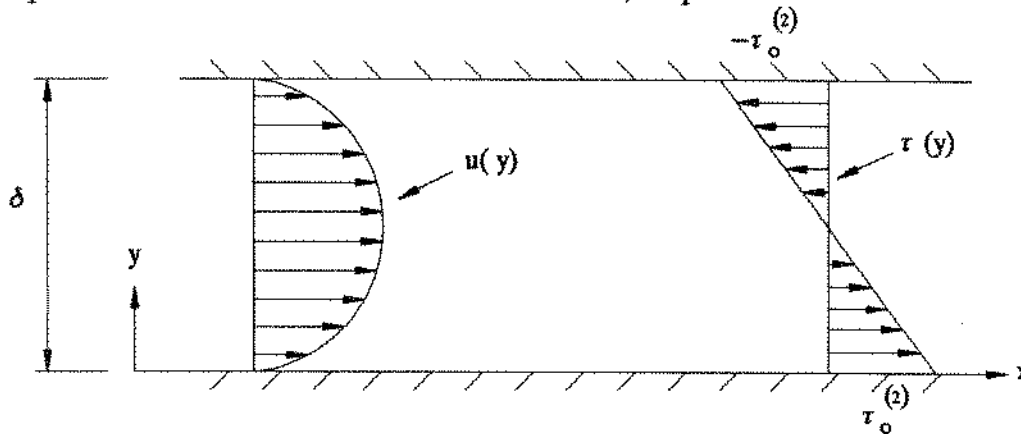


Figura 10 - Distribuição de velocidades e tensões em um escoamento de Poiseuille.

O perfil de velocidades, para um canal retangular de espessura " $\delta$ ", já considerada a superposição dos efeitos, é dado por:

$$u(y) = \frac{\delta}{2\mu_v} \frac{dp}{dx} y \left( \frac{y}{\delta} - 1 \right) + \frac{U_0}{\delta} y, \quad (24)$$

onde o primeiro termo do lado direito da equação (24) representa a contribuição do efeito de Poiseuille e o segundo, a contribuição do efeito de Couette.

Para o escoamento de Poiseuille, é válida a seguinte relação :

$$\mu_v \left. \frac{du}{dy} \right|_{y=0} = \tau_o^{(2)} , \quad (25)$$

onde " $\tau_o^{(2)}$ " representa o valor da tensão junto à parede no escoamento de Poiseuille.

Substituindo o resultado de (25) em (24), vem:

$$\frac{dp}{dx} = - \frac{2 \tau_o^{(2)}}{\delta} . \quad (26)$$

Já para o escoamento de Couette, é válida a seguinte relação:

$$\mu_v \frac{du}{dy} = \tau_o^{(1)} , \quad (27)$$

onde " $\tau_o^{(1)}$ " representa o valor da tensão constante do escoamento de Couette.

Substituindo o valor de (27) em (24), conclui-se que:

$$U_o = \frac{\delta \tau_o^{(1)}}{\mu_v} . \quad (28)$$

Com os resultados de (28) e (26), pode-se expressar o perfil de velocidades em função das tensões de Couette e Poiseuille,

$$u(y) = \frac{\tau_o^{(2)}}{\mu_v} y \left( 1 - \frac{y}{\delta} \right) + \frac{\tau_o^{(1)}}{\mu_v} y . \quad (29)$$

O perfil de tensões é tal que em  $y = 0$ ,  $\tau(0) = \tau_{wl}$  e em  $y = \delta$ ,  $\tau(0) = \tau_i$ .  
Com base nisso, e levando em conta o efeito da superposição, pode-se estabelecer que:

$$\tau_o^{(1)} - \tau_o^{(2)} = \tau_i \quad \text{e} \quad \tau_o^{(1)} = \frac{\tau_{wl} + \tau_i}{2}, \quad (30)$$

$$\tau_o^{(1)} - \tau_o^{(2)} = \tau_{wl} \quad \text{e} \quad \tau_o^{(2)} = \frac{\tau_{wl} - \tau_i}{2}, \quad (31)$$

A expressão final do perfil de velocidades é então representada por:

$$u(y) = \frac{\tau_{wl} - \tau_i}{2\mu_v} y \left(1 - \frac{y}{\delta}\right) + \frac{\tau_{wl} + \tau_i}{2\mu_v} y, \quad (32)$$

que pode ser simplificada para a forma:

$$u(y) = -\frac{\tau_{wl} - \tau_i}{2\mu_v} \frac{y^2}{\delta} + \frac{\tau_{wl}}{\mu_v} y. \quad (33)$$

Integrando-se a equação (33) entre "0" e " $\delta$ " obtém-se a velocidade média do escoamento,  $U_L$

$$U_L = (\tau_i + 2\tau_{wl}) \frac{\delta}{6\mu_v}. \quad (34)$$

A vazão mássica é determinada a partir da equação (35), como segue:

$$W_L = \rho_L S_L \delta U_L. \quad (35)$$

O gradiente de pressão será determinado pela equação (21), já apresentada.

O procedimento para determinação da fração de vazios e tensão do líquido na parede é iterativo e idêntico ao da seção III.1.1 e também será discutido no capítulo IV.

### III.2 - EQUACIONAMENTO PARA A FASE GASOSA

A seção transversal da fase gasosa não é circular, como ilustra a figura 4. A interface com o líquido apresenta forma e rugosidade variadas, conforme as vazões envolvidas. O escoamento de gás, exibe ainda, um movimento secundário quando a mistura bifásica está nos padrões estratificado ondulado e anular. Não se pode desprezar, conseqüentemente, as componentes da velocidade nas direções "y" e "z". A análise diferencial do problema, torna-se, portanto, bastante complexa.

O escoamento do gás receberá, assim, um tratamento integral, onde as suas variáveis serão consideradas pelo valor médio na seção transversal.

A tensão de cisalhamento do gás na interface com a parede é dada por:

$$\tau_{wg} = .5 f_G \rho_G U_G^2, \quad (36)$$

onde " $f_G$ " é o fator de fricção monofásico para tubo liso de Fanning, calculado pela expressão de Blasius,

$$f_G = m R_G^{-n} \quad (37)$$

e " $R_G$ " é o número de Reynolds do gás calculado utilizando diâmetro hidráulico da tubulação, sendo este dado por

$$D_{HG} = \frac{4 A_G}{S_G + S_l} \quad (38)$$

Na equação (37), "m" e "n" assumem valores diferentes para escoamentos laminares e turbulentos, como listado na tabela 1,

	m	n
Turbulento	0.046	0.2
Laminar	16	1

**Tabela 1 - Coeficientes para a equação de Blasius**

A velocidade média é calculada a partir da velocidade superficial e da fração de vazio, que representa a fração volumétrica da fase gasosa, conforme a equação (39):

$$U_G = \frac{J_G}{\alpha} \quad (39)$$

onde " $J_G$ " é a velocidade superficial do gás, dado de entrada do modelo, e " $\alpha$ " a fração de vazio, medida na seção transversal e dada pela relação entre a área ocupada pela fase gasosa e a área total da seção transversal.

O gradiente de pressão na fase gasosa é dado pela relação:

$$\frac{dp}{dx} = \frac{\tau_{wG} S_G + \tau_l S_l}{A_G} \quad (40)$$

### III.3 - MODELAGEM PARA A TENSÃO INTERFACIAL

Como já enunciado na hipótese (2), a interface gás-líquido é plana e considerada pela sua altura média, mostrada na figura 11.

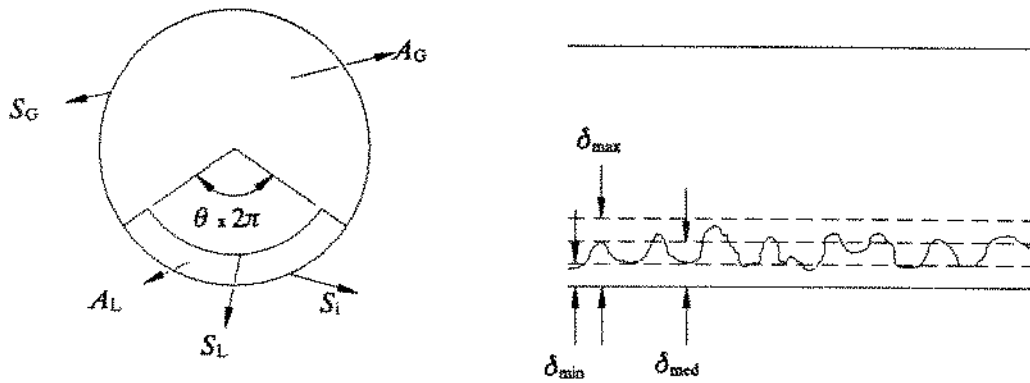


Figura 11 - Esquema das variáveis do escoamento e estrutura da interface.

A interface gás-líquido real se apresenta de forma irregular, não sendo disponível, ainda, um equacionamento exato de sua geometria. Desta forma, opta-se generalizadamente pela utilização de formulações empíricas para o cálculo do fator de atrito interfacial.

Existem na literatura várias correlações para o cálculo do fator de atrito, associadas à padrões de escoamento determinados pela estrutura da interface.

A idéia neste trabalho, é utilizar correlações para fatores de atrito adequadas à cada padrão de escoamento, e levar em conta que há uma transição gradual entre os padrões subsequentes, mantendo uma coerência com o fenômeno físico.

Por este motivo, utilizar-se-á uma ponderação linear nas transições, de forma a melhor ajustar os resultados do modelo aos dados experimentais utilizados.

Desta forma, à semelhança de vários autores, no padrão estratificado liso o fator de atrito interfacial ( $f_i$ ) é considerado igual ao fator de fricção monofásico do gás junto à parede ( $f_0$ ), calculado pela equação (37), enquanto a velocidade superficial do gás

não exceder 20% do valor da velocidade de transição para estratificado ondulado. O valor de 20% foi escolhido com base em dados de ensaios experimentais.

Uma ponderação linear entre " $f_0$ " de tubo liso e o valor 0.01425, adotado por Hanratty et alii [1968], Cheremisinoff & Davis [1979] e Shoham & Taitel [1984], é aplicada para a determinação de " $f_i$ " quando " $J_0$ " é superior àquele valor e inferior à velocidade superficial do gás na transição para estratificado ondulado.

Na região do padrão estratificado ondulado, a ponderação é feita entre o valor "0,01425" e o " $f_i$ " proposto por Hart et alii [1987], conforme a equação (41).

$$f_i = \frac{0.0625}{\log_{10} \left[ \frac{15}{R_G} + \frac{k}{3.715 D} \right]}, \quad (41)$$

onde " $k$ " representa a rugosidade do filme ao qual é atribuído o valor de 2,3 vezes a espessura média do mesmo, valor este, obtido experimentalmente pelos autores.

Após a transição para o padrão anular, é utilizado exclusivamente o fator de atrito definido pela equação (41).

No capítulo IV, a figura 13 ilustra este critério para determinação do fator de atrito.

A tensão interfacial é calculada pela seguinte equação:

$$\tau_i = .5 f_i \rho_G U_G^2. \quad (42)$$

## Capítulo IV

---

### Algoritmo Computacional

Com a finalidade de implementar o equacionamento dos modelos turbulento e laminar, apresentados no Capítulo III foram desenvolvidos dois algoritmos computacionais.

O princípio geral de ambos os algoritmos é o mesmo, e foi adaptado a partir do modelo de Cheremisinoff & Davis [1979]. Na figura 12, o diagrama de blocos ilustra o mecanismo de solução dos modelos.

#### IV.1 - Algoritmo para o modelo turbulento

O ponto de partida do algoritmo é a identificação do padrão de escoamento. Caso o padrão seja o estratificado liso, a largura do canal é igual ao perímetro molhado da seção transversal adotada por Taitel & Dukler [1976], onde o filme ocupa somente a porção inferior da tubulação, como na figura 4a. Caso o padrão identificado seja o estratificado ondulado ou anular, o filme evolui circunferencialmente como ilustrado nas figuras 4b e 4c, respectivamente.



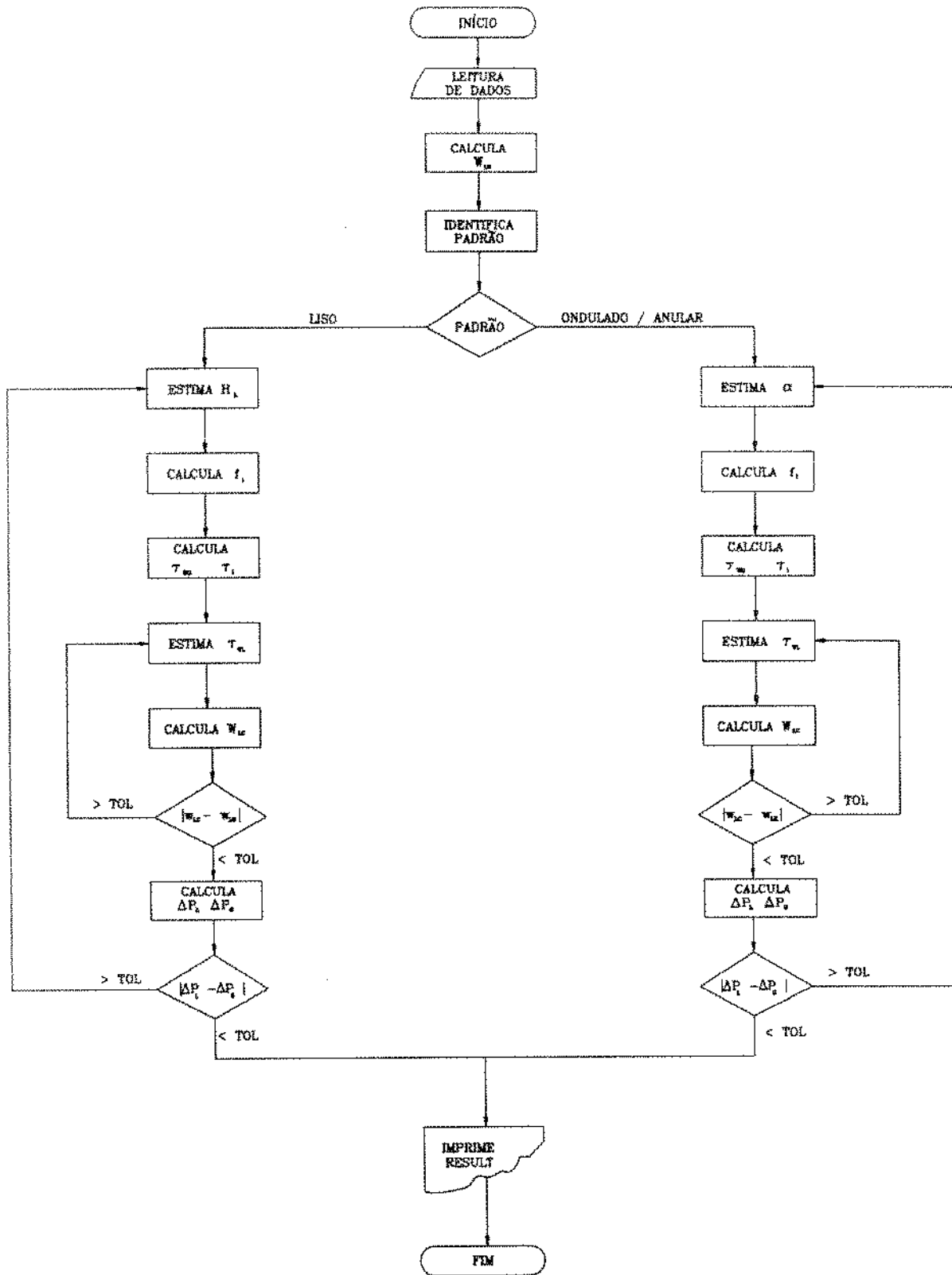


Figura 12 - Fluxograma esquemático do algoritmo de solução dos modelos turbulento e laminar

#### IV.1.1 - Padrão estratificado liso

Para o caso do padrão ser estratificado liso, a sequência de procedimentos é a seguinte:

- 1- Calcula a vazão mássica do líquido de entrada ( $W_{LE}$ );
- 2- Estima a profundidade do filme ( $H_L$ );
- 3- Caso " $J_0$ " seja inferior à 20% do valor de transição para o padrão ondulado, o valor do fator de fricção será igual ao fator de fricção do gás junto à parede, caso contrário será feita uma ponderação linear entre este último e o valor "0,01425";
- 4- Calcula as tensões cisalhantes no gás ( $\tau_{wo}$ ), equação (36) e na interface ( $\tau_i$ ), equação (42);
- 5- Estima a tensão do líquido junto à parede ( $\tau_{wl}$ );
- 6- Calcula a vazão mássica ( $W_{LC}$ ) pela equação (19) ou (35), a partir dos parâmetros calculados e estimados;
- 7- Caso a diferença entre a vazão mássica de entrada e a calculada seja maior que a tolerância, retorna ao passo (5), caso contrário prossegue;
- 8- Calcula o gradiente de pressão das fases líquida e gasosa, pelas equações (21) e (40) respectivamente;
- 9- Caso a diferença entre os gradientes de pressão seja superior à tolerância, retorna ao passo (2), caso contrário prossegue;
- 10- Fim.

#### IV.1.2 - Padrão estratificado ondulado ou anular

Para o caso do padrão ser estratificado ondulado ou anular a nova sequência será:

- 1- Calcula a vazão mássica do líquido de entrada ( $W_{LE}$ );
- 2- Estima a fração de vazios;
- 3- Caso o valor de " $J_G$ " seja superior ao valor da transição para o estratificado ondulado e inferior ao do anular, " $f$ " resulta de uma ponderação linear entre "0,01425" e o valor do " $f$ " da correlação de Hart et alli. [1987]. Caso seja superior à transição para o anular, apenas o " $f$ " de Hart et alli. [1987] é utilizado;
- 4- Calcula as tensões cisalhantes no gás ( $\tau_{WG}$ ) e na interface ( $\tau_i$ ), equações (36) e (42) respectivamente;
- 5- Estima a tensão do líquido junto à parede ( $\tau_{WL}$ );
- 6- Calcula a vazão mássica ( $W_{LC}$ ) a partir dos parâmetros calculados e estimados, pela equação (19) e (35) conforme o regime;
- 7- Caso a diferença entre a vazão mássica de entrada e a calculada seja maior que a tolerância, retorna ao passo (5), caso contrário prossegue;
- 8- Calcula o gradiente de pressão das fases líquida e gasosa, equações (21) e (40);
- 9- Caso a diferença entre os gradientes de pressão seja superior à tolerância, retorna ao passo (2), caso contrário prossegue;
- 10- Fim.

### IV.1.3 - Observações gerais

Para a primeira estimativa de " $\tau_{wl}$ " é utilizada a correlação de Hart et alli [1987], conforme as equações (43) e (44).

$$\tau_{wl} = \frac{1}{2} f_L \rho_L U_L^2, \quad (43)$$

onde

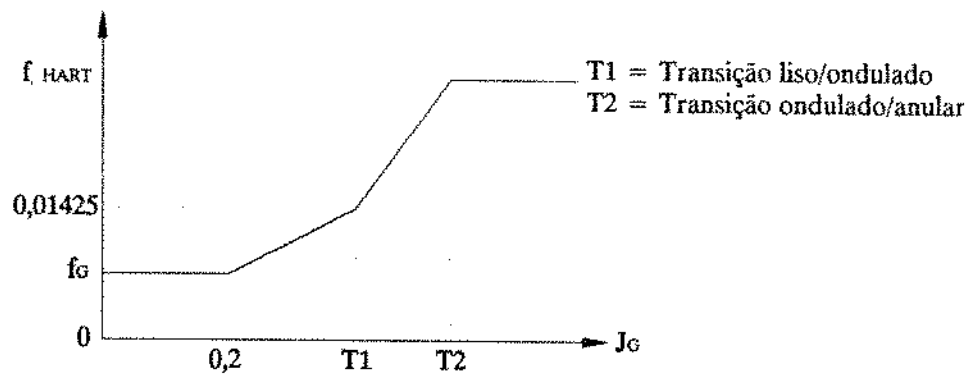
$$f_L = 108 f_i \text{Re}_{SL}^{-0,726}. \quad (44)$$

Os valores de velocidades superficiais do gás para as transições foram obtidos pela utilização da biblioteca computacional "FLOPAT", conforme descrito por Caetano Filho [1987].

Para a primeira estimativa de " $H_L$ " é arbitrado o valor de 10% do diâmetro. O procedimento iterativo para as novas estimativas de fração de vazios, profundidade de filme e tensão no líquido é sempre o "Método de Newton-Raphson".

O valor da vazão mássica calculada " $W_{lc}$ " é obtido pela equação (19). O método adotado para esta integração é a "Regra de Bode", adaptada de Press et alli [1986].

As tolerâncias adotadas para a convergência do valor de " $H_L$ " e fração de vazios foram de  $10^{-8}$ .



**Figura 13** - Diagrama esquemático ilustrando a ponderação linear para o fator de atrito.

A ponderação linear referida na determinação do fator de fricção (ítem 3 das seções IV.1.1 e IV.1.2), representa uma variação linear entre o valor à esquerda do intervalo e o valor à direita. A figura 13 acima, ilustra esta variação.

## IV.2 - Algoritmo para o modelo laminar

Como já foi dito na introdução do capítulo, as estruturas dos algoritmos são idênticas. A diferença deste modelo para o anterior está apenas na rotina de integração do perfil de velocidades.

Enquanto no primeiro existe a necessidade de integrar o perfil numericamente, neste é utilizada a equação (35) como expressão única da vazão mássica do escoamento, o que torna este algoritmo extremamente mais rápido que o anterior. Tipicamente, o modelo laminar leva 1 minuto em um microcomputador padrão IBM-AT 286 com co-processador para resolver os lotes de dados utilizados neste trabalho. Já o modelo turbulento leva mais de 24 horas.

## Capítulo V

---

### Aparato Experimental

#### V.1 - Descrição da Instalação

Com a finalidade de gerar dados experimentais para comparação com resultados do modelo desenvolvido, foi montado um circuito de escoamento bifásico no laboratório de movimentação de fluidos do "Centro de Pesquisas Leopoldo A. Miguez de Mello da Petrobras S.A., Rio de Janeiro, RJ.

A instalação, mostrada esquematicamente na figura 14, consistia em um trecho reto e horizontal de 16,73 m em aço carbono com diâmetro interno de 37,37 mm (ou diâmetro nominal de 1,5" SCH 40), onde foram realizados testes com escoamentos bifásicos de ar e água. Mediu-se fração de vazios e gradiente de pressão para um conjunto de 44 pontos.

A água e o ar eram introduzidos em um "Tê" que procedia a seção de desenvolvimento do escoamento. Após percorrida uma distância de 5,52 m (148 diâmetros), a mistura atingia a seção de testes.

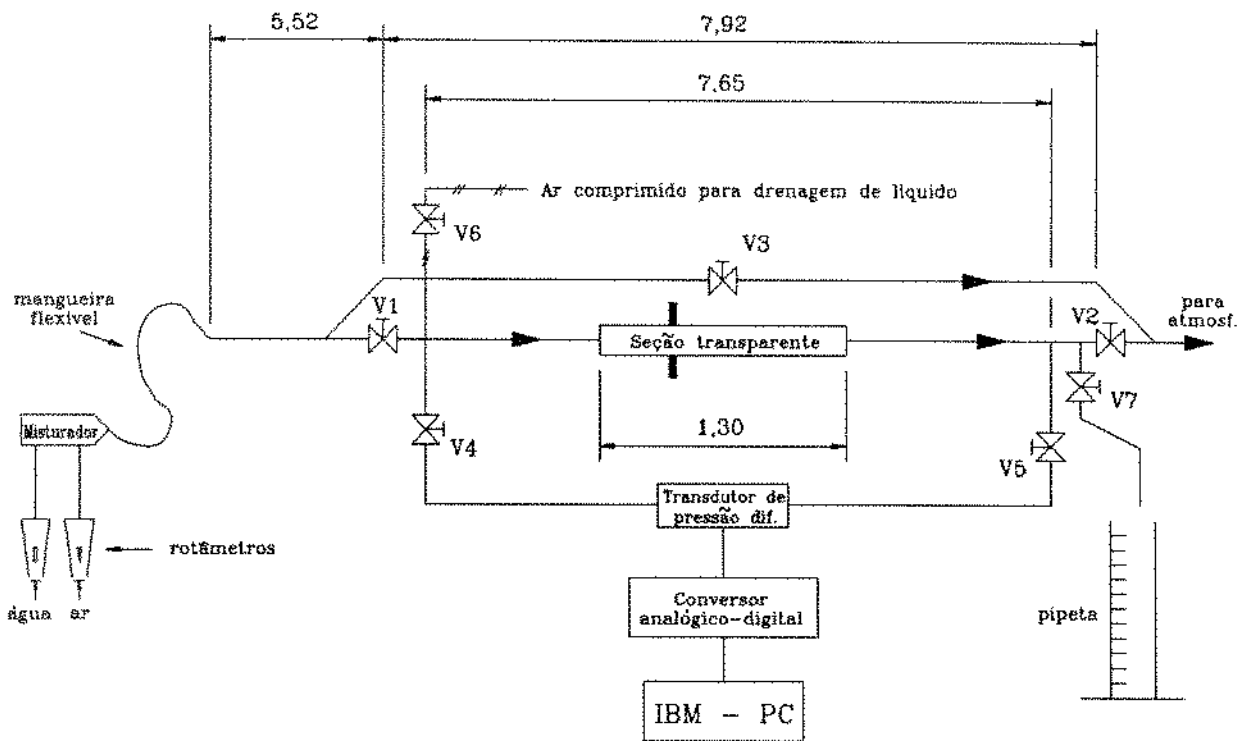


Figura 14 - Aparato Experimental

A seção de testes, compreendida entre as válvulas V1 e V2, identificadas na figura 14, tinha um comprimento útil de 7,92 m (212 diâmetros). No meio da seção de testes foi instalado um trecho de 1,3 m em plexiglas transparente e de diâmetro interno idêntico ao da tubulação, para visualização do padrão de escoamento. As válvulas V1 e V2 eram do tipo esfera de passagem plena, interligadas rigidamente entre si e à uma terceira válvula V3 cuja função era destinar a mistura bifásica para o desvio ("by-pass") quando do fechamento das duas primeiras. O acionamento rápido e sincronizado das válvulas V1, V2 e V3 permitiam o confinamento instantâneo das fases em condições de escoamento para posterior medição das frações volumétricas das mesmas. O líquido retido era drenado para uma pipeta graduada e medido. A existência do desvio ("by-pass") com a válvula V3, evitava transientes de pressão e pressurização excessiva da seção de testes com consequente dano aos sensores de pressão.

As tomadas para medição de pressão são identificadas pelas válvulas V4 e V5, distando 7,65 m entre si. Estas tomadas de pressão foram localizadas na parte inferior da tubulação com a finalidade de manter os condutos entre a tomada de pressão e o sensor de pressão permanentemente cheios de água.

A diferença de pressão foi medida por meio de um sensor e um condicionador de sinal de pressão diferencial de fabricação "Validyne", modelo DP15, com resolução de 0,25% do fundo de escala. O sinal analógico do condicionador era enviado a uma placa conversora analógico-digital de 13 bits (1 para sinal e 12 para valor), instalada em um micro computador IBM PC-XT, com resolução de  $1/2^{12}$ . Na prática, em função dos ruídos envolvidos, será adotada uma resolução de 0,25% da pressão de calibração.

A aferição do sensor de pressão foi realizada diariamente através de comparação com manômetro de água. Para cobrir a faixa de vazões de água nos testes realizados foram utilizados três rotâmetros instalados em paralelo. Os rotâmetros foram aferidos a cada mudança de vazão, através de medição de volume e cronometragem. Na



tabela 2, são mostradas as características gerais destes equipamentos. A resolução dos rotâmetros utilizados foi de 3% da leitura.

As vazões de ar foram medidas por meio de dois rotâmetros instalados em paralelo. Estes rotâmetros foram aferidos por um laminador de escoamento de fabricação "Meriam Instruments" modelo 50MW20.

Para efeito de calibração e correlacionamento posterior, foi escolhida a temperatura de 21°C e a pressão de 101325 Pa como referência para vazões de ar, chamada de condição padrão (STD). A resolução destes rotâmetros era também de 3% da leitura.

Na tabela 2, são apresentadas as principais características dos rotâmetros.

Rotâmetro	Fluido	Vazão Máxima (1/hr STD)	Resolução (% leit.)
1	água	100	3
2	água	400	3
3	água	1000	3
4	ar	9600	3
5	ar	90000	3

**Tabela 2 - Características dos rotâmetros**

O trecho de teste foi dotado de uma entrada de ar comprimido, destinada a arrastar o líquido dentro da tubulação para coleta e medição de volume de líquido retido. Esta tomada é identificada pela válvula V6 e localizada na extremidade oposta à da coleta, para permitir o completo arraste do líquido isolado. Foi escolhido este mecanismo de

remoção de líquido por ser considerado mais eficiente que a simples inclinação da tubulação, que sempre deixa gotículas aderidas à parede.

O ponto de coleta de água para medição do líquido retido é identificado pela válvula V7 e foi localizado em um orifício aberto no flange da válvula V2, de forma a minimizar o volume de líquido não coletado.

A instalação dispunha também de um dispositivo para posicionamento de cabeçotes de ultrassom, para medição de espessura do filme líquido. Este dispositivo, instalado na seção transparente e identificado por "D1" na figura 14, permitia que se posicionasse o cabeçote radialmente desde a geratriz inferior da tubulação até a superior a cada 15°.

A extremidade final do aparato é aberta para a atmosfera, de forma a não induzir qualquer perturbação ao escoamento à montante.

## **V.2 - Procedimento Experimental**

Para garantir o regime permanente nos ensaios, primeiramente era aberto o circuito de água e aguardava-se até que a vazão medida na extremidade final da tubulação fosse igual à da calibração. Atingida esta condição, o ar era então injetado e aguardava-se até que duas medições de gradiente de pressões diferissem no máximo em 10%, o que demorava em média 15 minutos. O escoamento era, então, considerado em regime permanente. A forma e local em que foi montado o aparato favoreceram sempre uma rápida convergência para o regime permanente.

O primeiro dado coletado era o de diferença de pressão, na forma já apresentada na seção V.I. Para cada ponto, foram digitalizados no mínimo três conjuntos de valores. Posteriormente, para coleta do líquido, eram fechadas manualmente as válvulas V1 e V2 e aberta a V3, isolando assim o trecho de teste. Após o fechamento, o líquido

retido era coletado em uma pipeta graduada através da abertura da válvula V7. Primeiramente o líquido era drenado por gravidade e posteriormente, pela ação do ar comprimido.

Após a coleta do líquido o teste era repetido até que a diferença no volume de líquido coletado não variasse mais do que 10% entre duas medidas consecutivas. Em geral, dadas as características regulares dos padrões de escoamento estudados, dois testes eram suficientes. Para alguns poucos dados, três testes foram necessários.

Os dados foram sendo tomados para uma vazão fixa de líquido, no sentido das vazões crescentes de ar, até que a queda de pressão fosse tal que implicasse na recalibração do diafragma do sensor de pressão diferencial. Neste ponto a vazão de líquido era aumentada e a de ar retornava ao valor mínimo. O ciclo era reiniciado até que fossem coletados todos os dados possíveis com a mesma calibração do sensor de pressão diferencial. Neste ponto o sensor era recalibrado e o procedimento reiniciado para os dados restantes.

## Capítulo VI

---

### Resultados

#### VI.1 - Introdução

Para efeito de validação dos modelos desenvolvidos, foram utilizados dados experimentais coletados no laboratório do CENPES, para os padrões de escoamento estratificado liso, estratificado ondulado e anular. O objetivo foi o de pesquisar uma faixa o mais ampla possível do mapa de arranjo de fases. O resultado é sintetizado na figura 15, onde as estrelas representam os pontos experimentais obtidos e a linha tracejada delimita a região investigada.

Também foram utilizados dados experimentais de dois outros pesquisadores: França [1991] e Minami [1983]. Os dados de França [1991], foram obtidos em 1990 no laboratório do "Rensselaer Polytechnic Institute", NY, USA, para vários padrões de escoamento, utilizando água e ar em um circuito com tubulação horizontal de plexiglass com 19 mm de diâmetro. Encontram-se disponíveis apenas os resultados referentes às medidas de fração de vazios. Por conveniência, os dados de França [1991], serão referenciados por "RPI".

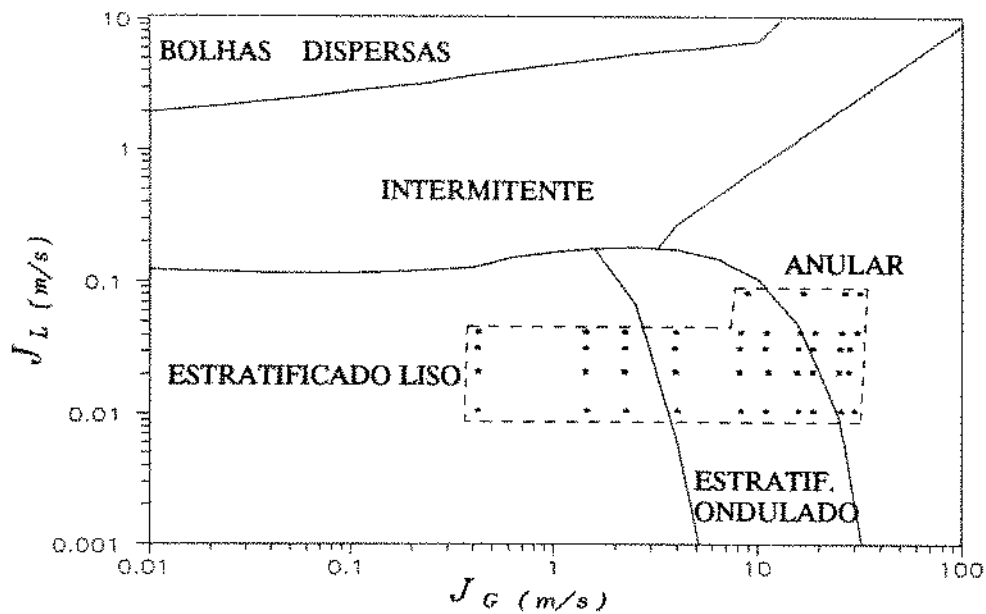


Figura 15 - Mapa de fluxo para escoamentos horizontais e região investigada.

Os de Minami [1983], constam de sua tese de mestrado e foram obtidos na "Tulsa University", OK, USA, em 1983 em um circuito de teste com tubulação de aço, horizontal, com 78 mm de diâmetro, utilizando água e ar como fluidos de trabalho. Também deste autor estão disponíveis apenas os dados de fração de vazios. Por conveniência, os dados de Minami [1983], serão referidos por "TULSA".

Estes três conjuntos de dados experimentais encontram-se listados nas tabelas 3, 4 e 5, no apêndice III, já no formato de entrada de dados para os algoritmos computacionais desenvolvidos.

## VL2 - Resultados

Primeiramente serão analisados os resultados referentes à fração de vazios e, na seção VI.2.2, os resultados de gradiente de pressão.

### VI.2.1 - Fração de vazios

Nas tabelas 6a, 6b, 7a, 7b, 8a e 8b do apêndice IV, são apresentados os resultados das simulações dos conjuntos de dados experimentais utilizando o modelo laminar. Nas tabelas 9a, 9b, 10a, 10b, 11a e 11b, do mesmo apêndice, os resultados do modelo turbulento.

Para a apresentação dos resultados de fração de vazios, foi escolhido utilizar um sistema de coordenadas com  $(J_G / J_L)$  como variável independente e  $(\alpha/1-\alpha)$  como variável dependente, como sugerido por França [1991]. Esta forma de apresentação só será possível para os dados experimentais do CENPES e do RPI, por terem sido coletados com esta intenção.

Convém ressaltar que este tipo de representação é bastante conveniente para efeito de comparação entre diversas correlações. Como os valores envolvidos de " $J_L$ " e de " $1-\alpha$ " são sempre muito pequenos, qualquer desvio nos valores de " $\alpha$ " e de " $J_G$ " tende a distanciar o resultado do modelo em relação ao dado experimental na representação gráfica.

Em todos os conjuntos de pontos será feita uma comparação entre os modelos laminar, turbulento e de Hart et alii [1987]. O modelo de Hart et alii [1987] foi escolhido para ser apresentado junto com os outros, por ter fornecido a equação constitutiva que determina a fração do perímetro molhado, " $x$ ", e o fator de atrito interfacial, " $f$ ", e também, por ser, entre todos os demais testados, o que apresentou melhores resultados nas diversas simulações realizadas. O modelo de Cheremisinoff [1979], apesar de fornecer a idéia básica, sobre a qual se desenvolveram os modelos laminar e turbulento, apresentou grandes desvios nos resultados de fração de vazio e gradiente de pressão, e por isso não será apresentado.

Nas figuras 16 à 20, são apresentados os resultados dos modelos laminar e turbulento, além do modelo de Hart et alii [1987], utilizando os dados experimentais do CENPES para cinco níveis de vazão de líquido. Cada estrela indica um ponto experimental e o conjunto de quatro pontos dispostos em forma de cruz, ao seu redor, representa o intervalo de incerteza para este ponto experimental, determinado segundo a metodologia apresentada no apêndice II.

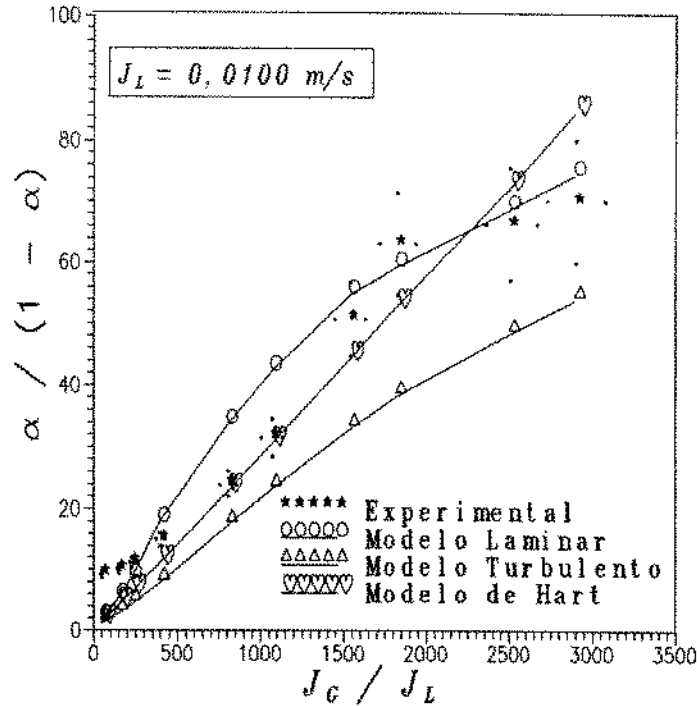


Figura 16 - Diagrama  $\alpha / (1 - \alpha) \times J_G / J_L = 0,0100 \text{ m/s}$  com dados CENPES

Da observação destas figuras, percebe-se que há uma boa concordância entre os resultados do modelo laminar e os dados experimentais. O resultado é tanto melhor, quanto maiores forem os valores de fração de vazios e velocidade superficial de gás. Nestas faixas, os resultados obtidos pelo modelo laminar estão quase sempre dentro dos intervalos de incertezas dos dados experimentais. Além disso, as figuras mostram que este modelo apresenta uma tendência de acompanhar os resultados experimentais quando as vazões de gás tendem a aumentar, enquanto o modelo de Hart tende a divergir.

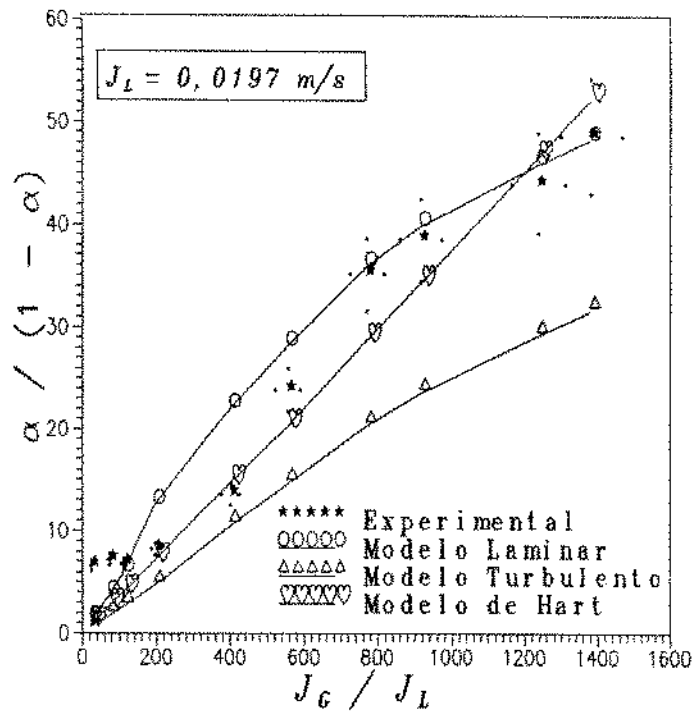


Figura 17 - Diagrama  $\alpha/(1-\alpha) \times J_G/J_L = 0,0197 \text{ m/s}$  com dados CENPES

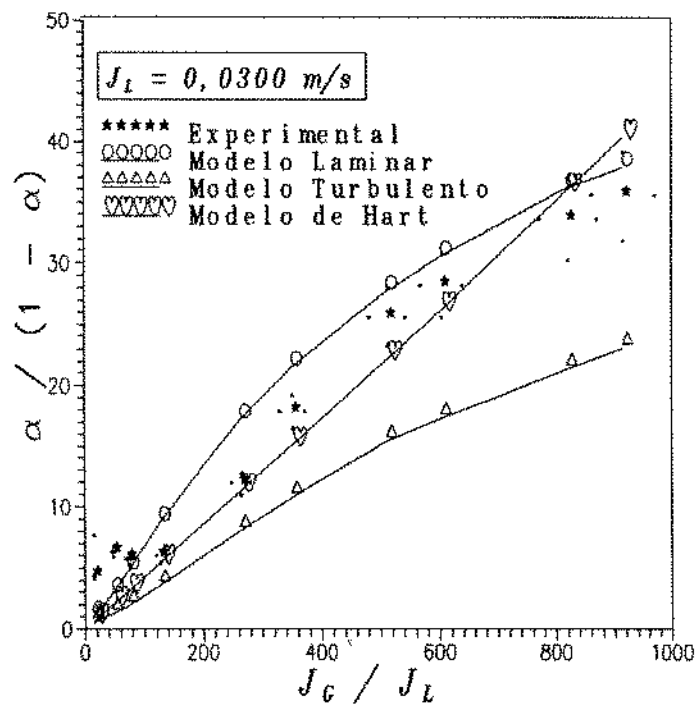


Figura 18 - Diagrama  $\alpha/(1-\alpha) \times J_G/J_L = 0,0300 \text{ m/s}$  com dados CENPES



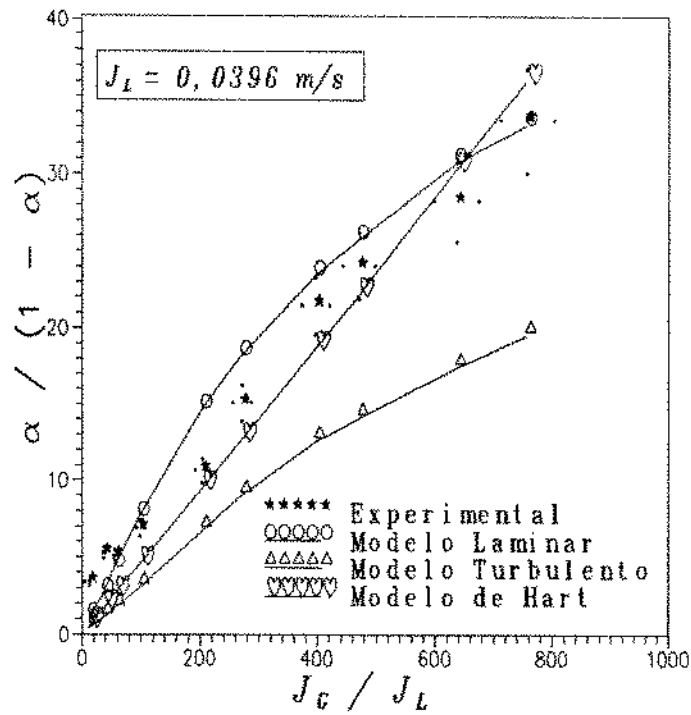


Figura 19 - Diagrama  $\alpha/(1-\alpha) \times J_G/J_L = 0,0396 \text{ m/s}$  com dados CENPES

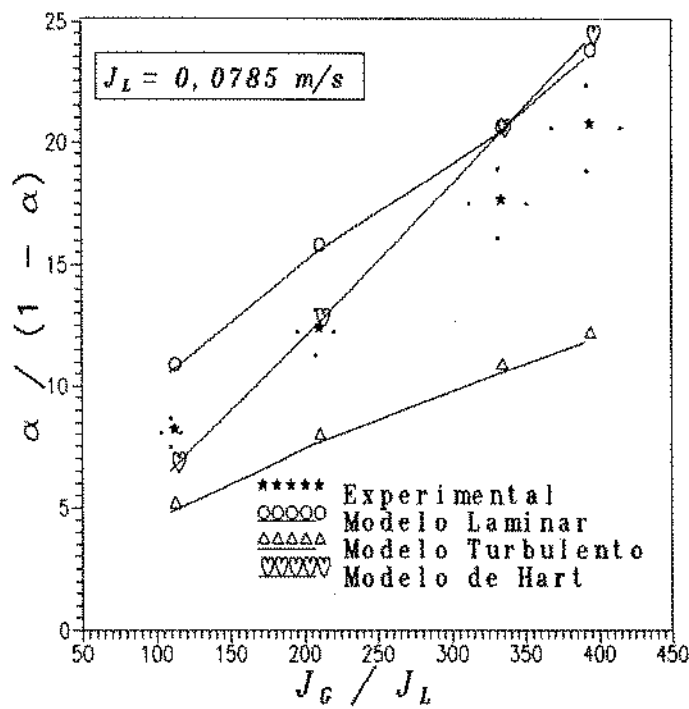


Figura 20 - Diagrama  $\alpha/(1-\alpha) \times J_G/J_L = 0,0785 \text{ m/s}$  com dados CENPES

Conforme metodologia apresentada no apêndice II, seção II, o erro médio relativo observado para este modelo nos 44 pontos experimentais foi de -3,56%, com desvio padrão em relação ao erro médio relativo de 10,75%. O erro médio relativo absoluto foi de +5,16%.

Comparativamente, o modelo turbulento já não apresenta resultados tão satisfatórios quanto o laminar, mas deve-se levar em conta que o tipo de coordenadas utilizado tende a ressaltar os desvios. Nos pontos de altas velocidades superficiais de gás, apesar do aparentemente grande afastamento em relação aos dados experimentais, os erros relativos se situam em uma faixa inferior à 5%. Para este modelo o erro médio relativo observado foi de -11,48% com desvio padrão de 16,39 e o erro médio relativo absoluto, de 11,48%.

Para ambos os modelos, os maiores desvios ocorrem para as menores vazões de gás, dentro de cada conjunto de pontos de mesma vazão de líquido. Estes desvios são decorrentes de dois fatores: a não adequação das hipóteses dos modelos para estes regimes e à problemas experimentais. Estes fatores serão abordados a seguir.

Nos dados experimentais do CENPES, os pontos de baixas velocidades superficiais de gás, estão predominantemente no padrão estratificado liso, onde a seção transversal se assemelha àquela proposta por Taitel & Dukler [1976], vide figura 4a. Nesta configuração, a fase líquida ocupa toda a porção inferior da tubulação. Desta forma, a hipótese de se aproximar a seção transversal da fase líquida por um canal retangular está mais distante do fenômeno real, pois o comprimento da interface não é igual ao perímetro molhado, bem como a espessura do filme não é suficientemente pequena quando comparada com o diâmetro da tubulação.

Foi possível constatar, também, através de observações realizadas no trecho transparente da seção de testes, que os três primeiros pontos de cada faixa de vazão de líquido (pontos 1, 2, 3, 11, 12, 13, 21, 22, 23, 31, 32, e 33), apresentaram um fenômeno de ondas transientes. Foram assim chamadas, devido ao fato de introduzirem uma lenta

subida no nível do líquido na frente da onda principal, com posterior descida lenta após a mesma. Estas ondas apresentavam um comportamento semelhante ao regime pistonado, mas nunca tocando a parte superior da tubulação. A frequência deste fenômeno era de 40 segundos em média. Percebeu-se que, no momento do trancamento das válvulas da seção de teste, havia sempre a possibilidade de haver uma quantidade de líquido, dentro da tubulação, superior àquela esperada para o padrão de escoamento estratificado, alterando significativamente o resultado esperado para fração de vazios.

O provável motivo para este efeito é que o "Tê" misturador, localizado no início da seção de testes foi instalado em um plano localizado 0,50 m abaixo do plano da seção. Nas situações de baixas vazões de gás, provavelmente ocorria um acréscimo de pressão antes que o líquido pudesse ser elevado para a altura da seção de testes, ocasionando este fenômeno.

A exclusão dos três primeiros pontos de cada faixa de  $J_L$  constante, faz com que o valor dos erros percentuais e desvios padrão decresça. Para ilustrar esta afirmação, foi montada a tabela 3, onde na coluna "A", é apontado o erro médio relativo percentual, na "B", o desvio padrão, e na "C", o erro médio relativo percentual absoluto. Nas colunas "D", "E" e "F", os mesmos desvios que em "A", "B" e "C", só que excluídos os três primeiros pontos de cada faixa.

	A	B	C	D	E	F
Laminar	-3,56	10,75	5,16	+ 1,10	1,39	+ 1,10
Turbulento	-11,48	16,39	11,5	-3,13	2,74	+ 3,13
Hart	+ 7,53	15,09	7,62	-0,46	1,20	+ 0,65

**Tabela 3 - Desvios percentuais observados para fração de vazios com dados do CENPES**

Nas figuras 21 a 24, são apresentados os resultados dos mesmos três modelos utilizando os dados experimentais do RPI.

Em relação aos dados do CENPES, este conjunto se caracteriza por velocidades superficiais menores. O diâmetro da tubulação é de 19,5 mm, praticamente metade do diâmetro da tubulação do CENPES.

Aqui os resultados apresentados pelo modelo turbulento são melhores que os do modelo laminar até o valor de  $J_L$  de 0,0428 m/s. A partir deste valor, o modelo laminar passa a representar melhor o fenômeno.

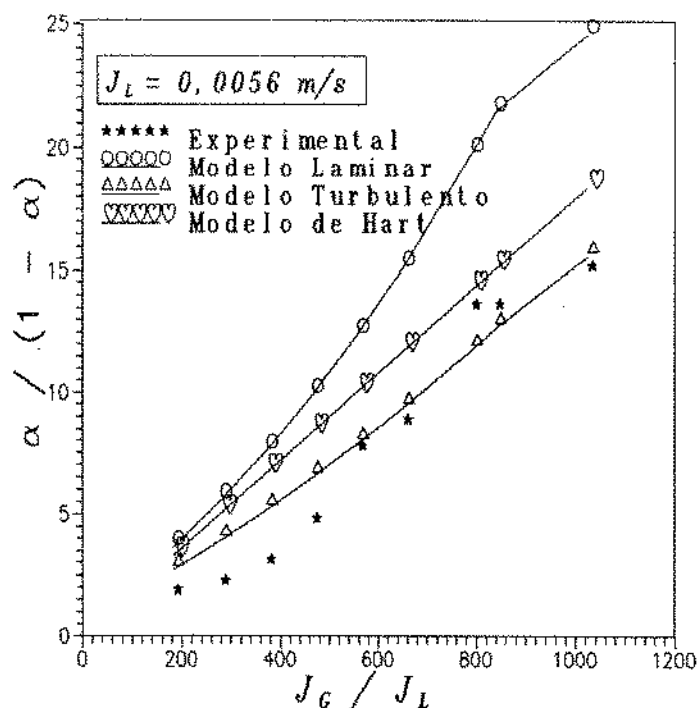


Figura 21 - Diagrama  $\alpha / (1 - \alpha) \times J_G / J_L = 0,0056 \text{ m/s}$  com dados RPI

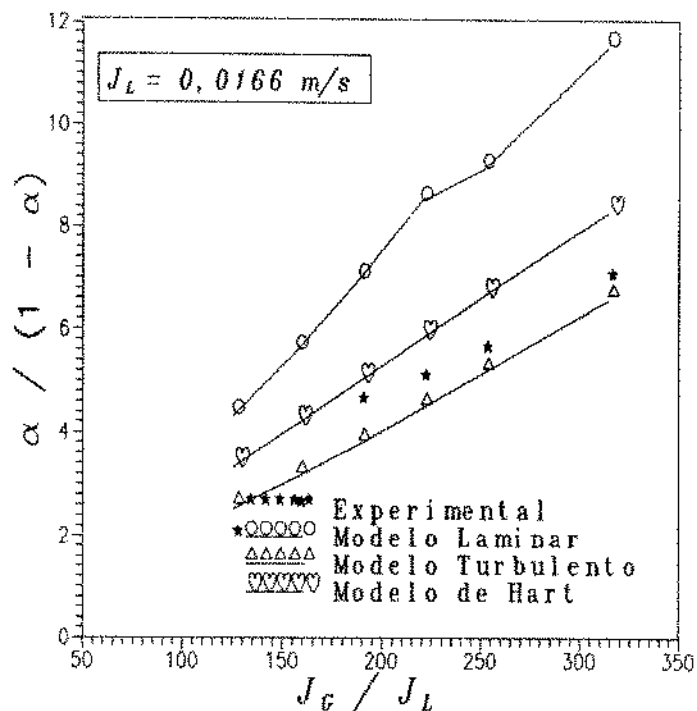


Figura 22 - Diagrama  $\alpha/(1-\alpha) \times J_G / J_L = 0,0166 \text{ m/s}$  com dados RPI

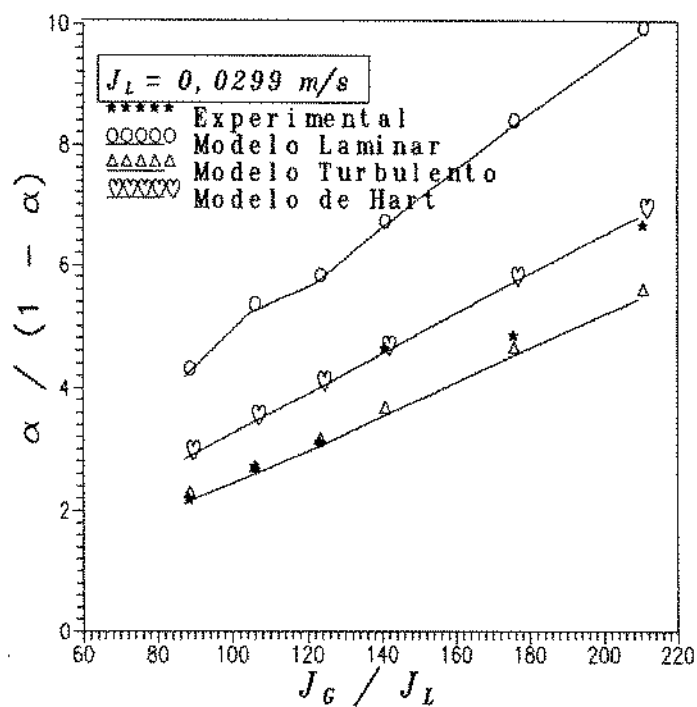


Figura 23 - Diagrama  $\alpha/(1-\alpha) \times J_G / J_L = 0,0299 \text{ m/s}$  com dados RPI

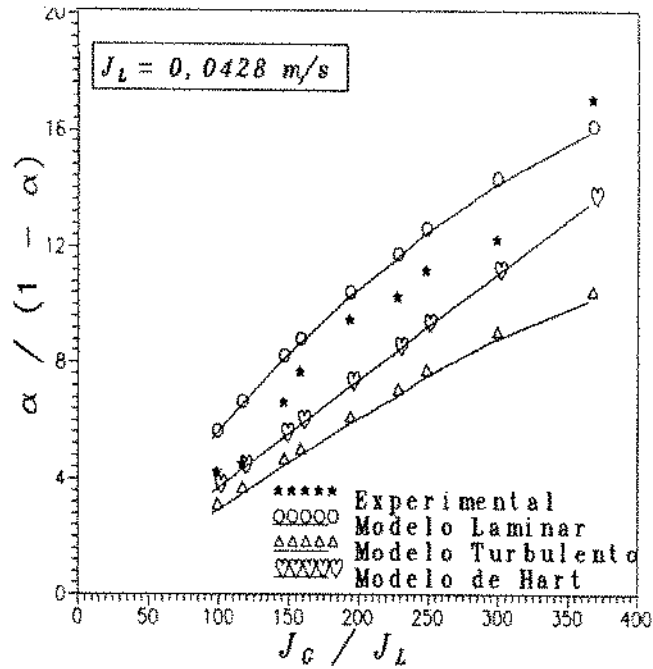


Figura 24 - Diagrama  $\alpha/(1-\alpha) \times J_G / J_L = 0,0428 \text{ m/s}$  com dados RPI

Na tabela 4 são indicados os desvios obtidos para todo este conjunto de pontos.

	Erro Relativo	Desvio Padrão	Erro Absoluto
Laminar	+8,88	8,53	+8,90
Turbulento	+0,65	7,16	+4,72
Hart	+4,13	8,07	+5,54

Tabela 4 - Desvios percentuais observados para fração de vazios com dados do RPI

Os dados experimentais de TULSA foram coletados segundo uma metodologia diferente, não apresentando uma quantidade significativa de pontos com mesma

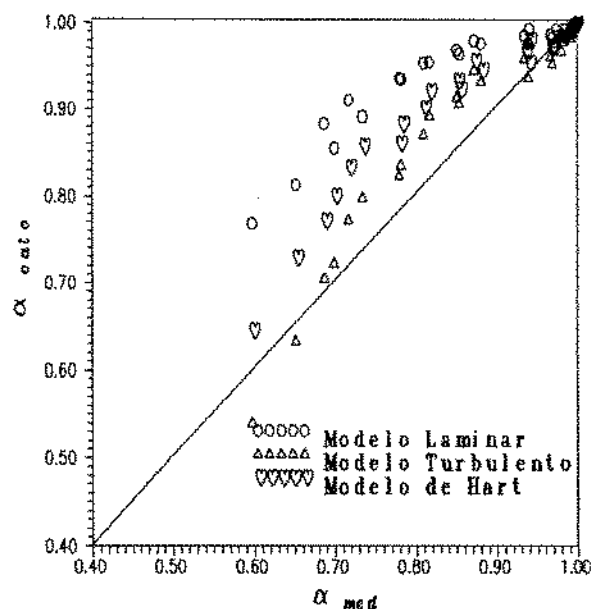
vazão de líquido. Desta forma, os resultados dos modelos não podem ser apresentados no mesmo sistema de coordenadas que os anteriores. Os resultados das simulações com estes dados experimentais, estão apresentados nas figuras 25 e 26.

Na figura 25, são apresentados todos os dados disponíveis. Devido ao grande acúmulo de pontos na faixa de fração de vazios mais alta, foi gerada a figura 26 contendo apenas aqueles pontos cuja fração de vazios é superior à 85%.

Na tabela 14, são apresentados os desvios verificados pelos modelos.

	Erro Relativo	Desvio Padrão	Erro Absoluto
Laminar	+ 10,54	10,34	+ 10,56
Turbulento	+ 2,20	4,56	+ 3,95
Hart	+ 6,03	5,93	+ 6,10

**Tabela 5 - Desvios percentuais observados para fração de vazios com dados de TULSA**



**Figura 25 - Diagrama  $\alpha_{med} \times \alpha_{calc}$  para dados TULSA**

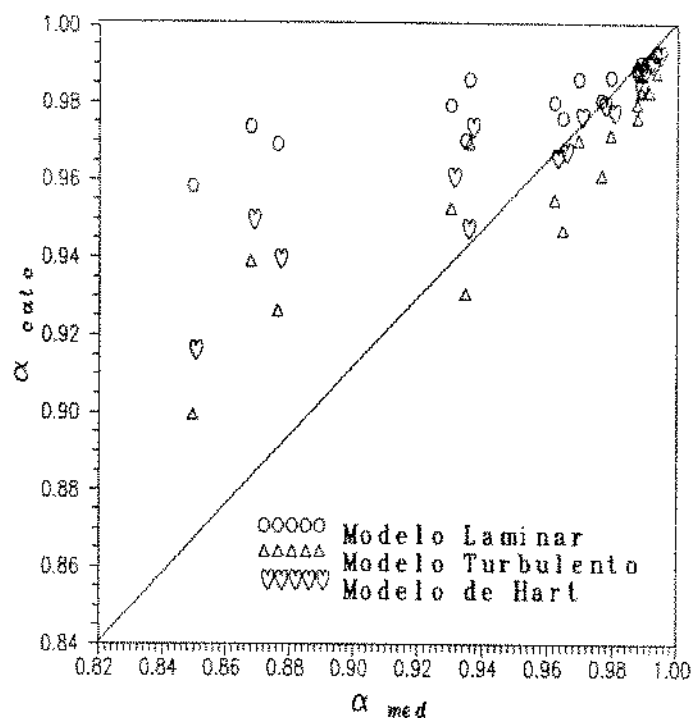


Figura 26 - Diagrama  $\alpha_{méd} \times \alpha_{calc}$  para  $\alpha_{méd} > 0,85$ , com dados TULSA

À semelhança dos dados do RPI, aqui também o modelo turbulento apresenta melhores resultados no cômputo geral, sendo que, novamente, o modelo laminar passa a se sobressair nas altas frações de vazios, ou seja, quando as velocidades superficiais do gás aumentam.

À luz destes resultados, percebe-se que de maneira global, o modelo laminar obtém melhores resultados com os dados do CENPES, e o turbulento, com os demais.

Para analisar este comportamento é necessário ressaltar que as estimativas de fração de vazios e do gradiente de pressão, dadas pelos modelos laminar e turbulento, dependem de uma equação constitutiva para o cálculo da fração do perímetro molhado no tubo ( $\theta$ ), vide capítulo III. Nos presentes modelos esta estimativa de " $\theta$ " é obtida a partir de uma relação semi-empírica proposta por Hart et alii [1987], equação (1), devido à sua simplicidade numérica. As estimativas de " $\theta$ " dadas por esta equação não exprimem a fração do perímetro molhado para um filme em repouso (no caso regime estratificado



liso). Consideram, entretanto, a distribuição do filme como resultado do transporte de líquido através da seção transversal do tubo, devido à tensão de cisalhamento turbulenta que a fase gasosa exerce no líquido (neste caso aplicável para os padrões de escoamento estratificado ondulado e anular). Para fazer uso do modelamento de " $\theta$ " proposto por Hart et alii [1987], seria necessário conhecer-se a faixa de aplicação da equação (1), isto é, em que momento o filme de líquido sai da posição de repouso e começa a migrar pela parede do tubo, até atingir, eventualmente, o regime anular completo. Como tal informação não consta de seu trabalho, decidiu-se avaliar a ordem de grandeza da tensão turbulenta que o gás exerce na interface, a saber, " $\tau_{t, \theta}$ ", definido como

$$\tau_{t, \theta} = \rho_G \overline{v'w'} , \quad (45)$$

em relação à força da gravidade, que tende a retornar o filme para a posição de repouso, expressa por " $\rho_L g D$ ".

A estimativa da grandeza da tensão turbulenta, " $\tau_{t, \theta}$ ", é obtida considerando-se que a turbulência é isotrópica e, na interface,

$$\frac{\sqrt{\overline{u'^2}}}{U_*} \approx \frac{\sqrt{\overline{v'^2}}}{U_*} \approx \frac{\sqrt{\overline{w'^2}}}{U_*} \approx 1 , \quad (46)$$

onde " $U_*$ " é a velocidade de atrito na interface definida por

$$U_* = \left( \frac{\tau_t}{\rho_G} \right)^{0,5} , \quad (47)$$

e, então

$$\tau_{r,\theta} = \rho_G \overline{v'w'} \approx C \rho_G \sqrt{\overline{v'^2} \overline{w'^2}} \approx C \rho_G \left( \frac{r_1}{\rho_G} \right)^{0,5} \left( \frac{r_1}{\rho_G} \right)^{0,5}, \quad (48)$$

onde "C" é a função de coerência entre  $\sqrt{\overline{v'^2}}$  e  $\sqrt{\overline{w'^2}}$ . É sabido que para escoamentos monofásicos, em tubos de seção circular,  $C \equiv 0$ . Entretanto sabe-se que existe este escoamento secundário do gás devido a presença da interface líquida e ao desvio da forma circular. Conseqüentemente, em escoamentos estratificados,  $C \neq 0$ . Para fins de análise de ordem de grandeza, pode-se assumir que  $C = 1$ . Então,

$$\tau_{r,\theta} \approx \rho_G U_*^2. \quad (49)$$

A razão entre a tensão turbulenta atuante sobre a interface e a ação da gravidade atuante sobre o filme, é então dada por

$$Fr_i = \frac{\rho_G U_*^2}{\rho_L g D}. \quad (50)$$

Desta forma, o adimensional  $Fr_i$ , denominado "Froude da Interface", expressa a relação entre estas duas forças e quanto maior seu valor, maior a tendência do filme a evoluir circunferencialmente.

Nas figuras 27, 28 e 29, são apresentadas comparações entre o erro percentual na fração de vazios e o número de Froude na interface para os dados experimentais do CENPES, RPI e TULSA, utilizando o modelo laminar. E nas figuras 30, 31 e 32, os mesmos resultados para o modelo turbulento.

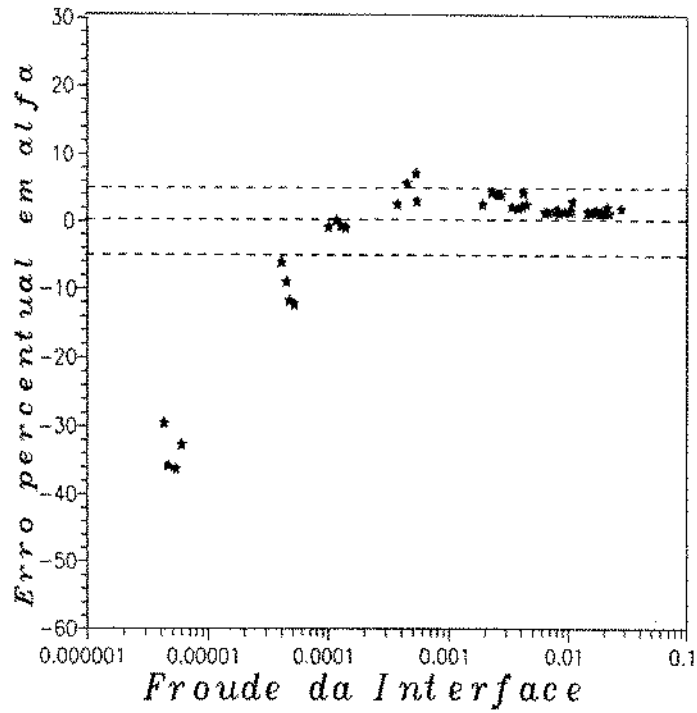


Figura 27 - Desvio percentual em " $\alpha$ " versus Froude na interface com modelo laminar e dados CENPES

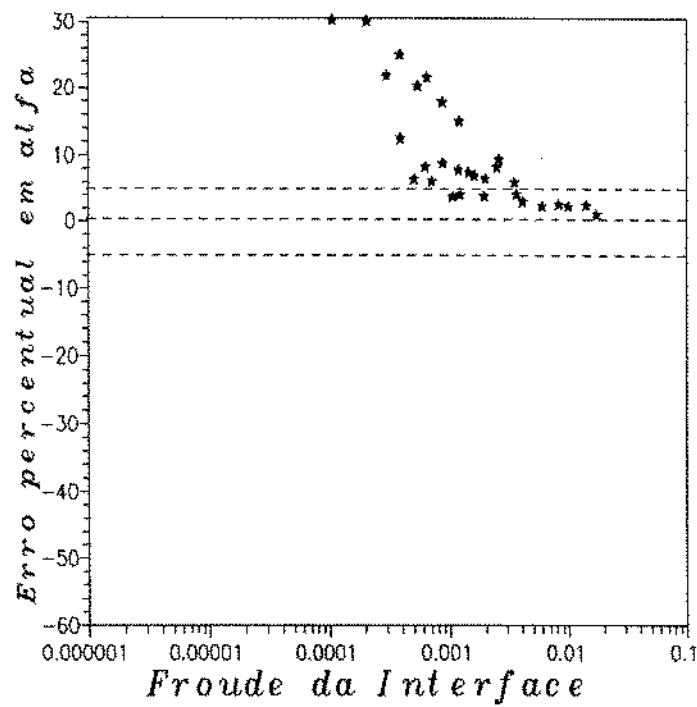


Figura 28 - Desvio percentual em " $\alpha$ " versus Froude na interface com modelo laminar e dados RPI

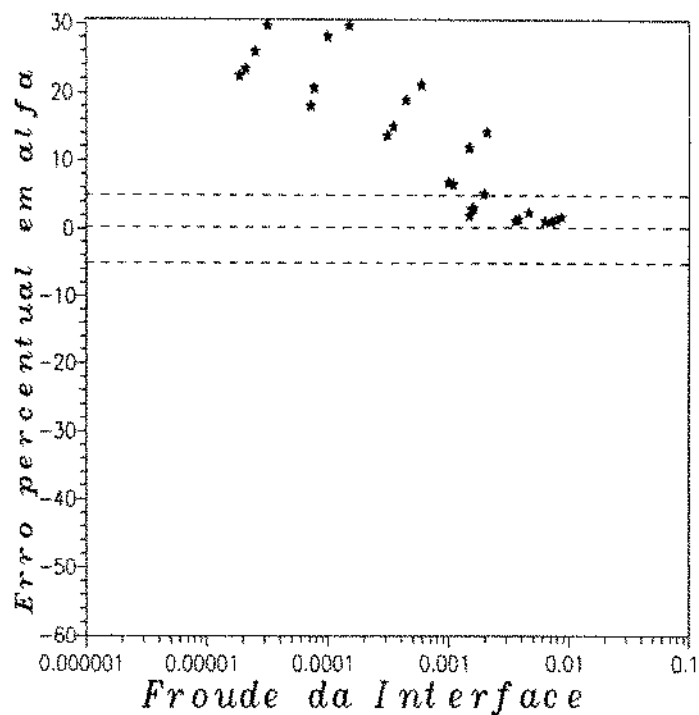


Figura 29 - Desvio percentual em " $\alpha$ " versus Froude na interface com modelo laminar e dados TULSA

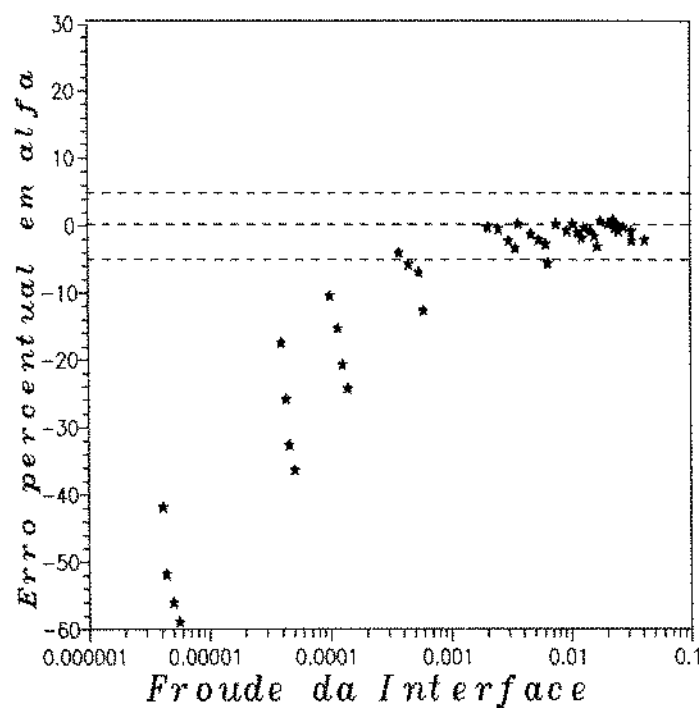


Figura 30 - Desvio percentual em " $\alpha$ " versus Froude na interface com modelo turbulento e dados CENPES

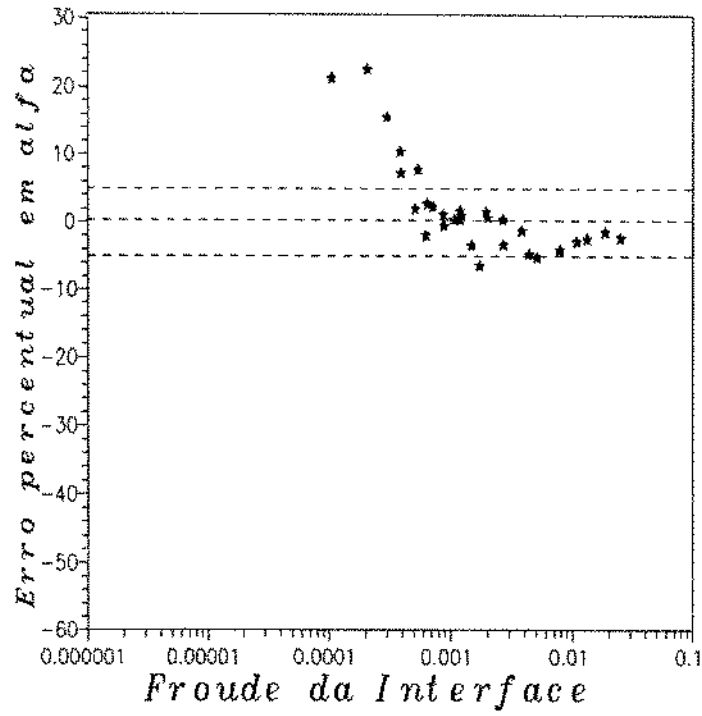


Figura 31 - Desvio percentual em " $\alpha$ " versus Froude na interface com modelo turbulento e dados RPI

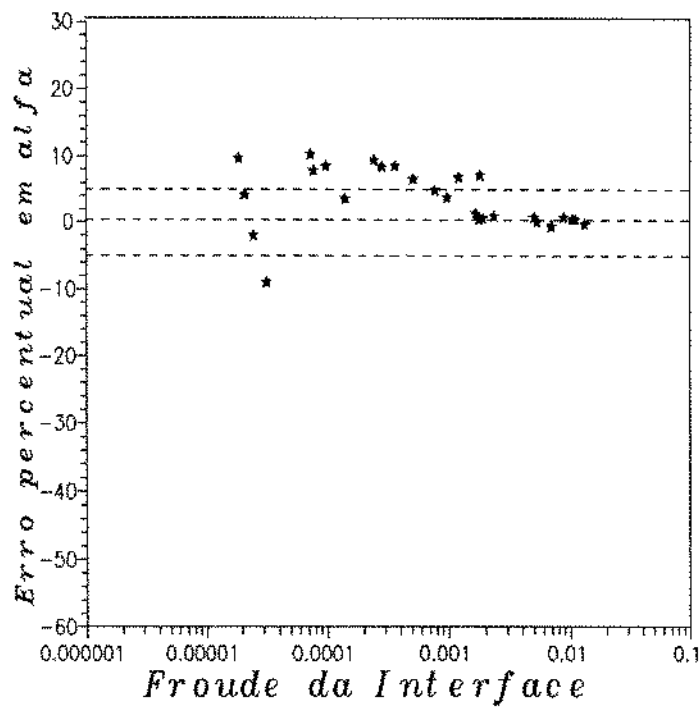


Figura 32 - Desvio percentual em " $\alpha$ " versus Froude na interface com modelo turbulento e dados TULSA

Como se pode perceber, nas figuras acima, os desvios relativos percentuais decrescem com o aumento do número de Froude, ou seja, os desvios decrescem na medida em que o filme evolui circunferencialmente. Esta constatação reforça a hipótese assumida neste trabalho, que é a de aproximar o filme por um canal retangular, pois à medida em que o filme se distribui, mais semelhança apresenta com a geometria do canal.

De maneira geral, pode-se afirmar que para valores de Froude, definidos pela equação (48), superiores à 10 os dois modelos apresentam desvios relativos inferiores à 5% no cálculo da fração de vazão.

## VI.2 - Gradiente de Pressão

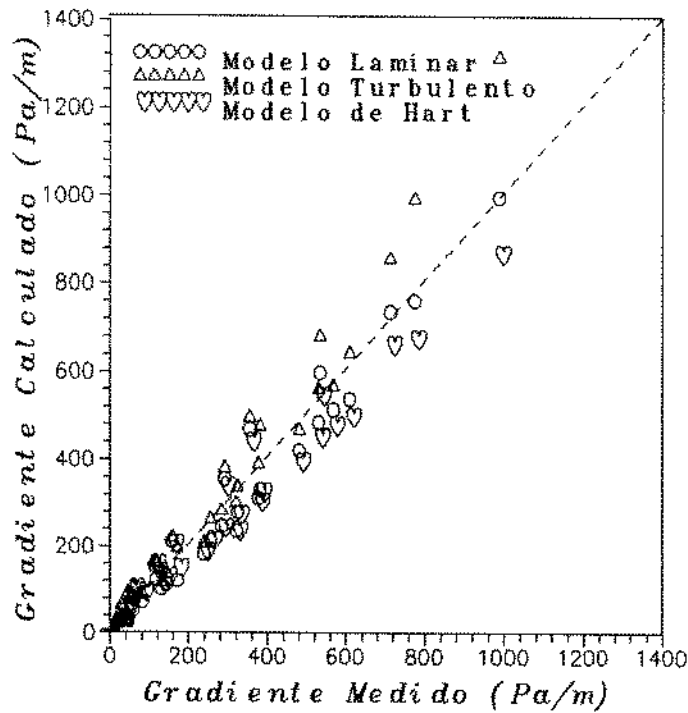
Como já foi mencionado, apenas estão disponíveis dados de gradiente de pressão do CENPES. Na figura 33 é apresentada uma comparação entre os resultados dos modelos.

	Erro Relativo	Desvio Padrão	Erro Absoluto
Laminar	-7,74	24,94	21,74
Turbulento	14,69	26,00	21,50
Hart	5,31	38,70	25,40

**Tabela 6 - Desvios percentuais observados no gradiente de pressão com dados de TULSA**

O comportamento dos modelos, na determinação do gradiente de pressão, é semelhante ao já observado para a fração de vazios, onde o modelo laminar obtém melhores resultados nas vazões mais elevadas de gás, enquanto o turbulento é melhor na faixa intermediária de vazões.

Na tabela 6, são apresentados os desvios observados nos resultados dos modelos.



**Figura 33 - Gradiente de pressão medido versus calculado para dados CENPES**

Nos pontos de menores vazões de gás, foram observados alguns problemas na aquisição dos dados de gradiente de pressão, já que as pequenas diferenças de pressão apontavam valores próximos ao limite inferior de operação do sensor de pressão diferencial. Esta seria portanto uma fonte de erros para os dados experimentais.

## Capítulo VII

---

### Conclusões e Recomendações

#### VII.1 - CONCLUSÕES

A não existência, na literatura, de um modelo semi-analítico, que, de forma simples, determinasse a fração de vazios e gradiente de pressão, em escoamentos horizontais estratificados e anulares, motivou a elaboração deste trabalho.

Com base nos resultados apresentados pelos modelos aqui desenvolvidos, as seguintes conclusões podem ser inferidas:

- 1 - O modelo laminar desenvolvido, apresentou para 101 pontos experimentais, de fração de vazios variando entre 0,59 e 0,986, erro médio relativo de 3,9% e absoluto de 7,5%;
- 2 - O modelo turbulento apresentou, para os mesmos pontos, desvio médio relativo de -4,2% e para desvio absoluto 7,5%;
- 3 - No tocante ao gradiente de pressão foram observados, em 29 pontos experimentais, um erro médio relativo de -7,7% e 21,7% para o erro absoluto, utilizando o modelo laminar;



- 4 - Com o modelo turbulento, obteve-se erros de 14,7% e 21,5% para desvios relativo e absoluto, respectivamente, no cálculo do gradiente de pressão;
- 5 - Foi introduzido o adimensional "Número de Froude da Interface", para delimitar a validade dos modelos. Da forma como definido, representa a ordem de grandeza entre a tensão turbulenta que tende a arrastar o filme de líquido pela parede da tubulação e a força da gravidade que tende a puxá-lo para a posição de repouso. Está desta forma associado à representação física do modelo.
- 6 - Os dois modelos apresentaram desvios relativos inferiores a 5%, quando o número de Froude da interface é superior à  $10^{-3}$ ;
- 7 - Os modelos, laminar e turbulento, baseados na proposição de Cheremisinoff e Davis [1979] e Hart et alli [1987], apresentaram significativo avanço em relação à estes, tanto na conceituação física, quanto na qualidade dos resultados;
- 8 - Pela primeira vez, considerou-se que as transições entre os padrões estratificado liso e ondulado e entre estratificado ondulado e anular ocorrem de maneira gradual, utilizando correlações adequadas para cada padrão;
- 9 - A correlação para previsão da distribuição do filme líquido de Hart et alli [1987], tende a subestimar a evolução deste, principalmente nas faixas de números de Froude da interface elevados, como pode ser constatado visualmente durante os experimentos;
- 10- Os modelos dependem fortemente da correlação de fator de atrito interfacial utilizada, e da equação constitutiva para determinação do perímetro molhado.

## **VII.2 - RECOMENDAÇÕES**

Tendo em vista os resultados dos modelos desenvolvidos e a experiência adquirida, recomenda-se:

- 1 - Desenvolver pesquisas sobre a estrutura da interface e sua influência no filme líquido;
- 2 - Estender os modelos aqui desenvolvidos aos escoamentos inclinados;
- 3 - Estudar os mecanismos governantes da distribuição circunferencial do filme líquido;
- 4 - Pesquisar a hidrodinâmica o escoamento do filme líquido, estabelecendo critérios adequados para classificação entre regimes laminar e turbulento.

## **Apêndice I - Referências Bibliográficas**

---

- Alves, S. J., "Estudo de Escoamento Bifásico em Gasodutos Através de Modelagem Mecanicista", Dissertação de Mestrado, Universidade Estadual de Campinas, 1989.
- Andreussi, P. & Persen, L. N., "Stratified Gas-Liquid Flow in Downwardly Inclined Pipes", *International Journal of Multiphase Flow*, 1987, vol. 13, n. 4, 565-575.
- Andritsos, N & Hanratty, T.J., "Influence of Interfacial Waves in Stratified Gas-Liquid Flows", *AIChE Journal*, march 1987, 444-454.
- Bankoff, S. G., "A Variable Density Single Fluid Model for Two-phase Flow with Particular Reference to Steam-Water Flow", *Journal of Heat Transfer*, november 1960, 265-272.
- Butterworth, D., "Air-water Annular Flow in a Horizontal Tube", 1972, como citado em Laurinat et alii [1985].
- Butterworth, D., "A Comparison of Some Void-Fraction Relationships for Co-currently Gas-Liquid Flow", *International Journal of Multiphase Flow*, 1975, vol. 1, 845-850.
- Caetano Filho, Elisio., Barbuto, F.A.A., "Biblioteca Computacional para determinação do arranjo de fases - FLOPAT - V2", Relatório CENPES 846, 1987.
- Cheremisinoff, N. P. and Davis, E. J., "Stratified Turbulent-Turbulent Gas-Liquid Flow", *AIChE Journal*, january 1979, vol. 25, No. 1., 48-56.
- Cohen, L. S. and Hanratty, T. J., "Effect of Waves at a Gas-Liquid Interface on a Turbulent Air Flow", *Journal of Fluid Mechanics*, vol. 31, 467-476, 1968.
- Deissler, R. E., "Analytical and Experimental Investigation of Adiabatic Turbulent Flow in Smooth Tubes", NACA-TN-3145, 1959, como citado em Cheremisinoff [1979].
- Doebelin, E.O., "Measurement System, Application and Design", McGraw Hill, 1975.
- França, F. A. & Lahey, Jr., R. T., "Aplicação do Modelo de Deslizamento na Determinação da Fração de vazio em Escoamento Horizontal Estratificado e Anular", Trabalho nº 0730/30, a ser apresentado no 11<sup>o</sup> COBEM, São Paulo, 1991.
- Fukano, T. et al., "Liquid Film Flowing Concurrently with Air in Horizontal Duct" (First Report - Flow Pattern), *Bulletin of JSME*, vol. 22, No. 172., 1979.

- Fukano, T. et al., "Liquid Film Flowing Concurrently with Air in Horizontal Duct" (5 th Report - Interfacial Shear Stress ), Bulletin of JSME, vol. 28, No. 244, 1979.
- Griffith, P. and Wallis, G. B., "Two-phase Slug Flow", Journal of Heat Transfer, Transactions of ASME, series C, vol. 84, 29-39, 1962.
- Hanratty, T. J. & Engen, J. M., "Interactions Between a Turbulent Air Stream and a Moving Water Surface", AIChE Journal, september 1957, vol. 3, n. 3, 229-304
- Hart, J., Hamersma, P. J. & Fortuin, J. M. H., "Correlations Predicting Frictional Pressure Drop and Liquid Holdup During Horizontal Gas-Liquid Pipe Flow With a Small Liquid Holdup", International Journal of Multiphase Flow, march 1989, vol. 15, n. 6, 947-964.
- Kadambi, V., "Void Fraction and Pressure Drop in Two-phase Stratified Flow", The Canadian Journal of Chemical Engineering, vol. 59, 584-589, 1981.
- Kowalski, J. E., "Wall and Interfacial Shear Stress in Stratified Flow in a Horizontal Pipe", AIChE Journal, february 1987, 274-281.
- Laurinat, J. E., Hanratty, T. J. & Jepson, W. P., "Film Thickness Distribution for Gas-Liquid Annular Flow in a Horizontal Pipe", International Journal of Multiphase Flow, 1985, vol. 6, n. 1/2, 179-195.
- Levich, V. G., "Physicochemical Hydrodynamics", Prentice Hall, Inc., 1962.
- Lillileh, L. U. & Hanratty, T. J., "Relation of Interfacial Shear Stress to the Wave Height for Concurrent Air-Water Flow", AIChE Journal, december 1961, 548-550.
- Lin, T. F. et alli, "Film Thickness Measurements and Modelling in Horizontal Annular Flows", International Journal of Multiphase Flow, 1985, vol. 6, n. 1/2, 197-206.
- Lockhart, R. W. and Martinelli, R. C., "Proposed Correlation of Data for Isothermal Two-phase, Two-component Flow in Pipes", Chemical Engineering Progress, vol. 45, 39-48, 1949.
- Mandhane, J. M., "A Flow Pattern Map for Gas-Liquid Flow in Horizontal Pipes", International Journal of Multiphase Flow, vol. 1, 1974.

- Minami, K., "Liquid Holdup in Wet Gas Pipelines", M.S. Thesis, University of Tulsa, OK, 1983.
- Miya, M., Woodmanse, D. E. and Hanratty, T. J., "A Model for Roll Waves in Gas-Liquid Flow", Chemical Engineering Science, vol. 26, 1915-1926, 1971.
- Pai, S. J., "On Turbulent Flow Between Parallel Plates", como citado em Kadambi [1981].
- Press, W. H. et alii, "Numerical Recipes - The Art of Scientific Computing", Cambridge University Press, 1986.
- Russel, T. W. F., et alii, "Pressure Drop and Holdup in Stratified Gas-Liquid Flow", como citado em Cheremisinoff [1979].
- Schlichting, H., "Boundary Layer Theory", McGraw-Hill, New York, 1955.
- Shoham, O. & Taitel, Y., "Stratified Turbulent-Turbulent Gas-Liquid Flow in Horizontal And Inclined Pipes", AIChE Journal, may 1984, vol. 30, n. 3, 377-385.
- Spedding, P. L. & Chen, J. J. J., "Holdup in Two Phase Flow", International Journal of Multiphase Flow, vol. 10, n. 3, 307-339, 1984.
- Spedding, P. L. & Chen, J. J. J., "An Analysis of Holdup in Horizontal Two Phase Gas-Liquid Flow", International Journal of Multiphase Flow, 1983, vol. 9, n. 2, 147-159.
- Taitel, Y. and Dukler, A. E., "A Model for Predicting Flow Regime Transitions in Horizontal and Near Horizontal Gas-Liquid Flow", AIChE Journal, vol. 22, No. 1, 1976.
- von Kármán, T., "The Analogy Between Fluid Friction and Heat Transfer", como citado em Cheremisinoff [1979].
- White, F. M., "Viscous Fluid Flow", McGraw-Hill, New York, 1974.
- Zuber, N. and Findlay, J. A., "Average Volumetric Concentration in Two-phase Flow Systems", Journal of Heat Transfer, Transactions of ASME, november 1965, 453-468.

## **Apêndice II - Análise de Erros**

---

Este apêndice é composto de duas partes. Em uma primeira, são abordados os erros experimentais, decorrentes da precisão dos dispositivos empregados nas diversas medições realizadas em laboratório e também dos procedimentos de medição utilizados.

Na segunda parte, é apresentada uma análise estatística sobre os resultados dos modelos.

## I - Erros Experimentais

Para efeito de apresentação, serão determinadas as faixas de maior confiabilidade das variáveis  $\frac{J_G}{J_L}$  e  $\frac{\alpha}{1-\alpha}$  chamadas coordenada X e coordenada Y, respectivamente por se tratarem das coordenadas escolhidas para apresentação dos resultados. Além destas, também serão apresentadas as faixas de fração de vazios e gradiente de pressão, Doebelin [1975].

O método escolhido para determinação dos erros experimentais é o da "Análise do Limite de Erro", que consiste em expandir em "serie de Taylor" truncada para os termos de primeira ordem a função desejada.

### **I.1 - Fração de vazios**

A fração de vazios é dada pela relação geométrica apresentada a seguir:

$$\alpha = 1 - \frac{V_L}{V_T}, \quad (51)$$



ou

$$\alpha = 1 - \frac{4 V_L}{\pi D^2 L} , \quad (52)$$

onde " $V_L$ " é o volume de líquido isolado na seção de testes, " $D$ " o diâmetro da tubulação e " $L$ " o comprimento da seção de testes.

A "série de Taylor" que representa o erro da fração de vazios é dada por:

$$\Delta\alpha = \left| \frac{\partial\alpha}{\partial V_L} \right| \Delta V_L + \left| \frac{\partial\alpha}{\partial D} \right| \Delta D + \left| \frac{\partial\alpha}{\partial L} \right| \Delta L , \quad (53)$$

onde,

$$\left| \frac{\partial\alpha}{\partial V_L} \right| = \frac{4}{\pi D^2 L} , \quad (54)$$

$$\left| \frac{\partial\alpha}{\partial D} \right| = \frac{8V_L}{\pi D^3 L^2} , \quad (55)$$

$$\left| \frac{\partial\alpha}{\partial L} \right| = \frac{4V_L}{\pi D^3 L^2} . \quad (56)$$

Os valores do diâmetro e comprimento da seção de testes foram obtidos através de medidas utilizando paquímetro e trena respectivamente e são aqueles apresentados na figura 14. Já os valores de " $V_L$ ", são os provenientes das medidas de cada ponto experimental.

Os valores de " $\Delta D$ " e " $\Delta L$ " foram arbitrados em 1 mm e 5 mm respectivamente, tendo em vista possível falha no posicionamento do paquímetro e a pequena

catenária formada pela trena. O valor utilizado em " $\Delta V_L$ " é de  $0,00001 \text{ m}^3$ , que corresponde à metade da menor divisão da pipeta graduada utilizada.

Substituindo os valores acima nas equações (55), (56) e (53) e estas na equação (45), a expressão final para o erro na fração de vazios será:

$$\Delta\alpha = 0,00115 + 6,23360 V_L . \quad (57)$$

## I.2 - Gradiente de pressão

As incertezas consideradas atuantes nesta variável, são devidas à resolução da membrana do sensor de pressão, a devida à resolução da placa de aquisição e a da medida do comprimento da tubulação. Como já visto no capítulo V, as incertezas das duas primeiras correspondem à 0,25% do fundo de escala. No caso da membrana, o valor do fundo de escala é de 1400 Pa, e no caso da placa, o fundo de escala depende do valor de calibração.

A expressão para o gradiente de pressão é dada por:

$$\text{Grad } P = \frac{\Delta P}{L} . \quad (58)$$

Analogamente à expressão (53), o erro no gradiente de pressão será representado por:

$$\Delta(\text{Grad } P) = \left| \frac{\partial}{\partial L} (\text{Grad } P) \right| \Delta L + \left| \frac{\partial}{\partial(\Delta P)} (\text{Grad } P) \right| \Delta(\Delta P) , \quad (59)$$

onde,

$$\left| \frac{\partial \text{Grad } P}{\partial L} \right| = \frac{\Delta P}{L^2}, \quad (60)$$

$$\left| \frac{\partial}{\partial (\Delta P)} (\text{Grad } P) \right| = \frac{1}{L}, \quad (61)$$

$$\text{Grad } (\Delta P) = 0,0025 (1400 + \Delta P_{\text{calib}}) \quad (62)$$

e  $\Delta P$  é o fundo de escala da placa.

Finalmente, a expressão para a incerteza do gradiente de pressão será dada por:

$$\Delta \left( \frac{\Delta P}{L} \right) = 0,00065 \left( \frac{\Delta P}{L} \right) + 0,00033 (1400 + \Delta P_{\text{calib}}) . \quad (63)$$

### I.3 - Coordenada Y

A coordenada Y é representada pela relação;

$$y = \frac{\alpha}{(1 - \alpha)}, \quad (64)$$

a partir da qual pode-se determinar a expressão para o seu erro,

$$\Delta y = \left| \frac{\partial y}{\partial \alpha} \right| \Delta \alpha, \quad (65)$$

onde,

$$\left| \frac{\partial y}{\partial \alpha} \right| = \left( \frac{1}{(1-\alpha)} + \frac{\alpha}{(1-\alpha)^2} \right) \quad (66)$$

e finalmente,

$$\Delta y = \left( \frac{1}{(1-\alpha)} + \frac{\alpha}{(1-\alpha)^2} \right) \Delta \alpha . \quad (67)$$

#### I.4 - Coordenada X

A coordenada x é representada por;

$$x = \frac{J_G}{J_L} \quad (68)$$

e a expressão do erro por:

$$\Delta x = \left| \frac{\partial x}{\partial J_L} \right| \Delta J_L + \left| \frac{\partial x}{\partial J_G} \right| \Delta J_G , \quad (69)$$

onde,

$$\left| \frac{\partial x}{\partial J_L} \right| = \frac{J_G}{J_L^2} , \quad (70)$$

$$\left| \frac{\partial x}{\partial J_G} \right| = \frac{1}{J_L} . \quad (71)$$

Substituindo (62) e (63) em (61), vem:

$$\Delta x = \frac{J_G}{J_L^2} + \frac{1}{J_L} \Delta J_G . \quad (72)$$

Para os rotâmetros de ar e água, será adotada uma incerteza de 3% da leitura. Desta forma torna-se necessário expressar a equação (72) em termos de erro relativo. Assim,

$$\Delta x = \frac{J_G}{J_L} \frac{\Delta J_L}{J_L} + \frac{J_G}{J_L} \frac{\Delta J_G}{J_G} \quad (73)$$

ou,

$$\Delta x = \frac{J_G}{J_L} \left( \frac{\Delta J_L}{J_L} + \frac{\Delta J_G}{J_G} \right) \quad (74)$$

e finalmente,

$$\Delta x = 0,06 \frac{J_G}{J_L} . \quad (75)$$

## II - Erros do modelo

Para a análise do desempenho dos modelos apresentados, foram utilizados os seguintes parâmetros estatísticos, adaptados de Alves [1989]:

**II.1 - Erro médio relativo percentual (E1)**

$$E1 = \left( \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N e_{ri} \right) \times 100\% , \quad (76)$$

onde,

$$e_{ri} = \frac{\left( \frac{\Delta P}{L} \right)_{calc} - \left( \frac{\Delta P}{L} \right)_{exp}}{\left( \frac{\Delta P}{L} \right)_{exp}} \quad (77)$$

e "N" representa o número de pontos experimentais computados.

**II.2 - Erro médio relativo absoluto (E2)**

$$E2 = \left( \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N abs(e_{ri}) \right) \times 100\% \quad (78)$$

**II.3 - Desvio padrão (E3) em relação ao erro médio relativo**

$$E3 = \sum_{i=1}^N \sqrt{\frac{(e_{ri} - E1)^2}{N - 1}} \quad (79)$$

## **Apêndice III - Dados de Entrada**

---

**TABELA 7 - DADOS DE ENTRADA PARA DADOS EXPERIMENTAIS DO CENPES**

REFERÊNCIA DADOS OBTIDOS NO LABORATÓRIO DO CENPES

DIÂMETRO DA TUBULAÇÃO	0.03737	( M )
RUGOSIDADE RELATIVA	0.00015	( )
DENSIDADE DO LÍQUIDO	994.8	( KGM/M <sup>3</sup> )
VISCOSIDADE DO LÍQUIDO	0.0008923	( KG/M.S )
VISCOSIDADE DO GÁS	0.000018	( KG/M.S )
NÚMERO DE PONTOS AMOSTRADOS	44	

PONTO	VSG m/s	VSL m/s	ALFA	DELTA P Pa/m	DENSIDADE Kg/m <sup>3</sup>
01	.4094	.0100	.8954	*****	1.193
02	1.3948	.0100	.9035	*****	1.166
03	2.1819	.0100	.9133	*****	1.151
04	3.8822	.0100	.9343	*****	1.149
05	7.9949	.0100	.9587	*****	1.156
06	10.6364	.0100	.9685	*****	1.162
07	15.3311	.0100	.9804	97.130	1.185
08	18.1953	.0100	.9842	141.458	1.196
09	25.0157	.0100	.9850	274.949	1.190
10	28.9419	.0100	.9858	338.534	1.222
11	.4106	.0197	.8600	*****	1.177
12	1.3805	.0197	.8715	*****	1.185
13	2.1449	.0197	.8650	*****	1.185
14	3.8134	.0197	.8868	12.948	1.187
15	7.8578	.0197	.9291	36.643	1.200
16	10.8923	.0197	.9591	114.457	1.178
17	15.1344	.0197	.9720	222.369	1.236
18	17.9975	.0197	.9744	268.351	1.242
19	24.3037	.0197	.9776	463.917	1.269
20	27.1227	.0197	.9797	551.485	1.282
21	.4080	.0300	.8007	*****	1.203
22	1.3823	.0300	.8568	*****	1.181
23	2.1513	.0300	.8441	*****	1.173
24	3.7722	.0300	.8485	29.850	1.213
25	7.8786	.0300	.9204	65.577	1.219
26	10.4777	.0300	.9461	126.237	1.229



27	15.3341	.0300	.9619	239.945	1.241
28	18.0752	.0300	.9653	307.582	1.253
29	24.5709	.0300	.9708	513.996	1.277
30	27.4332	.0300	.9724	517.468	1.297
31	.4109	.0396	.7578	*****	1.188
32	1.3870	.0396	.8339	*****	1.189
33	2.1501	.0396	.8282	*****	1.192
34	3.8147	.0396	.8684	26.427	1.195
35	8.0098	.0396	.9118	41.928	1.173
36	10.6770	.0396	.9366	101.824	1.184
37	15.6688	.0396	.9550	304.562	1.205
38	18.5779	.0396	.9596	360.543	1.209
39	25.1200	.0396	.9655	593.437	1.245
40	29.9057	.0396	.9708	696.764	1.242
41	8.5715	.0785	.8876	155.031	1.208
42	16.2674	.0785	.9233	364.802	1.236
43	25.9529	.0785	.9455	758.180	1.284
44	30.6751	.0785	.9533	970.456	1.306

**TABELA 8 - DADOS DE ENTRADA PARA DADOS EXPERIMENTAIS DO RPI**

REFERÊNCIA	DADOS RPI	
DIÂMETRO DA TUBULAÇÃO	0.0195	( M )
RUGOSIDADE ABSOLUTA	0.0	( )
DENSIDADE DO LÍQUIDO	1000.	( KGM/M3 )
VISCOSIDADE DO LÍQUIDO	0.001	( KG/M.S)
VISCOSIDADE DO GÁS	0.000018	( KG/M.S)
NÚMERO DE PONTOS AMOSTRADOS	30	

PONTO	VSG m/s	VSL m/s	ALFA	DELTA P Pa/m	DENSIDADE Kg/m3
01	1.023	.0056	.608	****	1.2013
02	1.564	.0056	.658	****	1.2013
03	2.086	.0056	.734	****	1.2013
04	2.607	.0056	.818	****	1.2013
05	3.129	.0056	.881	****	1.2013
06	3.650	.0056	.895	****	1.2013
07	4.432	.0056	.930	****	1.2013
08	4.693	.0056	.930	****	1.2013
09	5.736	.0056	.937	****	1.2013
10	2.086	.0166	.657	****	1.2013
11	2.607	.0166	.713	****	1.2013
12	3.129	.0166	.818	****	1.2013
13	3.650	.0166	.832	****	1.2013
14	4.172	.0166	.846	****	1.2013
15	5.215	.0166	.874	****	1.2013
16	2.607	.0299	.671	****	1.2013
17	3.129	.0299	.720	****	1.2013
18	3.650	.0299	.748	****	1.2013
19	4.172	.0299	.818	****	1.2013
20	5.215	.0299	.825	****	1.2013
21	6.258	.0299	.867	****	1.2013
22	4.085	.0428	.797	****	1.2013
23	4.851	.0428	.808	****	1.2013
24	6.119	.0428	.864	****	1.2199
25	6.629	.0428	.881	****	1.2199
26	8.145	.0428	.902	****	1.2211

---

27	9.616	.0428	.909	****	1.2013
28	10.489	.0428	.916	****	1.2234
29	12.653	.0428	.923	****	1.2083
30	15.577	.0428	.944	****	1.2176

**TABELA 9 - DADOS DE ENTRADA PARA DADOS EXPERIMENTAIS DE TULSA**

REFERÊNCIA	DADOS TULSA (MINAMI)	
DIAMETRO DA TUBULAÇÃO	0.07793	( M )
RUGOSIDADE RELATIVA	0.00015	( M )
DENSIDADE DO LÍQUIDO	1000.	( KGM/M3 )
VISCOSIDADE DO LÍQUIDO	0.001	( KG/M.S )
VISCOSIDADE DO GÁS	0.000018	( KG/M.S )
NÚMERO DE PONTOS AMOSTRADOS	27	

PONTO	VSG m/s	VSL m/s	ALFA	DELTA P Pa/m	DENSIDADE Kg/m3
01	2.8685	.0052	.9340	*****	5.9288
02	0.4822	.0055	.7284	*****	6.1406
03	0.9190	.0055	.8105	*****	5.8462
04	1.5895	.0055	.8661	*****	5.8484
05	5.5029	.0082	.9677	*****	3.5901
06	5.8384	.0082	.9775	*****	3.5003
07	14.2973	.0082	.9918	*****	4.0330
08	10.2492	.0085	.9869	*****	3.7549
09	0.4859	.0098	.6935	*****	5.9900
10	0.9028	.0098	.7761	*****	5.7716
11	1.6005	.0098	.8445	*****	5.7844
12	2.9883	.0098	.9283	*****	5.8452
13	10.1477	.0125	.9859	*****	3.7081
14	14.7090	.0125	.9895	*****	4.2026
15	5.5080	.0140	.9602	*****	3.5003
16	14.9745	.0155	.9857	*****	4.1299
17	0.4825	.0174	.6459	*****	6.0226
18	0.8992	.0174	.7116	*****	5.7540
19	1.5658	.0174	.8035	*****	5.9249
20	2.8090	.0174	.8745	*****	5.9774
21	5.3157	.0250	.9328	*****	3.4778
22	9.9511	.0335	.9628	*****	3.7662
23	14.5054	.0335	.9747	*****	4.2943
24	0.4746	.0305	.5916	*****	6.1360
25	0.8690	.0305	.6813	*****	6.2026
26	1.5731	.0305	.7738	*****	5.9210
27	2.9243	.0305	.8478	*****	5.8979

## **Apêndice IV - Resultados dos Modelos**

---

**TABELA 10a - RESULTADOS DO MODELO LAMINAR**

## DADOS COLETADOS NO CENPES

PONTO	ALFA CALC.	ERRO % VAZIO	HL/D CALC.	DELTAP CALC.	DESVIO %
01	.6195	-30.81	.2164	*****	*****
02	.8357	-7.50	.1318	*****	*****
03	.8930	-2.22	.1008	*****	*****
04	.9464	1.30	.0647	*****	*****
05	.9710	1.28	.0265	*****	*****
06	.9768	.86	.0191	*****	*****
07	.9820	.16	.0128	136.50	40.53
08	.9834	-.08	.0112	189.83	34.20
09	.9857	.07	.0087	335.81	22.14
10	.9867	.10	.0076	449.20	32.69
11	.5406	-37.14	.2394	*****	*****
12	.7822	-10.25	.1565	*****	*****
13	.8545	-1.22	.1223	*****	*****
14	.9258	4.39	.0798	10.31	-20.37
15	.9565	2.95	.0314	44.25	20.77
16	.9656	.68	.0220	82.42	-27.99
17	.9728	.08	.0149	163.01	-26.69
18	.9755	.11	.0125	225.56	-15.95
19	.9787	.11	.0097	399.10	-13.97
20	.9797	.00	.0089	493.49	-10.52
21	.5000	-37.55	.2500	*****	*****
22	.7451	-13.04	.1720	*****	*****
23	.8266	-2.08	.1363	*****	*****
24	.8974	5.76	.0769	12.55	-57.97
25	.9451	2.69	.0337	51.71	-21.14
26	.9555	.99	.0244	91.65	-27.40
27	.9652	.34	.0161	192.93	-19.60
28	.9683	.31	.0137	260.89	-15.18
29	.9731	.23	.0102	463.75	-9.78
30	.9743	.20	.0093	577.71	11.64
31	.5000	-34.02	.2500	*****	*****
32	.7208	-13.57	.1815	*****	*****
33	.8087	-2.35	.1447	*****	*****
34	.8828	1.65	.0802	14.00	-47.02

---

35	.9358	2.63	.0355	57.49	37.12
36	.9478	1.20	.0256	102.81	.97
37	.9589	.41	.0170	215.42	-29.27
38	.9626	.31	.0144	292.51	-18.87
39	.9684	.31	.0105	517.96	-12.72
40	.9707	-.01	.0092	714.95	2.61
41	.9134	2.91	.0347	99.54	-35.79
42	.9392	1.72	.0188	311.29	-14.67
43	.9530	.80	.0117	739.17	-2.51
44	.9591	.61	.0102	973.94	.36

**TABELA 10b - RESULTADOS DO MODELO LAMINAR****DADOS COLETADOS NO CENPES**

Pto	ReyL	Reyg	TauWG (Pa/m)	TauI (Pa/m)	TauWL (Pa/m)	h (mm)	Teta	h+	Delta Levich	Froude Interf.
01	237.0	1014.0	.0030	.0030	.0072	8.0880	.440	24.2535	58.1592	.00000394
02	334.2	3376.5	.0147	.0157	.0252	4.9244	.312	27.6445	22.7057	.00003693
03	392.5	5213.9	.0285	.0352	.0488	3.7662	.265	29.4228	13.8306	.00009221
04	503.2	9260.8	.0716	.1226	.1451	2.4193	.207	32.5773	6.1122	.00034505
05	380.5	19187.6	.2508	.5964	.6341	.9899	.274	27.8640	2.0223	.00174820
06	344.0	25659.7	.4160	1.0439	1.0914	.7155	.303	26.4232	1.3458	.00306181
07	296.7	37717.4	.8074	2.0749	2.1403	.4795	.351	24.7945	.8121	.00581908
08	281.0	45179.5	1.1039	2.8310	2.9106	.4189	.371	25.2640	.6449	.00764316
09	252.4	61803.1	1.9411	4.7311	4.8403	.3249	.413	25.2663	.4404	.01320569
10	237.3	73425.8	2.5720	6.1464	6.2732	.2822	.439	24.9804	.3625	.01731177
11	427.8	1003.3	.0039	.0039	.0109	8.9480	.480	32.9720	42.6964	.00000425
12	589.9	3396.3	.0167	.0184	.0322	5.8501	.348	37.1081	18.9041	.00004058
13	689.4	5276.9	.0309	.0400	.0593	4.5686	.298	39.3220	11.9601	.00010713
14	882.9	9397.5	.0743	.1382	.1690	2.9839	.232	43.3567	5.4527	.00041301
15	591.8	19576.4	.2581	.6542	.7061	1.1727	.347	34.8342	1.8656	.00209325
16	524.1	26638.9	.4492	1.2012	1.2688	.8205	.391	32.6685	1.2021	.00347894
17	450.5	38836.0	.8313	2.2588	2.3497	.5576	.456	30.2104	.7572	.00626368
18	417.6	46407.1	1.1337	3.0098	3.1149	.4659	.491	29.0619	.6129	.00841302
19	374.6	64030.2	1.9679	5.0369	5.1822	.3640	.548	29.2858	.4184	.01409996
20	359.3	72189.1	2.4121	6.0975	6.2611	.3318	.571	29.3507	.3631	.01672416
21	624.9	1019.0	.0046	.0046	.0149	9.3425	.500	40.2919	33.7199	.00000493
22	843.2	3389.2	.0184	.0208	.0386	6.4273	.371	44.6416	16.4987	.00004313
23	982.0	5239.0	.0330	.0445	.0687	5.0924	.318	47.1686	10.7133	.00011702
24	936.3	9499.6	.0789	.1576	.1936	2.8728	.334	44.6817	4.9235	.00049084
25	768.3	19939.0	.2690	.7303	.7955	1.2607	.407	39.7465	1.7061	.00232947
26	683.9	26734.3	.4426	1.2646	1.3480	.9106	.457	37.3719	1.1487	.00375608
27	578.3	39507.6	.8674	2.4819	2.5979	.6014	.540	34.2658	.7023	.00712366
28	538.7	47020.2	1.1678	3.2233	3.3563	.5102	.580	33.0414	.5795	.00923282
29	471.8	65142.2	2.0403	5.3249	5.5011	.3799	.662	31.4917	.4001	.01513611
30	453.3	73869.8	2.5127	6.4957	6.6969	.3483	.689	31.8597	.3452	.01837223
31	824.9	1013.5	.0046	.0046	.0204	9.3425	.500	47.1455	26.6411	.00000552
32	1072.2	3423.8	.0199	.0231	.0444	6.7810	.385	50.5166	14.8527	.00004739
33	1248.0	5320.9	.0348	.0494	.0778	5.4070	.331	53.3057	9.7566	.00012918
34	1128.6	9464.1	.0822	.1732	.2151	2.9968	.365	49.1337	4.5491	.00049592
35	912.2	19506.1	.2741	.7796	.8559	1.3260	.452	43.3620	1.6150	.00248564
36	808.3	26245.3	.4516	1.3507	1.4490	.9558	.510	40.6697	1.0881	.00407572
37	683.4	39198.9	.8925	2.6112	2.7482	.6362	.604	37.2806	.6733	.00750662
38	635.3	46630.9	1.2066	3.3997	3.5572	.5387	.649	35.9115	.5548	.00968205
39	550.8	64929.1	2.1004	5.5538	5.7577	.3937	.749	33.3883	.3866	.01586542
40	515.9	77112.7	2.8560	7.3934	7.6381	.3423	.800	33.4351	.3128	.02024565
41	1310.8	21496.8	.3327	1.1611	1.2902	1.2971	.624	52.0772	1.1871	.00383174
42	1010.8	41743.3	1.0156	3.1369	3.3554	.7021	.809	45.4584	.5797	.00988541
43	817.6	69183.3	2.3575	6.5813	6.9057	.4388	1.000	40.7587	.3373	.01946888
44	817.6	83172.5	3.1878	8.7271	9.0990	.3819	1.000	40.7166	.2743	.02552154



**TABELA 11a - RESULTADOS DO MODELO LAMINAR**

DADOS COLETADOS NO RPI

<b>PONTO</b>	<b>ALFA CALC.</b>	<b>ERRO% VAZIO</b>	<b>HL/D CALC.</b>
01	.7843	29.00	.1556
02	.8480	28.87	.1256
03	.8842	20.46	.1059
04	.9083	11.04	.0914
05	.9254	5.04	.0801
06	.9381	4.82	.0710
07	.9519	2.36	.0604
08	.9555	2.74	.0574
09	.9609	2.55	.0432
10	.8121	23.61	.1431
11	.8480	18.94	.1256
12	.8746	6.92	.1114
13	.8948	7.55	.0997
14	.9016	6.57	.0808
15	.9203	5.30	.0639
16	.8069	20.26	.1455
17	.8394	16.59	.1299
18	.8506	13.72	.1036
19	.8682	6.14	.0902
20	.8920	8.13	.0712
21	.9075	4.67	.0583
22	.8426	5.72	.0959
23	.8642	6.96	.0800
24	.8885	2.84	.0616
25	.8953	1.62	.0564
26	.9104	.93	.0449
27	.9200	1.21	.0377
28	.9252	1.00	.0338
29	.9337	1.16	.0278
30	.9410	-.32	.0228

**TABELA 11b - RESULTADOS DO MODELO LAMINAR**

## DADOS COLETADOS NO RPI

Pto	ReyL	ReyG	TauWG (Pa/m)	TauJ (Pa/m)	TauWL (Pa/m)	h (mm)	Teta	h+	Delta Levich	Froude Interf.
01	78.8	1331.3	.0112	.0112	.0201	3.0347	.346	13.5940	28.4972	.00009745
02	90.2	2035.4	.0205	.0218	.0342	2.4494	.303	14.3249	19.1036	.00018949
03	99.9	2714.7	.0316	.0363	.0521	2.0660	.273	14.9080	13.9391	.00027532
04	108.8	3392.8	.0448	.0558	.0749	1.7824	.251	15.4240	10.6135	.00035933
05	117.3	4072.1	.0599	.0812	.1037	1.5615	.233	15.8996	8.3157	.00046850
06	125.4	4750.1	.0769	.1136	.1393	1.3848	.218	16.3455	6.6628	.00065252
07	137.0	5767.8	.1060	.1776	.2081	1.1769	.199	16.9753	4.9321	.00097246
08	140.8	6107.5	.1166	.2035	.2356	1.1190	.194	17.1768	4.4928	.00112321
09	120.8	7464.9	.1654	.3162	.3521	.8428	.226	15.8150	3.3238	.00178091
10	246.6	2714.7	.0375	.0446	.0727	2.7905	.328	23.7914	10.8534	.00035635
11	267.5	3392.8	.0514	.0671	.1003	2.4488	.303	24.5240	8.5254	.00049584
12	287.5	4072.1	.0671	.0963	.1347	2.1722	.281	25.2063	6.8351	.00057539
13	306.8	4750.1	.0846	.1334	.1768	1.9443	.264	25.8527	5.5725	.00080645
14	265.6	5429.5	.1059	.1833	.2297	1.5749	.305	23.8677	4.5794	.00108818
15	259.4	6786.8	.1519	.2979	.3527	1.2455	.312	23.3922	3.3194	.00180853
16	439.4	3392.8	.0567	.0784	.1245	2.8375	.332	31.6641	7.2479	.00059282
17	471.8	4072.1	.0728	.1119	.1645	2.5339	.309	32.4982	5.8823	.00079527
18	404.4	4750.1	.0936	.1600	.2173	2.0200	.360	29.7764	4.7739	.00109435
19	399.1	5429.5	.1142	.2160	.2790	1.7590	.365	29.3795	3.9582	.00131537
20	384.3	6786.8	.1617	.3497	.4240	1.3874	.379	28.5703	2.8914	.00236534
21	367.5	8144.2	.2170	.5112	.5969	1.1372	.397	27.7841	2.2373	.00320617
22	508.5	5316.3	.1168	.2398	.3160	1.8707	.410	33.2551	3.6047	.00146925
23	491.7	6313.1	.1513	.3463	.4330	1.5600	.424	32.4605	2.8466	.00226889
24	461.0	8086.6	.2201	.5696	.6744	1.2008	.453	31.1838	2.0415	.00335263
25	449.5	8760.6	.2503	.6689	.7809	1.0996	.464	30.7274	1.8290	.00376489
26	418.0	10774.7	.3510	1.0036	1.1370	.8747	.499	29.4944	1.3799	.00552335
27	393.1	12514.3	.4575	1.3527	1.5056	.7352	.531	28.5278	1.1178	.00762342
28	377.6	13901.6	.5366	1.6233	1.7897	.6599	.553	27.9178	.9819	.00909309
29	349.5	16562.7	.7313	2.2525	2.4476	.5416	.597	26.7970	.7764	.01292418
30	321.9	20547.1	1.0532	3.1127	3.3438	.4439	.648	25.6711	.6144	.01579107

**TABELA 12a - RESULTADOS DO MODELO LAMINAR**

## DADOS COLETADOS EM TULSA

PONTO	ALFA CALC.	ERRO % VAZIO	HL/D CALC.
01	.9840	5.36	.0206
02	.8826	21.17	.1069
03	.9467	16.80	.0645
04	.9716	12.19	.0388
05	.9843	1.71	.0156
06	.9848	.74	.0148
07	.9907	-.11	.0066
08	.9885	.17	.0092
09	.8464	22.05	.1264
10	.9261	19.33	.0796
11	.9604	13.73	.0459
12	.9772	5.27	.0236
13	.9856	-.03	.0099
14	.9883	-.12	.0068
15	.9780	1.85	.0181
16	.9867	.10	.0071
17	.8048	24.60	.1465
18	.9021	26.77	.0945
19	.9453	17.65	.0534
20	.9669	10.57	.0285
21	.9681	3.78	.0214
22	.9741	1.17	.0119
23	.9789	.43	.0082
24	.7596	28.40	.1661
25	.8751	28.44	.1047
26	.9276	19.88	.0590
27	.9561	12.77	.0304

**TABELA 12b - RESULTADOS DO MODELO LAMINAR**

## DADOS COLETADOS EM TULSA

Pto	ReyL	Reyg	TauWG (Pa/m)	TauI (Pa/m)	TauWL (Pa/m)	h (mm)	Teta	h+	Delta Levich	Froude Interf.
01	523.2	73629.8	.1232	.3955	.4102	1.6067	.194	32.5439	2.9640	.00090932
02	390.1	12819.5	.0064	.0090	.0124	8.3292	.275	29.3165	40.9167	.00001721
03	518.8	23260.6	.0170	.0372	.0430	5.0269	.207	32.9553	16.0963	.00006641
04	586.6	40246.7	.0432	.1221	.1313	3.0245	.183	34.6597	6.9647	.00028341
05	631.6	85532.3	.2663	.8414	.8675	1.2128	.253	35.7213	1.6903	.00141747
06	621.6	88477.2	.2900	.9125	.9396	1.1558	.257	35.4288	1.5920	.00135686
07	451.1	249640.1	1.6088	4.6118	4.6824	.5105	.354	34.9291	.4773	.00576116
08	529.3	166617.5	.8383	2.5153	2.5659	.7142	.313	36.1773	.7494	.00347543
09	628.6	12601.0	.0069	.0099	.0145	9.8514	.304	37.5156	36.3573	.00001920
10	822.9	22559.0	.0170	.0378	.0453	6.2040	.232	41.7367	15.4842	.00007033
11	884.8	40081.7	.0444	.1306	.1426	3.5733	.216	42.6718	6.5470	.00031773
12	792.3	75623.3	.1329	.4534	.4738	1.8421	.241	40.0955	2.6606	.00099993
13	668.6	162911.3	.8201	2.5246	2.5825	.7720	.364	39.2343	.7458	.00327027
14	570.0	267629.1	1.7585	5.1925	5.2819	.5337	.427	38.7901	.4361	.00651689
15	895.4	83470.2	.2648	.8782	.9117	1.4102	.305	42.5790	1.6285	.00146684
16	645.3	267746.6	1.7965	5.3718	5.4716	.5524	.468	40.8584	.4247	.00723765
17	1017.6	12581.0	.0075	.0113	.0178	11.4167	.333	48.1002	31.2428	.00002303
18	1308.1	22400.5	.0177	.0416	.0516	7.3611	.259	52.8882	14.0294	.00009188
19	1323.5	40165.2	.0449	.1424	.1582	4.1605	.256	52.3267	6.0575	.00040612
20	1168.7	72693.6	.1237	.4565	.4824	2.2212	.290	48.7867	2.6248	.00135581
21	1307.0	80038.2	.2522	.9092	.9532	1.6689	.373	51.5243	1.5750	.00179730
22	1202.7	162258.2	.8206	2.7176	2.8084	.9305	.543	49.3103	.7004	.00423469
23	1014.3	269683.4	1.7784	5.6195	5.7620	.6389	.643	48.4963	.4085	.00794645
24	1642.2	12608.0	.0083	.0136	.0226	12.9430	.362	61.5232	26.0708	.00002939
25	1992.2	23336.0	.0188	.0508	.0644	8.1591	.298	65.4643	11.8882	.00013953
26	1937.8	40325.9	.0470	.1690	.1905	4.5976	.307	63.4571	5.2691	.00054020
27	1645.0	74670.9	.1345	.5614	.5981	2.3698	.361	57.9556	2.2339	.00189058

**TABELA 13a - RESULTADOS DO MODELO TURBULENTO**

DADOS COLETADOS NO CENPES

PONTO	ALFA CALC.	ERRO % VAZIO	HL/D CALC.	DELTAP CALC.	DESVIO %
01	.5092	-43.13	.4928	*****	*****
02	.7341	-18.75	.3116	*****	*****
03	.8063	-11.72	.2484	*****	*****
04	.8847	-5.31	.1727	*****	*****
05	.9448	-1.45	.0575	*****	*****
06	.9584	-1.04	.0420	*****	*****
07	.9704	-1.02	.0272	144.15	48.41
08	.9744	-1.00	.0222	200.97	42.07
09	.9797	-0.54	.0156	359.34	30.69
10	.9817	-0.41	.0131	475.88	40.57
11	.4031	-53.12	.5764	*****	*****
12	.6345	-27.19	.3935	*****	*****
13	.7209	-16.65	.3227	*****	*****
14	.8242	-7.06	.2319	15.53	19.94
15	.9131	-1.72	.0744	53.32	45.50
16	.9356	-2.45	.0529	95.35	-16.70
17	.9529	-1.96	.0351	186.81	-15.99
18	.9592	-1.56	.0285	261.22	-2.66
19	.9668	-1.10	.0207	446.58	-3.74
20	.9692	-1.07	.0184	545.32	-1.12
21	.3411	-57.40	.6262	*****	*****
22	.5659	-33.95	.4481	*****	*****
23	.6582	-22.03	.3744	*****	*****
24	.7795	-8.13	.1614	19.61	-34.30
25	.8891	-3.40	.0839	68.14	3.90
26	.9150	-3.29	.0615	115.77	-8.29
27	.9389	-2.39	.0395	241.02	0.45
28	.9452	-2.08	.0336	317.49	3.22
29	.9553	-1.60	.0245	539.57	4.98
30	.9585	-1.43	.0217	660.45	27.63
31	.3022	-60.12	.6580	*****	*****
32	.5207	-37.56	.4838	*****	*****
33	.6159	-25.63	.4084	*****	*****
34	.7482	-13.84	.1725	24.30	-8.05

---

35	.8695	-4.64	.0908	81.64	94.72
36	.8995	-3.96	.0664	139.15	36.66
37	.9259	-3.04	.0439	280.00	-8.07
38	.9335	-2.72	.0374	368.64	2.25
39	.9456	-2.07	.0274	621.27	4.69
40	.9512	-2.02	.0229	834.08	19.71
41	.8271	-6.82	.0948	175.42	13.15
42	.8840	-4.26	.0549	455.55	24.88
43	.9132	-3.42	.0348	969.92	27.93
44	.9219	-3.29	.0292	1292.69	33.20

TABELA 13b - RESULTADOS DO MODELO TURBULENTO

## DADOS COLETADOS NO CENPES

Pto	ReyL	ReyG	TauWG (Pa/m)	TauI (Pa/m)	TauWL (Pa/m)	h (mm)	Teta	h+	Delta Levich	Froude Interf.
01	418.3	1232.2	0.0044	0.0044	0.0131	18.414	.4954	74.4788	37.128	.00000379
02	488.2	3678.7	0.0191	0.0204	0.0392	11.643	.3770	81.4893	16.310	.00003642
03	534.2	5529.5	0.0350	0.0431	0.0704	9.282	.3322	87.0792	10.511	.00009162
04	624.0	9568.9	0.0819	0.1403	0.1871	6.453	.2728	98.6578	5.052	.00034475
05	433.7	19187.6	0.2649	0.6999	0.7978	2.147	.2402	67.7923	1.702	.00186382
06	420.9	25659.7	0.4321	1.2584	1.4241	1.570	.2474	66.2398	1.102	.00337910
07	383.5	37717.4	0.8268	2.5943	2.9213	1.018	.2716	61.5226	0.643	.00696926
08	361.0	45179.5	1.1244	3.5683	4.0085	0.829	.2885	58.6651	0.507	.00959039
09	319.5	61803.1	1.9647	6.0271	6.7355	0.581	.3260	53.3378	0.344	.01634945
10	299.5	73425.8	2.5984	7.6771	8.5517	0.491	.3478	50.7395	0.287	.02087723
11	792.6	1310.2	0.0070	0.0070	0.0261	21.539	.5488	122.9375	22.148	.0000403
12	883.8	3862.5	0.0254	0.0279	0.0632	14.706	.4317	130.7317	11.395	.00003980
13	949.1	5779.6	0.0434	0.0562	0.1049	12.058	.3846	138.0691	7.795	.00010625
14	1082.6	9904.6	0.0938	0.1744	0.2541	8.668	.3199	154.4571	4.015	.00041283
15	703.2	19576.4	0.2832	0.8714	1.0450	2.781	.2918	100.4875	1.390	.00230813
16	674.4	26638.9	0.4784	1.6450	1.9337	1.977	.3043	97.1973	0.876	.00429235
17	611.8	38836.0	0.8663	3.2421	3.7510	1.311	.3354	89.7288	0.533	.00854476
18	574.2	46407.1	1.1725	4.4421	5.1061	1.066	.3573	85.1828	0.423	.01180368
19	513.2	64030.2	2.0163	7.0619	8.0450	0.775	.3998	77.7226	0.301	.01893940
20	490.0	72189.1	2.4647	8.3702	9.5012	0.687	.4188	74.8709	0.266	.02246194
21	118.8	1402.0	0.0099	0.0099	0.0428	23.399	.5812	171.1609	15.266	.00000462
22	129.0	3988.9	0.0319	0.0361	0.0916	16.747	.4669	179.2028	8.628	.00004219
23	136.9	5893.8	0.0520	0.0702	0.1441	13.993	.4192	187.7365	6.146	.00011598
24	915.1	9499.6	0.1046	0.2166	0.3349	6.032	.3414	123.3777	3.265	.00050123
25	945.1	19939.0	0.3040	1.0964	1.3582	3.134	.3306	129.1103	1.142	.00280523
26	903.3	26734.3	0.4826	1.9482	2.3511	2.296	.3459	124.4647	0.757	.00499634
27	807.6	39507.6	0.9167	4.0117	4.7231	1.475	.3869	113.2920	0.449	.01048103
28	767.5	47020.2	1.2255	5.1019	5.9687	1.257	.4071	108.5304	0.376	.01341385
29	685.6	65142.2	2.1170	8.0381	9.2885	0.917	.4557	98.7472	0.270	.02134173
30	653.8	73869.8	2.5961	9.5387	10.9702	0.811	.4779	94.9182	0.238	.02541430
31	1555.8	1448.6	0.0127	0.0127	0.0612	24.591	.6024	214.9877	11.683	.00000514
32	1665.1	4132.7	0.0381	0.0443	0.1217	18.079	.4897	222.9565	6.973	.00004631
33	1754.5	6105.1	0.0601	0.0852	0.1857	15.264	.4414	232.5070	5.080	.00012814
34	1130.3	9464.1	0.1145	0.2662	0.4228	6.447	.3649	148.1771	2.741	.00054181
35	1147.2	19506.1	0.3175	1.2790	1.6231	3.392	.3595	152.7351	0.999	.00318895
36	1090.4	26245.3	0.5014	2.2673	2.7866	2.483	.3783	146.4882	0.666	.00573394
37	978.2	39198.9	0.9572	4.4316	5.2977	1.641	.4216	133.5407	0.412	.01142275
38	928.9	46630.9	1.2828	5.6345	6.6812	1.398	.4440	127.7555	0.346	.01462235
39	830.0	64929.1	2.2033	8.8132	10.2954	1.023	.4970	116.0782	0.250	.02317800
40	773.3	77112.7	2.9744	11.2942	13.0872	0.855	.5334	109.3460	0.209	.02973011
41	1792.8	21496.8	0.4058	2.4882	3.3051	3.542	.4561	227.5966	0.586	.00592435
42	1547.6	41743.3	1.1465	6.0974	7.6180	2.051	.5283	200.1422	0.313	.01532577
43	1312.8	69183.3	2.5677	11.7312	14.1490	1.302	.6228	173.1367	0.197	.03000630
44	1222.1	83172.5	3.4502	14.9355	17.8062	1.090	.6690	162.6025	0.166	.03830312

**TABELA 14a - RESULTADOS DO MODELO TURBULENTO**

DADOS COLETADOS NO RPI

PONTO	ALFA CALC.	ERRO % VAZIO	HL/D CALC.
01	.7295	19.98	.3155
02	.7974	21.19	.2564
03	.8382	14.19	.2188
04	.8665	5.92	.1912
05	.8874	0.73	.1698
06	.9035	0.96	.1526
07	.9218	-0.89	.1321
08	.9267	-0.36	.1264
09	.9397	.29	.0670
10	.7170	9.13	.3260
11	.7583	6.35	.2909
12	.7905	-3.36	.2626
13	.8164	-1.88	.2391
14	.8374	-1.01	.1304
15	.8681	-0.67	.1080
16	.6805	1.41	.3562
17	.7186	-0.19	.3246
18	.7509	0.38	.1696
19	.7785	-4.82	.1528
20	.8180	-0.85	.1269
21	.8449	-2.55	.1079
22	.7355	-7.72	.1660
23	.7707	-4.62	.1445
24	.8125	-5.97	.1171
25	.8245	-6.41	.1088
26	.8528	-5.45	.0884
27	.8712	-4.16	.0748
28	.8813	-3.78	.0671
29	.8975	-2.76	.0547
30	.9102	-3.58	.0450



**TABELA 14b - RESULTADOS DO MODELO TURBULENTO**

## DADOS COLETADOS NO RPI

Pto	ReyL	Reyg	TauWG (Pa/m)	TauI (Pa/m)	TauWL (Pa/m)	h (mm)	Teta	h+	Delta Levich	Froude Interf.
01	127.3	1453.2	0.0129	0.0130	0.0256	6.152	.3797	31.1121	23.760	.00009580
02	138.2	2165.4	0.0232	0.0247	0.0425	4.999	.3380	32.5827	16.238	.00018764
03	147.6	2847.6	0.0352	0.0404	0.0633	4.266	.3099	33.9497	12.035	.00027370
04	156.4	3526.0	0.0492	0.0613	0.0894	3.729	.2881	35.2712	9.289	.00035805
05	164.8	4204.0	0.0652	0.0883	0.1218	3.312	.2704	36.5556	7.368	.00046754
06	172.8	4879.8	0.0829	0.1225	0.1613	2.976	.2555	37.8037	5.968	.00065180
07	184.4	5893.1	0.1130	0.1894	0.2363	2.577	.2368	39.6157	4.482	.00097221
08	188.2	6231.2	0.1240	0.2164	0.2661	2.465	.2314	40.2048	4.101	.00112313
09	120.3	7464.9	0.1730	0.3379	0.3974	1.307	.2250	26.0606	3.033	.00177668
10	372.9	2978.2	0.0481	0.0572	0.1099	6.357	.3869	66.6585	7.958	.00035292
11	389.5	3662.0	0.0643	0.0839	0.1466	5.672	.3627	68.6824	6.413	.00049314
12	405.7	4343.0	0.0821	0.1179	0.1909	5.120	.3425	70.7352	5.262	.00057379
13	421.6	5019.9	0.1016	0.1602	0.2437	4.663	.3253	72.7920	4.381	.00080557
14	259.6	5429.5	0.1228	0.2124	0.3063	2.542	.3117	44.4976	3.690	.00108818
15	265.2	6786.8	0.1708	0.3537	0.4665	2.107	.3051	45.5051	2.692	.00182430
16	650.1	3779.4	0.0798	0.1103	0.2166	6.947	.4072	02.2298	4.786	.00058975
17	672.7	4464.3	0.0994	0.1527	0.2744	6.330	.3859	04.8692	4.007	.00079383
18	396.9	4750.1	0.1201	0.2076	0.3451	3.307	.3673	61.4275	3.375	.00109340
19	402.2	5429.5	0.1421	0.2856	0.4379	2.979	.3624	62.3291	2.823	.00135222
20	406.6	6786.8	0.1923	0.4722	0.6538	2.475	.3585	63.2780	2.090	.00242687
21	405.4	8144.2	0.2503	0.6992	0.9094	2.103	.3596	63.4293	1.631	.00347063
22	523.8	5316.3	0.1533	0.3546	0.5654	3.237	.3983	76.9760	2.330	.00157868
23	526.0	6313.1	0.1902	0.5182	0.7585	2.819	.3967	77.6269	1.869	.00246431
24	521.1	8086.6	0.2632	0.8630	1.1531	2.283	.4004	77.5378	1.365	.00398902
25	517.3	8760.6	0.2952	1.0164	1.3257	2.121	.4034	77.2206	1.230	.00465371
26	501.5	10774.7	0.4000	1.5281	1.9189	1.724	.4160	75.5427	0.932	.00714128
27	484.4	12514.3	0.5101	2.0571	2.5433	1.458	.4307	73.5380	0.754	.00987693
28	471.7	13901.6	0.5914	2.4752	3.0331	1.308	.4424	72.0254	0.661	.01197833
29	445.5	16562.7	0.7914	3.4483	4.1664	1.067	.4684	68.8626	0.521	.01704379
30	418.4	20547.1	1.1255	4.6691	5.5811	0.877	.4987	65.5448	0.418	.02269354

**TABELA 15a - RESULTADOS DO MODELO TURBULENTO**

## DADOS COLETADOS EM TULSA

PONTO	ALFA CALC.	ERRO % VAZIO	HL/D CALC.
01	.9670	3.54	.0456
02	.7897	8.42	.2633
03	.8833	8.98	.1742
04	.9362	8.09	.0784
05	.9679	0.02	.0389
06	.9692	-0.84	.0371
07	.9855	-0.64	.0137
08	.9807	-0.63	.0204
09	.7134	2.87	.3290
10	.8268	6.53	.2295
11	.9047	7.13	.1002
12	.9501	2.34	.0579
13	.9739	-1.22	.0249
14	.9807	-0.89	.0160
15	.9525	-0.80	.0494
16	.9774	-0.84	.0175
17	.6246	-3.30	.4015
18	.7634	7.28	.1860
19	.8621	7.29	.1251
20	.9235	5.60	.0755
21	.9281	-0.51	.0634
22	.9447	-1.88	.0400
23	.9588	-1.63	.0259
24	.5302	-10.38	.4763
25	.6963	2.20	.2144
26	.8149	5.31	.1472
27	.8966	5.76	.0872

**TABELA 15b - RESULTADOS DO MODELO TURBULENTO**

## DADOS COLETADOS EM TULSA

Pto	ReyL	Reyg	TauWG (Pa/m)	TauI (Pa/m)	TauWL (Pa/m)	h (mm)	Teta	h+	Delta Levich	Froude Interf.
01	560.0	73629.8	0.1276	0.5080	0.5579	3.550	.1809	83.8594	2.354	00071226
02	536.6	13676.3	0.0079	0.0112	0.0182	20.520	.3430	87.6236	30.619	00001711
03	639.5	24045.3	0.0195	0.0428	0.0552	13.574	.2741	100.8805	13.336	00006640
04	526.4	40246.7	0.0465	0.1460	0.1683	6.109	.2036	79.2578	5.781	00022309
05	774.7	85532.3	0.2754	1.1645	1.3133	3.031	.2062	109.8468	1.238	00152392
06	771.4	88477.2	0.2994	1.2689	1.4307	2.894	.2071	109.4482	1.161	00163187
07	605.3	249640.1	1.6259	6.2067	6.9514	1.071	.2639	89.2563	0.355	00801585
08	700.7	166617.5	0.8517	3.5689	4.0158	1.592	.2364	100.8744	0.536	00460978
09	876.7	13844.0	0.0097	0.0139	0.0256	25.639	.3889	129.6232	23.768	00001906
10	1011.8	23755.1	0.0213	0.0474	0.0669	17.887	.3181	146.2953	11.551	00007031
11	803.4	40081.7	0.0500	0.1724	0.2075	7.812	.2376	112.5294	4.942	00025886
12	885.5	75623.3	0.1406	0.6525	0.7442	4.512	.2156	123.0829	1.896	00089399
13	927.6	162911.3	0.8399	3.8399	4.3742	1.938	.2626	128.1634	0.502	00490110
14	804.6	267629.1	1.7859	7.3647	8.3241	1.243	.3027	113.4448	0.310	00946252
15	1135.6	83470.2	0.2791	1.3587	1.5750	3.850	.2402	152.7938	1.081	00174901
16	936.5	267746.6	1.8311	7.8704	8.9424	1.367	.3224	129.2798	0.294	01012177
17	1450.2	14375.3	0.0125	0.0188	0.0398	31.291	.4369	197.5365	17.034	00002282
18	1065.8	22400.5	0.0248	0.0594	0.0943	14.491	.3181	140.7117	8.930	00008945
19	1230.6	40165.2	0.0539	0.2202	0.2781	9.752	.2755	162.6444	3.967	00033162
20	1337.0	72693.6	0.1356	0.7573	0.8988	5.880	.2536	176.3012	1.646	00110459
21	1717.1	80038.2	0.2744	1.6698	2.0004	4.942	.2836	221.0288	0.903	00216206
22	1884.9	162258.2	0.8725	5.0688	5.9979	3.113	.3463	241.1244	0.396	00638279
23	1642.7	269683.4	1.8538	9.5539	11.1085	2.021	.3973	212.9619	0.250	01209249
24	2409.6	15134.4	0.0171	0.0280	0.0689	37.115	.4849	308.0242	11.301	00002914
25	1677.7	23336.0	0.0297	0.0942	0.1589	16.705	.3542	210.5612	6.038	00012866
26	1890.3	40325.9	0.0609	0.3242	0.4333	11.473	.3144	238.8179	2.845	00047025
27	2003.9	74670.9	0.1530	1.1365	1.3993	6.792	.2965	254.0632	1.181	00166278