

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

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

ESTUDO DE ESCOAMENTO BIFÁSICO EM GASODUTOS  
ATRAVÉS DE MODELAGEM MECANICISTA

19/89

Autor : Salvador José Alves Neto  
Orientador : Elísio Caetano Filho  
Co-Orientador : Antônio Carlos Bannwart

Março/89

Este exemplar corresponde a redação final da tese defendida pelo Engº Salvador J. Alves Neto e aprovada pela Comissão Julgadora em 28.03.89.

11

*Dr. Elísio Caetano*

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

A dissertação "Estudo de Escoamento Bifásico em Gasodutos Através de Modelagem Mecanicista", elaborada por Salvador José Alves Neto 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, 28 de março de 1989

Banca Examinadora

*Elísio Caetano*  
Elísio Caetano Filho, Ph.D.

*Antonio Carlos Bannwart*  
Antonio Carlos Bannwart, Dr.

*Yugdutt Sharma*  
Yugdutt Sharma, Ph.D.

Aos meus pais, pelo exemplo de vida e por  
se esforçarem tanto para a minha formação  
e educação; às pessoas que me incentivaram  
a buscar e a realizar este trabalho,  
dividindo cada contratempo e cada vitória

## AGRADECIMENTOS

Aos colegas de turma do CEPETRO/UNICAMP pelo companheirismo e união e amizade, aos funcionários do CEPETRO pela atenção, presteza e dedicação com o qual me assessoraram no curso e na elaboração deste trabalho de tese.

Aos professores do CEPETRO, por terem colaborado em minha formação e especialmente ao Professor Dr. Ovdia Shoham, da Universidade de Tulsa, por sua excepcional ajuda na escolha do tema proposto neste trabalho.

Aos colegas da Divisão de Gás do EDISE, pela colaboração e inestimável apoio na formação e conclusão do meu curso de mestrado.

Aos colegas do CENPES/DIPLOT, que colocaram seu excelente nível profissional à minha disposição, sempre solícitos e dedicados.

Ao Professor Dr. YUGDUTT SHARMA, pelos esclarecimentos e a gentileza de participar da Banca Examinadora de minha tese.

Aos orientadores, Eng. Dr. Elísio Caetano Filho da PETROBRÁS/CENPES e Prof. Dr. Antonio Carlos Bannwart da UNICAMP, que pelas orientações, esclarecimentos e incansáveis dedicações demonstradas, principalmente nas fases mais críticas deste trabalho, propiciaram um embasamento muito importante na minha formação profissional e acadêmica.

## LISTA DE FIGURAS

| Figura                                                                                                                                     | PÁGINA |
|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|--------|
| 1 - Parâmetros adimensionais de perda de carga segundo Lockhart & Martinelli (24). ....                                                    | 7      |
| 2 - Principais arranjos de fases em um escoamento bifásico horizontal ou levemente inclinado. ....                                         | 11     |
| 3 - Mapas de arranjos de fases generalizados. ....                                                                                         | 16     |
| 4 - Mapa de arranjos de fases mostrando as transições entre arranjos do escoamento horizontal em tubulações. ....                          | 18     |
| 5 - Mapa de arranjos de fases mostrando a influência de inclinações ascendentes na transição entre arranjos (+ 1 grau). ....               | 19     |
| 6 - Mapa de arranjos de fases mostrando a influência de inclinações descendentes na transição entre arranjos (-5 grau). ....               | 20     |
| 7 - Correlação para o fator de fricção na interface filme líquido - núcleo gasoso proposta por Laurinat, Dallman & Hanratty (23). ....     | 25     |
| 8 - Correlação para a espessura adimensional de filme líquido proposta por Dallman (23). ....                                              | 26     |
| 9 - Razão entre as constantes de atomização e deposição $K_a/K_d$ correlacionada por Dallman (14). ....                                    | 29     |
| 10- Vazão mássica crítica de filme líquido para início de atomização no núcleo gasoso proposta por Dallman, Laurinat & Hanratty (12). .... | 30     |
| 11- Diagrama de fases típico para mistura de hidrocarbonetos. ....                                                                         | 32     |

|                                                                                                                                                     |    |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
|                                                                                                                                                     | VI |
| 12- Diagrama de fases de acordo com o tipo de hidrocarbonetos. ....                                                                                 | 33 |
| 13- Diagrama de fases típico para mistura de hidrocarbonetos com fenômeno de condensação retrógrada.....                                            | 34 |
| 14- Representação esquemática do escoamento bifásico com arranjo de fases estratificado.....                                                        | 43 |
| 15- Esquema geométrico utilizado no modelo estratificado. ....                                                                                      | 49 |
| 16- Representação esquemática do escoamento bifásico com arranjo de fases anular. ....                                                              | 55 |
| 17- Representação esquemática da seção transversal do arranjo anular mostrando a distribuição de filme real e a virtual considerada neste modelo. . | 56 |
| 18- Esquema geométrico utilizado no modelo anular. ....                                                                                             | 59 |
| 19- Estrutura organizacional do Simulador de Fluxo Multifásico " <i>SIMPIPE</i> "....                                                               | 28 |
| 20- Diagrama geral da Biblioteca Computacional " <i>FLOPAT</i> ". ....                                                                              | 80 |
| 21- Diagrama de blocos da metodologia de cálculo dos modelos propostos. .                                                                           | 81 |
| 22- Fluxograma geral para o cálculo do gradiente de pressão e temperatura em um segmento de tubulação.....                                          | 83 |
| 23- Perfil da tubulação para análise de sensibilidade de parâmetros.....                                                                            | 89 |
| 24- Curva $\tilde{h}_l/D \times X$ para a modelagem do escoamento laminar estratificado...                                                          | 91 |
| 25- Curva $\tilde{h}_l/D \times X$ para a modelagem do escoamento turbulento estratificado.                                                         | 92 |
| 26- Influência do fator de fricção na interface filme-núcleo na espessura de filme líquido.....                                                     | 94 |

|                                                                                                                                        |     |
|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| 27- Influência da fração de líquida dispersa no perfil de pressões do escoamento anular.....                                           | 97  |
| 28- Influência do diâmetro da tubulação nas modelagens propostas. ....                                                                 | 98  |
| 29- Influência da vazão de escoamento nas modelagens propostas. ....                                                                   | 100 |
| 30- Comparação dos gradientes de pressão experimentais e calculados para as ocorrências monofásicas gasosas do Banco de Dados.....     | 102 |
| 31- Comparação dos gradientes de pressão experimentais e calculados segundo a correlação de Beggs & Brill. ....                        | 106 |
| 32- Comparação dos gradientes de pressão experimentais e calculados segundo a correlação de Beggs & Brill / Minami. ....               | 107 |
| 33- Comparação dos gradientes de pressão experimentais e calculados segundo a correlação de Mukherjee & Brill. ....                    | 108 |
| 34- Comparação dos gradientes de pressão experimentais e calculados segundo a correlação de Dukler.....                                | 109 |
| 35- Comparação dos gradientes de pressão experimentais e calculados segundo a correlação de Oliemans / Dukler. ....                    | 110 |
| 36- Comparação dos gradientes de pressão experimentais e calculados segundo a Modelagem Mecanicista. ....                              | 111 |
| 37- Curva $H_1$ x $X_1$ , comparando os resultados previstos pela modelagem estratificada proposta com a de outros pesquisadores. .... | 112 |
| 38- Curva $\tilde{\delta}_v/D$ x $X_m$ para $F_* = 0$ e $f_i/f_c$ variável. ....                                                       | 113 |
| 39- Curva $\tilde{\delta}_v/D$ x $X_m$ para $F_* = 0,5$ e $f_i/f_c$ variável.....                                                      | 114 |

## LISTA DE TABELAS

| Tabela                                                                                                                              | PÁGINA |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|--------|
| 1 - Mapas de Fluxo experimentais para o escoamento bifásico gás-líquido em tubos horizontais ( Shoham (28)). . . . .                |        |
| 2 - Características dos reservatórios de hidrocarbonetos (Gould (15)). . . . .                                                      | 35     |
| 3 - Sensibilidade da modelagem do arranjo estratificado quanto ao mecanismo de fricção na interface. . . . .                        | 90     |
| 4 - Sensibilidade da modelagem do arranjo anular quanto ao mecanismo de fricção na interface. . . . .                               | 93     |
| 5 - Sensibilidade da modelagem do arranjo anular quanto ao mecanismo de dispersão de líquido no núcleo gasoso. . . . .              | 95     |
| 6 - Sensibilidade dos modelos quanto ao diâmetro da tubulação. . . . .                                                              | 96     |
| 7 - Sensibilidade dos modelos quanto a vazão de escoamento. . . . .                                                                 | 99     |
| 8 - Análise de desempenho dos Modelos Mecanicistas e Correlações no cálculo do gradiente de pressão do escoamento bifásico. . . . . | 104    |



## ABREVIATURAS E SÍMBOLOS

## Subscritos:

|     |                                            |
|-----|--------------------------------------------|
| av  | médio                                      |
| c   | central (núcleo gasoso)                    |
| e   | "entrainment" (fração de líquido dispersa) |
| fl  | filme líquido                              |
| flc | filme líquido crítico                      |
| g   | gás                                        |
| hc  | hidráulico do núcleo gasoso                |
| hg  | hidráulico do gás                          |
| hl  | hidráulico do líquido                      |
| i   | interface                                  |
| pg  | parede molhada pelo gás                    |
| pl  | parede molhada pelo líquido                |
| r   | relativo                                   |
| sg  | superficial do gás                         |
| sl  | superficial do líquido                     |
| v   | Virtual                                    |

## Item      descrição

|       |                                              |
|-------|----------------------------------------------|
| A     | Área                                         |
| C     | Constante da equação de Blasius              |
| cp    | Calor específico                             |
| D     | Diâmetro                                     |
| dp/dl | Gradiente de pressão                         |
| F     | Parâmetro adimensional definido pela eq. (6) |
| f     | Fator de fricção de Fanning                  |
| G     | Vazão específica                             |
| Fe    | Fração de líquido dispersa no núcleo gasoso  |
| g     | Aceleração da gravidade                      |
| gc    | Constante de proporcionalidade               |

|            |                                                                                       |
|------------|---------------------------------------------------------------------------------------|
| $h$        | Altura de líquido                                                                     |
| $H$        | Entalpia                                                                              |
| $J$        | Constante de proporcionalidade entre calor e trabalho                                 |
| $K$        | Constante adimensional definido pela eq. (7)                                          |
| $K_a$      | Constante de atomização                                                               |
| $K_d$      | Constante de deposição                                                                |
| $m^*$      | Espessura adimensional de filme líquido                                               |
| $P$        | Pressão                                                                               |
| $R$        | Constante Universal dos Gases                                                         |
| $Re$       | Número de Reynolds                                                                    |
| $R_{lg}$   | Parâmetros que relacionam as velocidades superficiais                                 |
| $S$        | Perímetro                                                                             |
| $T$        | Temperatura                                                                           |
| $F$        | Parâmetro adimensional definido pela eq. (5)                                          |
| $U_{int}$  | Coeficiente de troca térmica devido à convecção interna                               |
| $U_{cond}$ | Coeficiente de troca térmica devido à condução na parede do tubo.                     |
| $U_{ext}$  | Coeficiente de troca térmica devido à convecção externa                               |
| $V$        | Velocidade média                                                                      |
| $w$        | Vazão mássica                                                                         |
| $\gamma$   | Parâmetro adimensional de inclinação da tubulação segundo Taitel & Dukler             |
| $Y_m$      | Parâmetro de Taitel & Dukler Modificado                                               |
| $Y_{mc}$   | Parâmetro de Taitel & Dukler Modificado incluindo-se o efeito cinético do escoamento. |
| $X$        | Parâmetro de Lockhart-Martinelli                                                      |
| $X_m$      | Parâmetro de Lockhart-Martinelli modificado                                           |
| $x$        | Título da mistura                                                                     |

**LETRAS GREGAS**

| Item          | descrição                                     |
|---------------|-----------------------------------------------|
| $\alpha$      | Fração de vazios                              |
| $\delta$      | Espessura virtual do filme líquido            |
| $\Delta$      | Variação                                      |
| $\varepsilon$ | Rugosidade                                    |
| $\eta$        | Coeficiente de Joule-Thompson                 |
| $\theta$      | Ângulo de inclinação da tubulação             |
| $\lambda$     | Fração volumétrica líquida sem escorregamento |
| $\nu$         | Viscosidade cinemática                        |
| $\pi$         | Constante                                     |
| $\rho$        | Massa específica                              |
| $\tau$        | Tensão de cisalhamento                        |
| $\phi$        | Adimensional da queda de pressão              |

## RESUMO

Modelos baseados em princípios físicos e fenomenológicos foram desenvolvidos para os principais arranjos de fases observados durante o escoamento bifásico gás-condensado em tubulações horizontais ou levemente inclinadas. Tais modelos permitem explicitar grandezas do escoamento, tais como: frações volumétricas das fases, gradientes de pressão e temperatura, espessuras de líquido destes arranjos, taxas de atomização e deposição de gotículas líquidas e tensões de cisalhamento na interface gás-líquido destas configurações.

Para avaliar o desempenho destes modelos, foi desenvolvido o Simulador Computacional **SIMPIPE**, cuja a estrutura de programação permite o acesso a outras Bibliotecas Computacionais para a previsão das propriedades físicas dos fluidos, arranjos de fases e gradiente de pressão através de um conjunto de correlações específicas. Tal simulador resolve simultaneamente as equações de conservação da massa, momentum e energia empregando, a metodologia composicional para a caracterização das propriedades físicas e comportamento das fases.

Foi feita uma análise de sensibilidade de parâmetros que permitiu explicitar a importância de alguns destes no desempenho dos modelos. A confrontação dos resultados de simulação com dados experimentais de diferenciais de pressão evidencia uma concordância satisfatória para as modelagens propostas. O desempenho de tais modelagens fenomenológicas ainda superaram o das correlações empíricas, fornecendo assim informações mais precisas e mais abrangentes quanto as características do escoamento.

### ABSTRACT

Mechanistics models were developed for most common flow patterns in two-phase flow in horizontal or near horizontal gas pipelines. With such models relevant flow parameters may be predicted, namely gas and liquid volume fractions, total pressure drop for both gas and liquid phases, temperature gradient, liquid films for stratified and annular flow, atomization and dispersion rates in the gas core and friction stresses in the gas-liquid interface.

A numerical computer simulator called *SIMPIPE*, was developed to evaluate these models. Such simulator uses a compositional method to predict the fluids properties and phase behavior and finds to simultaneous solution of mass, linear momentum and energy conservation equations to calculate the flow parameters.

A sensibility analysis of some intervenient parameters allowed to explicit the importance of some of those ones in the behavior of the proposed models for stratified and annular two-phase flow. In terms of pressure drop, the comparison of the simulation results with the experimental data showed good results for the proposed models. Statistically the behavior of such models still presented better results compared with the empirical correlations, besides giving informations about the microscopics parameters of the two-phase flow.

## SUMÁRIO

|                                                                                               |        |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------|--------|
| PÁGINA TÍTULO .....                                                                           | I      |
| PÁGINA DE APROVAÇÃO .....                                                                     | I      |
| DEDICATÓRIA .....                                                                             | III    |
| AGRADECIMENTOS .....                                                                          | IV     |
| LISTA DE FIGURAS .....                                                                        |        |
| LISTA DE TABELAS .....                                                                        |        |
| ABREVIATURAS E SÍMBOLOS .....                                                                 |        |
| RESUMO .....                                                                                  | XII    |
| ABSTRACT .....                                                                                | XIII   |
| SUMÁRIO .....                                                                                 | XIV    |
| <br>1. INTRODUÇÃO .....                                                                       | <br>1  |
| <br>2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....                                                            | <br>4  |
| 2.1 Enfoque Correlacional e Mecanicista do escoamento<br>bifásico em tubulação .....          | 4      |
| 2.2 Características do escoamento bifásico em tubulação .....                                 | 8      |
| 2.3 Mecanismos governantes nos escoamentos estratificado e anular.....                        | 17     |
| 2.4 Enfoque na determinação das propriedades físicas das fases .....                          | 28     |
| 2.5 Resumo .....                                                                              | 37     |
| <br>3. ARRANJO DE FASES EM GASODUTOS - MODELAGEM .....                                        | <br>38 |
| 3.1 Escoamento monofásico gasoso .....                                                        | 39     |
| 3.2 Escoamento estratificado .....                                                            | 41     |
| 3.3 Escoamento anular .....                                                                   | 52     |
| <br>4. METODOLOGIA COMPOSICIONAL NA DETERMINAÇÃO DOS PERFIS<br>DE TEMPERATURA E PRESSÃO ..... | <br>71 |

|                                                                                                                      |            |
|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------------|
| <b>5. SIMULAÇÃO COMPUTACIONAL .....</b>                                                                              | <b>77</b>  |
| 5.1 Características do simulador .....                                                                               | 77         |
| 5.2 Banco de dados .....                                                                                             | 85         |
| <b>6. ANÁLISE DE SENSIBILIDADE DE PARÂMETROS .....</b>                                                               | <b>87</b>  |
| <b>7. ANÁLISE DOS RESULTADOS DE SIMULAÇÃO .....</b>                                                                  | <b>101</b> |
| <b>8. CONCLUSÃO E RECOMENDAÇÃO .....</b>                                                                             | <b>115</b> |
| <b>9. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>                                                                           | <b>119</b> |
| <b>10. APÊNDICE A .. Principais correlações para o cálculo do gradiente<br/>    de pressão em tubulações .....</b>   | <b>123</b> |
| <b>11. ANEXOS</b>                                                                                                    |            |
| I ... Características básicas das tubulações do Banco<br>de Dados de Fluxo Multifásico da PETROBRÁS.....             | 128        |
| II ... Resultados de simulação para casos do Banco de Dados<br>onde ocorreram escoamento monofásico gasoso. ....     | 130        |
| III... Resultados de simulação para casos do Banco de Dados<br>onde ocorreram escoamentos estratificado e anular.... | 133        |

## Capítulo I - INTRODUÇÃO

A ocorrência de escoamentos multifásicos em tubulações verticais, horizontais e inclinadas é muito comum em diversas atividades industriais. Dentre essas podem ser citadas a indústria química, a indústria de geração de energia através de vapor e a indústria do petróleo.

### *Escoamento multifásico na indústria química*

Na indústria química, através da introdução e/ou remoção de energia, em presença por vezes de substâncias catalizadoras, procede-se a reações que envolvem e/ou produzem um conjunto de substâncias. Nestas reações o escoamento multifásico é largamente ocorrente. Como exemplos de equipamentos nesta indústria, onde tais escoamentos estão usualmente presentes, temos: os reatores, as colunas de absorção, as torres de fracionamento, os condensadores e caldeiras.

### *Escoamento multifásico na indústria de geração de vapor*

Na indústria de geração de energia através da conversão de vapor, os escoamentos multifásicos ocorrem amplamente nos circuitos primários de geração de vapor, bem como nos secundários de conversão do mesmo em energia, notadamente na forma de energia elétrica. Assim, tem-se como comum a ocorrência de escoamento bifásico em revedores, reatores térmicos e outros equipamentos de troca de calor; a área nuclear tem no circuito primário de geração de vapor, o local de possível ocorrência de um dos fenômenos mais danosos, isto é, durante a perda de fluido refrigerante ("LOCA" - Loss of Coolant Accident). Neste acidente, a presença de refrigerante na forma gasosa, em níveis indesejados, compromete o arrefecimento do núcleo e pode levá-lo à fusão.



### *Escoamento multifásico na indústria do petróleo*

Na indústria do petróleo, notadamente uma indústria de manuseio de fluidos, a ocorrência de fluxo multifásico é bastante comum nas instalações de produção, movimentação e processamento de hidrocarbonetos de um campo petrolífero. Nos sistemas da produção, quando os fluidos existentes nos reservatórios escoam até as instalações de superfície passando por poços, linhas de surgência e ainda risers, quando da movimentação de fluidos de campos ligados à plataformas marítimas. Nas instalações de movimentação registram-se escoamentos multifásicos quando os fluidos produzidos são transferidos para outras áreas por meio de dutos bifásicos. As unidades de processamento de óleo e gás natural experimentam tais escoamentos, quando do condicionamento dos fluidos produzidos em desidratadores, tratadores, vasos separadores, e torres de fracionamento.

Existem ainda, nesta indústria, casos especiais de escoamentos ditos primariamente gasosos, no qual o surgimento da fase líquida deve-se ao efeito de condensação de algumas séries de hidrocarbonetos devido à constantes quedas de pressão e temperatura.

Para o projeto e produção de instalações que possibilitem a produção e movimentação destes fluidos, é mister o conhecimento da mecânica que rege estes escoamentos. Este conhecimento, especificamente na área do petróleo, tem sido buscado através de enfoque correlacional e, mais recentemente, por meio do enfoque mecanicista.

O enfoque correlacional é fortemente empírico, baseia-se na análise de dados experimentais, e busca explicitar correlações que levam à determinação de parâmetros macroscópicos do escoamento, quais sejam: quedas de pressão e frações volumétricas das fases.

O enfoque mecanicista, objeto deste trabalho de tese, busca determinar os mecanismos que governam os escoamentos multifásicos, assentado em bases fenomenológicas. Neste enfoque, além dos parâmetros macroscópicos citados acima, são explicitados também parâmetros microscópicos tais como:

espessuras de líquido, tensões de cisalhamento na interface gás-líquido e concentrações locais das fases. Tais informações microscópicas permitem conhecer, com maior profundidade, as repercussões das características dos mecanismos que regem os escoamentos multifásicos.

Em ambos os enfoques, a determinação das propriedades físicas das fases constitui-se em etapa extremamente relevante na adequada abordagem do escoamento. Nesta determinação, duas caracterizações são mais usuais: a *composicional* e a *"black-oil"*.

A caracterização composicional é recomendada quando os fluidos são essencialmente leves (gás e condensado ou sómente gás) e se dispõe da composição da mistura bifásica. As propriedades físicas são determinadas baseadas em equações de estado que predizem o estado de equilíbrio das fases.

A caracterização *"black-oil"* se aplica, recomendavelmente, à fluidos mais pesados, com menores razões gás-óleo, e não requer o conhecimento da composição da mistura. As propriedades físicas são calculadas por meio de correlações específicas desenvolvidas em laboratórios a partir de dados coletados dos fluidos produzidos, tais como grau API e densidade do gás livre.

Assim, esta tese tem como proposição básica, verificar o desempenho de modelos físicos propostos para os arranjos de fases mais comuns (estratificado e anular) no escoamento bifásico de gás e condensado em tubulações horizontais ou levemente inclinadas. Os resultados de simulação destes modelos são confrontados com as principais correlações empíricas existentes para este tipo de escoamento baseando-se nos dados composicionais do Banco de Dados de Fluxo Multifásico da PETROBRÁS. Pretende-se aferir também a estes modelos, analisando-se a influência de alguns mecanismos do escoamento bifásico, tais como fricção na interface gás-líquido, dispersão de gotículas líquidas, e a sensibilidade destes quando variam diâmetro da tubulação e vazão de escoamento.

## Capítulo II - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

*"Neste capítulo registramos o constatado na literatura acerca do assunto deste tema de tese, qual seja, o escoamento bifásico de hidrocarbonetos em gasodutos. Registramos os dois principais enfoques no trato do assunto e sua evolução correlacional e mecanicista.*

*Igualmente, registramos a análise da influência dos mecanismos governantes nos escoamentos em questão, bem como as proposições de descrições existentes para os mesmos. Por último, abordamos a questão do enfoque adequado para o tratamento dos fluidos de um escoamento multifásico."*

### 2.1 - ENFOQUES CORRELACIONAL E MECANICISTA DO ESCOAMENTO BIFÁSICO EM TUBULAÇÕES

A literatura técnica disponível sobre o assunto mostra que, a necessidade de se desenvolverem métodos para a previsão do gradiente de pressão em poços petrolíferos e a falta de um conhecimento mais profundo acerca dos mecanismos que regem os escoamentos multifásicos em tubulações, originaram correlações desenvolvidas através de experimentos conduzidos em laboratórios e/ou instalações de campos petrolíferos.

A evolução destes estudos originou três gerações distintas de correlações. Na primeira destas tratava o escoamento bifásico como uma mistura homogênea, desconsiderando-se não só a existência de diversas configurações espaciais da interface gás-líquido - *arranjos de fases* - como o escorregamento existentes entre as fases, devido às diferentes velocidades locais.

Nas correlações de segunda geração implementou-se em relação às de primeira geração, o fato de se considerar o escorregamento entre as fases na interface gás-líquido, como também a possibilidade de se determinar uma mesma fração volumétrica líquida para todos os arranjos de fases vigentes.

As correlações mais recentes, de terceira geração, consideram não apenas o escorregamento entre as fases, bem como permitem prever os diferentes arranjos de fases baseados em números adimensionais específicos para cada correlação. Com a evolução da indústria do petróleo e a necessidade de se prever também a perda de carga e o controle de líquido em tubulações bifásicas, deflagaram-se o desenvolvimento de correlações cobrindo diferentes inclinações da tubulação. Dentre estas destacam-se as correlações de Beggs & Brill (7) para escoamentos em tubos verticais, horizontais e inclinados e a correlação de Dukler (7) para escoamentos especificamente horizontais.

As correlações empíricas, não obstante o seu largo uso na indústria do petróleo na previsão de grandezas macroscópicas do escoamento, apresentam sérias restrições quanto a caracterização do fenômeno do escoamento bifásico, ou quando aplicadas fora dos limites dos parâmetros para os quais foram desenvolvidas. Estas restrições abriram espaço para o desenvolvimento de modelos físicos aproximados, que buscam caracterizar o escoamento multifásico baseados em princípios físicos e fenomenológicos. Entretanto, tais modelos ainda apresentam alguns aspectos problemáticos com relação à modelagem. Entre estes citam-se a determinação da tensão de cisalhamento na interface gás - líquido, os efeitos de dispersão e deposição de gotículas líquidas no escoamento anular, e a determinação das taxas de transferência de calor relativas a cada arranjo de fases específico. Algumas destas grandezas necessitam de correlações experimentais para a solução de problemas, o que induz certa limitação dos modelos no que tange ao intervalo de validação destas correlações. Apesar disto, trata-se de um enfoque muito mais representativo e capaz de explicitar, também, aspectos de natureza microscópicas do escoamento, tais como espessuras de filme líquido, tensões de cisalhamento na interface gás-líquido, taxas de atomização de gotículas líquidas no núcleo gasoso e taxa de deposição destas gotículas no filme líquido.

O trabalho pioneiro, semi-empírico, buscando um tratamento físico do escoamento bifásico deve-se à Lockhart & Martinelli (24). Estes pesquisadores basearam-se na premissa e no fato de que o gradiente de pressão da fase líquida é igual ao da fase gasosa e no fato de que a área ocupada pelo gás

mais a do líquido é a área total da tubulação. Neste trabalho postulam-se parâmetros adimensionais que explicitam relações entre os gradientes de pressão das fases. Tais parâmetros foram definidos por:

$$X = \left[ \frac{(dP/dL)_{sl}}{(dP/dL)_{sg}} \right]^{1/2} \quad (1)$$

$$\phi_l = \left[ \frac{(dP/dL)_l}{(dP/dL)_{sl}} \right]^{1/2} \quad (2)$$

$$\phi_g = \left[ \frac{(dP/dL)_g}{(dP/dL)_{sg}} \right]^{1/2} \quad (3)$$

onde X é o parâmetro que relaciona as perdas de carga caso as fases estivessem fluindo sózinhas na tubulação e  $\phi_l$  e  $\phi_g$  relacionam as perdas de cargas reais e superficiais das fases.

As relações entre estes parâmetros foram mostradas através de gráficos baseados em resultados experimentais com fluidos ar-águaescoando em tubos horizontais, conforme mostra a figura 1.

Outros trabalhos na mesma linha foram publicados posteriormente, até que mais recentemente, uma importante contribuição, neste enfoque, foi proposta por Taitel & Dukler (31). Estes autores, baseados no modelo proposto por Agrawall (31), desenvolveram uma modelagem simplificada para o escoamento estratificado horizontal. Tal modelagem permitiu apresentar a equação do balanço de momentum das fases em uma forma adimensionalizada, incorporando-se os mesmos parâmetros adimensionais propostos por Lockhart & Martinelli (24), e permitindo-se obter, implicitamente, a espessura de filme líquido. Conseguiu-se assim mostrar, analiticamente, a proposição de Lockhart & Martinelli de que os parâmetros  $\phi_l$  e  $\phi_g$  dependem apenas da altura de líquido na tubulação. Posteriormente, Taitel & Dukler (29) empregaram a mesma modelagem, incorporando-se outros conceitos físicos para estudar as transições dos arranjos de fases observados no escoamento horizontal ou levemente inclinado.

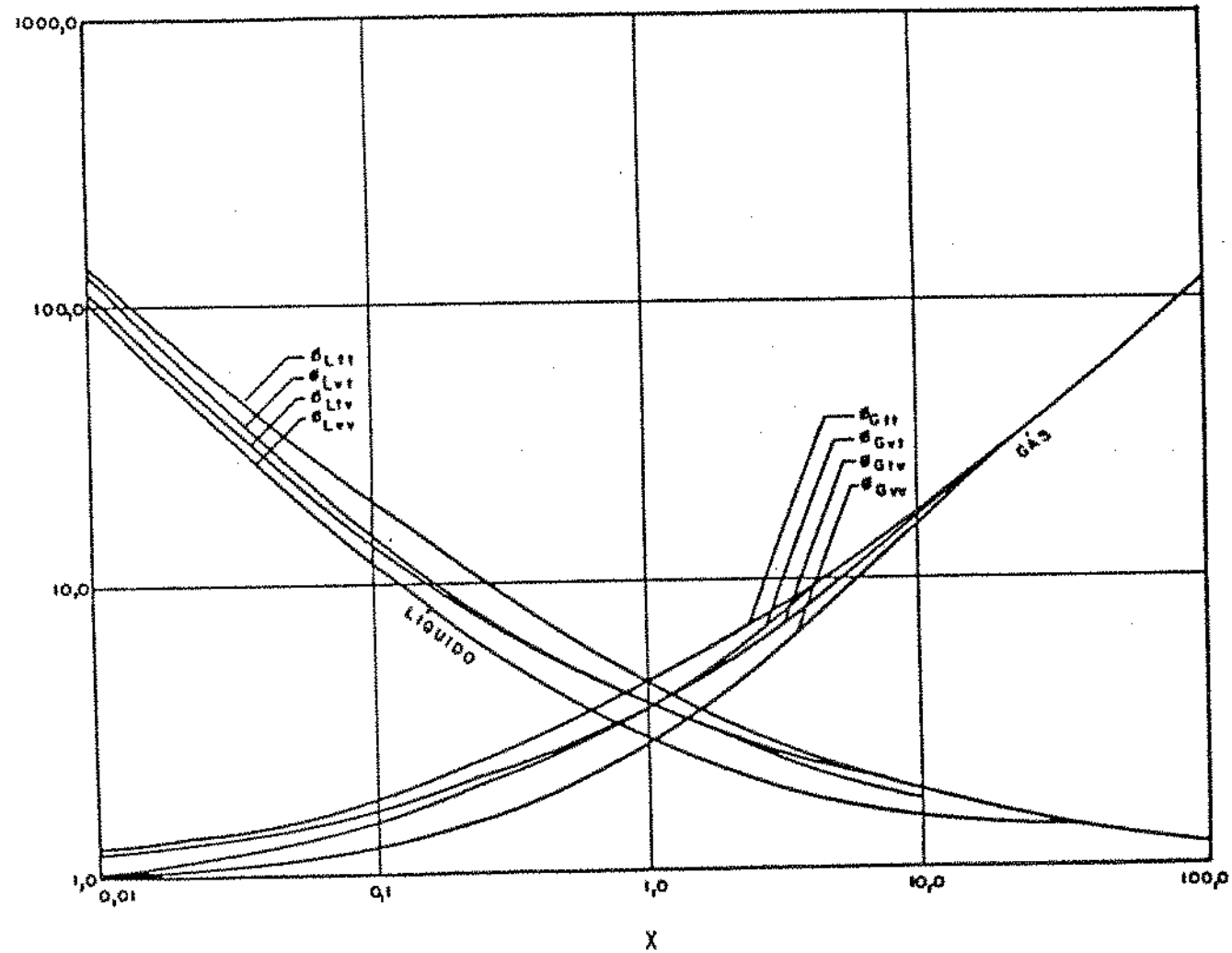


Fig. 1 - Correlação para o gradiente de pressão por fricção, segundo LOCKHART & MARTINELLI (24)

Baseado em uma solução analítica bi-dimensional, Shoham (28) propôs uma modelagem para o escoamento estratificado horizontal no qual as fases escoam em regime turbulento.

Finalmente Alves (1) propôs uma modelagem para o escoamento anular vertical ascendente a partir das hipóteses de fases incompressíveis, equilíbrio na interface filme-líquido e variação de energia cinética nula no núcleo gasoso. Aplicando balanços de massa e momentum a cada um dos componentes (filme líquido e núcleo gasoso) este pesquisador obteve expressões adimensionais para o cálculo da espessura de filme, gradiente de pressão e frações volumétricas das fases. Este trabalho, apesar de desenvolvido para um escoamento vertical anular, permitiu evidenciar a similaridade do mesmo com escoamento estratificado e anular para tubulações horizontais ou inclinadas. Parte do enfoque utilizado por Alves (1) será de uso na presente tese.

Na seções seguintes enfocaremos não apenas a caracterização dos dos arranjos de fases acima mencionados, bem como trataremos mais especificamente dos mecanismos governantes dos escoamentos de nosso interesse.

## 2.2 - CARACTERÍSTICAS DO ESCOAMENTO BIFÁSICO EM TUBULAÇÕES

A presença de mais de uma fase fluindo na mesma tubulação torna bastante complexa a explicitação de parâmetros fundamentais para a caracterização do escoamento. Diante disto, é mister a definição de outras variáveis que contemplem a relação de influência de uma fase sobre a outra. O conceito de *velocidade superficial* surge quando se procura observar a influência da vazão volumétrica de cada fase escoando sózinha na tubulação. Outra relação importante é o conceito de *escorregamento* que refere-se à diferença entre as velocidades "in situ" da fase gasosa e líquida durante às diversas evoluções da interface gás-líquido. Por sua vez, tal escorregamento provoca variações na massa local de líquido conduzindo à diferentes acumulações por trecho de tubulação. Desta análise evidencia-se o conceito de *fração volumétrica líquida* -"holdup"- que é a razão entre o volume de

líquido acumulado e o volume físico em um segmento de tubulação. Quando as velocidades "in situ" das fases são iguais, não existe escorregamento na interface gás-líquido e, representa, hipoteticamente, a condição de fração mínima de líquido. Tal fração refere-se à *fração volumétrica líquida sem escorregamento* - "no slip holdup".

Devido ao escoamento bifásico, as fases se distribuem em topografias particulares, diferindo umas das outras pela conformação da interface gás-líquido. Estas configurações particulares caracterizam os chamados *arranjos de fases* já mencionados, e que para serem determinados dependem de variáveis operacionais do escoamento, notadamente as vazões mássicas ou volumétricas, propriedades físicas das fases e variáveis geométricas da tubulação tais como diâmetro, inclinação e formato da seção reta .

Os parâmetros básicos do escoamento acima descritos e a evolução dos arranjos de fases são fundamentais na modelagem mecanicista, pois cada arranjo possui características próprias que induzem diferentes mecanismos de transferência de massa, momentum e energia.

Os arranjos de fases possíveis em um escoamento multifásico são ainda objeto de discussão, fato oriundo da grande dificuldade em descrevê-los. Acrescente-se a este fato, a forma subjetiva dos métodos tradicionais na identificação dos arranjos de fases, seja através de observações visuais ou de processos fotográficos, o que normalmente gera alguma discordância entre os diversos investigadores.

A definição das transições pelas quais os arranjos mudam de configuração é outro ponto de controvérsia entre os pesquisadores. As variações das estruturas interfaciais, ou das características topográficas das fases, se processam de forma gradual e contínua. Este fato, aliado à subjetividade de interpretação do observador, explica a grande variedade de mapas de regiões de transição existente na literatura.

Mais recentemente, foram propostos modelos físicos que buscam descrever os fenômenos reinantes nas transições entre os arranjos de fases do escoamento bifásico em tubulações. Inicialmente estes modelos foram



desenvolvidos para escoamentos horizontais ou pouco inclinados, posteriormente estes modelos foram extendidos às demais inclinações da tubulação. Os modelos propostos foram comparados com resultados experimentais para diversas inclinações do tubo, obtendo-se uma aproximação satisfatória entre estes valores.

O escoamento bifásico deve ser, preferencialmente, classificado quanto à geometria da interface. Segundo considerável concordância entre os pesquisadores, são propostas três classes de arranjos de fases: escoamento em fases dispersas, em fases separadas, e de transição. Cada classe comporta certo número de sub-classes, como descrito a seguir:

O arranjo em fases dispersas é caracterizado por uma fase se encontrar dispersa na outra. As sub-classes que compõe este tipo de escoamento são bolhas dispersas -*"bubble flow"*-, quando a fase gasosa se encontra dispersa no líquido na forma de bolhas discretas, e padrão misto -*"mist flow"*-, quando a fase líquida se encontra na forma de gotículas na massa gasosa.

No escoamento em fases separadas, uma interface contínua separa as duas fases que escoam lado a lado na tubulação. Dentro desta classe se situa o escoamento estratificado, cuja a fase líquida escoar na porção inferior da tubulação, enquanto a fase gasosa ocupa a porção superior.

O escoamento em transição compreende a combinação dos arranjos em fases dispersas e separadas. São exemplos desta classe os fluxos anular -*"annular flow"*- e em golfadas -*"slug flow"*-. O primeiro é caracterizado por uma configuração onde o gás, carreando gotículas líquidas dispersas, ocupa o núcleo central, enquanto o líquido remanescente escoar na forma de anel junto à parede da tubulação. O segundo ocorre quando bolhas alongadas e golfadas líquidas com bolhas dispersas se sucedem na tubulação.

Uma representação pictórica dos principais arranjos de fases observados em tubulações horizontais ou pouco inclinadas pode ser vista na figura 2.

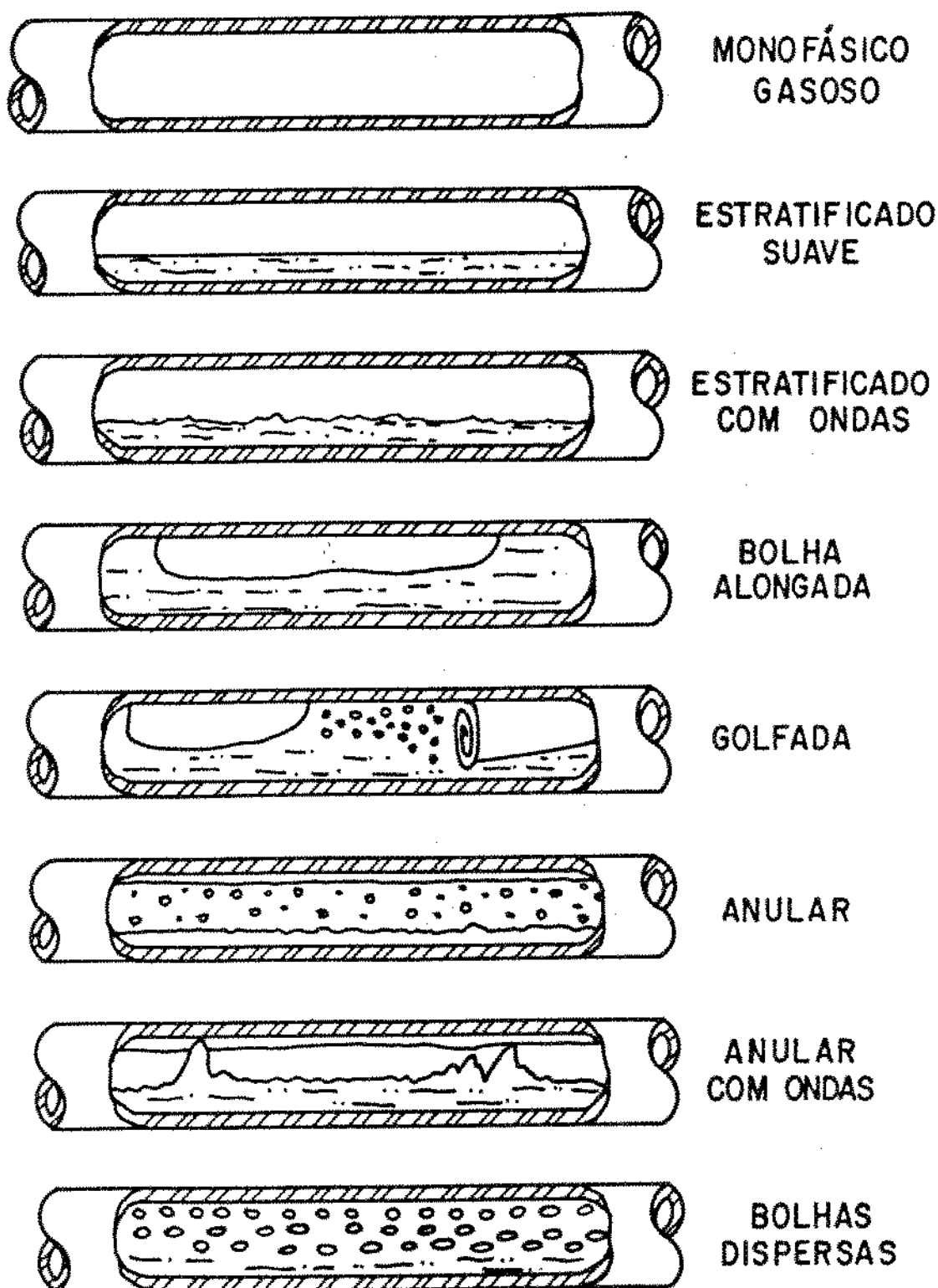


FIG.2 PRINCIPAIS ARRANJOS DE FASES DO ESCOAMENTO HORIZONTAL OU LEVEMENTE INCLINADO

### MAPAS DE ARRANJOS DE FASES - EXPERIMENTAIS

Consultando a literatura observa-se a existência de uma variedade de estudos que buscam determinar a transição entre os arranjos de fases observados no escoamento horizontal em tubos. Nestes estudos, os dados experimentais que determinam a região de existência de cada arranjos são apresentados, normalmente, em mapas bi-dimensionais com sistema de coordenadas que varia de autor para autor.

A literatura revela também que a tentativa de se utilizar parâmetros adimensionais, buscando uma generalização dos resultados, depende de uma base que dê suporte teórico à descrição dos fenômenos que ocorrem na transição dos arranjos. Este fato mostra assim, que mapas de fluxo adimensionais, baseados em resultados experimentais, não teriam um nível de generalização maior do que os mapas dimensionais.

Mandhane *et alii* (28) mostrou que os parâmetros correlacionais mais importantes para a representação dos mapas de fluxo são as velocidades superficiais do gás e do líquido.

Os mapas experimentais apresentam grandes desvantagens, pois não incluem conceitos físicos no tratamento das transições entre os arranjos de fases e da escolha das coordenadas de mapeamento. Outra desvantagem destes mapas refere-se ao fato de que os mesmos não são aplicados a diâmetros maiores do que os estudados experimentalmente.

A tabela 1 mostra os principais mapas experimentais desenvolvidos para o escoamentos bifásicos em tubos horizontais.

Tabela 1 Mapas de fluxo experimentais para o escoamento bifásico gás-líquido em tubos horizontais. ( SHOHAM (28) )

| AUTOR                        | diâmetro do tubo (cm)         | fluidos                      | coordenadas de mapeamento     |
|------------------------------|-------------------------------|------------------------------|-------------------------------|
| KOSTERIN (1949)              | 2,54, 5,1<br>7,2 e 10,2       | ar-água                      | Vsg/Vm, Vm                    |
| BERGELIN,<br>GAZLEY (1949)   | 2,54                          | ar-água                      | Wg, Wl                        |
| JOHNSON, ABOU<br>SADE (1952) | 2,21                          | ar-água/óleo                 | Wg, Wl                        |
| ALVES (1954)                 | 2,54                          | ar-água/óleo                 | Vsg, Vsl                      |
| BAKER (1954)                 | dados outros<br>pesquisadores | ar-água                      | Gg/ $\lambda_g, \lambda_l$    |
| WHITE, (1955)<br>HUNTINGTON  | 2,54, 3,8<br>5,1              | ar-gás natural<br>água/óleo  | Gg, Gl                        |
| HOOGENDORN,<br>(1959)        | 2,54 9,1<br>14                | ar-água/óleo                 | Vsg/Vm, Vm                    |
| GOVIER,<br>OMER (1962)       | 2,54                          | ar-água                      | Gg, Gl                        |
| EATON et al<br>(1967)        | 5,1 10,16<br>43,18            | gás natural<br>água/óleo cru | REtp, WEtp                    |
| AL-SHEIK et al<br>(1970)     | banco dados<br>AGA-API        | gás-líquido                  | dez diferentes<br>coordenadas |
| GOVIER,<br>AZIZ (1972)       | dados outros<br>pesquisadores | ar-água                      | x.Vsl, y.Vsg                  |
| MANDHANE et al<br>(1974)     | banco dados                   | ar-água                      | Vsl, Vsg                      |
| SIMPSON et al<br>(1977)      | 12,7 2,54<br>21,6             | ar-água                      | Vsl, Vsg                      |
| WEISMAN et al<br>(1979)      | 1,2 2,54<br>5,1               | gás-líquido                  | Gg, Gl                        |

### MODELAGEM DAS TRANSIÇÕES ENTRE ARRANJOS DE FASES

A modelagem proposta por Taitel & Dukler (30) , para as transições entre os vários arranjos de fases observados em tubulações foi, nos últimos tempos, a contribuição mais importante na tentativa de se buscar uma solução derradeira para o problema complexo da previsão de arranjos de fases. A modelagem proposta por estes pesquisadores baseou-se em conceitos físicos julgados governantes para as transições entre os arranjos de fases e incorporam variáveis de fluxo importantes tais como vazões e propriedades físicas das fases, diâmetro e inclinação da tubulação.

Inicialmente foi proposto um modelo físico que contemplava os mecanismos de transição entre os arranjos observados em tubulações horizontais ou levemente inclinadas, posteriormente, Taitel *et alii* e Barnea *et alii* (3)-(6) estenderam esta modelagem para os escoamentos verticais ascendente, descendente e inclinados. Todos os modelos propostos foram testados contra dados coletados para fluxo de ar-água em tubo de pequeno diâmetro, obtendo-se resultados bastante satisfatórios. Ressalta-se porém, que há necessidade de comprovação destes modelos para tubos de grandes diâmetros e escoamentos com pressões mais elevadas. Tais casos são bastante comuns em diversas instalações onde ocorrem escoamentos multifásicos em tubulações, notadamente nas instalações de petróleo.

Taitel & Dukler (31) desenvolveram uma modelagem para o escoamento estratificado em tubos horizontais ou levemente inclinados, e assumindo este tipo de arranjo como condições de entrada do escoamento, propuseram mecanismos julgados governantes para as condições de fluxo não estratificado, após o qual outras condições seriam satisfeitas para que determinado arranjo de fase existisse. Esta teoria pode ser representada em um mapa generalizado, conforme mostra a figura 3, onde verifica-se que as transições entre os diferentes arranjos de fases são controlados por cinco grupos definidos por:

$$X = \left[ \left( \frac{dP}{dL} \right)_{sl} / \left( \frac{dP}{dL} \right)_{sg} \right]^{1/2} \quad (1)$$

$$Y = \frac{(\rho_l - \rho_g) g \sin \theta}{\left( \frac{dP}{dL} \right)_{sg}} \quad (4)$$

Onde os parâmetro X e Y acima referem-se respectivamente ao parâmetro adimensional definido por Lockhart & Martinelli e o parâmetro devido a inclinação da tubulação definido por Taitel & Dukler na modelagem do escoamento estratificado.

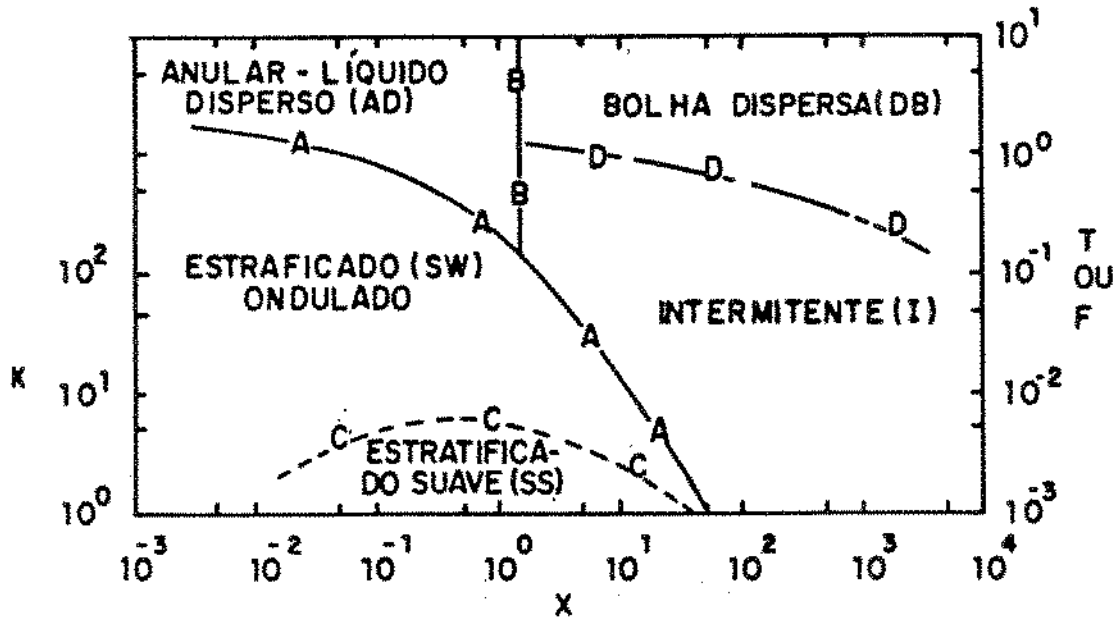
$$T = \left[ \frac{\left( \frac{dP}{dL} \right)_{sl}}{(\rho_l - \rho_g) g \cos \theta} \right]^{1/2} \quad (5)$$

$$F = \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g}} \frac{V_{sg}}{\sqrt{Dg \cos \theta}} \quad (6)$$

$$K = F \left( \frac{V_{sl} D}{\nu_l} \right)^{1/2} = F (Re_{sl})^{1/2} \quad (7)$$

Todos os adimensionais acima citados emergiram das análises de transição entre os arranjos estudados e devem ser atendidas certas condições entre estes adimensionais para que a transição ocorra.

O grupo dos adimensionais X,Y,K determina a transição entre o estratificado suave e o estratificado com ondas na interface. O grupo X,Y,F são relacionados para determinar as condições de transição de escoamento estratificado para o intermitente (bolha alongada ou golfadas). Tal transição ocorre quando devido às ondulações na superfície estratificada esta se propaga rapidamente ocupando toda a seção reta da tubulação. Quando a velocidade do gás aumenta e o nível de líquido estratificado não permite que uma golfada se desenvolva, os mecanismos atuantes fazem com que a fase líquida escoe junto a parede na forma de anel líquido, caracterizando então o arranjo anular. Esta transição é definida pelos grupos adimensionais X,Y,F.



CURVA            A & B            C            D  
COORDENADAS   F vs X            K vs X            T vs X

$$X = \left[ \frac{(\frac{dp}{dx})_L^s}{(\frac{dp}{dx})_G^s} \right]^{1/2}$$

$$T = \left[ \frac{(\frac{dp}{dx})_L^s}{(\rho_L - \rho_G)g \cos \alpha} \right]^{1/2}$$

$$F = \left[ \frac{\rho_G}{(\rho_L - \rho_G)} \frac{u_G^s}{\sqrt{Dg \cos \alpha}} \right]$$

$$K = \left[ \frac{\rho_G u_G^s u_L^s}{(\rho_L - \rho_G) v_L \cos \alpha} \right]^{1/2}$$

FIG. 3 - MAPA DE FLUXO GENERALIZADO DE TAITEL & DUKLER (1976) PARA SISTEMAS BIFÁSICO GÁS-LÍQUIDO HORIZONTAIS

A transição entre o arranjo intermitente e o anular é definida apenas pelos adimensionais relativos às perdas de cargas superficiais  $X$ , e do efeito da inclinação da tubulação  $Y$ . A transição entre o escoamento intermitente e o de bolhas alongadas é definida pelos grupos adimensionais  $X, Y, T$ .

As transições entre os arranjos de fases são também representados em mapas dimensionais conforme ilustra a figura 4 para um escoamento bifásico horizontal. Para outras inclinações as figuras 5 e 6 mostram que nas ascendentes a transição para o arranjo de golfadas ocorre para pequenas velocidades superficiais do líquido, enquanto que para as inclinações descendentes predomina o arranjo de fases estratificado.

### 2.3 - MECANISMOS GOVERNANTES NOS ESCOAMENTOS ESTRATIFICADO E ANULAR

Na modelagem destes tipos de arranjos de fases através da aplicação das equações básicas da hidrodinâmica ao escoamento, é fundamental o conhecimento das tensões de cisalhantes que ocorrem na interface gás-líquido destes arranjos e do do balanço dinâmico existente entre a taxa de deposição de gotículas no filme líquido e a taxa de atomização do filme líquido para o núcleo gasoso do escoamento anular. A caracterização destes parâmetros é bastante complexa, e normalmente são determinadas por correlações obtidas a partir de resultados experimentais. A seguir serão descritas as contribuições mais recentes acerca da abordagem na caracterização destes mecanismos.

#### TENSÃO DE CISALHAMENTO NA INTERFACE GÁS-LÍQUIDO

A tensão de cisalhamento é uma grandeza do escoamento que representa a parcela de perda de energia devido à troca de energia cinética do movimento em perdas por fricção causadas pelas forças viscosas entre as camadas em fluxo. Por definição, este parâmetro é expresso em termos da energia cinética do fluido por unidade de volume e tem como constante de proporcionalidade o adimensional denominado **fator de fricção**, definido por:

$$\tau = f \frac{\rho V^2}{2} \quad (8)$$



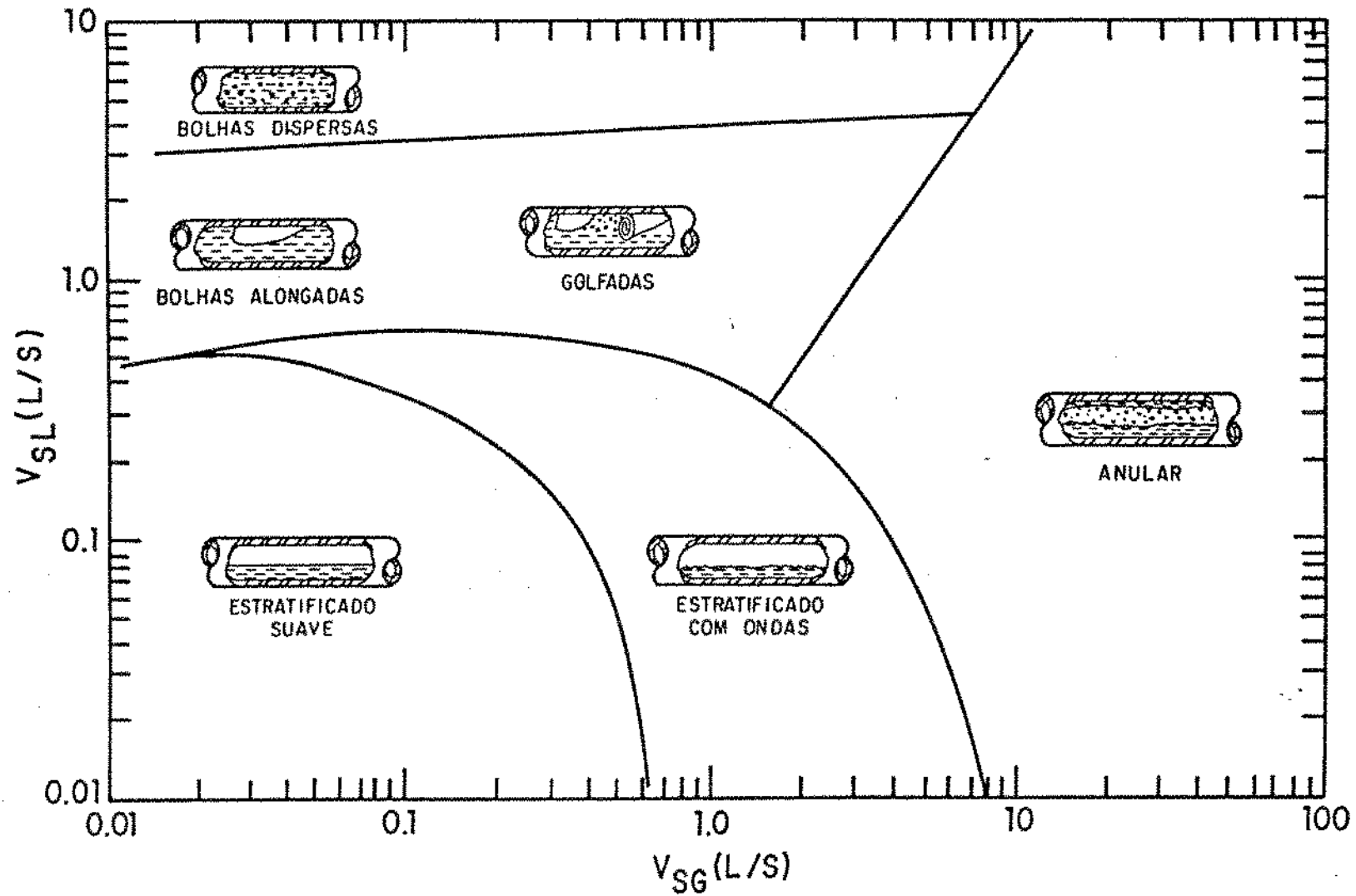


FIG. 4 MAPA DE FLUXO REPRESENTANDO AS PRINCIPAIS TRANSIÇÕES DO ESCOAMENTO HORIZONTAL EM TUBULAÇÕES

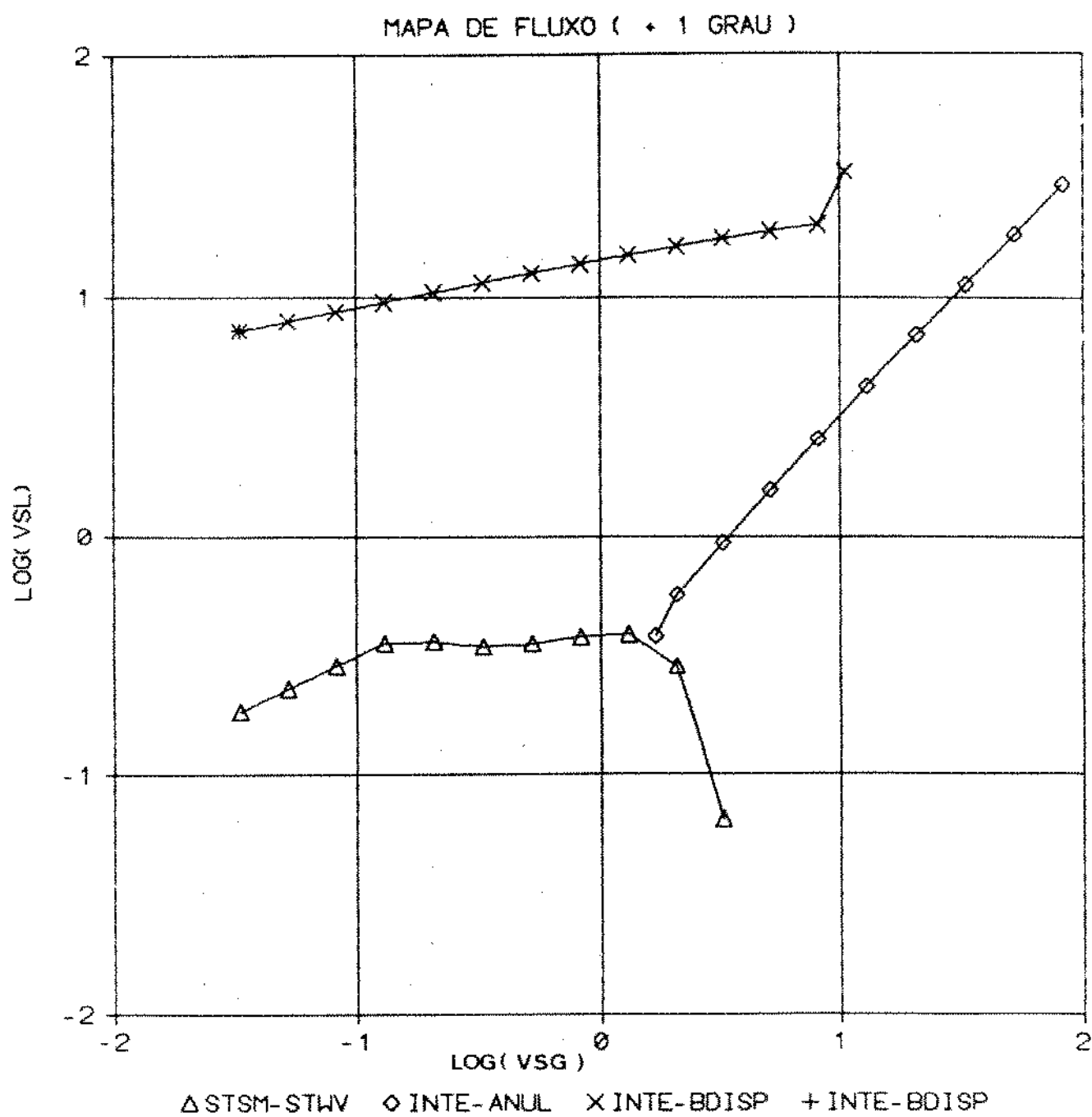


FIG. 5 INFLUÊNCIA DA INCLINAÇÃO DA TUBULAÇÃO NA TRANSIÇÃO ENTRE OS ARRANJOS DE FASES ( +1 grau )

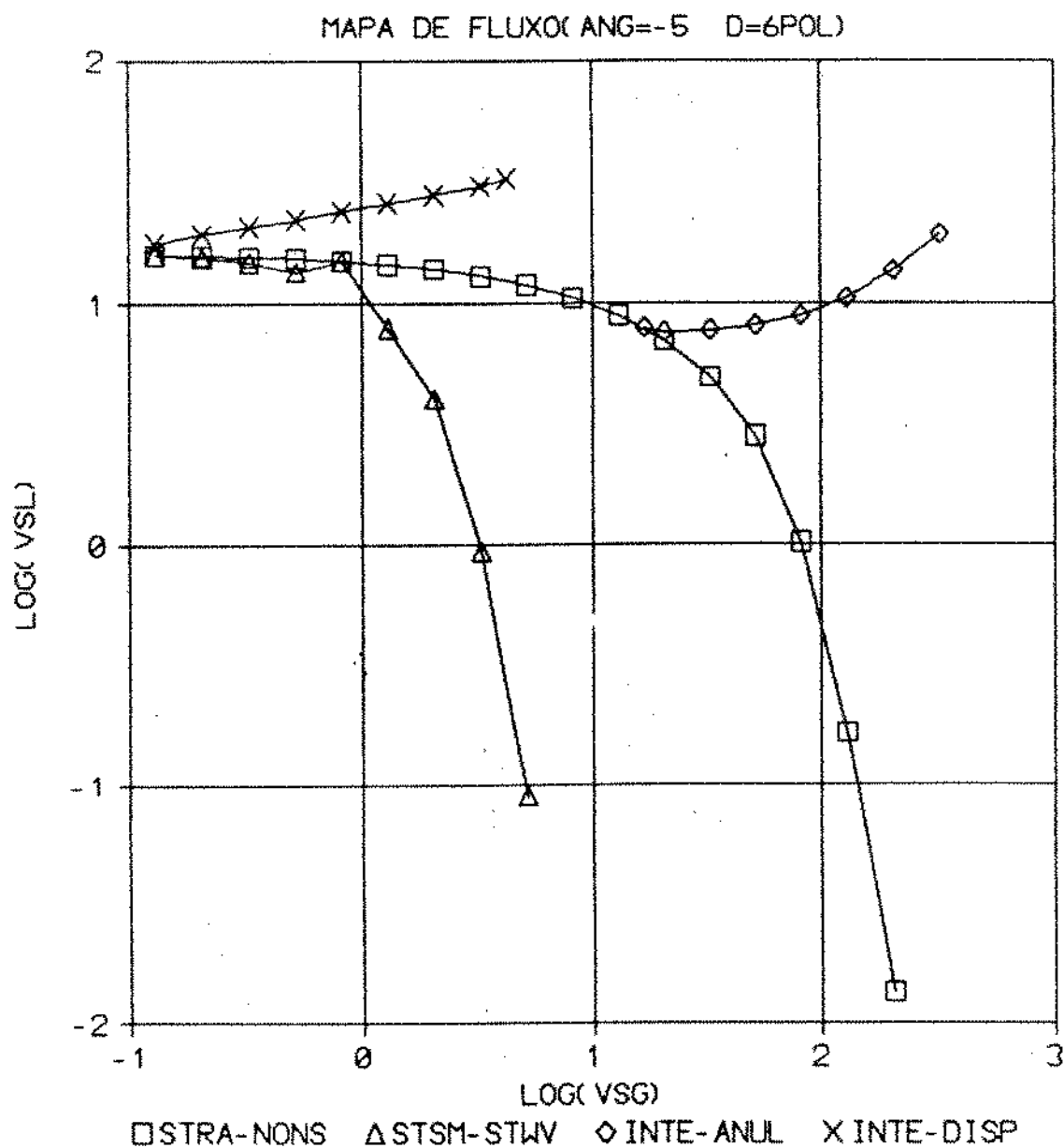


FIG 6 INFLUÊNCIA DA INCLINAÇÃO DA TUBULAÇÃO NA TRANSIÇÃO ENTRE OS ARRANJOS DE FASES ( -5 graus )

A tensão de cisalhamento na interface gás-líquido é proporcional à troca de energia cinética relativa entre as fases por unidade de volume, e o fator de fricção, neste caso, pode ser determinado empregando-se correlações desenvolvidas experimentalmente para cada arranjo da interface.

#### FRICÇÃO NA INTERFACE GÁS-LÍQUIDO NO ESCOAMENTO ESTRATIFICADO

Para o arranjo estratificado, diversos pesquisadores propuseram correlações experimentais para o cálculo do fator de fricção na interface gás-líquido. Taitel & Dukler (31) utilizaram em sua modelagem para o escoamento estratificado horizontal um fator de fricção na interface igual ao mesmo fator calculado para a fase gasosa. Tais pesquisadores verificaram, através dos resultados experimentais, que o erro cometido na determinação da altura de líquido, ao assumir-se tal consideração, era bastante pequeno.

Existe boa concordância entre os pesquisadores de que uma razão friccional  $f_l/f_g$  tendendo a unidade é válida quando o escoamento é estratificado suave. Entretanto, para o estratificado com ondas esta relação tende a crescer devido à rugosidade adicional provocada pelas ondas geradas na interface gás-líquido.

Cheremisinoff & Davis (10) desenvolveram uma equação para o perfil de distribuição de velocidades do escoamento estratificado, admitindo que as fases líquida e gasosa escoam em regime turbulento. Nesta análise, estes pesquisadores utilizaram a expressão para o fator de fricção na interface correlacionada por Miya *et alii* (1) para ondas de grandes amplitudes dada por:

$$f_l = 0,008 + 2 \times 10^{-5} \left( \frac{V_l}{v_l} \right) \quad (9)$$

Shoham (28) propôs um modelo analítico bi-dimensional para o escoamento estratificado gás-líquido turbulento. Nesta modelagem foi utilizado um fator de fricção na interface constante,  $f_l = 0,0142$  (10), baseado

na correlação de dados experimentais proposta por Cohen & Hanratty (28) para o fluidos ar-água escoando em um canal com baixas velocidades do gás.

Mais recentemente, Andritsos & Hanratty (26) estudando a influência de certos parâmetros do escoamento estratificado na determinação do fator de fricção na interface, propuseram uma correlação baseada em dados experimentais e que incorpora os efeitos do altura dinâmica de líquido e da velocidade superficial do gás na transição para o arranjo estratificado com ondas. A relação  $f_l/f_g$  proposta por estes pesquisadores foi proposta como:

$$\frac{f_l}{f_g} = 1 \quad (11)$$

para  $V_{sg} \geq V_{sg,t}$  e:

$$\frac{f_l}{f_g} = 1 + 15 \left( \frac{h}{D} \right)^{0,5} \left( \frac{V_{sg}}{V_{sg,t}} - 1 \right) \quad (12)$$

para  $V_{sg} < V_{sg,t}$  onde na equação (12),  $V_{sg,t}$  é a velocidade superficial do gás na transição para o estratificado com ondas.

Na modelagem do escoamento estratificado deste trabalho empregar-se-á a correlação de Andritsos & Hanratty (26) por se tratar de um estudo bastante recente e pelos resultados satisfatórios obtidos quando comparada com outras correlações desenvolvidas para este fator.

#### **FRICÇÃO NA INTERFACE GÁS-LÍQUIDO EM ESCOAMENTO ANULAR**

Para o fator de fricção na interface filme líquido-núcleo gasoso do arranjo anular, os pesquisadores procuram interpretá-lo como o produto de dois fatores. O primeiro leva em conta apenas a contribuição da massa no núcleo gasoso escoando em uma seção de diâmetro igual ao diâmetro hidráulico do núcleo gasoso. O segundo incorpora os efeitos da rugosidade adicional devido às ondulações na superfície do filme líquido. Baseado nos estudos de Henstock & Hanratty (21), a seguinte relação foi proposta para caracterizar tal fator no escoamento bifásico horizontal:

$$f_{il}/f_c = f(F_h) \quad (13)$$

onde o fator de fricção no núcleo gasoso  $f_c$  pode ser determinado a partir de uma equação na forma proposta por Blasius (32):

$$f_c = C_c \left( \frac{V_c D_{hc}}{\nu_c} \right)^{-m} \quad (14)$$

onde  $C_c = 16$ ,  $m=1$  para o escoamento laminar no núcleo gasoso e  $C_c = 0.046$ ,  $m=0.2$  para o escoamento turbulento.  $D_{hc}$  é o diâmetro hidráulico relativo ao núcleo gasoso definido por:

$$D_{hc} = \frac{4A_c}{S_c} \quad (15)$$

onde  $A_c$  e  $S_c$  são respectivamente a área da seção transversal e perímetro do núcleo gasoso.

O fator de fluxo para tubos horizontais  $F_h$  foi correlacionado por tais pesquisadores em função das propriedades físicas das fases e o número de Reynolds do filme líquido e núcleo gasoso na forma:

$$F_h = \frac{m^+}{Re_c^{0.9}} \left( \frac{\nu_l}{\nu_c} \right) \left( \frac{\rho_l}{\rho_c} \right)^{0.5} \quad (16)$$

onde  $m^+$ , é o parâmetro adimensional de filme líquido definido conforme a equação (18).  $Re_c = \frac{V_c D_{hc}}{\nu_c}$  é o Número de Reynolds no núcleo gasoso.

Baseados em estudos experimentais ar-água em tubos horizontais de 1 e 2 polegadas, Laurinat-Dallman & Hanratty (23) correlacionaram seus dados experimentais com o fator de fluxo  $F_h$  e obtiveram correlações para o fator de fricção na interface filme-núcleo e para o parâmetro adimensional de filme líquido:

$$\frac{f_l}{f_c} = [1 + (61F_h^{0.5})^2]^{1/2} \quad (17)$$

$$m^+ = \frac{\delta_v V^x}{v_l} = F(Re_{ll}) = [(0,566Re_{ll}^{0.5})^{2.5} + (0,0303Re_{ll}^{0.9})^{2.5}]^{0.4} \quad (18)$$

onde  $Re_{ll} = \frac{D_{ll} V_{ll}}{v_l}$  e  $V^x$  é a velocidade de fricção definido como:

$$V^x = (\tau_l / \rho_l)^{1/2} \quad (19)$$

As figuras 7 e 8 a seguir mostram os gráficos do fator de fricção e espessura adimensional de filme líquido correlacionados por Laurinat-Dallman & Hanratty (23) para um sistema horizontal ar-água.

#### DISPERSÃO DE GOTÍCULAS LÍQUIDAS NO ESCOAMENTO ANULAR

A massa de líquido que flui na forma de gotículas líquidas dispersa no núcleo gasoso é resultante de um balanço dinâmico entre a taxa de atomização de líquido do filme para o núcleo  $R_a$ , e a taxa de deposição de gotículas líquidas dispersas do núcleo para o filme líquido  $R_d$ . A fração de líquido dispersa resultante deste balanço de massa - "entrainment", é definida conforme a equação abaixo por:

$$F_e = \frac{W_l - W_{ll}}{W_l} \quad (20)$$

onde  $W_l$  e  $W_{ll}$  são respectivamente as vazões mássicas de líquido total e do filme líquido.

No escoamento anular horizontal ou inclinado, ao contrário do vertical, a força de gravidade exerce bastante influência no mecanismo de deposição

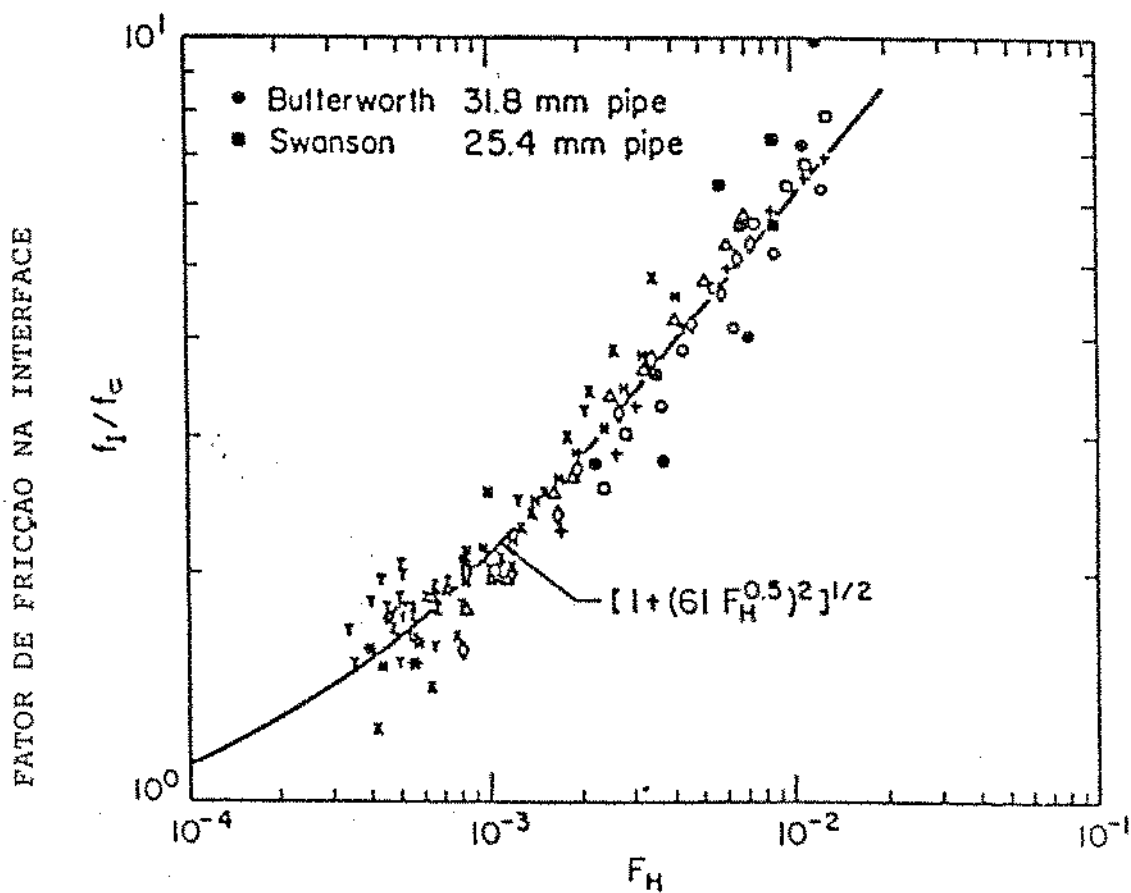


FIG. 7 CORRELAÇÃO PARA O FATOR DE FRICÇÃO NA INTERFACE  
 FILME LÍQUIDO-NÚCLEO GASOSO SEGUNDO DALLMAN -  
 LAURINAT & HANRATTY



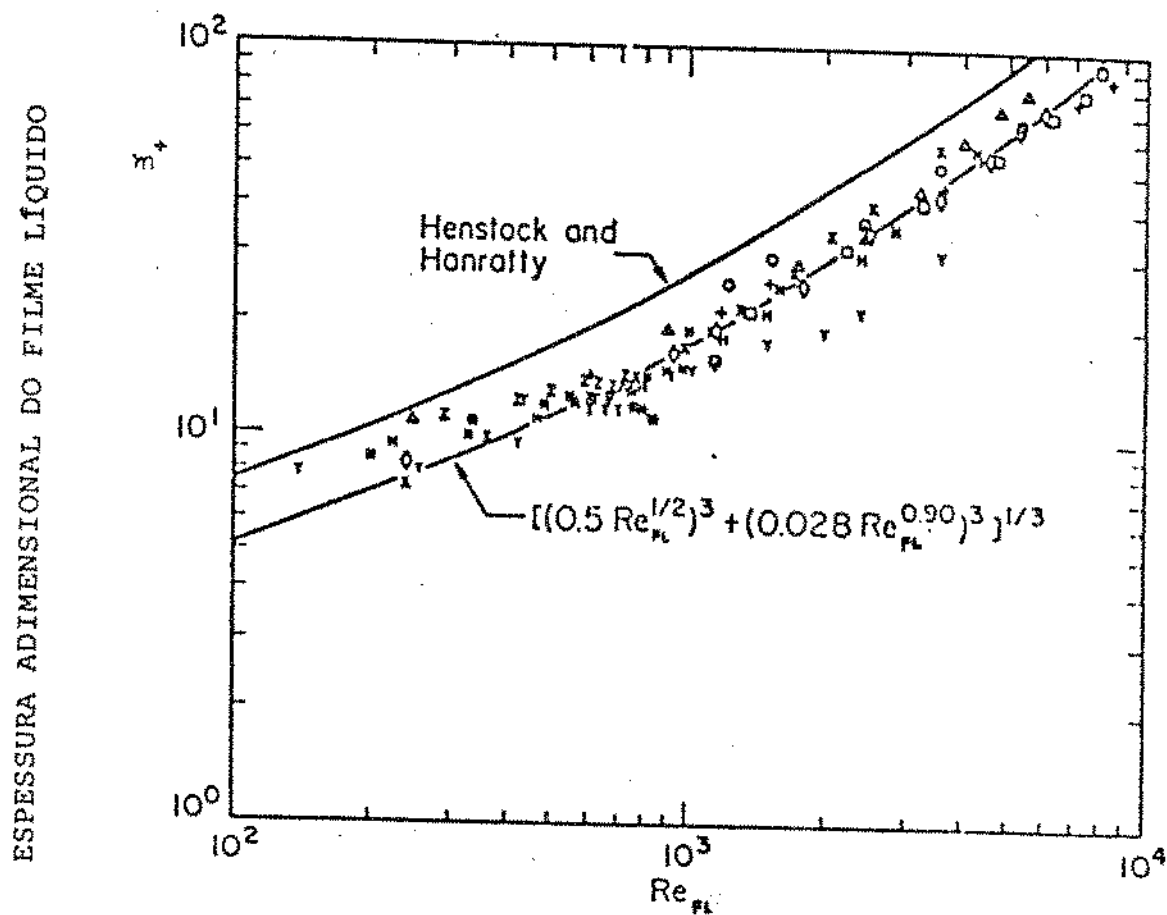


FIG.8 CORRELAÇÃO PARA A ESPESSURA ADIMENSIONAL DO FILME LÍQUIDO SEGUNDO DALLMAN & HANRATTY (13).

de gotículas líquidas no filme. Desta forma, não é bastante claro se correlações da fração de líquido dispersa no núcleo gasoso desenvolvidas para tubos verticais, possam ser extendidas ao escoamento anular horizontal ou pouco inclinado.

Alguns estudos foram publicados na tentativa de se caracterizar o fenômeno complexo da dispersão e da deposição de gotículas líquidas no arranjo de fases anular em tubulações horizontais. Dentre estes podem ser citados os trabalhos de Butterworth & Pulling e Swanson (12).

Mais recentemente, Dallman-Laurinat & Hanratty (12) propuseram uma correlação para a fração de dispersão no núcleo gasoso, baseados em dados experimentais de ar-água escoando em tubos de 1 e 2 polegadas. Neste estudo, Dallman (13) propõe uma correlação empírica para a taxa de atomização de gotículas, correlacionando-a convenientemente com as variáveis de controle do escoamento anular. Tal parâmetro foi proposto como:

$$R_a = K_a (W_{fl} - W_{flc}) V_c^{2,0,5} \rho_c^{0,5} \rho_l^{0,5} \quad (21)$$

onde  $W_{flc}$  é a vazão mássica crítica de filme líquido para início de atomização de gotículas no núcleo gasoso.

A taxa de deposição de gotículas líquidas é usualmente aproximada em termos do produto do fator de concentração de gotas  $C_d$  e a constante dimensional de deposição  $K_d$ . Assim:

$$R_d = K_d C_d \quad (22)$$

Assumindo que as gotas viajam à mesma velocidade do gás tem-se:

$$R_d = K_d \rho_g \left( \frac{W_l - W_{fl}}{W_c} \right) \quad (23)$$

onde  $W_c$  é a vazão mássica de gás e gotículas no núcleo gasoso.

Admitindo-se condições de escoamento estabelecido,  $R_s = R_d$ . Usando esta condição e as equações (19) e (21), a fração de líquido dispersa pode ser determinado pela seguinte expressão:

$$\frac{F_e}{(1 - \frac{W_{f/c}}{W_l})} = \frac{[D\rho_c^{0,5}\rho_l^{0,5}V_c^3(\frac{k_s}{4k_d})]^{1,5}}{[1 + D\rho_c^{0,5}\rho_l^{0,5}V_c^3(\frac{k_s}{4k_d})]^{1,5}} \quad (24)$$

A razão entre as constantes de atomização e deposição  $k_s/4k_d$  foi correlacionada por Dallman (13) com os dados experimentais obtidos no escoamento de ar-água em tubos horizontais. O gráfico correlacionando estes dados pode ser vista na figura 9.

Conclui-se da equação (24), que a fração de gotículas dispersa no núcleo gasoso cresce rapidamente com a velocidade local da mistura no núcleo.

A figura 10 mostra gráficos experimentais da relação existente entre a vazão crítica do filme líquido e o perímetro da tubulação.

A correlação (24), proposta por Dallman-Laurinatt & Hanratty (12) para o escoamento anular horizontal, será utilizada neste trabalho, extendendo-a inclusive para escoamentos anulares com pequenas inclinações do tubo. Tal fato deve-se à não disponibilidade na literatura de dados correlacionados deste parâmetro em outras inclinações.

#### 2.4 - DETERMINAÇÃO DAS PROPRIEDADES FÍSICAS DAS FASES

A análise de escoamentos multifásicos de hidrocarbonetos em tubulações depende, acentuadamente, do conhecimento prévio de diversas propriedades físicas dos mesmos, funções das pressões, temperaturas e composição da mistura quando da movimentação ao longo da tubulação. Estes valores por sua vez são enfocados em função do comportamento PVT

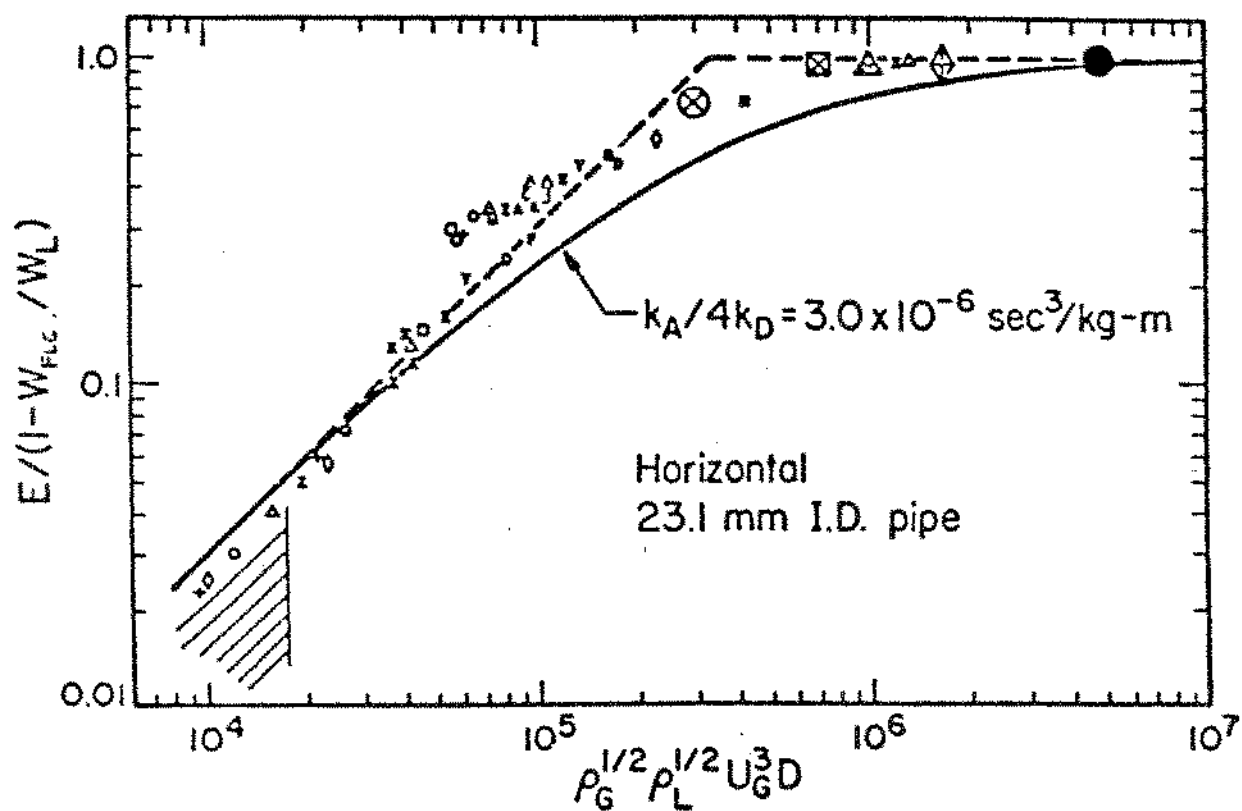


FIG. 9 RAZÃO ENTRE AS CONSTANTES DE ATOMIZAÇÃO E DEPOSIÇÃO CORRELACIONADA POR DALLMAN (13)

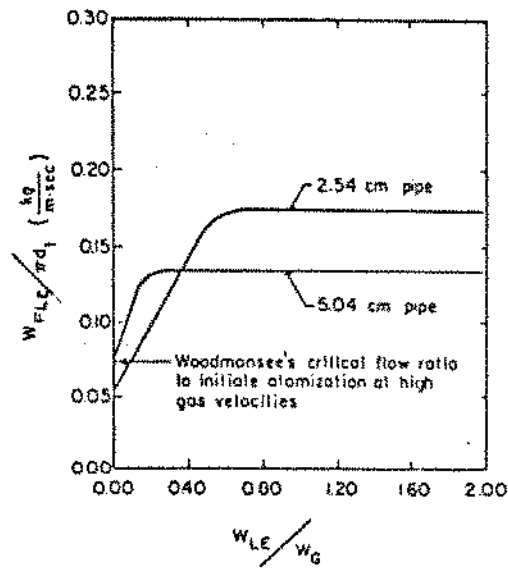
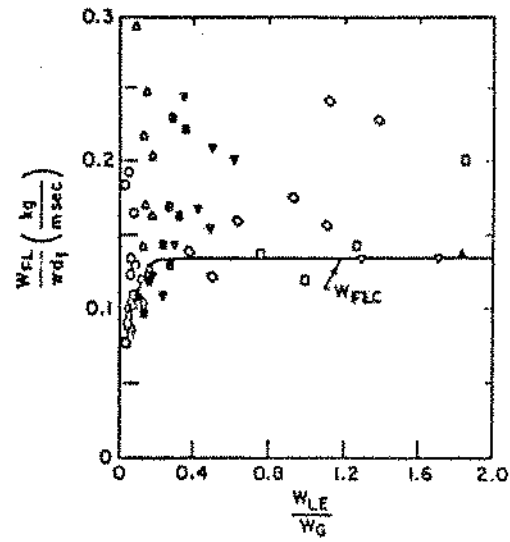


FIG.10 VAZÃO MÁSSICA CRÍTICA DO FILME LÍQUIDO PARA INÍCIO DE ATOMIZAÇÃO NO NÚCLEO GASOSO, SEGUNDO DALLMAN & LAURINAT & / HANRATTY (12)

(pressão-volume-temperatura) destes fluidos quando contidos no reservatório petrolífero. Tal comportamento define o tipo de reservatório e a metodologia mais adequada a ser empregada na análise do escoamento.

Os reservatórios de petróleo são classificados, quanto aos fluidos neles contidos, em quatro categorias distintas: gás seco, gás condensado ou úmido, óleo volátil e óleo com gás associado, também denominado "*black-oil*".

Na figura 11, observa-se detalhadamente os aspectos de um diagrama de fases típico de sistemas de hidrocarbonetos. Nele são vistas as regiões de existência monofásica e os percentuais de líquido na região bifásica.

Na figura 12, são vistos os principais aspectos de diagramas de fases típicos para as categorias anunciadas. A posição do ponto crítico no envelope de fases em relação ao locus da temperatura do reservatório permitem classificá-lo em uma das categorias citadas acima.

Nos reservatórios de gás seco, não se observa o surgimento de líquido devido à expansão dos hidrocarbonetos gasosos desde as condições de reservatório até as instalações de superfície. A única possibilidade de produção de líquido neste tipo de reservatório, deve-se à condensação de vapor d'água e/ou produção de condensado já existente no reservatório.

Nos reservatórios de gás úmido, os fluidos inicialmente são gasosos nas condições de pressão e temperatura do reservatório. Porém, com a produção do fluidos, o efeito de condensação devido à queda de temperatura dá origem a hidrocarbonetos líquidos em algum ponto da instalação que se propagam nestas condições até o separador. Pode ocorrer também, que após a condensação de algumas séries de hidrocarbonetos, durante o trajeto até a superfície, o fluido produzido volte a ser totalmente gasoso. Tal fenômeno, dito condensação retrógrada, ocorre quando as condições de escoamento impõem que a curva de orvalho ("*dew point*") do envelope de fases do sistema de hidrocarbonetos seja duplamente atravessada.

Um diagrama de fases mostrando a região de ocorrência do fenômeno de condensação retrógrada pode ser vista na figura 13.

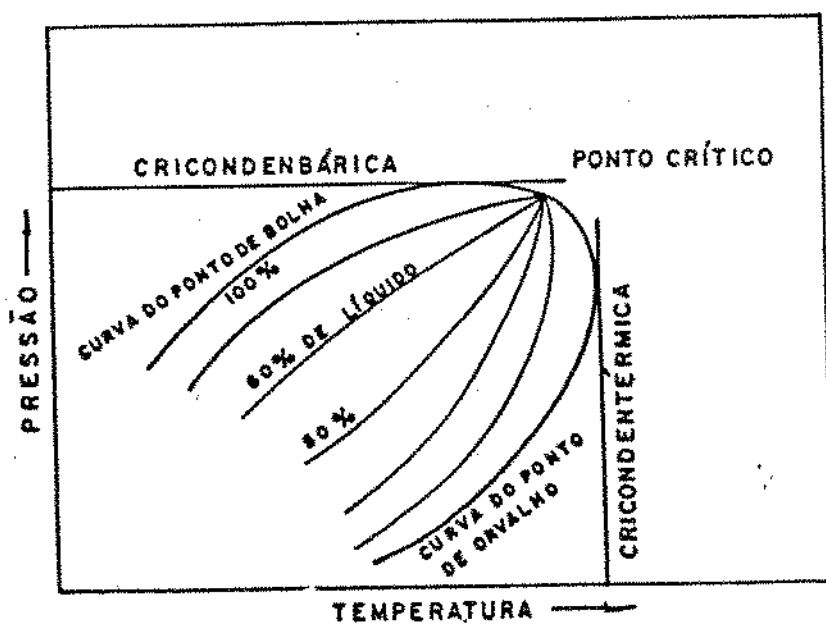


FIG.11 DIAGRAMA DE FASES TÍPICO PARA MISTURAS DE HIDROCARBONETOS.

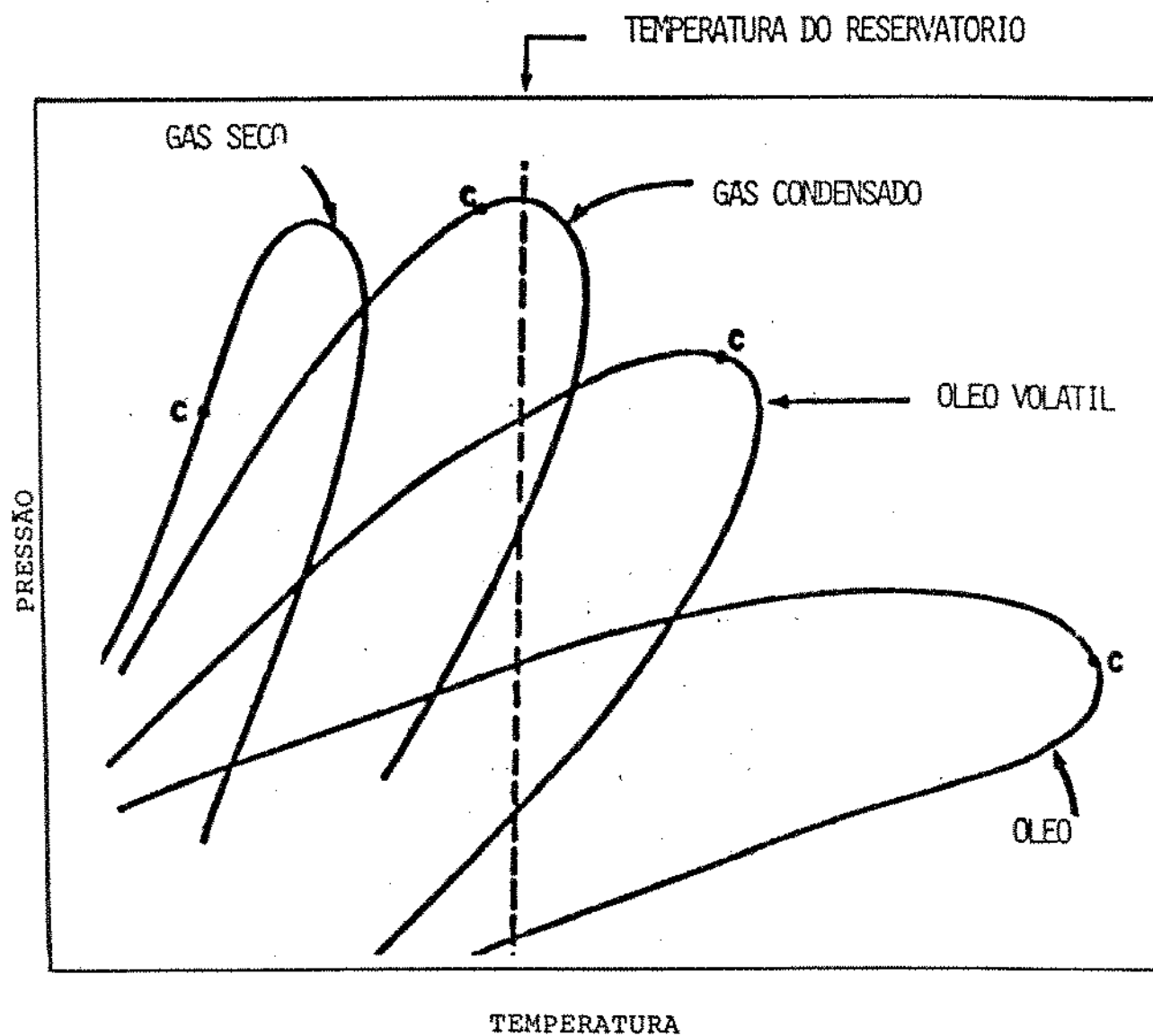


FIG 12 DIAGRAMA DE FASES DE ACORDO COM O TIPO DE HIDROCARBONETOS DE RESERVATÓRIOS DE PETRÓLEO.



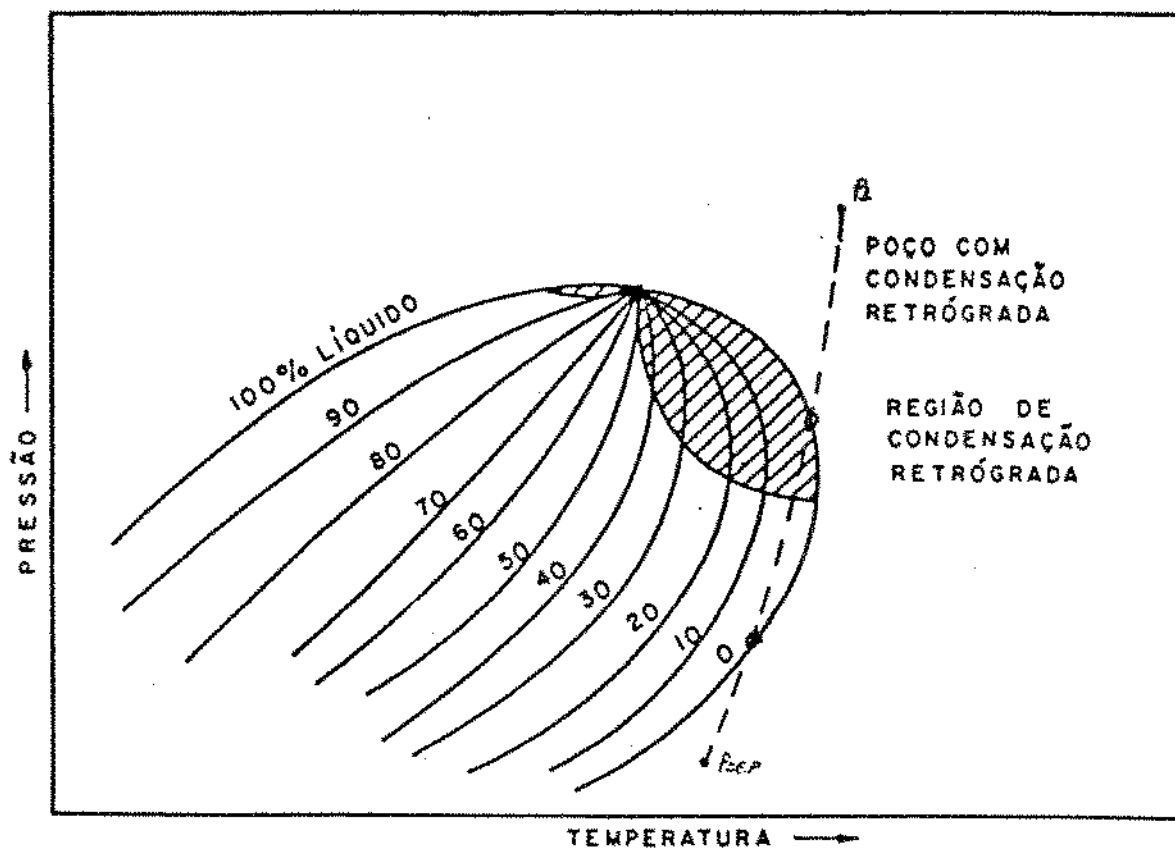


FIG.13 DIAGRAMA DE FASES TÍPICO PARA MISTURA DE HIDROCARBONETOS COM FENÔMENO DE CONDENSÇÃO RETRÓGRADA.

Os reservatórios de óleo-volátil caracterizam-se pela transformação bastante rápida da mistura líquida em mistura bifásica para valores de pressões nos contornos do ponto crítico.

Outro tipo de hidrocarboneto também bastante comum em gasodutos bifásicos refere-se ao gás associado proveniente de reservatórios produtores de óleo. Tais fluidos encontram-se dissolvidos na massa de óleo nas condições de pressão e temperatura do reservatório, e são liberados durante o processo de produção até a superfície.

A tabela 2 a seguir mostra as composições típicas dos fluidos da série de reservatórios acima citados.

| Reservatorios  | metano<br>(mol %) | intermediarios<br>(mol %) | heptanos +<br>(mol %) |
|----------------|-------------------|---------------------------|-----------------------|
| Black-oil      | 30                | 35                        | 35                    |
| Oleo volatil   | 55                | 30                        | 15                    |
| Gas condensado | 70                | 22                        | 8                     |
| Gas seco       | 90                | 9                         | 1                     |

tabela 2 Características dos reservatórios de hidrocarbonetos  
( GOULD (15) )

As propriedades físicas relevantes dos fluidos podem ser obtidas através de medição ou correlações desenvolvidas para faixas específicas de variáveis de escoamento.

A medição destas propriedades no intervalo de pressões e temperaturas do escoamento são de difícil obtenção, principalmente em tubulações de grande diâmetros, onde as dificuldades operacionais inviabilizam tal procedimento. Diante das dificuldades apresentadas, isto implica, automaticamente, na necessidade de se buscar correlações para a determinação destas grandezas.

Dependendo do tipo de hidrocarbonetos contidos no reservatório, dois enfoques são normalmente empregados para a caracterização das propriedades físicas dos fluidos: o composicional e o "black-oil".

O enfoque "black-oil" considera apenas duas fases fluindo na tubulação, a gasosa e a líquida com ou sem gás dissolvido, e é especialmente recomendada para óleos não voláteis e fluidos condensados. As correlações do tipo black-oil são bastante simples e facilmente implementadas em algoritmos computacionais. Entretanto, deve-se observar os limites de validade de cada correlação, fora do qual os resultados obtidos ficam bastante descaracterizados.

Para se determinar as propriedades físicas de interesse basta conhecer apenas os parâmetros de produção tais como: densidades dos fluidos à pressão e temperatura de separação, razão gás-líquido de produção (RGL) e a percentagem de água e sedimentos básicos no líquido (BSW).

O enfoque composicional baseia-se em Equações de Estado e correlações experimentais para determinação das propriedades das fases em cada estado de equilíbrio termodinâmico. Tal enfoque depende de conhecimento prévio da composição da mistura, e deve ser aplicada essencialmente a fluidos leves ou voláteis.

Para tais fluidos, o enfoque composicional é mais vantajoso, visto que os aspectos composicionais da mistura são considerados e resultados mais precisos podem ser obtidos. Entretanto, tal enfoque requer um tempo computacional bastante grande para caracterização dos estados de equilíbrio ao longo do escoamento. Este fato tem sido superado com o aperfeiçoamento

dos computadores e técnicas computacionais, possibilitando assim, a simulação de técnicas sofisticadas em tempos compatíveis.

Como neste trabalho são enfocados o escoamento de hidrocarbonetos gasosos condensáveis em tubulações de gás, utilizou-se a metodologia composicional para a previsão das propriedades físicas relevantes e do comportamento termodinâmico das fases. Para simulação de tais valores, empregou-se o programa GPA\*SIM (16), no qual duas técnicas de manipulação de resultados são possíveis. A primeira, permite armazenar previamente os resultados na forma de tabela em arquivos específicos, para uma posterior interpolação em intervalos de pressão e temperatura pré-estabelecidos. A segunda permite executar a rotina de cálculo continuamente ao longo do escoamento. Este último, requer, obviamente, um tempo computacional bem maior, porém, obtém-se resultados de simulação mais precisos.

## 2.5 - RESUMO

Em função do observado, modelos mecanicistas serão desenvolvidos para determinação de parâmetros dos arranjos de fases mais comuns no escoamento bifásico em gasodutos. Nestes modelos serão considerados aspectos relevantes na caracterização fenomenológica do escoamento, e explicitação de grandezas macro e microscópicas de interesse

Este trabalho de tese busca então o respaldo destes modelos propostos, através de uma análise conveniente de sensibilidade de parâmetros e confrontamento dos resultados de simulação com os dados de fluxo experimentais de gasodutos bifásicos. Pretende-se assim, viabilizar a utilização dos modelos propostos para o cálculo de grandezas como: gradiente de pressão e frações volumétricas das fases, bem como a determinação de aspectos microscópicos do escoamento em substituição às correlações fortemente empíricas até então amplamente empregadas na indústria do petróleo.

### Capítulo III - ARRANJOS DE FASES EM GASODUTOS - MODELAGEM

*"Neste capítulo são apresentadas as descrições analíticas dos modelos físicos propostos para o escoamento bifásico com padrões estratificado e anular. Para ambos arranjos de fases, empregou-se as equações de conservação da massa e momentum ao escoamento, baseando-se na consideração de estabilidade da interface gás-líquido e de que as fases caminham separadamente na tubulação. A solução implícita da equação adimensional do balanço de momentum das fases determina a espessura de líquido, que determinam outros parâmetros relevantes do escoamento tais como as frações volumétricas das fases e o gradiente de pressão."*

Durante o escoamento bifásico gás-condensado em tubulações, os arranjos de fases mais frequentes são o estratificado e o anular. Dependendo do comportamento PVT das fases é, comum também a existência de escoamento monofásico gasoso, principalmente, quando as frações molares dos componentes mais leves (metano e etano) não bastante elevadas.

O escoamento em golfadas em gasodutos geralmente é observado somente em períodos intervalados, quando do arraste de líquido na tubulação pela passagem de esferas, o que caracteriza um fenômeno transiente. Neste trabalho são estudados apenas os modelos apropriados para os arranjos na condição de fluxo permanente, quais sejam o estratificado e o anular.

Ao longo do escoamento pode ocorrer um ou mais arranjos simultaneamente. A transição entre estes arranjos depende das evoluções impostas aos fluidos pelos mecanismos governantes, conforme descrito no capítulo precedente. A cada um destes arranjos comuns ao escoamento, buscou-se um modelo físico adequado, assentado nos mecanismos de fluxo ditados pelas equações de conservação da massa e quantidade de movimento. O escoamento monofásico gasoso é descrito neste capítulo, meramente para complementar os ciclos de arranjos possíveis no escoamento. Este último, tem as suas equações de fluxo já amplamente estudadas pela pesquisa.

### 3.1 - ESCOAMENTO MONOFÁSICO GASOSO

Neste tipo de escoamento, apesar de amplamente estudado e de solução relativamente simples, restam ainda algumas discussões no que concerne ao cálculo do fator de fricção e na determinação do perfil de velocidades para regime turbulento.

As equações publicadas para o cálculo da vazão de escoamento e perda de carga em tubulações diferem basicamente pelas abordagens do fator de fricção na parede e do fator de compressibilidade do gás. As equações mais empregadas nesta classe de escoamento são: Weymouth, Panhandle e Darcy-Weysbach. As duas primeiras foram desenvolvidas para o cálculo da vazão de gás em gasodutos. Uma descrição generalizada destas equações pode ser obtida em Brill & Beggs (7).

O gradiente de pressão total é expresso pelo somatório das contribuições devido à fricção na parede, à aceleração dos fluidos e à gravidade, ou seja:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{total} = \left(\frac{dP}{dL}\right)_{fric} + \left(\frac{dP}{dL}\right)_{acel} + \left(\frac{dP}{dL}\right)_{grav} \quad (25)$$

A equação de Darcy-Weysbach (7) foi utilizada neste trabalho para o cálculo do gradiente de pressão devido à fricção, sendo descrita por:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{atrito} = \frac{f \rho_g V_g^2}{2g_c D} \quad (26)$$

onde  $f = f(Re, \epsilon/D)$

Para o cálculo do fator de fricção na parede,  $f$ , são bastante empregadas a equação de Blasius (7), para tubos lisos e a equação de Colebrook & White (11), para tubos rugosos. Tal fator pode ser obtido também através do gráfico de Moody (7).

A equação de Blasius aplicada ao escoamento de gás em tubulações pode ser descrito por:

$$f = c_g Re_g^{-m} \quad (27)$$

onde  $Re_g$  é o Número de Reynolds do gás e  $C_g = 16$ ,  $m = 1$ , para escoamento laminar, e  $C_g = 0,046$ ,  $m = 0,2$  para escoamento turbulento.

$$Re_g = \frac{V_g D}{\nu_g}$$

Para o regime turbulento em tubos rugosos adotou-se, neste trabalho, a correlação desenvolvida por Colebrook-White (11) dada pela seguinte expressão:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 1,74 + 2 \log \left( 2 \frac{\varepsilon}{D} + \frac{18,7}{Re_g \sqrt{f}} \right) \quad (28)$$

A natureza implícita da equação (26) só permite o cálculo do fator de fricção por um processo iterativo. Uma boa aproximação para esta equação pode ser obtida pela expressão de Jain (22), dada por:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 1,14 + 2 \log \left( \frac{\varepsilon}{D} + \frac{21,25}{Re_g^{0,9}} \right) \quad (29)$$

Os termos gravitacional e de aceleração são determinados respectivamente por:

$$\left[ \frac{dP}{dL} \right]_{grav} = \frac{g}{g_c} \rho_g \sin \theta \quad (30)$$

$$\left( \frac{dP}{dL} \right)_{accel} = \rho_g \frac{V_g}{g_c} \frac{dV_g}{dL} \quad (31)$$

O gradiente de pressão devido à aceleração é bastante pequeno comparado aos demais termos e normalmente desprezado.

### 3.2 - ESCOAMENTO ESTRATIFICADO

O escoamento bifásico estratificado em tubulações é caracterizado pelas fases líquida e gasosa ocuparem, respectivamente, as porções inferior e superior da tubulação. Esta configuração deve-se à predominância dos efeitos gravitacionais sobre o líquido, o que faz com que esta fase escoe na base da tubulação.

Dependendo da topografia da interface gás-líquido, esta classe de escoamentos comporta dois tipos de arranjos de fases: o estratificado suave e o estratificado com ondas. O primeiro ocorre para velocidades superficiais das fases relativamente baixas, e se caracteriza por uma interface gás-líquido aproximadamente plana. A transição para o estratificado com ondas ocorre para vazões de gás mais elevadas, quando ondas bi-dimensionais de média e grande amplitudes, associadas a uma instabilidade do tipo Kelvin-Helmholtz (29), são geradas na interface gás-líquido.

O escoamento estratificado pode ocorrer em tubulações horizontais, inclinadas ascendentes e descendentes. Nos trechos descendentes o fluxo estratificado é normalmente o regime de fluxo dominante. No ascendente, à medida em que o ângulo de inclinação aumenta este regime de fluxo desaparece rapidamente dando origem ao escoamento em golfadas ou anular.



A figura 14 mostra uma representação esquemática deste tipo de escoamento.

A modelagem utilizada neste trabalho baseia-se em uma modificação do modelo simplificado proposto por Taitel & Dukler (31) para o escoamento estratificado horizontal ou suavemente inclinado. Tais autores, buscando uma analogia com o estudo desenvolvido por Lockhart & Martinelli (24), aplicaram um balanço de forças em separado para as fases líquida e gasosa, e obtiveram a expressão adimensional do momentum linear das fases, que mostram que os parâmetros adimensionais definidos por Lockhart & Martinelli, realmente, só dependem do nível dinâmico de líquido na tubulação.

O modelagem proposta neste trabalho, para o cálculo do gradiente de pressão, das frações volumétricas das fases e outros parâmetros de fluxo, incorpora à modelagem simplificada proposta por Taitel & Dukler, correlações mais recentes para a caracterização da fricção na interface e o efeito de escorregamento entre as fases.

#### CONSERVAÇÃO DO MOMENTUM LINEAR DAS FASES

O modelo desenvolvido para o escoamento estratificado, considera um escoamento unidimensional, plenamente estabelecido, no qual as fases são admitidas incompressíveis e em equilíbrio termodinâmico. Na interface gás-líquido considera-se que não há transferência de massa e as forças exercidas de um fluido sobre o outro são iguais e opostas, ou seja, os efeitos resultantes da tensão superficial são desprezados. Em ambas as regiões ocupadas pelas fases empregam-se valores médios no tempo de propriedades físicas e trabalha-se com o conceito de velocidade média em cada região. Como neste tipo de escoamento as velocidades das fases são relativamente baixas, os efeitos de variação de energia cinética podem ser desprezados em relação aos outros efeitos. A ação de cada fase é representada por uma tensão cisalhante média no tempo na parede da tubulação.

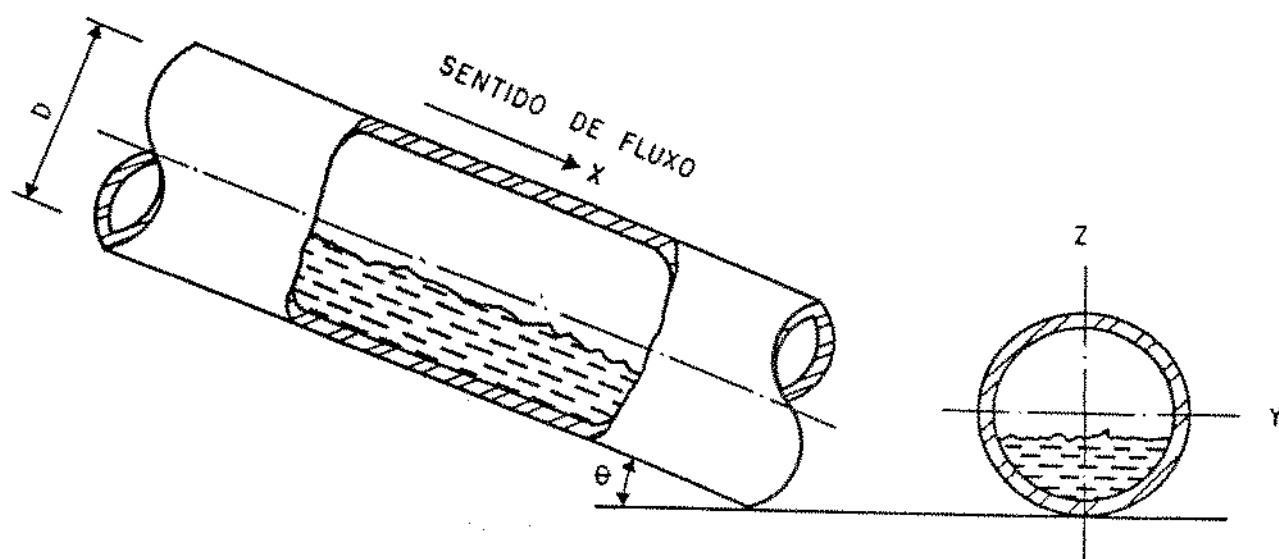


FIG. 14 REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DO ESCOAMENTO BIFÁSICO COM ARRANJO ESTRATIFICADO

Considerando-se todas as características admitidas para o escoamento bifásico gás-líquido estratificado, as equações que exprimem a conservação do momento linear das fases são:

Para a fase gasosa

$$-A_g \left( \frac{dP}{dL} \right)_g - \bar{\tau}_{pg} S_g - \bar{\tau}_i S_i + \frac{g}{g_c} \rho_g A_g \sin \theta = 0 \quad (32)$$

Para a fase líquida

$$-A_l \left( \frac{dP}{dL} \right)_l - \bar{\tau}_{pl} S_l + \bar{\tau}_i S_i + \frac{g}{g_c} \rho_l A_l \sin \theta = 0 \quad (33)$$

onde  $(dP/dL)_g$  e  $(dP/dL)_l$  são os gradientes de pressão total das fases,  $\bar{\tau}_{pg}$ ,  $\bar{\tau}_{pl}$  e  $\bar{\tau}_i$  respectivamente as tensões de cisalhamento na parede e na interface gás-líquido;  $S_l$ ,  $S_g$  e  $S_i$  são os perímetros molhados na parede e na interface respectivamente;  $A_l$  e  $A_g$  são as áreas da seção transversal ocupadas pelo líquido e pelo gás.

Desprezando-se o gradiente hidráulico transversal na fase líquida e admitindo uma interface gás-líquido estável, a seguinte condição de equilíbrio se aplica:

$$\left( \frac{dP}{dL} \right)_l = \left( \frac{dP}{dL} \right)_g = \left( \frac{dP}{dL} \right)_{total} \quad (34)$$

Usando a condição de equilíbrio descrita pela equação (34) e as equações de momento linear das fases dadas pelas equações (32) e (33) obtém-se a expressão geral do momento dada por:

$$\bar{\tau}_{pg} \frac{S_g}{A_g} - \bar{\tau}_l \frac{S_l}{A_l} + \bar{\tau}_i S_i \left( \frac{1}{A_l} + \frac{1}{A_g} \right) + \frac{g}{g_c} (\rho_l - \rho_g) \sin \theta = 0 \quad (35)$$

Dividindo-se todos os termos da equação (32) pela tensão cisalhante da fase gasosa, a expressão geral do momento das fases pode ser rearranjada como:

$$-\frac{\bar{\tau}_{pl}}{\bar{\tau}_{pg}} \frac{S_l}{A_l} + \frac{S_g}{A_g} + \frac{\bar{\tau}_i}{\bar{\tau}_{pg}} \left( \frac{S_l}{A_l} + \frac{S_g}{A_g} \right) + \frac{g}{g_c} \frac{(\rho_l - \rho_g)}{\bar{\tau}_{pg}} \text{sen}\theta = 0 \quad (36)$$

As tensões cisalhantes nas paredes devido às fases e a tensão na interface gás-líquido são convencionalmente definidas nas seguintes formas:

$$\bar{\tau}_{pl} = f_l \rho_l \frac{V_l^2}{2} \quad (37)$$

$$\bar{\tau}_{pg} = f_g \rho_g \frac{V_g^2}{2} \quad (38)$$

$$\bar{\tau}_i = f_i \rho_g \frac{V_r^2}{2} \quad (39)$$

onde  $V_r$  é a velocidade média local relativa entre as velocidades do gás e da interface. Admitindo-se a velocidade da interface por uma aproximação da velocidade média do líquido então:

$$V_r = V_g - V_i \cong V_g - V_l \quad (40)$$

Os fatores de fricção do líquido e do gás podem ser calculados pela expressão de Blasius (7) para tubos lisos, baseando-se nos diâmetros hidráulicos de cada fase para o cálculo do Número de Reynolds, ou seja:

$$f_l = C_f \left( \frac{V_l D_{hl}}{\nu_l} \right)^{-n} \quad (41)$$

$$f_g = C_g \left( \frac{V_g D_{hg}}{v_g} \right)^{-m} \quad (42)$$

onde  $n=m=1$ ,  $C_l = C_g = 16$  para fluxo laminar e  $n=m=0,2$ ,  $C_l = C_g = 0,046$  para fluxo turbulento

Para o cálculo dos diâmetros hidráulicos utilizar-se-á, nesta modelagem, a proposição de Agrawal (31), que mostrou que a fase líquida escoar de forma similar ao fluxo em um canal aberto e a fase gasosa similar ao fluxo em um duto fechado. Utilizando-se o descrito tem-se:

$$D_{hl} = 4 \frac{A_l}{S_l} \quad (43)$$

$$D_{hg} = 4 \frac{A_g}{(S_g + S_l)} \quad (44)$$

Para o fator de fricção na interface gás-líquido com padrão estratificado suave considerou-se  $f_l = f_g$ , adotado pela maioria dos pesquisadores. Para o estratificado com ondas, analisaremos nesta modelagem, as correlações propostas por Cohen & Hanratty (28) e Andritsos & Hanratty (26), dados respectivamente por:

$$f_l = 0,0142 \quad (10)$$

$$\frac{f_l}{f_g} = 1 + 15 \left( \frac{h}{D} \right)^{0,5} \left( \frac{V_{sg}}{V_{sg,t}} - 1 \right) \quad (11)$$

para  $V_{sg} < V_{sg,t}$

# FORMA ADIMENSIONAL DA EQUAÇÃO DE BALANÇO DE MOMENTUM DAS FASES

Taitel & Dukler (30) adimensionalizaram a expressão geral do balanço de momentum das fases, utilizando como variável de normalização para o comprimento o diâmetro da tubulação. Desta forma, o parâmetro adimensional que representa o nível dinâmico de líquido na tubulação é definido como:

$$\tilde{h}_l = \frac{h_l}{D} \quad (45)$$

Baseando-se na geometria esquematizada na figura 15, os seguintes parâmetros adimensionais podem ser explicitados em função de  $\tilde{h}_l$ :

$$\tilde{S}_g = \frac{S_g}{D} = \arccos(2\tilde{h}_l - 1) \quad (46)$$

$$\tilde{S}_l = \frac{S_l}{D} = \pi - \tilde{S}_g \quad (47)$$

$$\tilde{S}_l = \frac{S_l}{D} = \sqrt{1 - (2\tilde{h}_l - 1)^2} \quad (48)$$

$$\tilde{A}_g = \frac{A_g}{D^2} = \frac{1}{4} [\tilde{S}_g - (2\tilde{h}_l - 1)\tilde{S}_l] \quad (49)$$

$$\tilde{A}_l = \frac{A_l}{D^2} = \frac{1}{4} [\pi - 4\tilde{A}_g] \quad (50)$$

$$\tilde{D}_{hl} = \frac{D_l}{D} = 4 \frac{\tilde{A}_l}{\tilde{S}_l} \quad (51)$$

$$\tilde{D}_{hg} = \frac{D_g}{D} = 4 \frac{\tilde{A}_g}{(\tilde{S}_g + \tilde{S}_l)} \quad (52)$$

$$\tilde{V}_l = \frac{V_l}{V_{sl}} = \frac{\pi}{4\tilde{A}_l} \quad (53)$$

$$\tilde{V}_g = \frac{V_g}{V_{sg}} = \frac{\pi}{4\tilde{A}_g} \quad (54)$$

Substituindo-se na equação (36), os parâmetros adimensionais descritos pelas equações (34)-(41), obtém-se finalmente:

$$X^2 (\tilde{V}_l \tilde{D}_{nl})^{-n} \tilde{V}_l^2 \frac{\tilde{S}_l}{\tilde{A}_l} - (\tilde{V}_g \tilde{D}_{ng})^{-m} \tilde{V}_g^2 \left[ \frac{\tilde{S}_g}{\tilde{A}_g} + \frac{f_l}{f_g} \left( 1 - \frac{V_{sl}}{V_{sg}} \frac{\tilde{V}_l}{\tilde{V}_g} \right)^2 \left( \frac{\tilde{S}_l}{\tilde{A}_l} + \frac{\tilde{S}_l}{\tilde{A}_g} \right) \right] - 4Y = 0 \quad (55)$$

onde X e Y são respectivamente os parâmetros de Lockhart & Martinelli e Taitel & Dukler definidos por:

$$X = \left[ \frac{(dP/dL)_{sl}}{(dP/dL)_{sg}} \right]^{1/2} \quad (1)$$

$$Y = \frac{(\rho_l - \rho_g)g \sin \theta}{(dP/dL)_{sg}} \quad (4)$$

Os gradientes de pressão baseados nas velocidades superficiais do gás e do líquido são calculados respectivamente por:

$$\left( \frac{dP}{dL} \right)_{sl} = 4 \frac{C_l}{D} \left( \frac{V_{sl} D}{v_l} \right)^{-n} \rho_l \frac{V_{sl}^2}{2} \quad (56)$$

$$\left( \frac{dP}{dL} \right)_{sg} = 4 \frac{C_g}{D} \left( \frac{V_{sg} D}{v_g} \right)^{-m} \rho_g \frac{V_{sg}^2}{2} \quad (57)$$

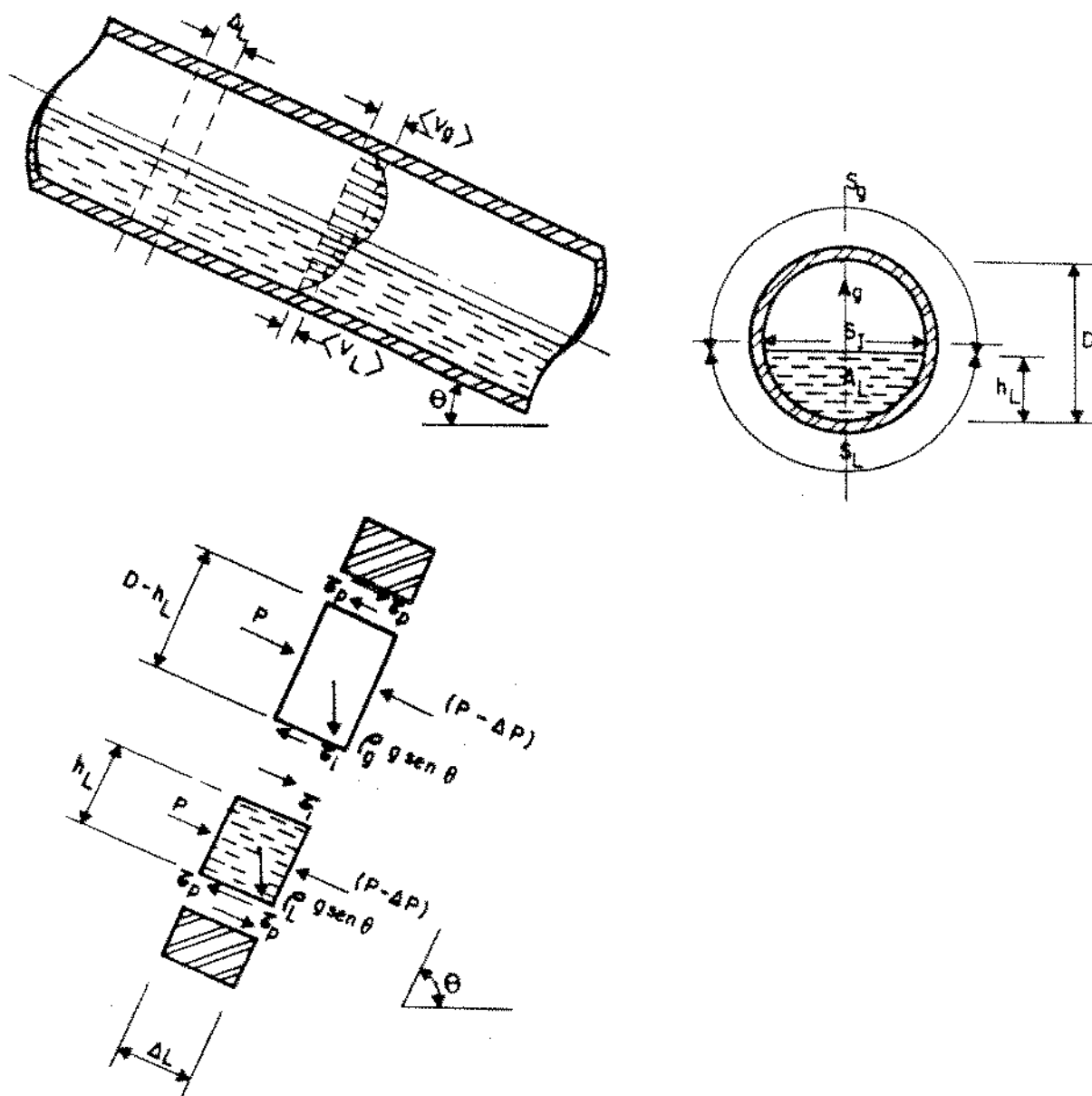


FIG.15 ESQUEMA GEOMÉTRICO UTILIZADO NO MODELO ESTRATIFICADO



A razão  $V_{sl}/V_{sg}$  pode ser também definida em termos da fração volumétrica líquida sem escorregamento como:

$$R_{lg} = \frac{V_{sl}}{V_{sg}} = \frac{\lambda_l}{(1 - \lambda_l)} \quad (58)$$

No escoamento estratificado suave, a razão entre os fatores de fricção na interface e na parede molhada pelo gás tende para a unidade, conforme descrito na equação (10), assim, o parâmetro adimensional do nível dinâmico,  $\tilde{h}_l$ , pode ser determinado iterativamente pela seguinte relação funcional entre parâmetros:

$$\tilde{h}_l = \frac{h_l}{D} = f(X, Y, R_{lg})$$

No caso do escoamento estratificado com ondas, o crescimento da razão do fator de fricção na interface, conforme mostra a equação (12), influencia significativamente a espessura de líquido do escoamento. Neste caso, a seguinte relação funcional se aplica na determinação nível dinâmico de líquido:

$$\tilde{h}_l = f(X, Y, \frac{f_i}{f_g}, R_{lg})$$

#### GRADIENTES DE PRESSÃO DAS FASES

Resolvendo-se a equação adimensional do momentum (51), através da solução implícita em  $\tilde{h}_l$ , determina-se o gradiente de pressão resolvendo as expressões de conservação de momentum das fases líquida e gasosa descritas pelas equações (29) e (30), assim:

##### Para a fase líquida

$$\left( \frac{dp}{dL} \right)_l = -C_l \left( \frac{V_{sl} D}{v_l} \right)^{-n} \rho_l \frac{V_{sl}^2}{2} (\tilde{V}_l \tilde{D}_{hl})^{-n} \frac{\tilde{V}_l^2}{D \tilde{A}_l} + C_g \left( \frac{V_{sg} D}{v_g} \right)^{-m} \rho_g \frac{V_{sg}^2}{2} (\tilde{V}_g \tilde{D}_{hg})^{-m} \tilde{V}_g^2 \left( \frac{f_i}{f_g} \right) (1 - R_{lg})^2 \frac{\tilde{V}_l}{\tilde{V}_g} \frac{\tilde{S}_l}{D \tilde{A}_l} + \rho_l \frac{g}{g_c} \sin \theta \quad (59)$$

Analogamente ao trabalho de Lockhart & Martinelli (24), o gradiente de pressão da fase líquida pode ser representado em termos do parâmetro adimensional de perda de carga da fase líquida dado pela equação (56).

$$\phi_l^2 = \frac{(\frac{dP}{dL})_l - \rho_l \frac{g}{g_c} \sin \theta}{(\frac{dP}{dL})_{ls}} = \frac{1}{4} \left[ \left( \frac{f_l}{f_g} \right) \frac{(\tilde{V}_l \tilde{D}_{hl})^{-m}}{X^2} \tilde{V}_l^2 \left( 1 - R_{lg} \frac{\tilde{V}_l}{\tilde{V}_g} \right)^2 \frac{\tilde{S}_l}{\tilde{A}_l} - (\tilde{V}_l \tilde{D}_{hl})^{-n} \tilde{V}_l^2 \frac{\tilde{S}_l}{\tilde{A}_l} \right] \quad (60)$$

**Para a fase gasosa**

$$\left( \frac{dP}{dL} \right)_g = -C_g \left( \frac{V_{sg} D}{v_g} \right)^{-m} \rho_g \frac{V_{sg}^2}{2} (\tilde{V}_g \tilde{D}_{hg})^{-m} \frac{\tilde{V}_g^2}{D \tilde{A}_g} + \left( \frac{f_l}{f_g} \right) \left( 1 - R_{lg} \frac{\tilde{V}_l}{\tilde{V}_g} \right)^2 \frac{\tilde{S}_l}{D \tilde{A}_g} + \rho_g \frac{g}{g_c} \sin \theta \quad (61)$$

De forma análoga ao descrito para a fase líquida obtém-se a perda de carga adimensional para a fase gasosa como:

$$\phi_g^2 = \frac{(\frac{dP}{dL})_g - \rho_g \frac{g}{g_c} \sin \theta}{(\frac{dP}{dL})_{gs}} = \frac{1}{4} \left\{ (\tilde{V}_g \tilde{D}_{hg})^{-m} \tilde{V}_g^2 \left[ \frac{\tilde{S}_g}{\tilde{A}_g} + \frac{f_l}{f_g} \left( 1 - R_{lg} \frac{\tilde{V}_l}{\tilde{V}_g} \right)^2 \frac{\tilde{S}_l}{\tilde{A}_g} \right] \right\} \quad (62)$$

Combinando-se as equações (60) e (62) chega-se a seguinte relação entre os parâmetros adimensionais de perda de carga das fases:

$$\phi_g^2 = \phi_l^2 X^2 + Y \quad (63)$$

As relações funcionais de dependência de variáveis para a determinação dos parâmetros adimensionais de perda de carga são ditados por:

**Para o estratificado suave**

$$\phi_l^2 = f(R_{lg}, \tilde{h}_l)$$

$$\phi_g^2 = f(R_{lg}, \tilde{h}_l)$$

### Para o estratificado com ondas

$$\phi_l^2 = f\left(\frac{f_l}{f_g}, R_{lg}, \tilde{h}_l\right)$$

$$\phi_g^2 = f\left(\frac{f_l}{f_g}, R_{lg}, \tilde{h}_l\right)$$

### FRAÇÕES VOLUMÉTRICAS DAS FASES

Conforme definido anteriormente, a fração volumétrica das fases identifica a cada seção reta do escoamento as frações da área transversal médias no tempo ocupadas pelas fases líquida e gasosa respectivamente. Tais parâmetros são determinados baseando-se apenas na representação geométrica mostrada na figura 15, e são calculadas como:

$$\alpha_l = \frac{A_l}{A} = \frac{4\tilde{A}_l}{\pi} = f(\tilde{h}_l) \quad (64)$$

$$\alpha_g = \frac{A_g}{A} = \frac{4\tilde{A}_g}{\pi} = 1 - \alpha_l \quad (65)$$

### 3.3 ESCOAMENTO ANULAR

Este tipo de escoamento ocorre para velocidades superficiais do gás elevadas, e caracteriza-se por uma fase contínua gasosa fluindo na região central da tubulação com gotículas de líquidas dispersas, enquanto o líquido remanescente escoar junto a parede na forma de um filme líquido.

No escoamento bifásico horizontal ou pouco inclinado, ao contrário do vertical, a ação da força gravitacional exerce grande influência sobre a distribuição do filme líquido na seção transversal da tubulação, tendendo a

deslocá-lo tangencialmente para a base da tubulação, caracterizando-se então, uma configuração geométrica assimétrica.

A mistura gasosa do núcleo central pode ser tratada como homogênea já que o escorregamento entre as fases pode ser considerado desprezível. Tal consideração deve-se ao fato da velocidade do gás no núcleo gasoso ser bastante elevada tendendo a carrear as gotículas líquidas dispersas.

A figura 16 ilustra uma representação esquemática do escoamento bifásico com arranjo de fases anular.

A modelagem proposta para o escoamento anular baseia-se, analogamente ao estratificado, na aplicação das equações de conservação da massa e quantidade de movimento aos dois componentes básicos do arranjo anular: o filme líquido e o núcleo gasoso. Os efeitos de transferência de massa através da interface são incorporados ao modelo empregando-se estudos experimentais desenvolvidos por pesquisadores, baseados em modelos propostos para as taxas de dispersão no núcleo gasoso e deposição no filme líquido.

Pelas condições de equilíbrio existentes na interface filme líquido-núcleo gasoso e a suposição de um filme líquido virtual de espessura média uniforme, obtém-se a equação geral adimensional do balanço de momentum das fases, a partir dos quais a espessura de filme líquido virtual e outros parâmetros de fluxo são obtidos.

Nas figuras 17 e 18 tem-se uma representação do escoamento a ser modelado.

#### CONSERVAÇÃO DO MOMENTO LINEAR DAS FASES

O modelo proposto para o regime anular considera um escoamento unidimensional plenamente estabelecido no qual as fases são admitidas incompressíveis e em equilíbrio termodinâmico. Na interface filme líquido-núcleo gasoso considera-se que as forças exercidas de um componente sobre o outro são iguais e opostas, ou seja, os efeitos resultantes da tensão super-

ficial são desprezados. Quanto ao filme líquido, considera-se que o mesmo é isento de gás dissolvido, tendo uma distribuição média virtual de sua espessura ao longo do perímetro da seção transversal da tubulação. O núcleo gasoso é tratado como homogêneo com o gás e as gotículas líquidas dispersas viajando sem escorregamento a mesma velocidade. Não são utilizados os perfis de velocidades no filme líquido e núcleo gasoso e sim, valores médios de velocidades nestas regiões. Apenas na região do filme líquido é desprezado o efeito de variação da energia cinética. Os efeitos das forças viscosas no filme líquido são representados por uma tensão cisalhante média na parede da tubulação.

Considerando todas as características admitidas para o escoamento bifásico anular, o princípio de conservação do momento linear aplicado ao filme líquido de espessura média virtual origina:

$$P A_{ll} - (P + dP)A_{ll} - \bar{\tau}_p S_p dL + \bar{\tau}_i S_i dL - W_{ll} \frac{g}{g_c} \sin\theta = 0 \quad (66)$$

$$\left( \frac{dP}{dL} \right)_{ll} = \bar{\tau}_p \frac{S_p}{A_{ll}} - \bar{\tau}_i \frac{S_i}{A_{ll}} + \rho_{ll} \frac{g}{g_c} \sin\theta \quad (67)$$

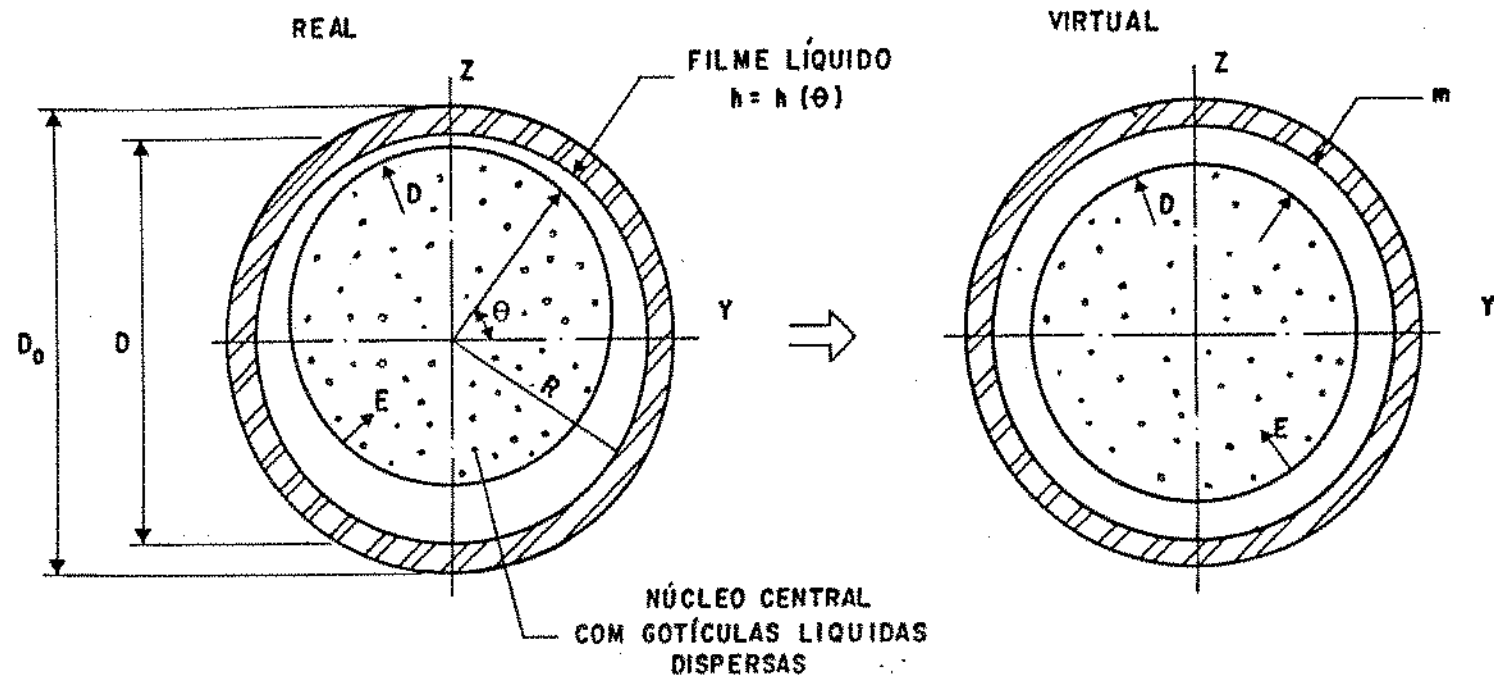
onde nesta equação,  $(dP/dL)_{ll}$  é o gradiente de pressão total,  $\bar{\tau}_p$  e  $\bar{\tau}_i$  são respectivamente as tensões médias de cisalhamento na parede da tubulação e na interface filme-núcleo.  $S_p$  e  $S_i$  são os perímetros molhados na parede e na interface respectivamente.  $A_{ll}$  é a área transversal do filme líquido.

A equação que representa a conservação do momentum linear do núcleo gasoso é expressa como:

$$P A_c - (P + dP)A_c - \bar{\tau}_i S_i dL - W_c g \sin\theta = W_c (V_c + dV_c) - W_c V_c \quad (68)$$

ou,

FIG. 17 REPRESENTAÇÕES ESQUEMÁTICAS DA SEÇÃO TRANSVERSAL DE UMA TUBULAÇÃO SOB ESCOAMENTO ANULAR MOSTRANDO A DISTRIBUIÇÃO REAL DO FILME LÍQUIDO E A VIRTUAL ADOTADA NA MODELAGEM.



ESPESSURA DO FILME LÍQUIDO

$$h = h(\theta)$$

TENSÃO DE CIZALHAMENTO NA PAREDE

$$\tau_p = \tau_p(\theta)$$

TENSÃO DE CIZALHAMENTO NA INTERFACE

$$\tau_i = \tau_i(\theta)$$

TAXA DE DEPOSIÇÃO DE GOTÍCULAS

$$R_D = R_D(\theta)$$

TAXA DE ATOMIZAÇÃO

$$R_A = R_A(h)$$

$$m = \langle h(\theta) \rangle = \frac{1}{2\pi R} \int_0^{2\pi} h(\theta) d\theta$$

$$\tau_p = \langle \tau_p(\theta) \rangle = \frac{1}{2\pi R} \int_0^{2\pi} \tau_p(\theta) d\theta$$

$$\tau_i = \langle \tau_i(\theta) \rangle = \frac{1}{2\pi R} \int_0^{2\pi} \tau_i(\theta) d\theta$$

$$R_A = R_D$$

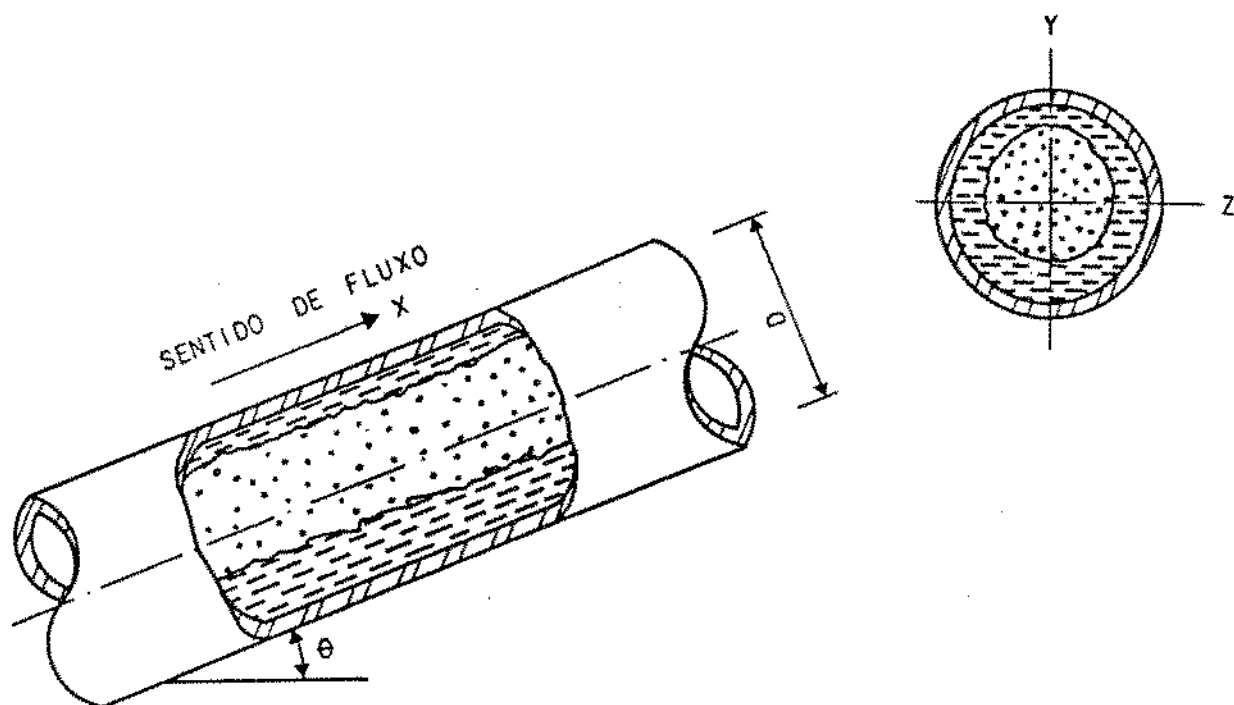


FIG.16 REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DO ESCOAMENTO BIFÁSICO COM ARRANJO ANULAR

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_c = \bar{\tau}_i \frac{S_i}{A_c} + \frac{W_c}{A_c} \frac{dV_c}{dL} + \rho_c \frac{g}{g_c} \sin\theta \quad (69)$$

Na equação (69) o termo referente à variação de energia cinética no núcleo gasoso pode ser expandido como:

$$\frac{W_c}{A_c} \frac{dV_c}{dL} = G_c \frac{dV_c}{dP} = -x_c G_c^2 \frac{dv_{gc}}{dP} \left(\frac{dP}{dL}\right)_c \quad (70)$$

onde  $x_c$ ,  $G_c$  e  $v_{gc}$  são respectivamente o título, velocidade mássica e volume específico do gás no núcleo gasoso.

Considerando a mistura no núcleo gasoso com características de gás perfeito, a equação (69) pode ser reescrita como:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_c = \frac{\bar{\tau}_i \frac{S_i}{A_c} + \rho_c g \sin\theta}{1 - x_c G_c^2 \frac{RT}{P^2}} = \frac{\bar{\tau}_i}{E_c} \frac{S_i}{A_c} + \rho_c \frac{g}{g E_c} \sin\theta \quad (71)$$

onde  $(dP/dL)_c$  é o gradiente de pressão total no núcleo gasoso,  $\rho_c$  é o peso específico da mistura do núcleo gasoso,  $A_c$  é a área total transversal do núcleo gasoso e  $E_c$  é o parâmetro que incorpora os efeitos da variação de energia cinética da massa central gasosa.

O equilíbrio resultante da condição de estabilidade admitida para a interface filme-núcleo é ditada pela seguinte igualdade:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{II} = \left(\frac{dP}{dL}\right)_c = \left(\frac{dP}{dL}\right)_{total} \quad (72)$$



Usando-se a condição de equilíbrio descrita pela equação (72) e as equações de conservação do momentum linear dos componentes descritas pelas equações (67) e (69) obtém-se:

$$\bar{\tau}_{pl} \frac{S_p}{A_{pl}} - \bar{\tau}_i \frac{S_i}{A_{pl}} + \rho_{ll} g \sin \theta = \frac{\bar{\tau}_i}{E_c} \frac{S_i}{A_c} + \rho_c \frac{g}{g_c E_c} \sin \theta \quad (73)$$

isto é :

$$\bar{\tau}_{pl} \frac{S_p}{A_{pl}} - \bar{\tau}_i \left( \frac{S_i}{A_{pl}} + \frac{S_i}{E_c A_c} \right) + \left( \rho_{ll} - \frac{\rho_c}{E_c} \right) \frac{g}{g_c} \sin \theta = 0 \quad (74)$$

Baseado na espessura virtual uniforme admitida para o filme líquido e na configuração esquematizada para o escoamento anular na figura 19, as seguintes relações geométricas relevantes à modelagem deste tipo de escoamento podem ser escritas:

Área da seção reta da tubulação

$$A = \pi \frac{D^2}{4} \quad (75)$$

Área da seção reta do núcleo gasoso

$$A_c = \pi \frac{(D - 2\delta_v)^2}{4} \quad (76)$$

Área da seção reta do filme líquido

$$A_{pl} \cong \pi \delta_v (D - \delta_v) \quad (77)$$

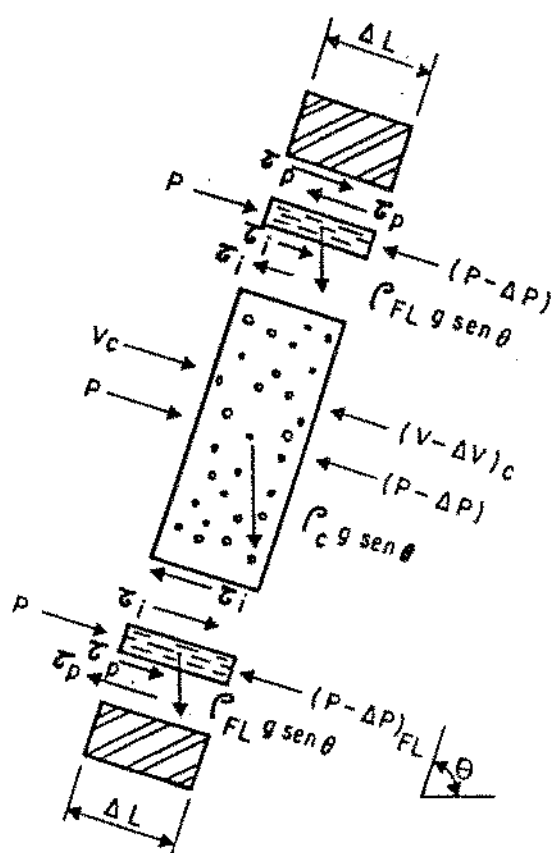
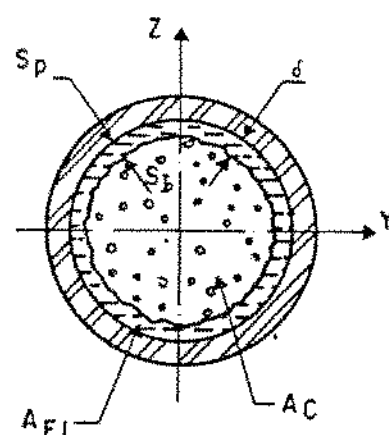
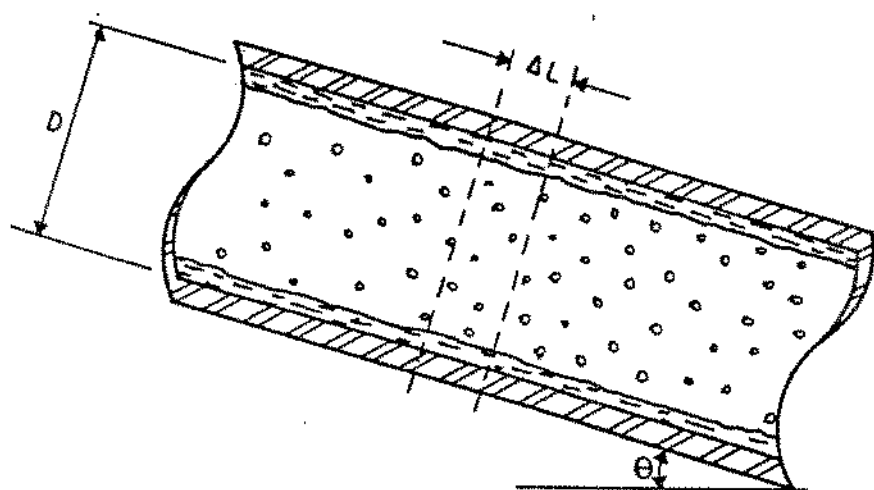


FIG.18 ESQUEMA GEOMÉTRICO UTILIZADO NO MODELO ANULAR

Perímetro molhado associado à parede da tubulação

$$S_p = \pi D \quad (78)$$

Perímetro molhado associado à interface filme líquido-núcleo gasoso

$$S_i = \pi(D - 2\delta_v) \quad (79)$$

Em termos desses parâmetros geométricos, os diâmetros hidráulicos aplicados ao filme líquido e núcleo gasoso são definidos respectivamente por:

$$D_{hl} = 4 \frac{A_{fl}}{S_p} = 4\delta_v \left( \frac{D - \delta_v}{D} \right) \quad (80)$$

$$D_{hc} = 4 \frac{A_c}{S_i} = (D - 2\delta_v) \quad (81)$$

#### BALANÇO DE MASSA DAS FASES

Um balanço de massa aplicado ao líquido que flui parte como filme líquido e parte como gotículas dispersas no núcleo gasoso conduz aos seguintes resultados:

$$W_{fl} = W_l (1 - F_e) \quad (82)$$

onde  $F_e$  é a fração de líquido dispersa na massa central gasosa,  $W_{fl}$  a vazão mássica de líquido no filme e  $W_l$  a vazão mássica de líquido total. Exprimindo estas vazões na forma:

$$W_{fl} = \rho_{fl} A_{fl} V_{fl} \quad (83)$$

$$W_l = \rho_l A V_{sl} \quad (84)$$

e como  $\rho_{fl} = \rho_{lc} = \rho_l$  a velocidade média local do filme líquido é obtida como:

$$V_{fl} = V_{sl} \frac{(1 - F_e) D^2}{4 \delta_v (D - \delta_v)} \quad (85)$$

Como o escoamento da mistura gás-gotículas dispersa é por hipótese considerado sem escorregamento, o modelo homogêneo pode ser aplicado ao núcleo gasoso. Assim:

$$V_{gc} = V_{lc} = V_c \quad (86)$$

a partir do que pode-se facilmente obter:

$$\frac{1 - x_c}{x_c} = \frac{\rho_l}{\rho_g} \left( \frac{1 - \alpha_c}{\alpha_c} \right) \quad (87)$$

onde  $V_{gc}$ ,  $V_{lc}$  são respectivamente as velocidades médias locais do gás e líquido no núcleo gasoso ;  $x_c$  é o título da mistura no núcleo central definido por:

$$x_c = \frac{W_g}{W_g + F_e W_l} = \frac{\rho_g Q_g}{\rho_g Q_g + F_e \rho_l Q_l} \quad (88)$$

Substituindo a equação (88) na relação (87), introduzindo as velocidades superficiais do líquido e do gás e usando-se as relações geométricas (75) e (76) obtém-se:

$$V_c = (V_{sg} + F_e V_{sl}) \left( \frac{D}{D - 2\delta_v} \right)^2 \quad (89)$$

ou alternativamente:

$$\alpha_c = \frac{A_c}{A} = \frac{V_{sg}}{V_{sg} + F_e V_{sl}} \quad (90)$$

#### TENSÃO DE CISALHAMENTO NA PAREDE E NA INTERFACE FILME-NÚCLEO

A tensão cisalhante causada pelo efeito das forças viscosas na parede da tubulação é definido de forma convencional conforme descrito pela equação (91) abaixo:

$$\bar{\tau}_{fl} = f_{fl} \rho_l \frac{V_{fl}^2}{2} \quad (91)$$

onde para o fator de atrito  $f_{fl}$  pode ser empregada novamente a equação de Blasius para tubos lisos obtendo-se:

$$f_{fl} = C_{fl} Re_{fl}^{-n} = C_{fl} \left( \frac{D_{hfl} V_{fl}}{\nu_{fl}} \right)^{-n} \quad (92)$$

onde na equação (92)  $C_{fl} = 16$  e  $n = 1$  são os valores para o regime laminar e  $C_{fl} = 0,046$  e  $n = 0,2$  para o regime turbulento.

Similarmente ao definido para a tensão cisalhante na parede, a tensão que ocorre na interface filme-núcleo pode ser expressa como:

$$\tau_i = f_i \rho_c \frac{V_r^2}{2} = f_i \rho_c \frac{(V_{fl} - V_i)^2}{2} \quad (93)$$

Admitindo-se que a velocidade média local da interface possa ser aproximada pela velocidade média local do filme líquido, e desde que  $V_c \gg V_{fl}$ , pode-se desprezar  $V_{fl}$  em relação a  $V_c$ . Neste caso então a tensão cisalhante na interface pode ser aproximada por:

$$\tau_i = f_i \rho_c \frac{V_c^2}{2} \quad (94)$$

A caracterização da fricção na interface filme-núcleo é sem dúvida uma grande dificuldade para a modelagem do escoamento anular. Laurinat-Dallman & Hanratty (23), baseados em dados experimentais, propuseram a seguinte correlação para o fator de fricção nesta interface :

$$\frac{f_i}{f_c} = [1 + (61 F_h^{0.5})^2]^{1/2} \quad (17)$$

onde  $F_h$  é um parâmetro adimensional definido por Henstock & Hanratty (21) como:

$$F_h = \frac{m^+}{Re_c^{0.9}} \left( \frac{v_l}{v_c} \right) \left( \frac{\rho_l}{\rho_c} \right)^{1/2} \quad (16)$$

onde  $m^+$  é o parâmetro adimensional do filme líquido tempo correlacionado também por estes pesquisadores como uma função do Número de Reynolds do filme líquido como:

$$m^+ = \gamma_h(Re_{fl}) = [(0,566 Re_{fl}^{0.5})^{2.5} + (0,0303 Re_{fl}^{0.9})^{2.5}]^{0.4} \quad (18)$$

onde na equação (17),  $Re_{fl} = \frac{V_{fl} D_{fl}}{\nu_l}$

O fator de atrito no núcleo gasoso também pode ser determinado usando a equação de Blasius na forma:

$$f_c = C_c \left( \frac{V_c D_{hc}}{v_c} \right)^{-m} \quad (14)$$

De forma idêntica ao considerado para o filme líquido, a constante  $C_c = 16$  e  $m = 1$  para o regime laminar e  $C_c = 0,046$  e  $m = 0,2$  para o regime turbulento

#### DISPERSÃO DE LÍQUIDO NO NÚCLEO GASOSO

O fenômeno de dispersão de gotículas no núcleo gasoso é outro mecanismo do escoamento bastante complexo e de difícil caracterização na modelagem do arranjo anular. Dentre as proposições citadas na revisão bibliográfica para a determinação da fração líquida dispersa para tubulações horizontais, optou-se neste trabalho pela correlação de Dallman-Laurinat & Hanratty (12). Tais pesquisadores baseados em medidas da experimentais da fração líquida dispersa no núcleo gasoso ("entrainment"), propuseram a seguinte correlação para a caracterização deste mecanismo:

$$F_e = \left( 1 - \frac{W_{f/c}}{W_l} \right) \left( \frac{C}{1 + C} \right) \quad (20)$$

$$\text{onde } C = [D \rho_c^{0,5} \rho_l^{0,5} V_c^3 (K_a / 4K_d)]^{3/2}$$

onde a razão entre as constantes de atomização e deposição foi correlacionada por Dallman (13), conforme mostra a figura 9, obtendo-se:

$$\frac{K_a}{4K_d} = 3,0 \times 10^{-6} \text{ sec}^3 / \text{Kg.m}$$

$W_{f/c}$  é a vazão mássica crítica do filme líquido para o início de atomização de gotículas no núcleo gasoso.

Substituindo-se o descrito para as relações geométricas relevantes do escoamento anular e o fator de fricção dada pela equação de Blasius, a tensão cisalhante na parede devido ao filme líquido pode ser re-escrita como:

$$\bar{\tau}_{pl} = C_{fl} \left[ \frac{4\delta_v(D - \delta_v)}{D} \frac{V_{ls}}{v_l} \frac{(1 - F_e) D^2}{4\delta_v(D - \delta_v)} \right]^{-n} \frac{\rho_l}{2} \left[ \frac{V_{sl}(1 - F_e) D^2}{4\delta_v(D - \delta_v)} \right]^2 \quad (95)$$

ou ainda,

$$\bar{\tau}_{pl} = \left[ \frac{dP}{dL} \right]_{sl} \frac{(1 - F_e)^{2-n} D^5}{\delta_v^2 (D - \delta_v)^2 64} \quad (96)$$

onde o gradiente de pressão baseado na velocidade superficial do filme líquido pode ser calculado como:

$$\left[ \frac{dP}{dL} \right]_{sl} = 4 \frac{\bar{\tau}_p}{D} = \frac{4}{D} \rho_l \frac{V_{sl}^2}{2} C_{fl} \left[ \frac{D V_{sl}}{v_l} \right] \quad (97)$$

A tensão na interface filme-núcleo é descrita de forma similar ao filme líquido como:

$$\bar{\tau}_l = \left[ \frac{dP}{dL} \right]_{cs} \frac{f(F_h)}{(D - 2\delta_v)^{4-m}} \frac{D^{5-m}}{4} \quad (98)$$

ou ainda,

$$\left[ \frac{dP}{dL} \right]_{cs} = 4 \frac{\bar{\tau}_l}{D} = \frac{4}{D} \rho_c \frac{V_{cs}^2}{2} C_c \left[ \frac{D V_{cs}}{v_c} \right] \quad (99)$$

A equação (99) refere-se ao gradiente de pressão por fricção do núcleo gasoso caso este ocupe sózinho toda a seção da tubulação. Nesta equação a velocidade superficial, o peso específico e a viscosidade da mistura homogênea gás-gotículas são dadas respectivamente por:



$$V_{cs} = V_{sg} + V_{sl} F_e \quad (100)$$

$$\rho_c = \rho_g \alpha_c + \rho_l (1 - \alpha_c) \quad (101)$$

$$v_c = v_g \alpha_c + v_l (1 - \alpha_c) \quad (102)$$

Substituindo-se as expressões (96) e (98) na equação (74) e novamente usando as relações geométricas (75) e (76) obtém-se finalmente:

$$\left[ \frac{dP}{dL} \right]_{ls} \frac{(1 - F_e)^{2-n} D^5}{[4\delta_v(D - \delta_v)]^3} - \left( \frac{f_l}{f_c} \right) \left[ \frac{D^{5-m}}{4D(D - 2\delta_v)^{3-m} \delta_v(D - \delta_v)} + \frac{D^{5-m}}{E_c(1 - 2\delta_v)^{3-m}} \right] - \frac{(\rho_l - \frac{\rho_g}{E_c}) \frac{g}{g_c} \sin \theta}{\left[ \frac{dP}{dL} \right]_{cs}} = 0$$

A equação acima tem a mesma forma da equação (55) para o escoamento estratificado. Com base nos parâmetros adimensionais definidos por Lockhart & Martinelli (24) e Taitel & Dukler (30) e a semelhança no tratamento de ambos os escoamentos, Caetano (9) agrupou-os em termos de parâmetros modificados definidos por:

$$X_m^2 = \frac{\left[ \frac{dP}{dL} \right]_{ls}}{\left[ \frac{dP}{dL} \right]_{cs}} \quad (104)$$

onde  $X_m$  é o parâmetro de Lockhart & Martinelli modificado, e:

$$Y_{mc} = \frac{(\rho_l - \frac{\rho_g}{E_c}) \frac{g}{g_c} \sin \theta}{[dP/dL]_{cs}} \quad (105)$$

onde  $Y_{mc}$  é o parâmetro do tipo Taitel & Dukler modificado.

De forma similar ao escoamento estratificado, a equação (103) pode ser adimensionalizada escolhendo o diâmetro da tubulação como variável de

normalização para as variáveis de comprimento. Desta forma, a espessura adimensional do filme líquido virtual é escrita como:

$$\tilde{\delta}_v = \frac{\delta}{D} \quad (106)$$

Com o auxílio das relações (104)-(106) e a equação (103) torna-se:

$$X_m^2 \frac{(1 - F_e)^{2-n}}{[4 \tilde{\delta}_v (1 - \tilde{\delta}_v)]^3} - \left( \frac{f_l}{f_c} \right) \left[ \frac{1}{4 (1 - 2 \tilde{\delta}_v)^{3-m} \tilde{\delta}_v (1 - \tilde{\delta}_v)} + \frac{1}{E_c (1 - 2 \tilde{\delta}_v)^{5-m}} \right] + Y_{mc} = 0 \quad (107)$$

A expressão adimensionalizada (107) estabelece a seguinte relação funcional para determinação da espessura adimensional virtual do filme líquido:

$$\tilde{\delta}_v = f(X_m, F_e, \frac{f_l}{f_c}, Y_{mc}, E_c)$$

#### GRADIENTE DE PRESSÃO TOTAL

Analogamente ao considerado para a modelagem do regime estratificado o gradiente de pressão total pode ser obtido a partir das equações (67) e (71) de conservação do momentum dos componentes. Os parâmetros adimensionais que relacionam as perdas de carga no filme líquido e núcleo gasoso são descritos por:

$$\phi_{cs}^2 = \frac{\left( \frac{dP}{dL} \right)_c - \frac{\rho_g g}{g_c} E_c \sin \theta}{\left( \frac{dP}{dL} \right)_{cs}} = \frac{(f_l/f_c)}{(1 - 2 \tilde{\delta}_v)^{5-m}} \quad (108)$$

onde  $\phi_{cs}$  é o parâmetro adimensional de perda de carga no núcleo gasoso definido de maneira análoga ao desenvolvido por Lockhart & Martinelli (24)

incorporando-se neste o parâmetro devido à variação de energia cinética do núcleo gasoso.

$$\phi_{fl}^2 = \frac{\left(\frac{dP}{dL}\right)_fl - \rho_l \frac{g}{g_c} \sin \theta}{\left(\frac{dP}{dL}\right)_{sl}} = \frac{(1 - F_e)^{2-n}}{[4\tilde{\delta}_v(1 - \tilde{\delta}_v)]^3} - \frac{\left(\frac{f_l}{f_c}\right)}{4X_m^2 \tilde{\delta}_v(1 - \tilde{\delta}_v)(1 - 2\tilde{\delta}_v)^{3-m}} \quad (109)$$

onde  $\phi_{fl}$  é o parâmetro adimensional de perda de carga no filme líquido.

Combinando-se as equações (108) e (109) chega-se a seguinte relação entre os parâmetros adimensionais de perda de carga do filme líquido e núcleo gasoso:

$$\phi_{cs}^2 = \phi_{fl}^2 X_m^2 + Y_{mc} \quad (110)$$

A relação funcional existente para determinação dos parâmetros adimensionais de perda de carga  $\phi_{fl}$  e  $\phi_{cs}$  pode ser expressa na forma:

$$\phi_{cs} = f\left(\frac{f_l}{f_c}, \tilde{\delta}_v\right)$$

$$\phi_{fl} = f\left(F_e, X_m, \frac{f_l}{f_c}, \tilde{\delta}_v, E_c\right)$$

#### FRAÇÕES VOLUMÉTRICAS LÍQUIDA E GASOSA

As frações volumétricas das fases são parâmetros importantes para a análise deste tipo de escoamento, e representam as frações de área da tubulação ocupadas por cada uma das fases. Neste tipo de arranjo especificamente duas frações volumétricas se destacam: a fração volumétrica total e a relativa ao núcleo gasoso sómente.

A fração volumétrica líquida total é a relação existente entre a área de líquido total e a área da seção reta, ou seja:

$$\alpha_l = \frac{A_l}{A} = \frac{A_{fl} + A_{lc}}{A} \quad (111)$$

onde  $A_{fl}$  é a área da seção transversal ocupada pelo filme líquido e  $A_{lc}$  a área de líquido dispersa no núcleo gasoso. Tais áreas podem ser escrita como:

$$A_{fl} \cong \pi \delta_v (D - \delta_v) \quad (112)$$

$$A_{lc} = (1 - \alpha_c) A_c \quad (113)$$

A área da seção transversal do núcleo gasoso pode ser expressa como:

$$A_c = \frac{\pi}{4} (D - 2 \delta_v)^2 \quad (114)$$

Substituindo-se as equações (112)-(114) na equação (111) a fração volumétrica líquida total é determinada por:

$$\alpha_l = 4 \frac{\delta_v}{D} \left(1 - \frac{\delta_v}{D}\right) + (1 - \alpha_c) \left(1 - 2 \frac{\delta_v}{D}\right)^2 \quad (115)$$

ou ainda em termos da espessura adimensional:

$$\alpha_l = 4 \tilde{\delta}_v (1 - \tilde{\delta}_v) + (1 - \alpha_c) (1 - 2 \tilde{\delta}_v)^2 \quad (116)$$

Devido às frações volumétricas das fases serem grandezas complementares a fração volumétrica gasosa pode ser determinada como:

$$\alpha_g = 1 - \alpha_l = 1 - 4 \tilde{\delta}_v (1 - \tilde{\delta}_v) - (1 - \alpha_c) (1 - 2 \tilde{\delta}_v)^2 \quad (117)$$

A fração volumétrica relativa ao núcleo gasoso  $\alpha_c$  é expressa pela equação (85) admitindo a homogeneidade da mistura do núcleo gasoso e por conseguinte a inexistência de escorregamento entre as fases. Assim:

$$\alpha_c = \frac{A_c}{A} = \frac{V_{gs}}{V_{gs} + F_e V_{ls}} = \frac{1}{1 + \frac{V_{ls}}{V_{gs}} F_e} = \frac{1}{1 + R_{lg} F_e} \quad (90)$$

## Capítulo IV

### METODOLOGIA COMPOSICIONAL PARA A DETERMINAÇÃO DOS PERFIS DE TEMPERATURA E PRESSÃO

*"Neste capítulo descreve-se a metodologia utilizada para a determinação do perfil de temperaturas do escoamento. A equação do balanço de entalpia é obtida a partir do desenvolvimento da Equação da Primeira Lei da Termodinâmica. Uma solução explícita para o cálculo do perfil de temperaturas é apresentada através da equação generalizada de Schorre."*

#### 4.1 - DETERMINAÇÃO DO PERFIL DE TEMPERATURAS

Métodos precisos de determinação do perfil de temperatura ao longo do escoamento, são extremamente importantes para a previsão do gradiente de pressão e frações volumétricas das fases. Estes parâmetros, especificamente, dependem de propriedades físicas que variam com as condições termodinâmicas do escoamento.

Uma das formas de se determinar o perfil de temperaturas do escoamento consiste na medição direta em pontos discretos da tubulação, extendendo-se aos demais pontos através de um processo de interpolação adequado. Entretanto, existem tubulações que por razões de projeto ou operação, não permitem tais medições.

Outra forma, bastante empregada em estudos de simulação, consiste na solução analítica da equação da energia. Nesta metodologia, a equação de balanço de entalpia é obtida baseada no desenvolvimento da Equação da Primeira Lei da Termodinâmica, onde são considerados os efeitos gravitacionais, variação da velocidade de fluxo, transferência de calor e efeitos expansivos de Joule-Thompson.

A Primeira Lei da Termodinâmica aplicada a um elemento infinitesimal do escoamento estabelece que:

$$dQ_t = dE + \frac{VdV}{J} g_c + \frac{g}{Jg_c} \sin\theta dL + \frac{1}{J} d\left(\frac{p}{\rho}\right) \quad (118)$$

Como não há trabalho de eixo e com a hipótese de que a variação da energia cinética pode ser desprezada, e a equação acima pode ser reescrita como:

$$dQ_t = dE + \frac{g}{Jg_c} \sin\theta dL + \frac{1}{J} d\left(\frac{p}{\rho}\right) = dH + \frac{g}{Jg_c} \sin\theta dL \quad (119)$$

Assim, a equação de balanço de entalpia em termos diferenciais pode ser expressa por:

$$\frac{dH}{dL} = \frac{dQ}{dL} - \frac{g}{Jg_c} \sin\theta \quad (120)$$

Em termos de diferenças finitas a equação de balanço de entalpia é escrita como:

$$H_{i+1} = H_i - Q_t - \frac{g}{Jg_c} (L_{i+1} - L_i) \sin\theta \quad (121)$$

A entalpia total para a mistura bifásica pode ser calculada através das entalpias específicas ponderadas em relação ao título, ou seja:

$$H = H_l(1 - x) + H_g x \quad (122)$$

O fluxo de calor transversal à seção da tubulação é determinado computando-se as contribuições devidas à convecção interna, condução através da parede e convecção externa no cálculo do coeficiente global de troca térmica, e assumindo valores médios de temperaturas em cada segmento de cálculo. Assim:

$$Q_t = U \left( \frac{\pi D_0 \Delta L}{W_t} \right) (\bar{T} - \bar{T}_e) \quad (123)$$

onde a temperatura média de fluxo é dada por:

$$\bar{T} = \left( \frac{T_i + T_{i+1}}{2} \right) \quad (124)$$

O coeficiente global de troca térmica é dado por:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{U_{int}} + \frac{1}{U_{cond}} + \frac{1}{U_{ext}} \quad (125)$$

A determinação passo a passo da temperatura de fluxo, através de um balanço rigoroso de entalpia, pode ser resumida no seguinte algoritmo computacional:

1. Conhecendo-se  $P(i)$ ,  $T(i)$  e comprimento do trecho fixo estima-se  $P(i+1)$  e  $T(i+1)$ .
2. Com a equação (121) calcula-se  $H(i+1)_{calc}$ .
3. Com  $P(i+1)$  e  $T(i+1)$  estimados e a composição da mistura gasosa determina-se  $H(i+1)_{est}$  através do simulador composicional GPA\*SIM (16);
4. Compara-se  $H(i+1)_{est}$  com  $H(i+1)_{calc}$ . Caso não haja convergência dentro da dentro da tolerância desejada, estima-se uma nova temperatura  $T(i+1)$  pela equação  $T(i+1)_{novo} = 2\bar{T} - T(i)$ , onde  $\bar{T} = T_e + Q_t \frac{W_t}{U \pi D_0 \Delta L}$



Uma solução explícita aproximada para  $T(l+1)$  pode ser obtida desprezando-se o termo de energia potencial da equação (120). Neste caso então tem-se:

$$\frac{dH}{dL} = \frac{dQ_t}{dL} \quad (126)$$

$$\frac{dH}{dL} = c_p \frac{dT}{dL} - \eta c_p \frac{dP}{dL} \quad (127)$$

$$\frac{dQ_t}{dL} = U\pi \frac{D_o}{W_l} \frac{dT}{dL} \quad (128)$$

O calor específico da mistura,  $c_p$ , e o coeficiente de Joule-Thompson,  $\eta$ , são determinados através da entalpia da mistura usando o conceito de diferenças finitas. Ou seja:

$$c_p = \left[ \frac{\partial H}{\partial T} \right]_P = \frac{H_m(P, T + \Delta T) - H_m(P, T - \Delta T)}{2\Delta T} \quad (129)$$

$$\left[ \frac{\partial H}{\partial P} \right]_T = \frac{H_m(P + \Delta P, T) - H_m(P - \Delta P, T)}{2\Delta P} \quad (130)$$

$$\eta = \left[ \frac{\partial T}{\partial P} \right]_H = - \frac{\left( \frac{\partial H}{\partial P} \right)_T}{\left( \frac{\partial H}{\partial T} \right)_P} = - \frac{\left( \frac{\partial H}{\partial P} \right)_T}{c_p} \quad (131)$$

Integrando-se a equação (126), com ajuda das equações (127) e (128), em um segmento de tubo com propriedades constantes, obtém-se a equação generalizada de Schorre (15) para o cálculo da temperatura de fluxo dada por:

$$T_{i+1} = \left\{ T_i - T_e - \frac{\eta}{A} \left( \frac{dP}{dL} \right) \right\} e^{-aL} + T_e + \left( \frac{\eta}{a} \right) \frac{dP}{dL} \quad (132)$$

onde,  $a = \frac{\pi D_o U}{W_i c_p}$

Uma solução simples, porem menos precisa, pode ser obtida desprezando-se o termo de Joule-Thompson na equação (127). Neste caso, a equação de Schorre simplificada se torna:

$$T_{i+1} = (T_i - T_e) e^{-aL} + T_e \quad (133)$$

#### 4.2 - DETERMINAÇÃO DO PERFIL DE PRESSÕES

O perfil de pressões ao longo do escoamento é obtido empregando-se balanços de massa e quantidade de movimento em cada um dos diversos trechos da tubulação. O gradiente de pressão total em cada trecho é o somatório das contribuições devidas à fricção na parede do duto, inclinação e aceleração da mistura bifásica. Ou seja:

$$\frac{dP}{dL} = f_{tp} \rho \frac{V^2}{2g_c D} + \rho g \sin \theta + \rho \frac{V}{g_c} \frac{dV}{dL} \quad (134)$$

Os métodos de cálculo de cada termo da equação (134) variam de acordo com cada modelo físico ou correlação empírica empregada.

No escoamento em gasodutos, usualmente a determinação do gradiente de pressão tem sido realizada empregando-se correlações empíricas. O apêndice-A apresenta uma descrição sucinta das características destas correlações mais usuais na determinação do gradiente de pressão e frações volumétricas em tubulações.

Neste trabalho, com a proposição de modelos mecanicistas para os arranjos de fases mais usuais no escoamento de hidrocarbonetos em tubulações com baixas frações de líquido, quais sejam o monofásico gasoso,

estratificado e anular, a determinação do gradiente de pressão é precedida pela definição dos arranjos de fase reinantes na seção de cálculo da tubulação.

Na seção seguinte serão descritos os algoritmos para a determinação simultânea dos perfis de pressão e temperatura ao longo do escoamento, que são implementados através de um simulador computacional.

## Capítulo V - SIMULAÇÃO COMPUTACIONAL

*"Afim de avaliar o desempenho das modelagens propostas para o escoamento bifásico em gasodutos, foi desenvolvido um simulador computacional baseado nas equações de conservação do movimento. Posteriormente, utilizando-se tal simulador e um Banco de Dados existente, realizou-se uma análise de desempenho destes modelos. Nesta seção são descritas as principais características deste simulador computacional, bem como do Banco de Dados utilizado".*

### 5.1 - CARACTERÍSTICAS DO SIMULADOR COMPUTACIONAL

A previsão simultânea dos gradientes de pressão e temperatura de um sistema multifásico, requer a resolução das equações básicas do escoamento. Tais equações buscam descrever através de um modelo matemático, os mecanismos de transferência de massa, quantidade de movimento e transferência de calor durante o escoamento multifásico. Estas equações englobam os efeitos de troca térmica através da tubulação, acumulação de condensado e perfil do terreno e são resolvidas numericamente em cada um dos segmentos discretizados da tubulação. Para a execução desta tarefa, foi desenvolvido um simulador de fluxo multifásico, denominado **"SIMPIPE"**, cujo principal objetivo é a determinação dos perfis de pressão, temperatura e a distribuição do volume de condensado que ocorre na transferência de gás natural em *regime permanente* por tubulações. Entretanto, para a determinação destas grandezas de fluxo, são necessárias outras ferramentas computacionais que descrevam o comportamento das fases, das propriedades físicas dos fluidos e o tipo de arranjo de fases. Conforme mostra a figura 19, a estrutura organizacional do simulador desenvolvido permite tais determinações através de um conjunto de subrotinas independentes que são agregadas ao simulador principal na forma de arquivos executáveis.

Os dados concernentes ao comportamento das fases e propriedades físicas PVT da mistura são fornecidos pelo simulador composicional GPA\*SIM (16). Tal simulador baseia-se, fundamentalmente, na composição da mistura

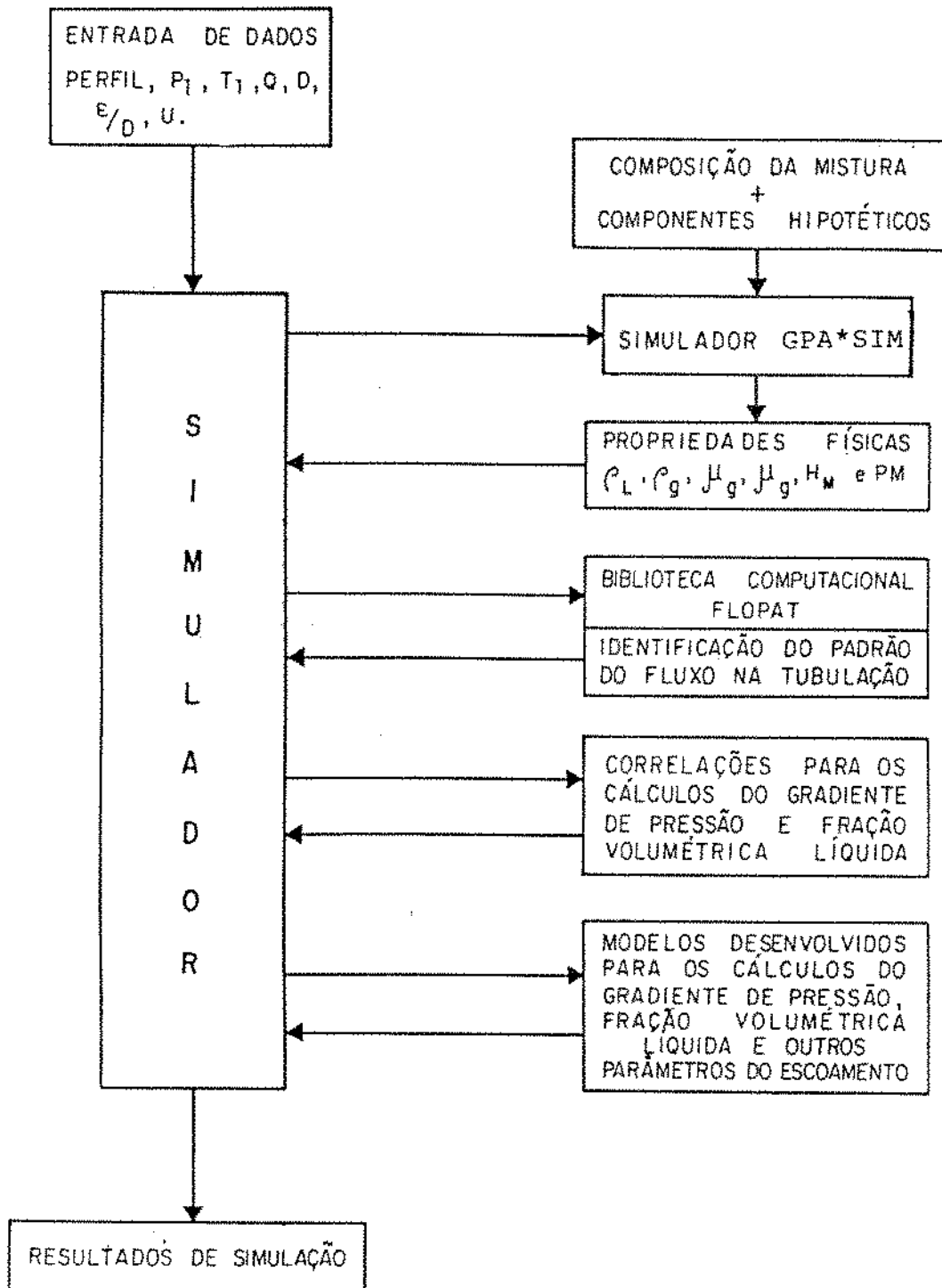


FIG.19 —ESTRUTURA ORGANIZACIONAL DO SIMULADOR DE FLUXO MULTIFÁSICO EM TUBULAÇÕES SIMPIPE

gasosa e utiliza as Equações de Estado de SRK (Soave- Redlich-Kwong) e PR (Peng-Robinson) para a previsão das condições de equilíbrio e propriedades físicas de interesse. Os resultados do simulador composicional GPA\*SIM podem ser obtidos continuamente ao longo do escoamento ou então previamente armazenados em arquivos específicos para posterior interpolação nas faixas de pressão e temperatura do escoamento.

Quando a modelagem mecanicista é empregada para o cálculo dos parâmetros de fluxo, a identificação do arranjo de fases existente no elemento considerado é feita utilizando-se a Biblioteca Computacional FLOPAT (32), que consite de um conjunto de subrotinas independentes, que tem por base modelagens fenomenológicas para a previsão da transição entre os arranjos de fases. Como neste estudo são enfocados apenas os escoamentos bifásicos em tubulações horizontais ou pouco inclinadas, utilizar-se-á apenas o conjunto de subrotinas desta Biblioteca Computacional, responsáveis pela previsão de arranjos de fases nestas inclinações.

A figura 20 mostra um diagrama geral Biblioteca Computacional *FLOPAT*, mostrando toda a estrutura computacional empregada para a previsão dos arranjos de fases e características de transição de arranjos em todas as inclinações da tubulação.

No caso de utilização de correlações para o cálculo do gradiente de pressão e fração volumétrica líquida, a identificação da configuração das fases, é feita empregando-se mapas experimentais próprios, que estão incorporados na rotina de cálculo de cada correlação ou pelo mapa de Taitel.

Para o cálculo dos gradientes de pressão, o simulador desenvolvido acessa subrotinas executáveis independentes para cada correlação específica, correlações híbridas e os modelos desenvolvidos.

A subrotina que utiliza modelos para a previsão das grandezas de fluxo, é subdividida em blocos computacionais para cada arranjo de fases modelado. Na figura 21 vê-se o fluxograma de blocos descritivo de cada modelo proposto.

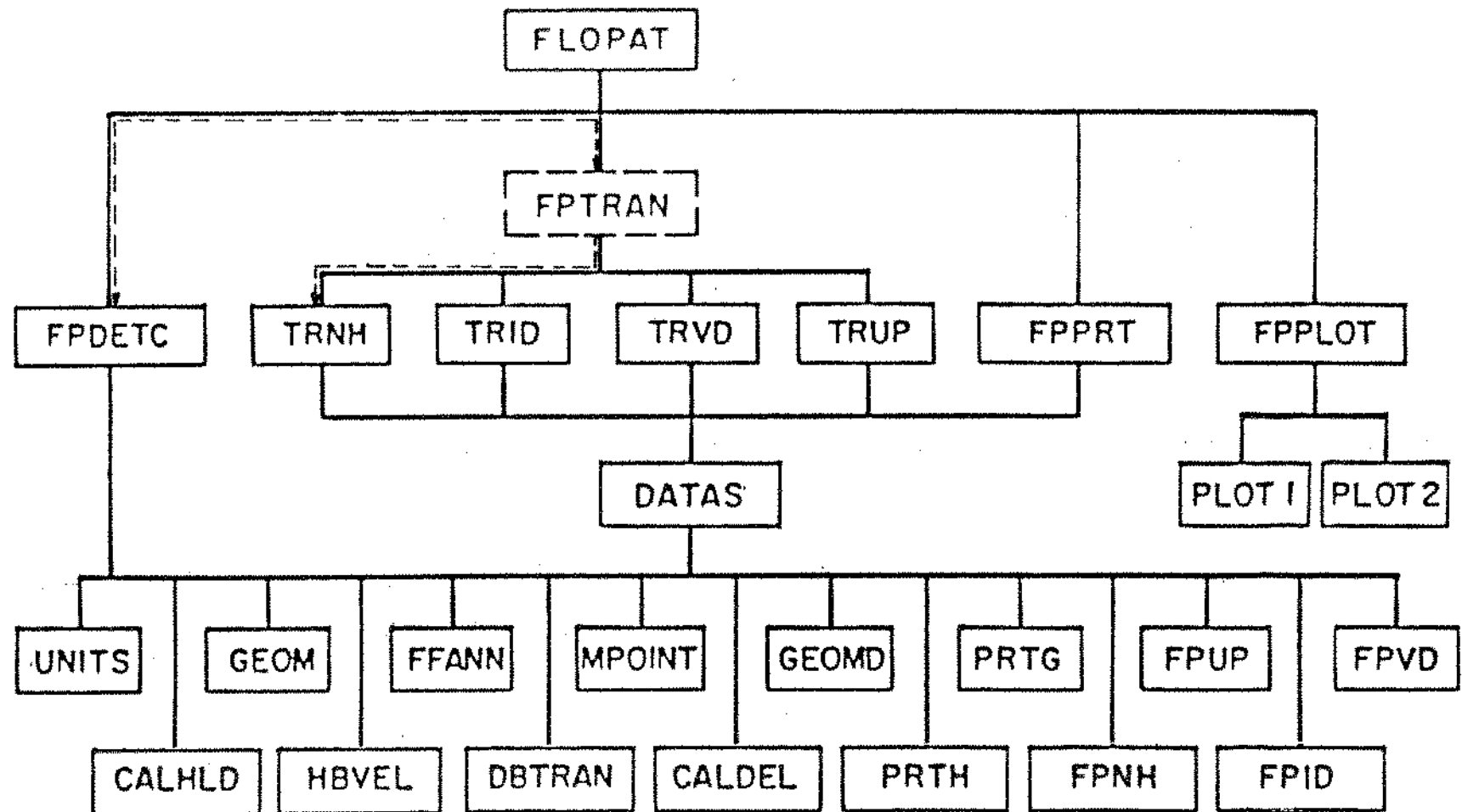


FIG.20 DIAGRAMA GERAL DA BIBLIOTECA COMPUTACIONAL  
FLOPAT.

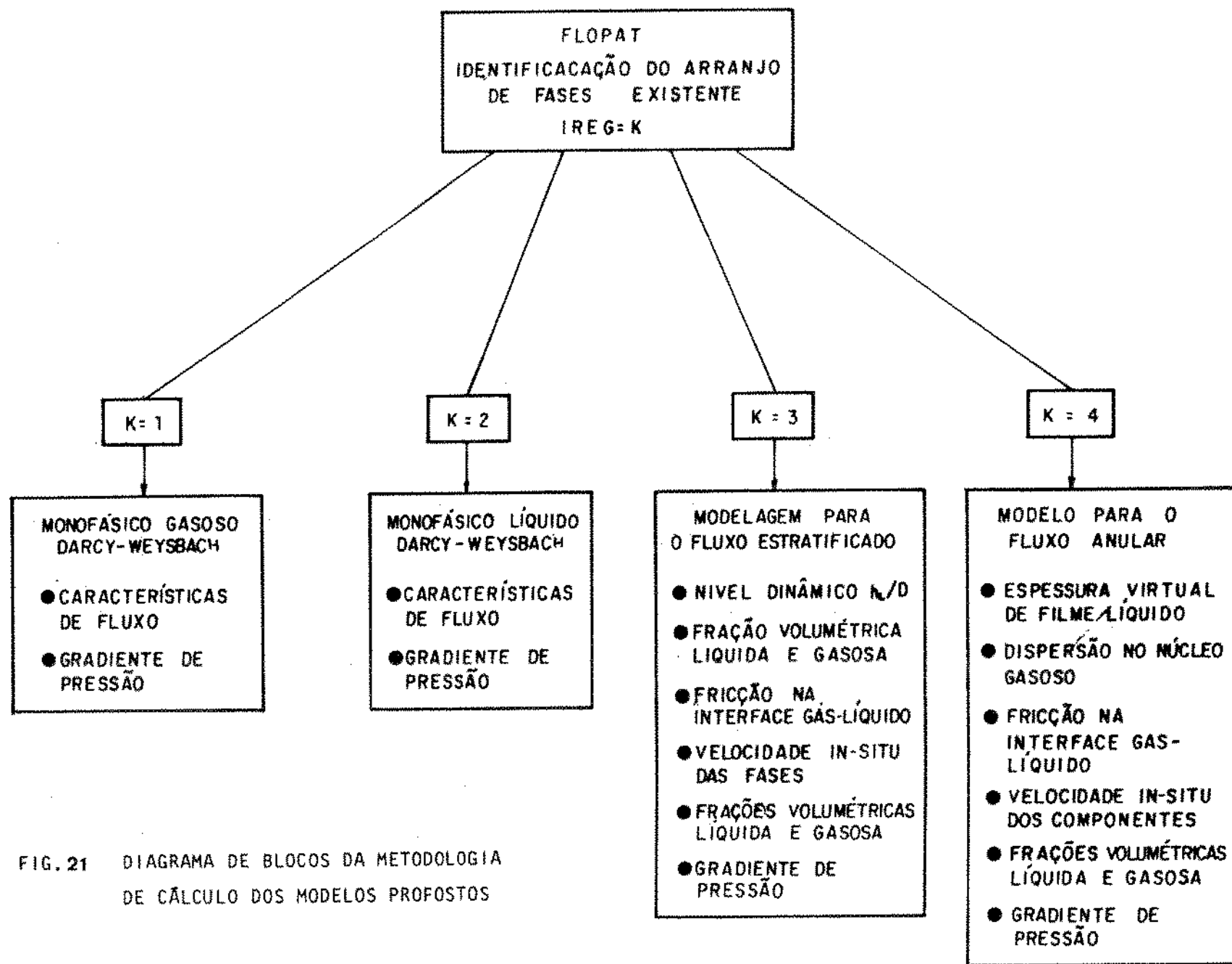


FIG. 21 DIAGRAMA DE BLOCOS DA METODOLOGIA DE CÁLCULO DOS MODELOS PROPOSTOS



A metodologia empregada neste simulador, para a determinação simultânea dos perfis de pressão e temperatura ao longo do escoamento, baseou-se no algoritmo de cálculo de Furukawa (14). Este algoritmo apresenta vantagens em relação aos desenvolvidos por Gould (15) e Aziz (17)-(18), pelo fato de se buscar primeiramente a convergência da temperatura através de um "loop" interno, seguindo-se então a convergência para a pressão. Tal procedimento permite um tempo computacional menor, visto que a convergência do balanço de entalpia processa-se mais rápido na temperatura do que na pressão.

A figura 22 mostra o fluxograma geral do simulador composicional desenvolvido para resolução simultânea das equações básicas do escoamento bifásico em tubulações.

Para o cálculo da queda de pressão, temperatura de escoamento e frações volumétricas das fases, subdivide-se a tubulação em elementos discretos. Em cada elemento, resolve-se simultaneamente por diferenças finitas as equações de conservação do escoamento através do seguinte procedimento computacional:

1. Estima-se  $P(i+1)$  com  $P(i)$  e  $T(i)$  conhecidos;
2. Calcula-se  $T(i+1)$  utilizando um balanço rigoroso de entalpia ou através da equação de Schorre modificada;
3. Com  $T(i+1)$  calculado e os valores obtidos no primeiro passo, determina-se os valores médios de pressão e temperatura no segmento considerado;

$$\bar{T} = (T(i) + T(i+1))/2$$

$$\bar{P} = (P(i) + P(i+1))/2$$

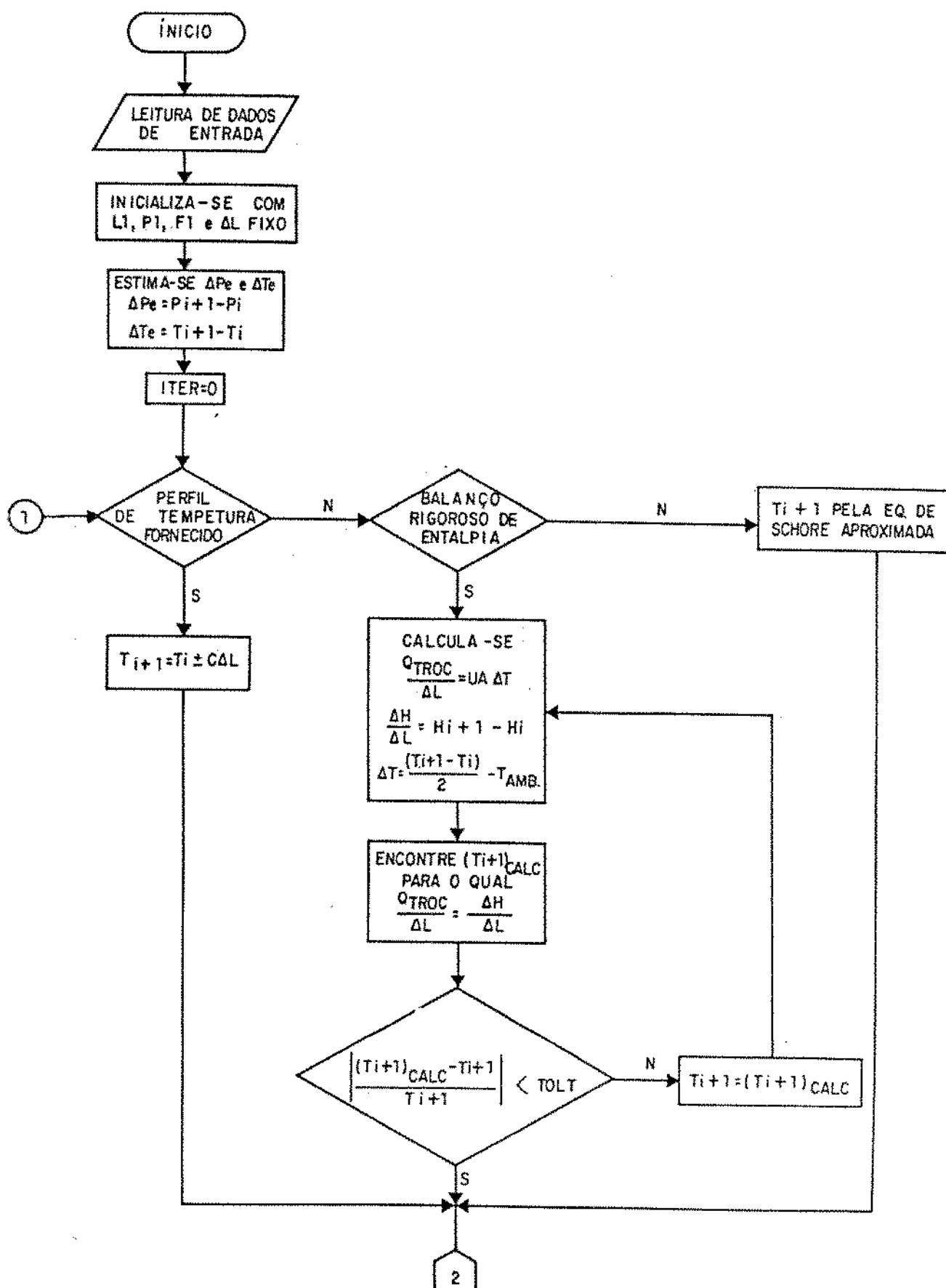
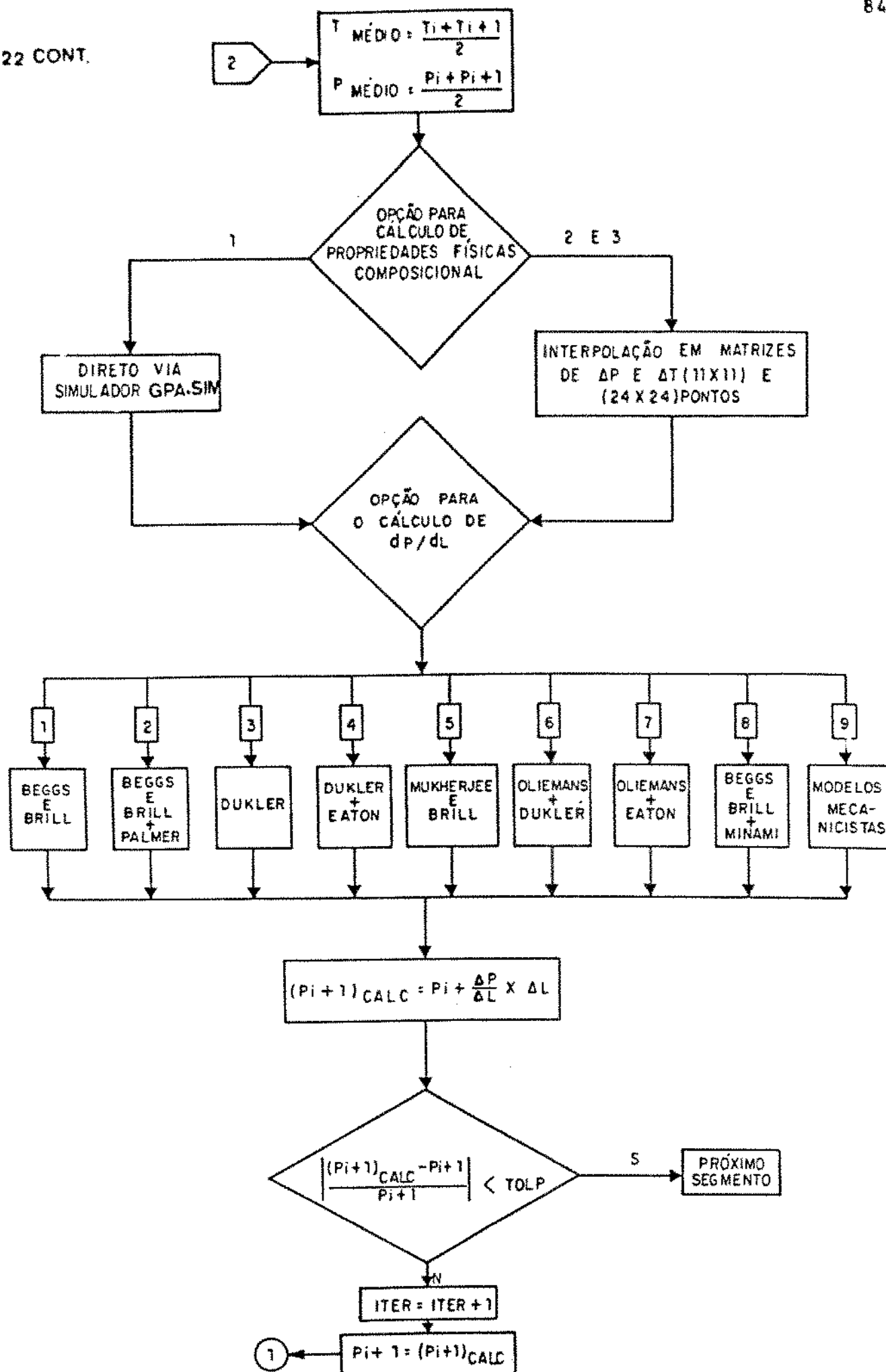


FIG 22 — FLUXOGRAMA GERAL PARA O CÁLCULO DO GRADIENTE DE PRESSÃO E TEMPERATURA EM UM SEGMENTO DE TUBULAÇÃO

FIG 22 CONT.



4. Com  $\bar{T}$  e  $\bar{P}$ , determinam-se as propriedades físicas e de equilíbrio de fases com o simulador GPA\*SIM;
5. Calcula-se  $dP/dL$  por correlações empíricas ou modelos a partir de mapas de fluxo de cada correlação ou mapa de Taitel & Dukler;
6. Com  $dP/dL$  calculado determina-se  $P(i+1)$ ;

Se  $P(i+1)$  calculado convergiu em relação a  $P(i+1)$  estimado passar para o trecho seguinte, repetindo-se toda a rotina de cálculo.

Se não houve convergência na pressão faz-se  $P(i+1)$  estimado igual a  $P(i+1)$  calculado voltando-se ao passo 2 da rotina de cálculo.

## 5.2 - BANCO DE DADOS

A disponibilidade de um Banco de Dados com valores precisos das características de fluxo na tubulação, é de suma importância para que se possa avaliar o desempenho dos modelos propostos para a previsão de parâmetros do escoamento. A boa qualidade na coleta de dados, entretanto, muitas vezes não é obtida visto que a natureza da operação e a instrumentação insuficiente permitem que apenas alguns destes parâmetros sejam medidos. Vazões de gás e de líquido, pressões nos pontos extremos e intermediários da tubulação e, raramente a fração de líquido acumulada na tubulação, são os parâmetros normalmente medidos no escoamento em gasodutos.

Este trabalho empregou o Banco de Dados de Fluxo Multifásico da Petrobrás (25), utilizando-se os dados composicionais do mesmo. Neste Banco, constam dados gerais de escoamento em tubulações de petróleo e gás natural desta empresa, bem como dados do Banco da A.G.A - AMERICAN GAS ASSOCIATION. Este último, resultou de um projeto conduzido na UNIVERSIDADE DE CALGARY, CANADA, e foi utilizado por Caetano (8) para

avaliar o desempenho de algumas correlações no escoamento multifásico para tubulações de grande diâmetro.

O Banco de Dados utilizado possui uma estrutura bastante versátil, compacta e otimizada, possibilitando armazenar, pesquisar e/ou recuperar várias informações acerca do Banco por meio de alguma característica comum ou grupo de características do escoamento multifásico. As propriedades físicas dos fluidos ("black-oil" e composicional), informações gerais quanto a natureza e características das instalações (geométricas, geográfica e ambientais), resultados de medições de vazões, gradientes de pressão e temperatura, "holdup" e composições molares são exemplos de grandezas possíveis de serem manipuladas pelo Banco. Cabe destacar também que todos os dados do Banco foram obtidos considerando-se condições de escoamento em regime permanente.

A estrutura computacional do Banco de Dados, permite gerar arquivos de saída compatíveis com os dados de entrada do simulador *SIMPIPE*. Nestes arquivos constam os dados de composição da mistura para o cálculo do equilíbrio das fases e propriedades PVT, dados do escoamento e perfil topográfico da tubulação.

No anexo 1 vê-se as características básicas das tubulações constituinte do Banco de Dados de Fluxo Multifásico da PETROBRÁS, considerando apenas os dados composicionais.

## 6 - ANÁLISE DE SENSIBILIDADE DE PARÂMETROS

Os modelos propostos para os arranjos de fases estratificado e anular em tubulações horizontais ou pouco inclinadas com baixas frações de líquido, basearam-se em certas premissas básicas para as equações que regem o movimento das fases. Em tais equações, a tensão de cisalhamento na interface e a fração de gotículas líquida dispersas no núcleo gasoso são determinadas através de correlações e que por isso, constituem-se em limitantes à generalização pretendida para os modelos desenvolvidos. Como tais correlações foram desenvolvidas para fluidos diferentes dos utilizados neste trabalho, é mister considerar-se a influência nos resultados de simulação quando certos parâmetros intervenientes variam ao longo do escoamento.

Para a análise de sensibilidade de parâmetros foi escolhida uma tubulação do Banco de Dados PETROBRÁS, cuja as características da instalação e as condições de fluxo da mesma permitiu avaliar integralmente a influência de alguns destes parâmetros no comportamento das grandezas do escoamento previstas pelos modelos mecanicistas. Os principais dados do Banco escolhido para a análise de sensibilidade de parâmetros são vistos a seguir, e o perfil de escoamento na figura 23.

Procedeu-se à análise de sensibilidade dos modelos verificando-se a influência de alguns mecanismos e características bastante atuantes no escoamento bifásico. Assim, neste trabalho, serão avaliadas quantitativamente algumas grandezas do escoamento, quando procede-se à variações na fricção na interface gás-líquido, taxa de dispersão de gotículas no núcleo gasoso, diâmetro da tubulação e vazão de escoamento.

## Características principais dos fluidos e da instalação

### 1) Composição do fluido (gás natural)

| Componente      | - fração molar (%) |
|-----------------|--------------------|
| Metano          | 80,10              |
| Etano           | 6,96               |
| Propano         | 4,66               |
| I-butano        | 0,90               |
| N-butano        | 1,56               |
| I-pentano       | 0,57               |
| N-pentano       | 0,58               |
| Hexano          | 0,57               |
| heptano+        | 0,63               |
| Comp. hipot.    | 0,79               |
| CO <sub>2</sub> | 2,1                |
| N <sub>2</sub>  | 0,58               |

### 2) Condições de fluxo

#### Escoamento estratificado

|                 |                           |
|-----------------|---------------------------|
| Pressão inicial | - 9,40 Mega Pa            |
| Pressão final   | - 7,96 Mega Pa            |
| Vazão           | - 50,80 m <sup>3</sup> /s |

#### Escoamento anular

|                 |                          |
|-----------------|--------------------------|
| Pressão inicial | - 10,40 Mega Pa          |
| Pressão final   | - 7,76 Mega Pa           |
| Vazão           | - 84,0 m <sup>3</sup> /s |

## INFLUÊNCIA DA FRICÇÃO NA INTERFACE GÁS-LÍQUIDO

Nesta análise buscou-se avaliar quantitativamente a influência da fricção na interface gás-líquido no comportamento de grandezas do escoamento estratificado e anular. Como este mecanismo está associado à troca de energia cinética relativa entre as fases, procede-se à análise de sensibilidade

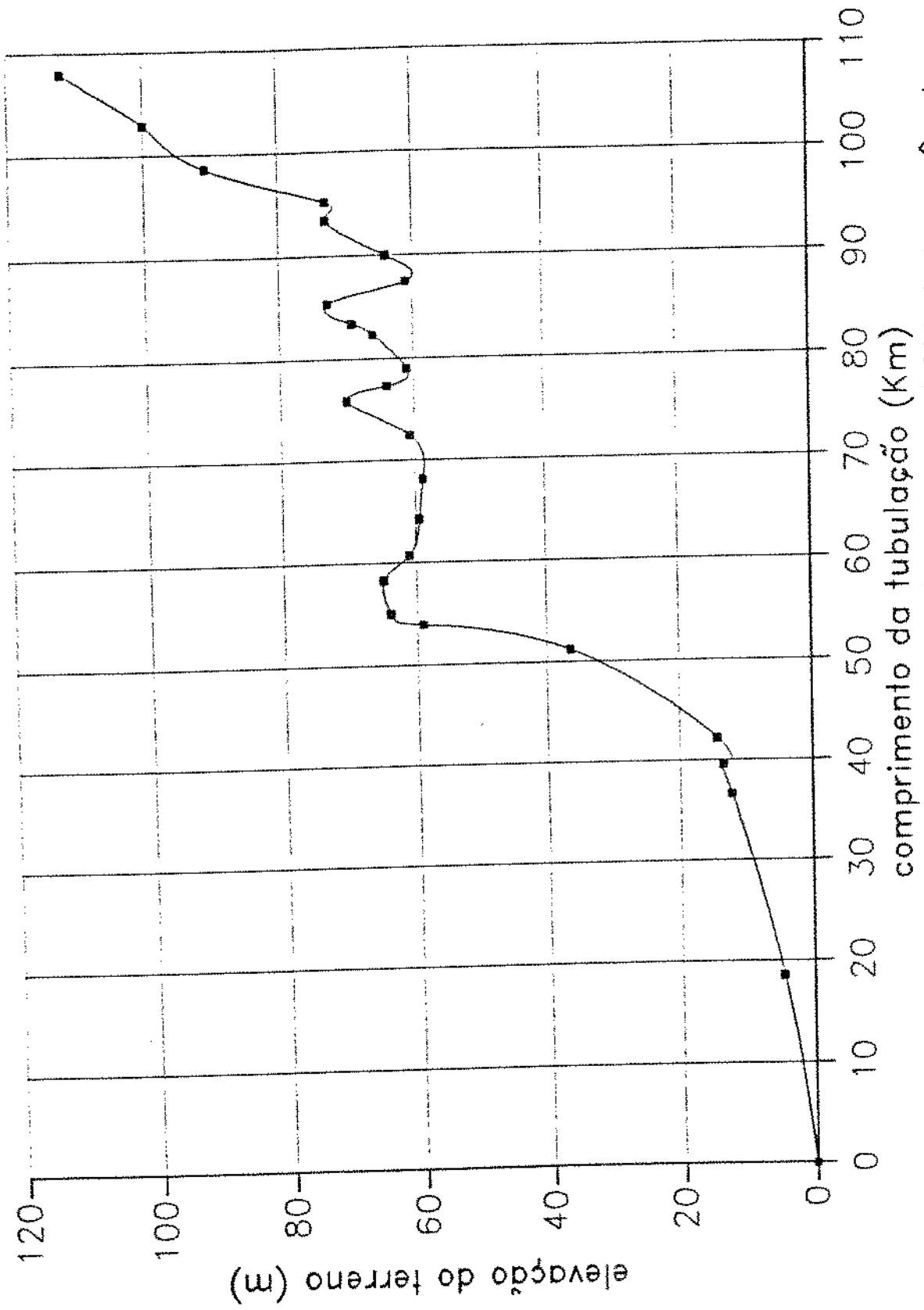


Fig.23 Perfil da tubulação para análise de sensibilidade parâmetros



dos modelos variando-se o fator de fricção na Interface gás-líquido. Conforme mostra a tabela 3, no escoamento estratificado a queda de pressão varia relativamente pouco para valores crescentes de fricção na interface ( $f_i/f_g$ ). O volume de líquido acumulado na tubulação, entretanto reduz 45 por cento quando a razão de fricção,  $f_i/f_g$ , cresce cinco vezes. Tal fato está associado ao perímetro da interface, que para escoamento com baixas frações de líquido é bastante pequena, e consequentemente pouco contribui para o gradiente de pressão do escoamento. A fração volumétrica líquida, entretanto, reduz significativamente com o aumento da fricção na interface.

Pressão inicial = 9,45 Mega Pa

Q = 50,8 m<sup>3</sup>/s

diâmetro = 0,508 m

| fricção<br>interface | pressão final<br>Mega Pascal | queda de pressão<br>Mega Pascal | vol. líquido<br>( m <sup>3</sup> ) |
|----------------------|------------------------------|---------------------------------|------------------------------------|
| fifg=1               | 7,94                         | 1,51                            | 254,5                              |
| fifg=2               | 7,84                         | 1,61                            | 198,0                              |
| fifg=3               | 7,76                         | 1,69                            | 168,0                              |
| fifg=5               | 7,59                         | 1,86                            | 140,5                              |

Tab.3 - Sensibilidade da modelagem do arranjo estratificado quanto ao mecanismo de fricção na interface.

As figuras 24 e 25 mostram o comportamento do altura de líquido do arranjo estratificado com o Parâmetro Adimensional de Perda de Carga X, para valores crescentes da razão de fricção na interface gás-líquido de escoamentos laminar e turbulento das fases.

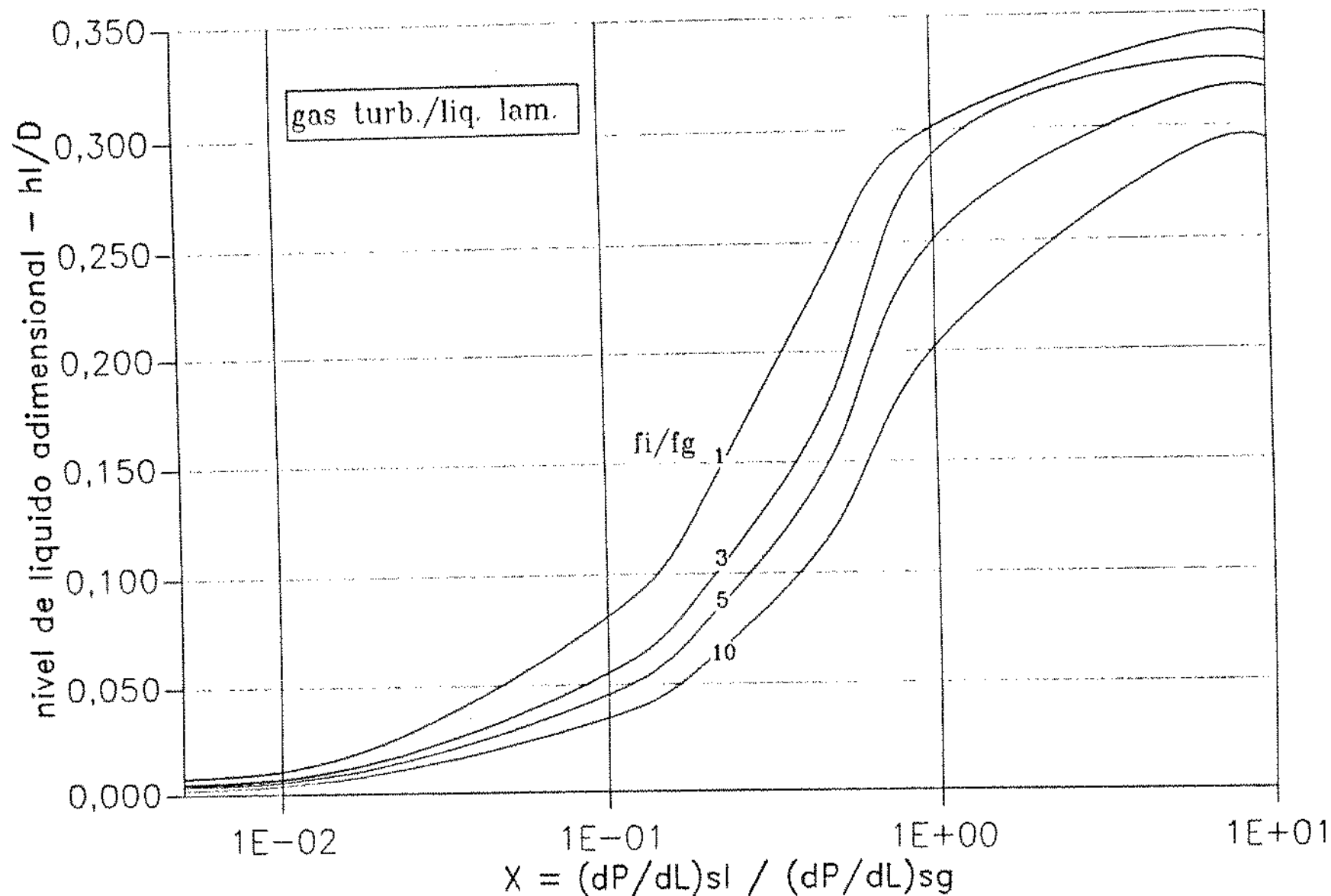


Fig. 24 Curva  $hl/D$  versus  $X$  para a modelagem estratificada (liq. lam)

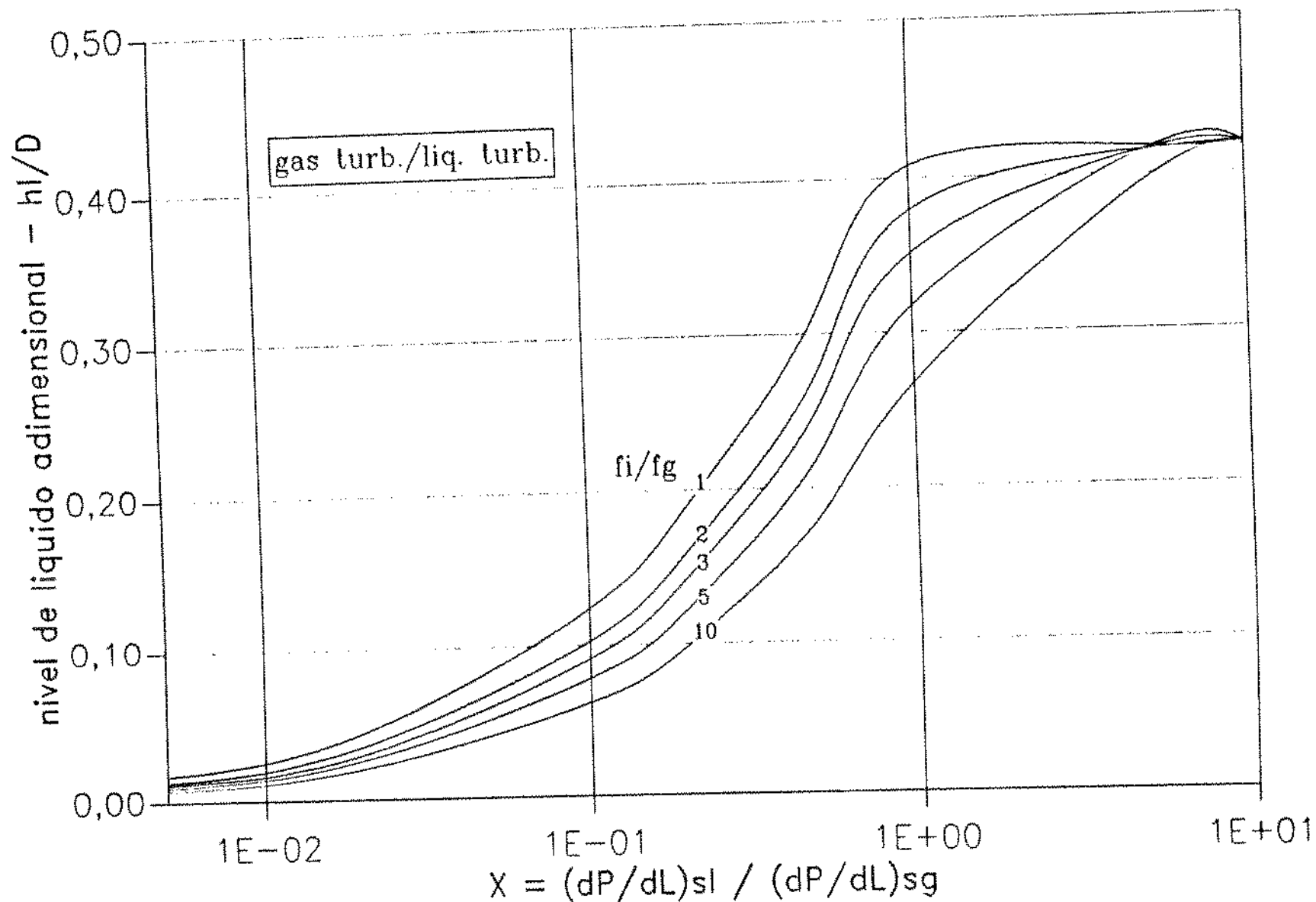


Fig. 25 Curva  $hl/D$  versus  $X$  para a modelagem estratificada (turbul.)

Para a modelagem do arranjo anular verificou-se que este mecanismo é bastante influente no comportamento das grandezas do escoamento. Conforme mostra a tabela 3, um aumento de 25 por cento no fator de fricção na interface provoca um acréscimo de 26 por cento na queda de pressão do escoamento, e um decréscimo de 18,5 por cento no volume de líquido condensado na tubulação. Aumentando-se 50 por cento este fator, a queda de pressão cresce de 57 por cento, enquanto o volume de líquido acumulado na tubulação decresce 34,4 por cento. Estes resultados mostram assim que a fricção na interface é bastante influente no arranjo anular, tendo em vista o perímetro de atrito, nesta configuração, ser toda a circunferência da tubulação interna ao filme líquido, o que obviamente conduz à gradientes de pressão maiores.

A análise do perfil de espessuras de filme líquido ao longo do escoamento mostrou que este também é bastante influenciado pelo crescimento do fator de fricção na interface. A figura 26 mostra que o filme líquido reduz significativamente, devido à ação de uma tensão de cisalhamento na interface 50 por cento maior ( $f_i/f_c = 1,5$ ).

Pressão inicial = 10,31 Mega Pa

$Q = 84,3 \text{ m}^3/\text{s}$

diâmetro = 0,508 m

| fricção<br>interface | pressão final<br>Mega Pascal | queda de pressão<br>Mega Pascal | vol. líquido<br>( m <sup>3</sup> ) |
|----------------------|------------------------------|---------------------------------|------------------------------------|
| $f_i/f_c$            | 4,66                         | 5,65                            | 125,2                              |
| $1,25 * f_i/f_c$     | 3,18                         | 7,13                            | 102,0                              |
| $1,5 * f_i/f_c$      | 1,50                         | 8,81                            | 82,1                               |

Tab 4 - Sensibilidade da modelagem do arranjo anular quanto ao mecanismo de fricção na interface.

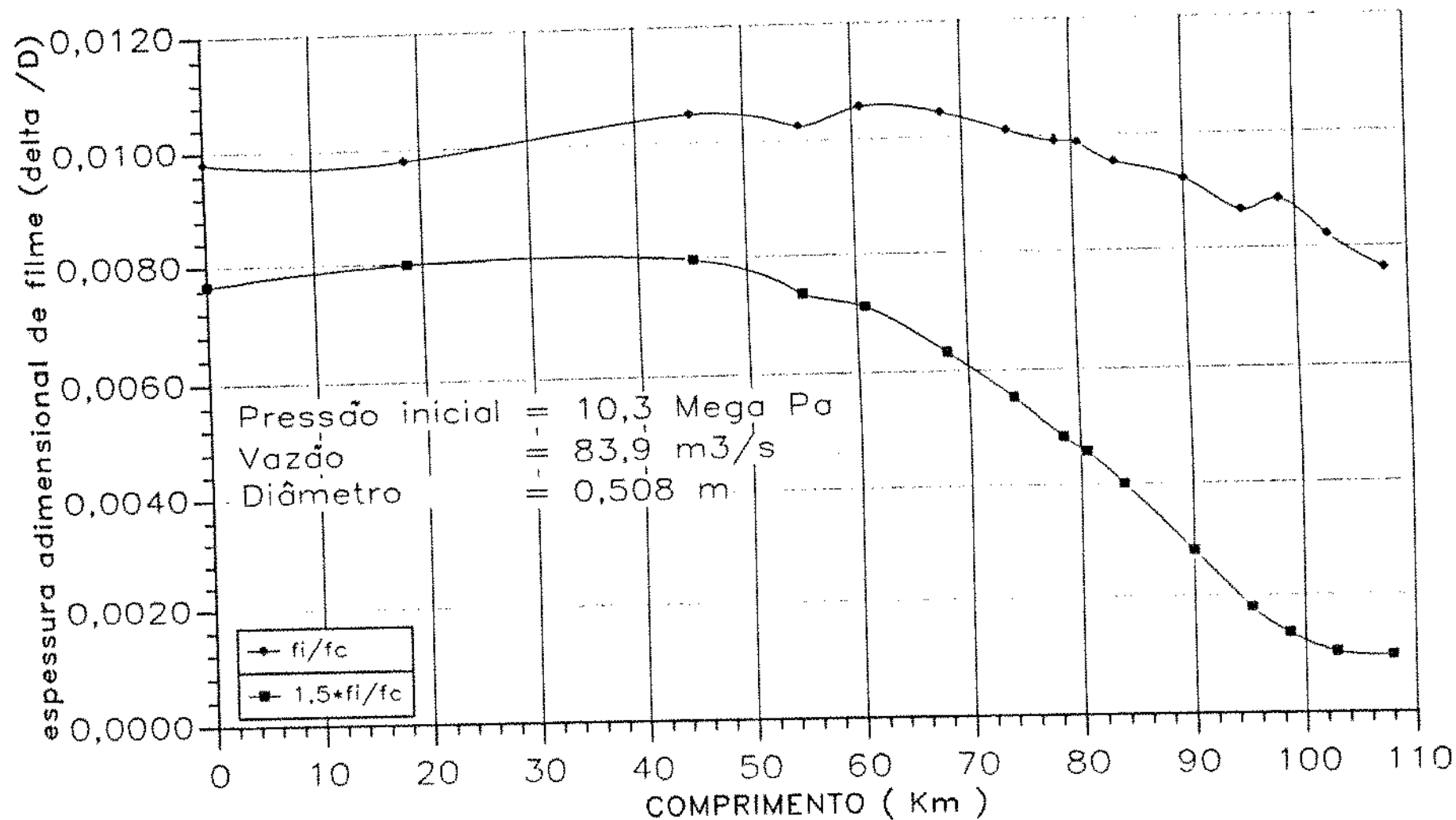


Fig. 26 Influência do fator de fricção na interface filme-núcleo na espessura de filme líquido.

### INFLUÊNCIA DA DISPERSÃO DE LÍQUIDO NO NÚCLEO GASOSO.

O mecanismo de transferência de massa pela interface filme líquido-núcleo gasoso influencia acentuadamente o comportamento hidráulico das fases. Conforme mostra a tabela 5, quando não se considera a dispersão de líquido no núcleo gasoso ( $Fe=0$ ) a queda de pressão e a fração líquida são maiores devido à indução de um filme líquido mais espesso. Aumentando-se esta fração em 50 por cento ( $Fe=0,5$ ), a queda de pressão e o volume líquido acumulado na tubulação reduzem respectivamente 22,8 e 13,7 por cento. Elevando-se ainda a fração líquida dispersa para 75 por cento ( $Fe=0,75$ ), a queda de pressão reduz 41,4 por cento e o volume de líquido acumulado 21,5 por cento. Estes resultados mostram assim que aumentando-se a concentração de líquido no núcleo gasoso, diminui-se a espessura de filme líquido, aumenta-se o peso específico da mistura no núcleo gasoso e diminui-se a tensão de cisalhamento na interface filme-núcleo, o que no balanço global de momentum das fases, conduz à gradientes de pressões menores.

Pressão inicial = 10,31 Mega Pa

$Q = 84,3 \text{ m}^3/\text{s}$

diâmetro = 0,508 m

| fracção<br>dispersa | pressão final<br>Mega Pascal | queda de pressão<br>Mega Pascal | vol. líquido<br>( m <sup>3</sup> ) |
|---------------------|------------------------------|---------------------------------|------------------------------------|
| Fe=0                | 4,48                         | 5,84                            | 129,5                              |
| Fe=0,5              | 5,80                         | 4,51                            | 111,7                              |
| Fe=0,75             | 6,89                         | 3,42                            | 101,7                              |

Tab 5 - Sensibilidade da modelagem do arranjo anular quanto ao mecanismo de dispersão de líquido no núcleo gasoso.

A figura 27 ilustra a influência do fator de arraste ("entrainment") no perfil de pressões da modelagem do arranjo anular.

#### INFLUÊNCIA DO DIÂMETRO DA TUBULAÇÃO E DA VAZÃO DE ESCOAMENTO.

Nesta análise buscou-se observar a influência do diâmetro da tubulação e vazão de escoamento nas grandezas do escoamento. A tabela 6 abaixo mostra que variando-se o diâmetro da tubulação de 0,609 m para 0,508 m, a queda de pressão cresce 78 por cento, o volume de líquido acumulado na tubulação decresce 38 por cento e o arranjo se mantém estratificado. Quando o diâmetro é reduzido para 0,4064m, as fases mudam para a configuração anular, a queda de pressão cresce acentuadamente em 646 por cento e o volume de líquido acumulado na tubulação decresce 88 por cento. Estes resultados mostram boa consistência de simulação quanto à previsão de mudança de arranjos com o diâmetro, e o comportamento dos modelos quanto ao cálculo das grandezas do escoamento.

A figura 28 mostra o comportamento do perfil de pressões quanto a variação do diâmetro da tubulação.

Pressão inicial = 10,45 Mega Pa

Q = 50,8 m<sup>3</sup>/s

| diâmetro<br>(m) | pressão final<br>Mega Pascal | queda de pres.<br>Mega Pascal | arranjo de<br>fases | vol. líquido<br>(m <sup>3</sup> ) |
|-----------------|------------------------------|-------------------------------|---------------------|-----------------------------------|
| 0,6096          | 8,88                         | 0,82                          | estrat.             | 411,0                             |
| 0,5080          | 7,94                         | 1,46                          | estrat.             | 254,4                             |
| 0,4064          | 2,46                         | 6,94                          | anular              | 49,5                              |

Tab.6 - Sensibilidade dos modelos quanto ao diâmetro da tubulação.

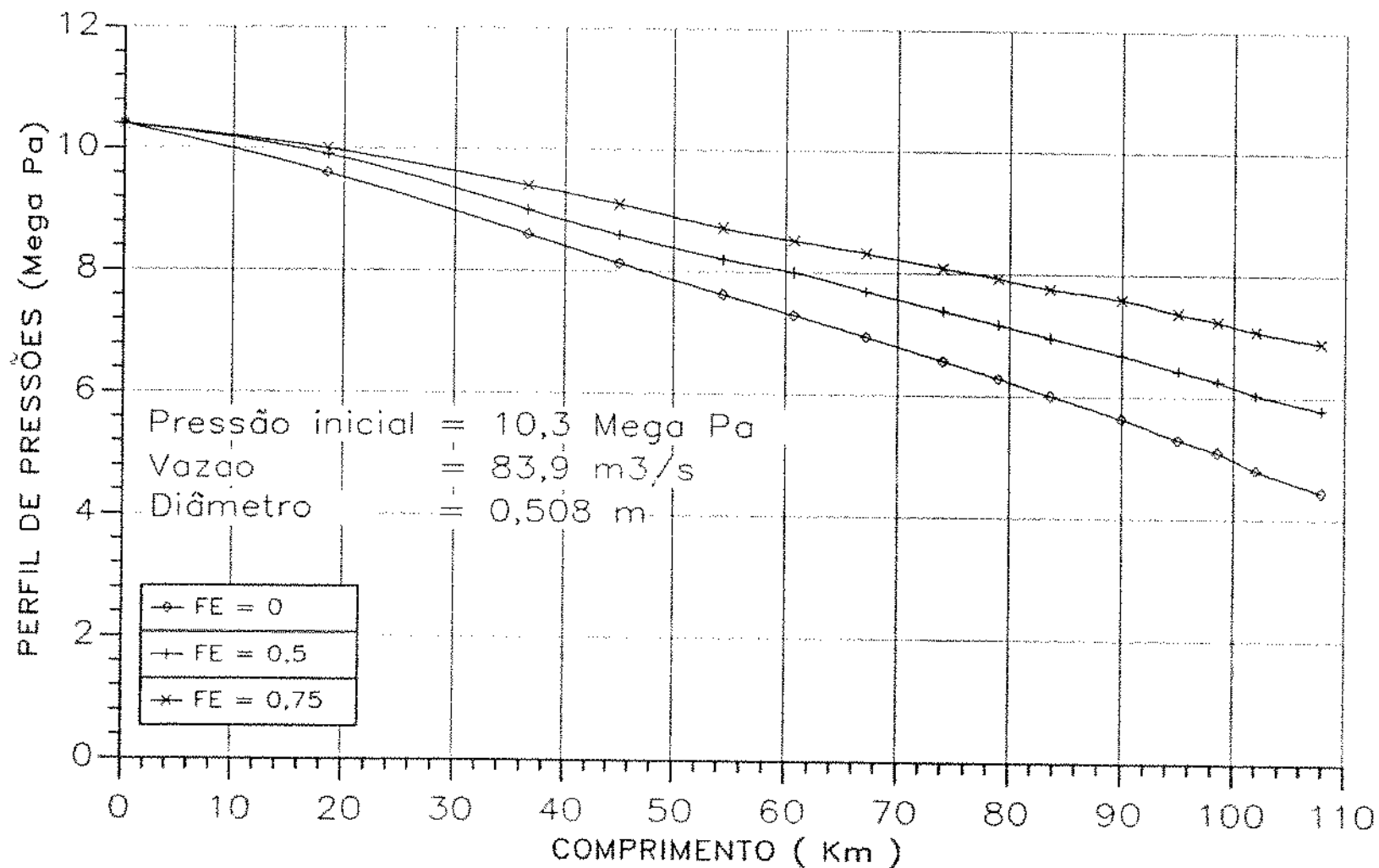


Fig. 27 Influência da fração de líquido dispersa no perfil de pressões do escoamento anular



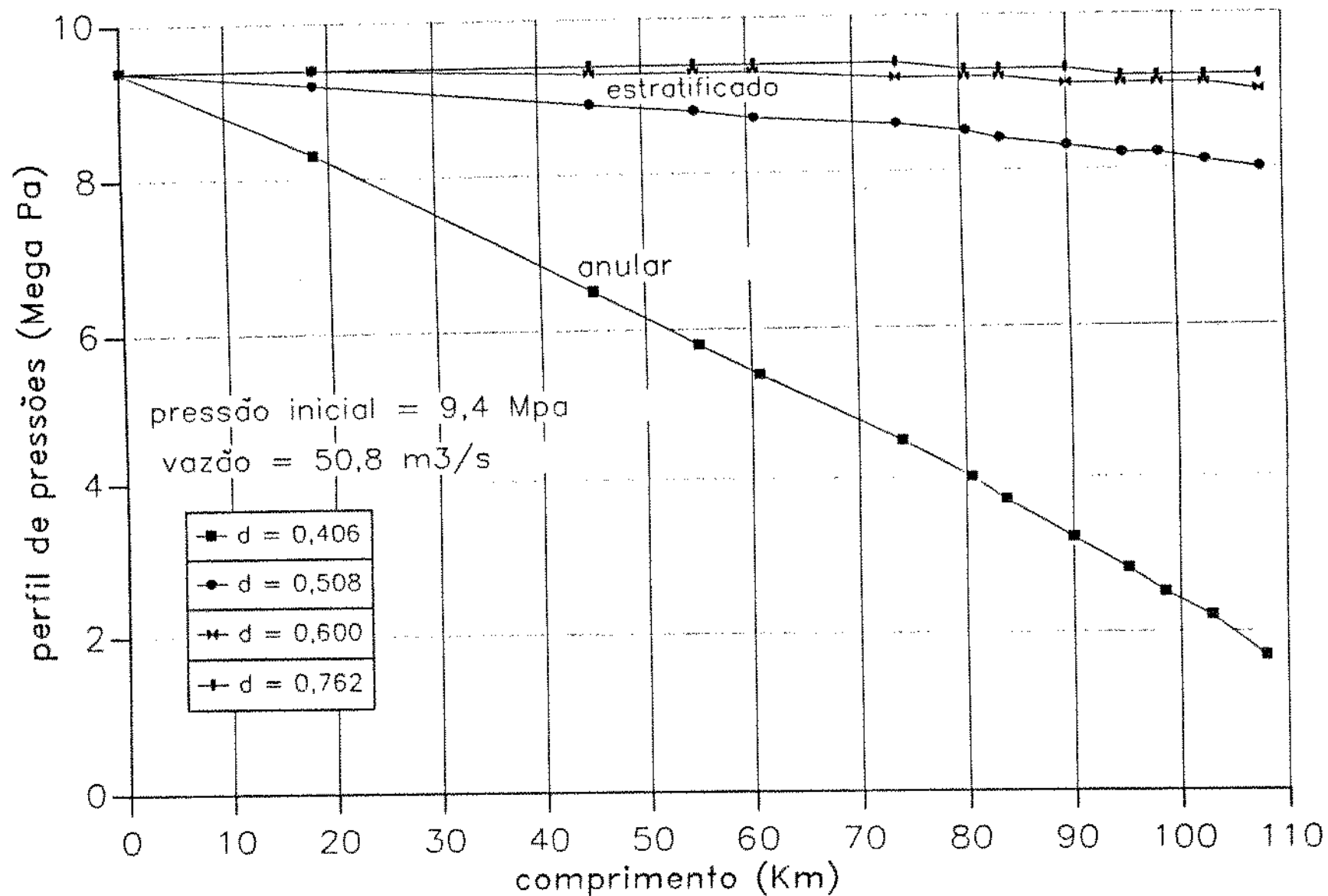


Fig. 28 Influência do diâmetro da tubulação nas modelagens propostas.

A vazão de escoamento também exerce grande influência no comportamento das fases. Conforme vê-se na tabela 7 abaixo, quando a vazão aumenta de 23,15 m<sup>3</sup>/s para 46,3 m<sup>3</sup>/s a queda de pressão no escoamento cresce 143 por cento, o arranjo de fases se mantém estratificado e o volume de líquido acumulado reduz 20,5 por cento. Aumentando-se a vazão para 81,02 m<sup>3</sup>/s o escoamento muda para o arranjo anular, a queda de pressão aumenta acentuadamente de 1200 por cento e o volume de líquido acumulado na tubulação reduz 73 por cento.

Pressão inicial = 10,45 Mega Pa  
diâmetro = 0,508 m

| vazão<br>(m <sup>3</sup> /s) | pressão final<br>Mega Pascal | queda de pres.<br>Mega Pascal | arranjo de<br>fases | vol. líquido<br>(m <sup>3</sup> ) |
|------------------------------|------------------------------|-------------------------------|---------------------|-----------------------------------|
| 23,15                        | 9,07                         | 0,37                          | estrat.             | 331,0                             |
| 46,30                        | 8,18                         | 1,27                          | estrat.             | 263,3                             |
| 81,02                        | 4,56                         | 4,89                          | anular              | 90,1                              |

Tab. 7 - Sensibilidade dos modelos quanto a vazão de escoamento.

A figura 29 mostra o comportamento do perfil de pressões para uma variação na vazão de escoamento.

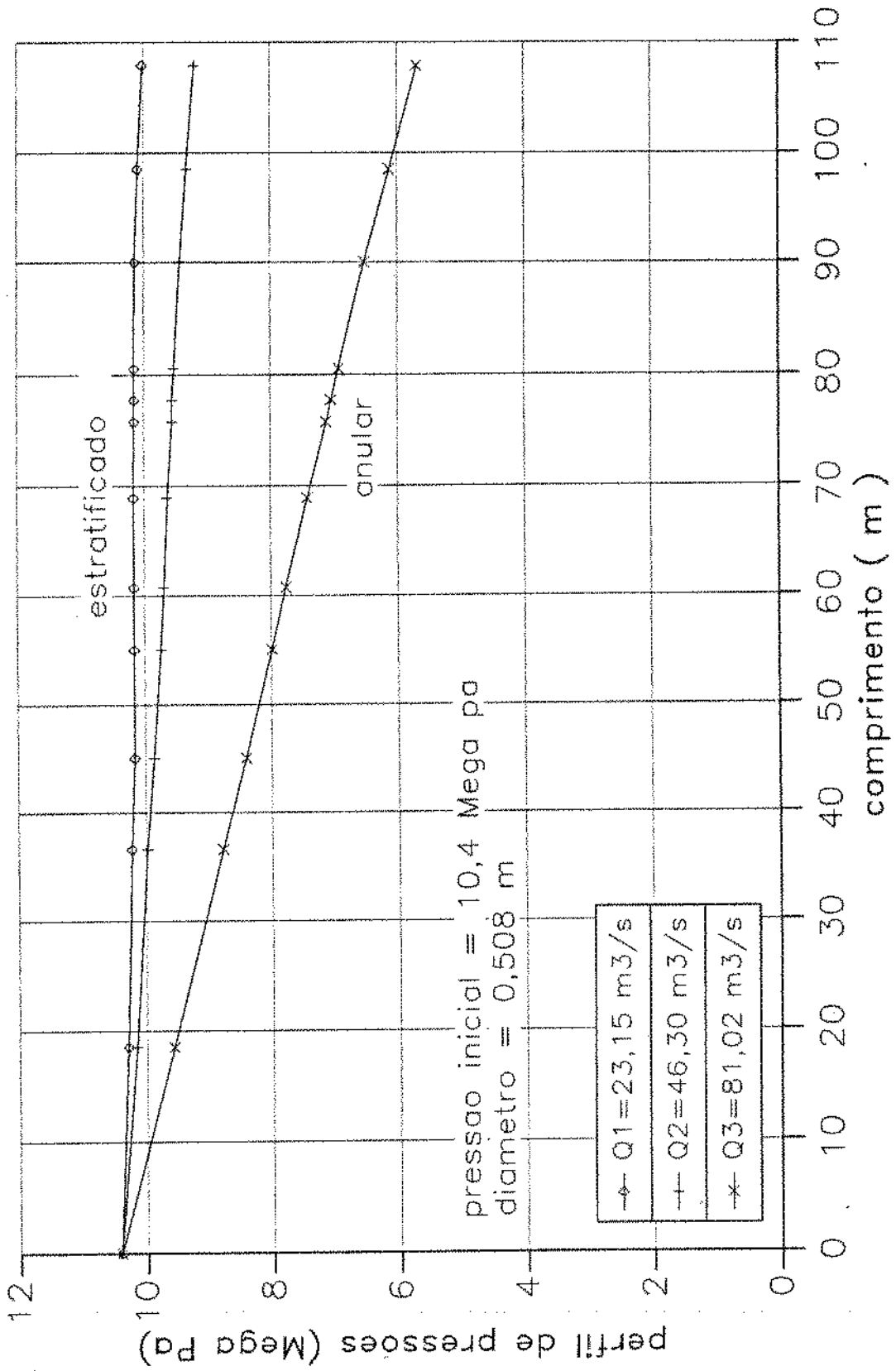


Fig. 29 Influência da vazão de escoamento nas modelagens propostas.

## 7 - ANÁLISE DOS RESULTADOS DE SIMULAÇÃO

Os resultados de simulação de todos os dados composicionais do Banco de Dados de Fluxo Multifásico da PETROBRÁS mostraram uma predominância de escoamentos monofásicos gasosos e alguns casos com escoamentos bifásicos. Plotando-se os gradientes médios de pressão experimentais e calculados para as ocorrências monofásicas gasosas, conforme mostra a figura 30, constata-se um erro médio relativo de -10 por cento e um desvio padrão de 0,5 Pa/m. Conforme citado no capítulo III, apesar das equações de fluxo que regem este tipo de escoamento serem bastante simples e de amplo domínio na mecânica dos fluidos, ainda restam algumas discussões quanto ao fator de fricção na parede da tubulação e ao perfil de velocidades do escoamento turbulento. Estes fatos podem explicar a maior dispersão de alguns casos conforme mostra a figura 30.

No que concerne as ocorrências bifásicas, procedeu-se à avaliação do desempenho das modelagem propostas para os escoamentos estratificado e anular, selecionando-se os seguintes parâmetros estatísticos mais adequados para a análise de dispersão dos gradientes médios experimentais e calculados:

(1) Erro médio relativo percentual (E1)

$$E1 = \left[ \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N e_{ri} \right] \times 100 \quad (135)$$

$$e_{ri} = \frac{(\Delta P / \Delta L)_{calc} - (\Delta P / \Delta L)_{exp}}{(\Delta P / \Delta L)_{calc}} \quad (136)$$

N é o número de ocorrências bifásicas no Banco de Dados.

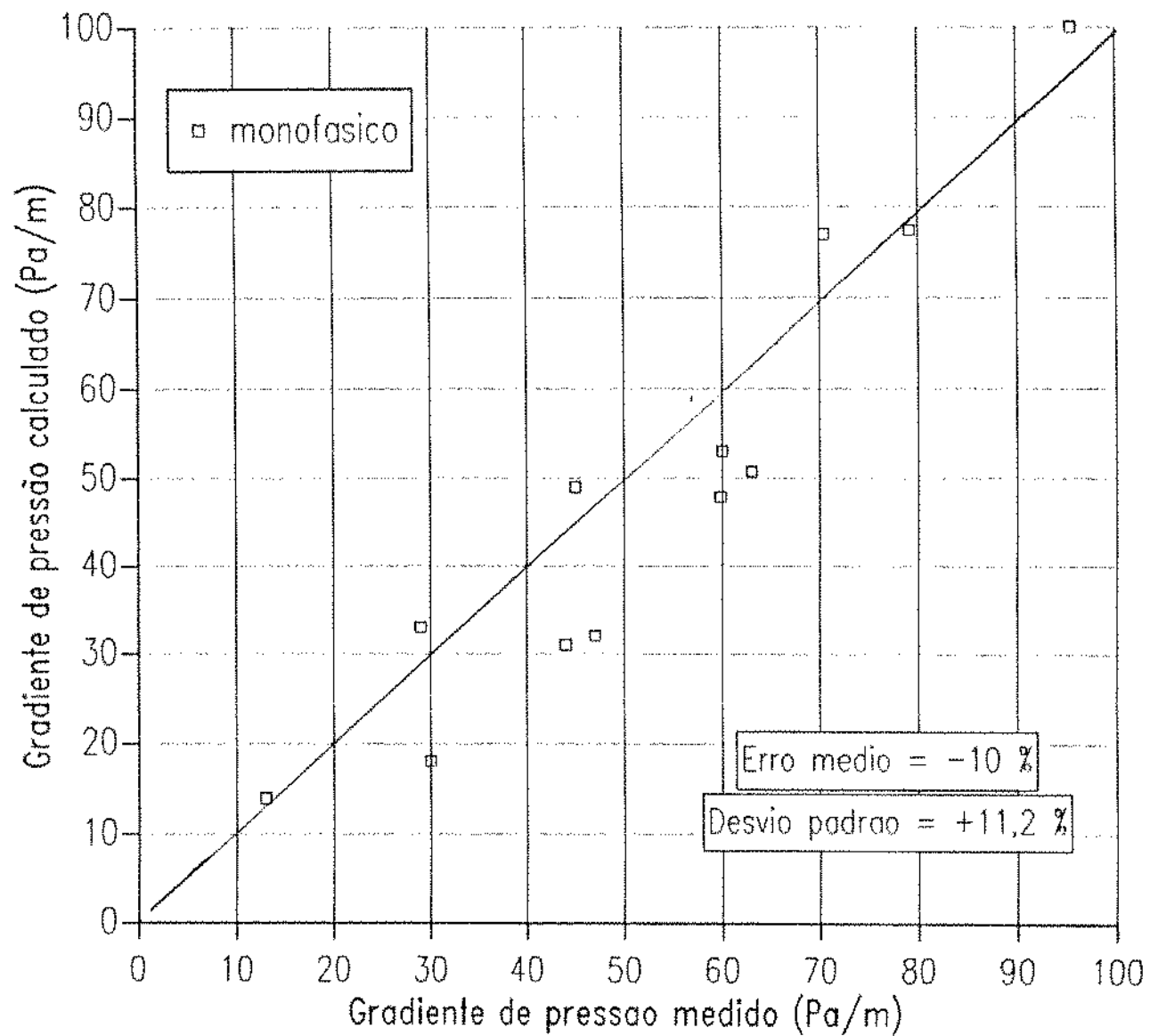


FIG.30 Comparação dos gradientes de pressão experimentais e calculados para as ocorrências monofásicas.

(2) Erro médio relativo absoluto (E2)

$$E2 = \left[ \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N \text{abs}(e_{ri}) \right] \times 100 \quad (136)$$

(3) Desvio padrão (E3) em relação ao erro médio relativo (E1)

$$E3 = \sum_{i=1}^N \sqrt{\frac{(e_{ri} - E1)^2}{N - 1}} \quad (137)$$

(4) Erro médio aritmético (E4)

$$E4 = \left[ \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N e_i \right] \quad (138)$$

$$e_i = (\Delta P / \Delta L)_{calc} - (\Delta P / \Delta L)_{exp} \quad (139)$$

(5) Erro médio aritmético absoluto (E5)

$$E5 = \left[ \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N \text{abs}(e_i) \right] \quad (140)$$

(6) Desvio padrão E6 em relação ao erro médio aritmético (E4)

$$E6 = \sum_{i=1}^N \sqrt{\frac{(e_i - E4)^2}{N - 1}} \quad (141)$$

Foram usadas para a comparação dos gradientes de pressão previstos pela modelagem mecanicista, as correlações de Beggs & Brill, Beggs & Brill com "holdup" de Minami, Mukherjee & Brill, Dukler e Oliemans com "holdup" de Dukler. Para realizar tais comparações, independente da magnitude dos gradientes de pressão, foram utilizados os resultados dos parâmetros

estatísticos E4, E5 e E6. Ao invés de se comparar cada um destes três parâmetros separadamente, empregou-se o Fator de Desempenho Relativo RPF ("Relative Performance Factor") que engloba os efeitos combinados de E4, E5 e E6. Este parâmetro estatístico é definido matematicamente pela seguinte relação:

$$RPF = \frac{(abs(E4) + E5 + E6)}{(abs(E4)_{min} + E5_{min} + E6_{min})} \tag{142}$$

O valor de RPF mais próximo da unidade indica a correlação ou modelo de melhor desempenho.

A tabela 8 a seguir mostra os resultados obtidos para os parâmetros estatísticos estudados na comparação de modelos e correlações empíricas.

| correlações /<br>modelagem | E1<br>% | E2<br>% | E3<br>Pa/m | E4<br>Pa/m | E5<br>Pa/m | E6<br>Pa/m | RPF<br>- |
|----------------------------|---------|---------|------------|------------|------------|------------|----------|
| Begg & Brill               | 53,1    | 81,0    | 2,84       | 7,6        | 38,6       | 145,9      | 1,59     |
| Begg&Brill/Minami          | 60,0    | 93,4    | 3,38       | 15,8       | 45,0       | 165,5      | 1,88     |
| Mukherjee & Brill          | 30,0    | 73,0    | 2,62       | -0,28      | 35,8       | 139,2      | 1,45     |
| Dukler                     | 9,1     | 73,3    | 3,71       | -3,42      | 31,5       | 130,0      | 1,37     |
| Oliemans/Dukler            | 8,1     | 56,0    | 2,07       | -22,0      | 28,6       | 102,5      | 1,27     |
| Modelos                    | -6,2    | 53,0    | 1,98       | -17,0      | 24,4       | 88,6       | 1,08     |
| Mecanicistas               |         |         |            |            |            |            |          |

Tab. 8 Análise de desempenho dos Modelos Mecanicistas e Correlações para o cálculo do gradiente de pressão do escoamento bifásico.

Conforme mostra a tabela 8 os modelos mecanicistas apresentam o Fator de Desempenho Relativo mais próximo da unidade, indicando assim, a melhor consistência dos gradientes médios de pressão calculado em relação aos valores experimentais e consequentemente, o melhor desempenho hidráulico em relação às correlações estudadas. Tais modelagens apresentaram também os menores erros médios relativos e menor dispersão em torno das médias relativa e absoluta.

As figuras (31)-(36) mostram as curvas de dispersão dos gradientes médios de pressão calculadas e experimentais para as correlações estudadas e modelagens mecanicistas propostas.

Como o Banco de Dados utilizado não contém dados experimentais de frações volumétricas líquidas na tubulação, os resultados deste parâmetro através de modelagem mecanicista foram confrontados com os dados experimentais obtidos por outros pesquisadores em uma curva relacionando o "holdup",  $H_L$ , e o parâmetro adimensional de perda de carga,  $X$ . As curvas experimentais de Lockhart & Martinelli (1949), teoria de Johannessen (1972), modelagem simplificada de Taitel & Dukler e modelagem do arranjo estratificado proposta neste trabalho, são mostradas na figura 37. Para o arranjo anular foram plotados, nas figuras 38 e 39, apenas as curvas de variação do filme líquido adimensional,  $\tilde{\delta}_L/D$ , com o parâmetro  $X_m$ , para valores de fricção na interface,  $f_i$ , e dispersão de gotículas líquidas no núcleo gasoso,  $F_g$ .

No anexo 2 estão listados alguns resultados de simulação para as ocorrências monofásicas.

No anexo 3 estão listados alguns resultados de simulação para as ocorrências bifásicas.



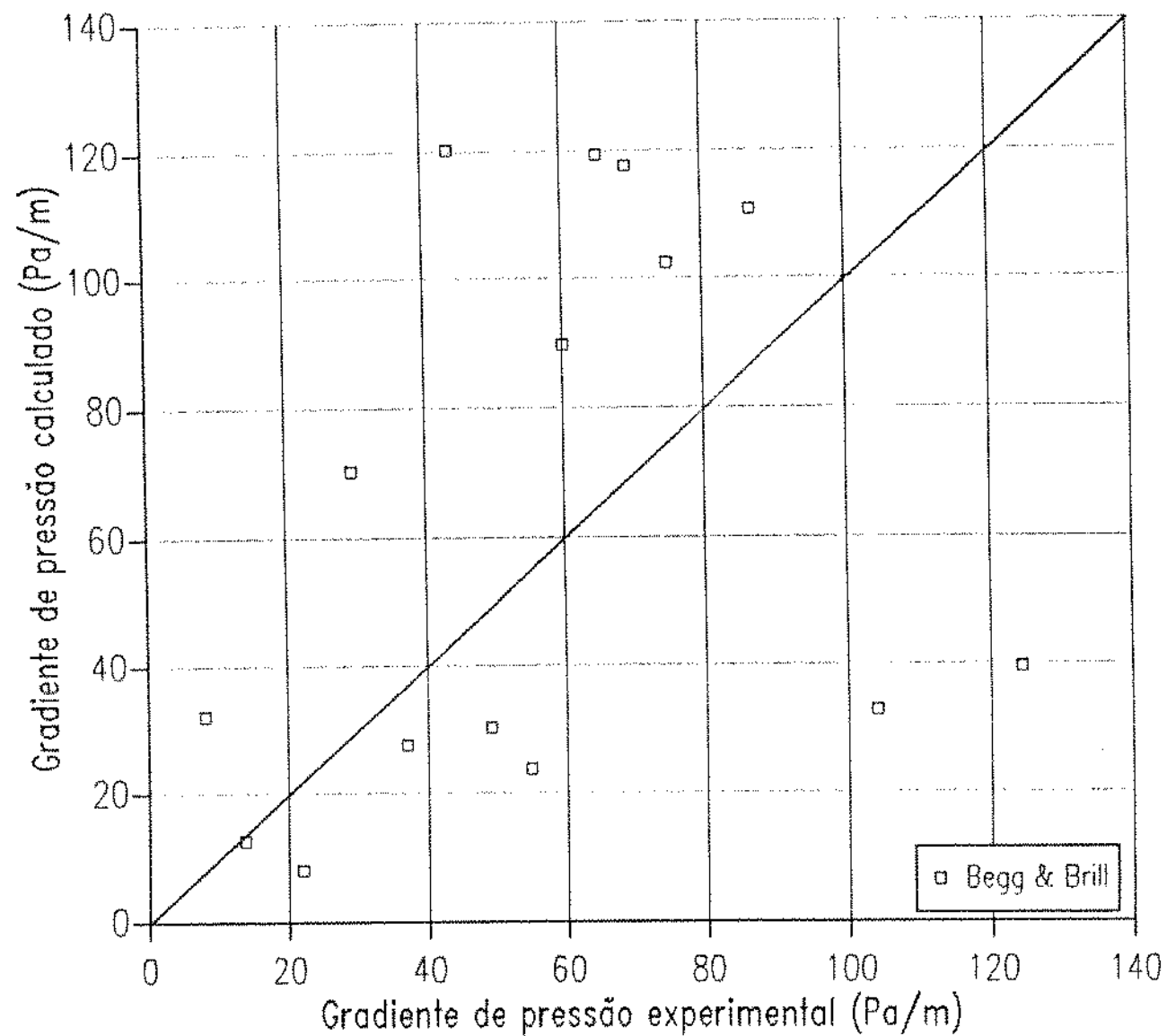


FIG.31 Comparação dos gradientes de pressão experimentais e calculados segundo a correlação de Beggs & Brill

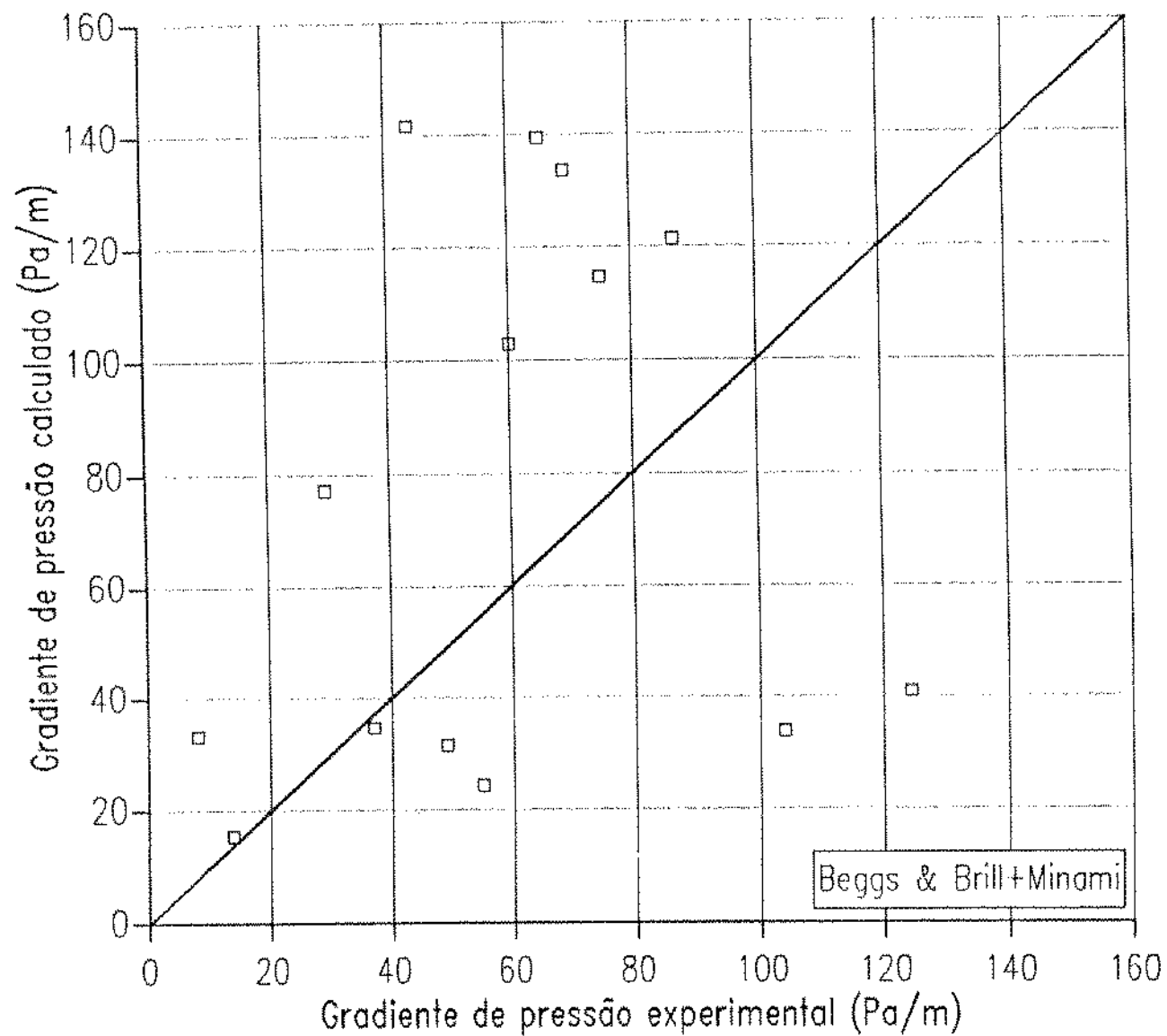


FIG.32 Comparação dos gradientes de pressão experimentais e calculados segundo a correlação de Beggs & Brill c/ holdup de Minami.

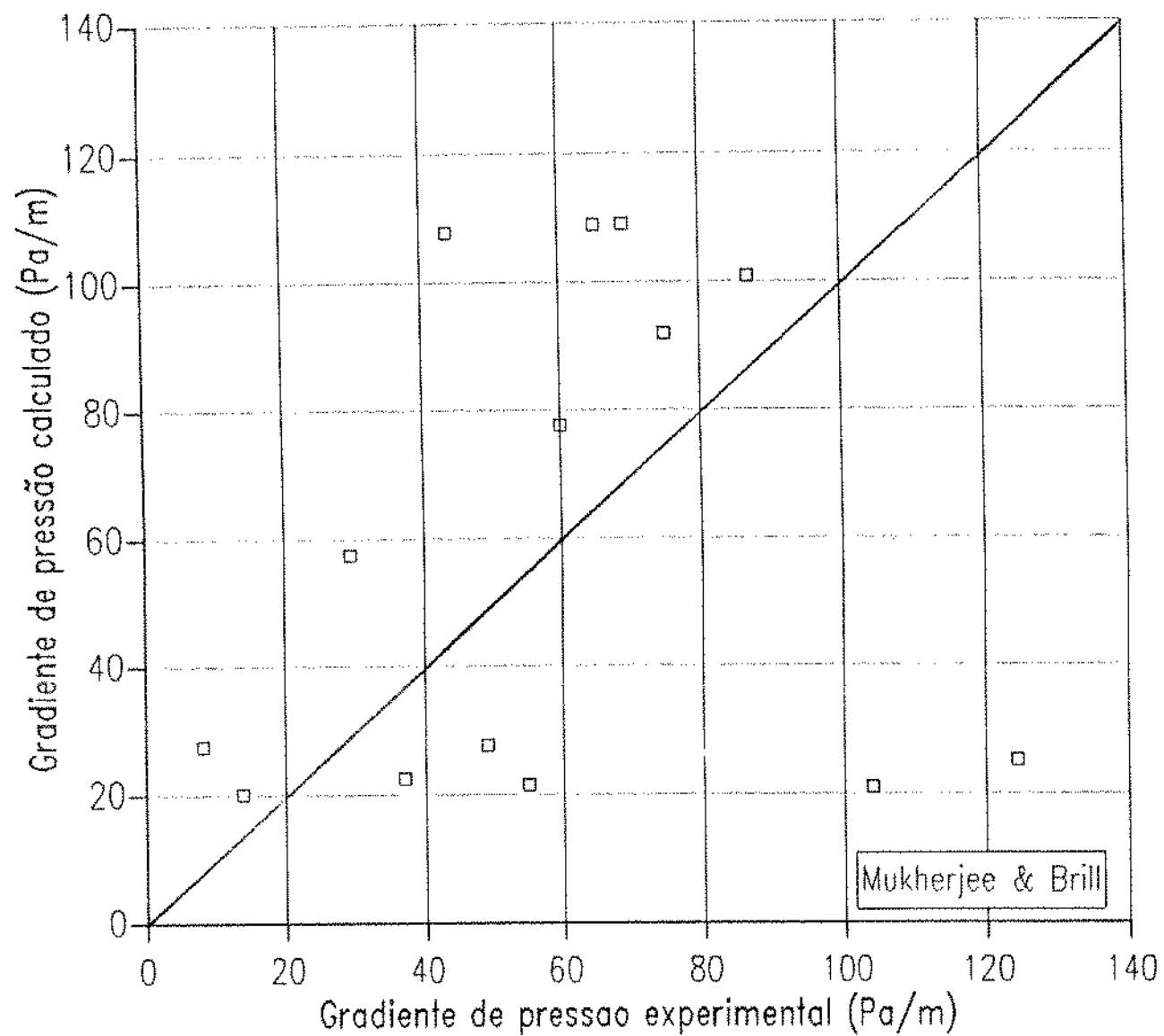


FIG.33 Comparação dos gradientes de pressão experimentais e calculados segundo a correlação de Mukherjee & Brill.

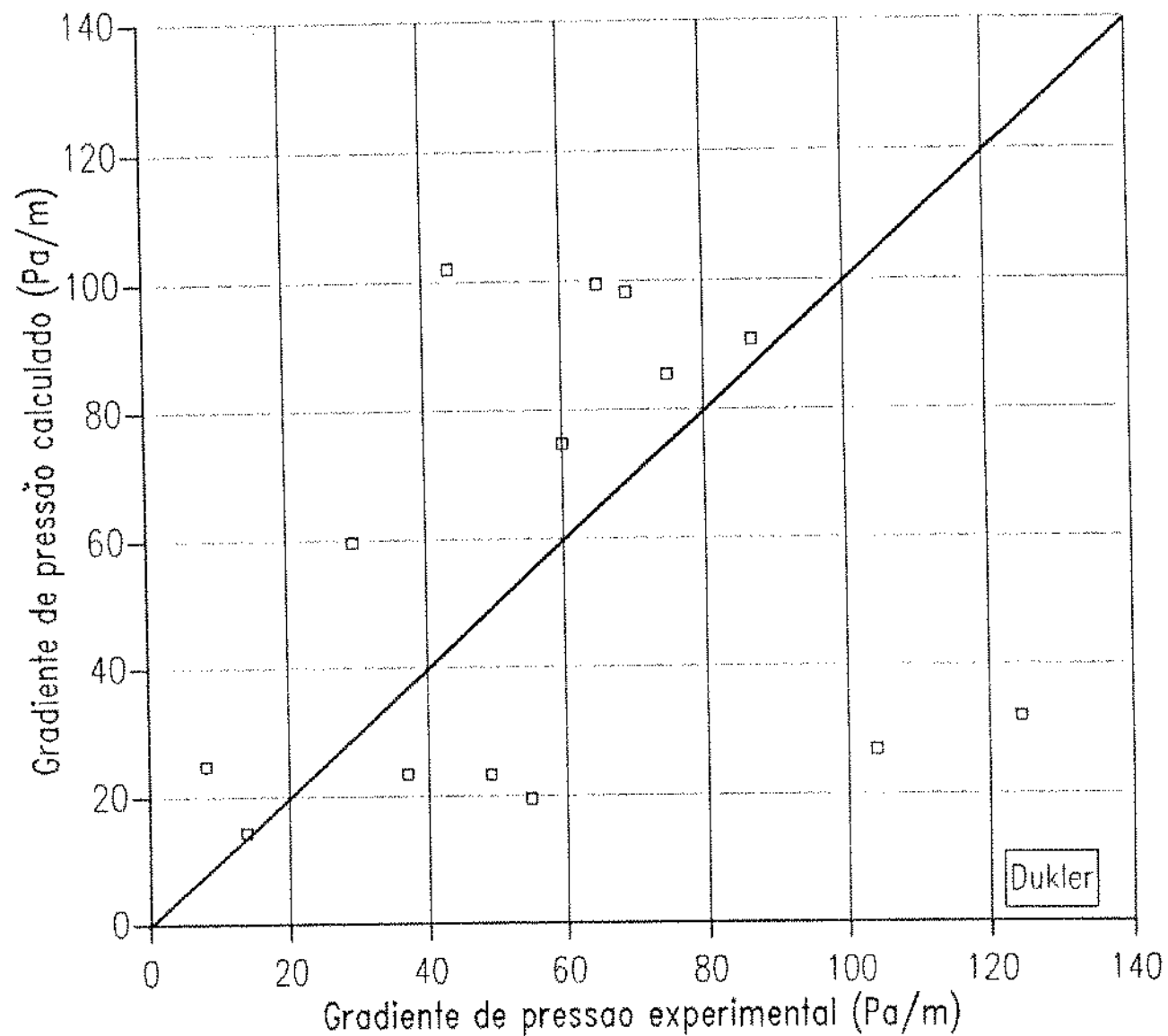


FIG.34 Comparação dos gradientes de pressão experimentais e calculados segundo a correlação de Dukler.

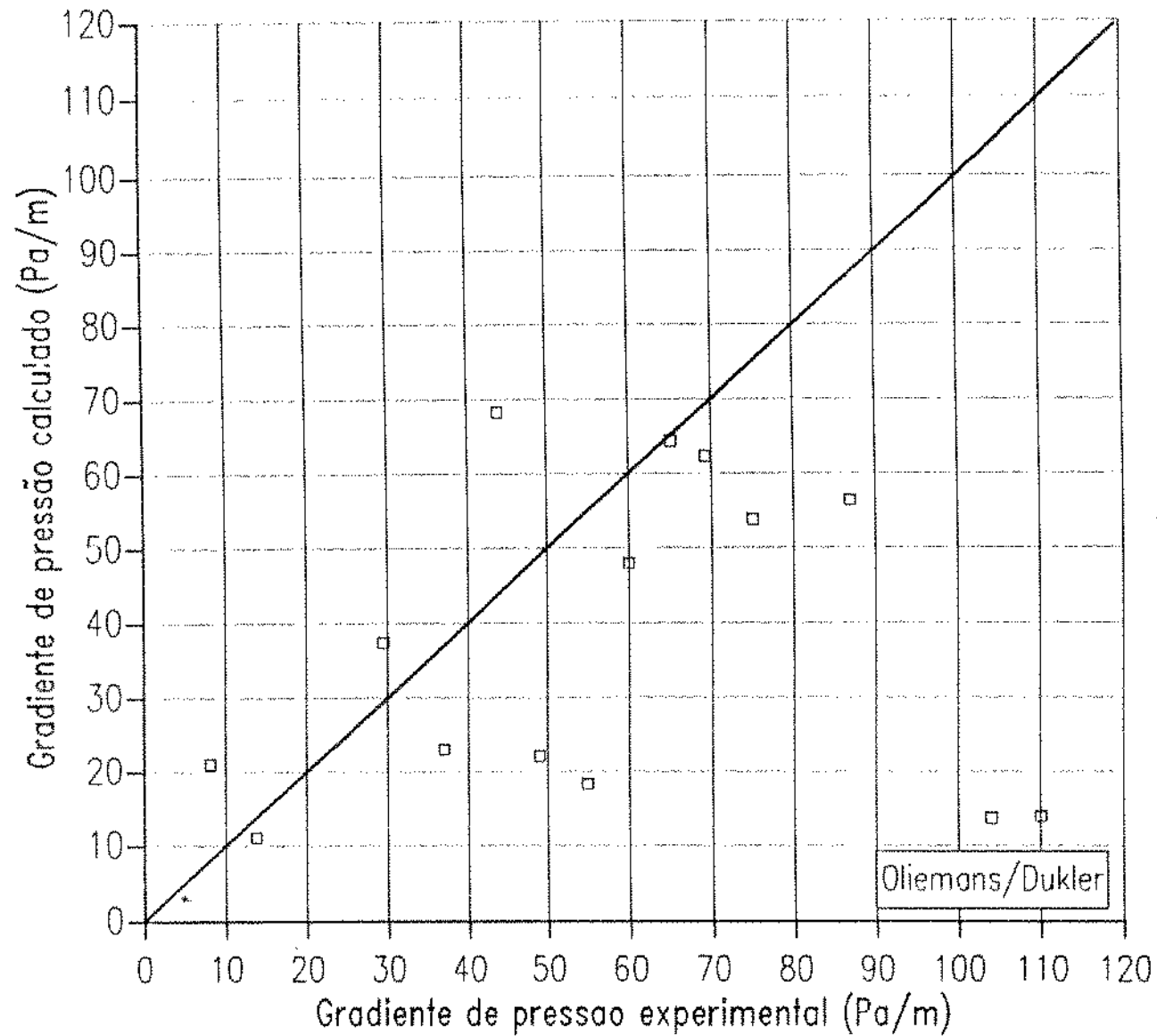


FIG.35 Comparação dos gradientes de pressão experimentais e calculados segundo a correlação híbrida de Oliemans/Dukler.

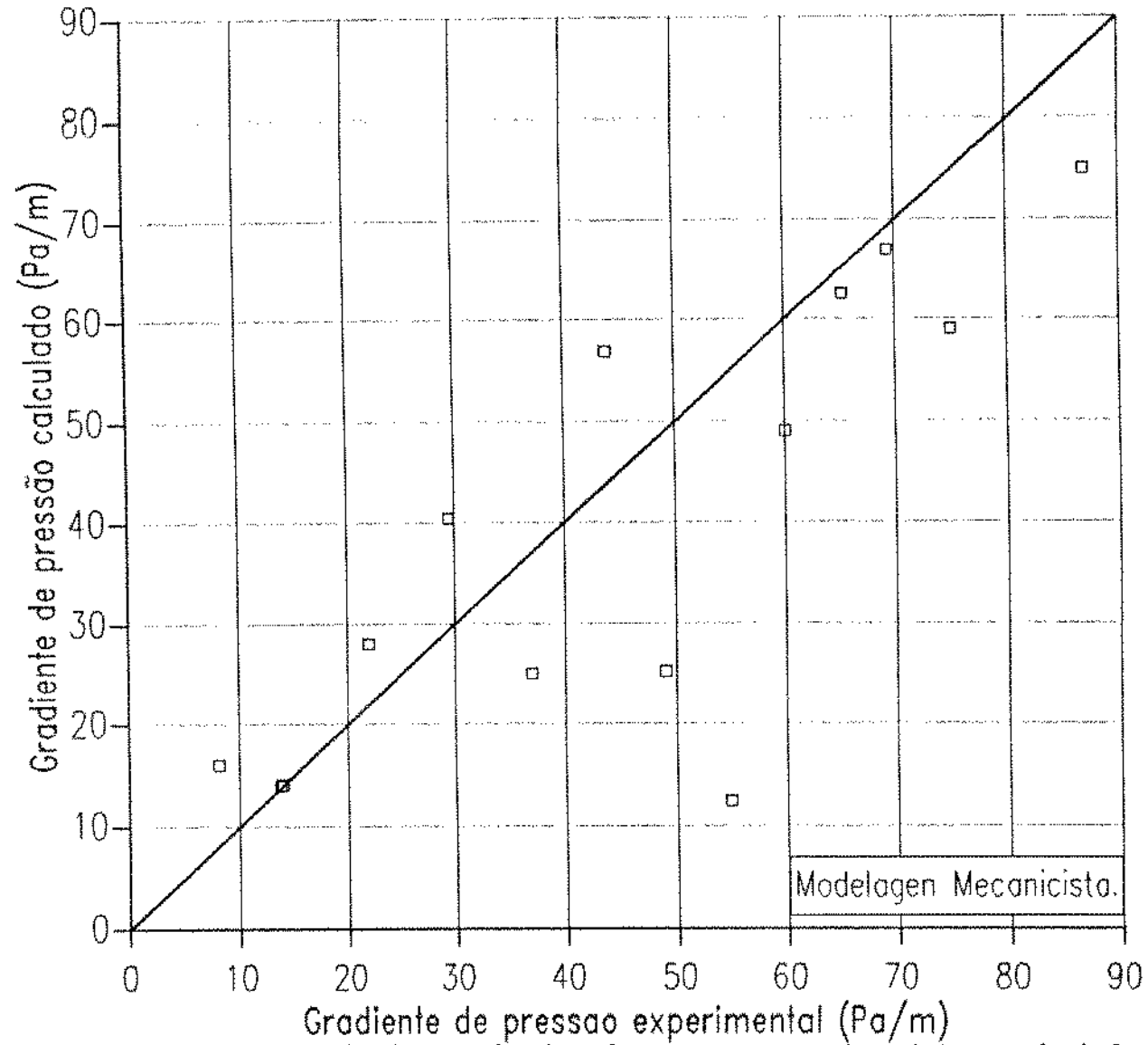


FIG.36 Comparação dos gradientes de pressão experimentais e calculados segundo a Modelagem Mecanicista.

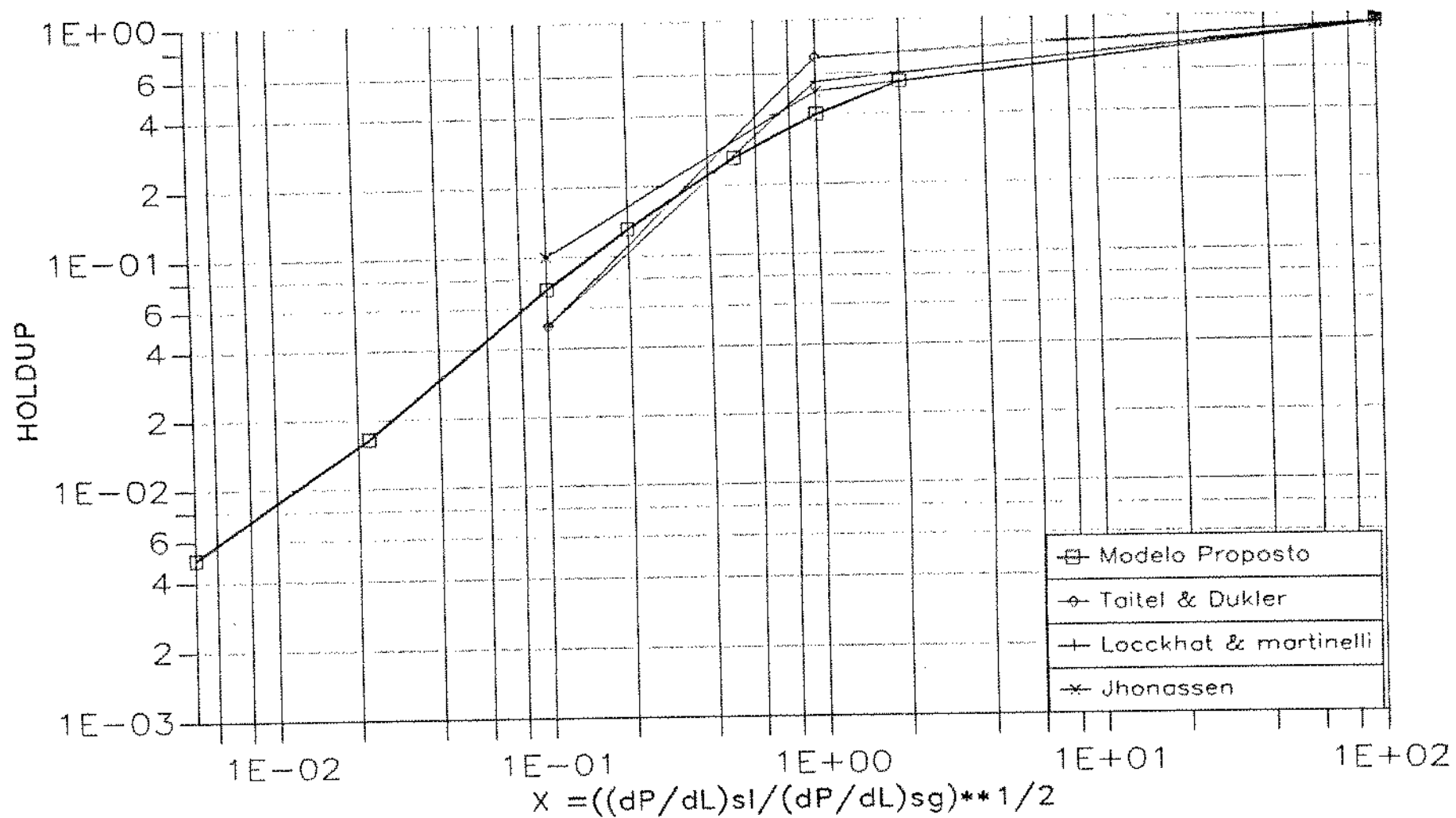


Fig. 37 Curva  $H_l \times X$  para a modelagem estratificada proposta e de outros pesquisadores.

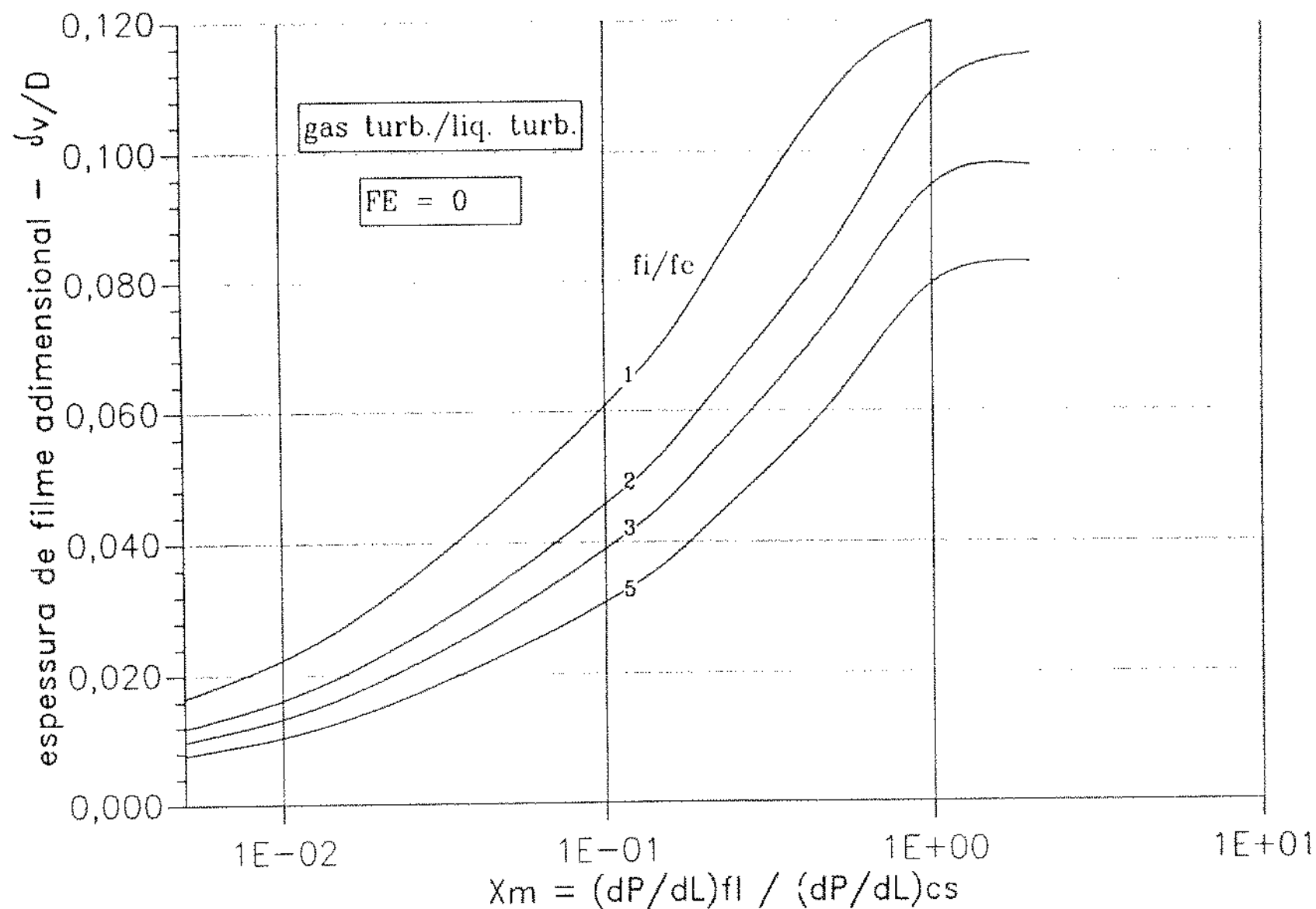


Fig. 38 Curva  $\delta_v/D$  versus  $X_m$  para  $Fe=0$  e  $f_i/f_c$  variavel



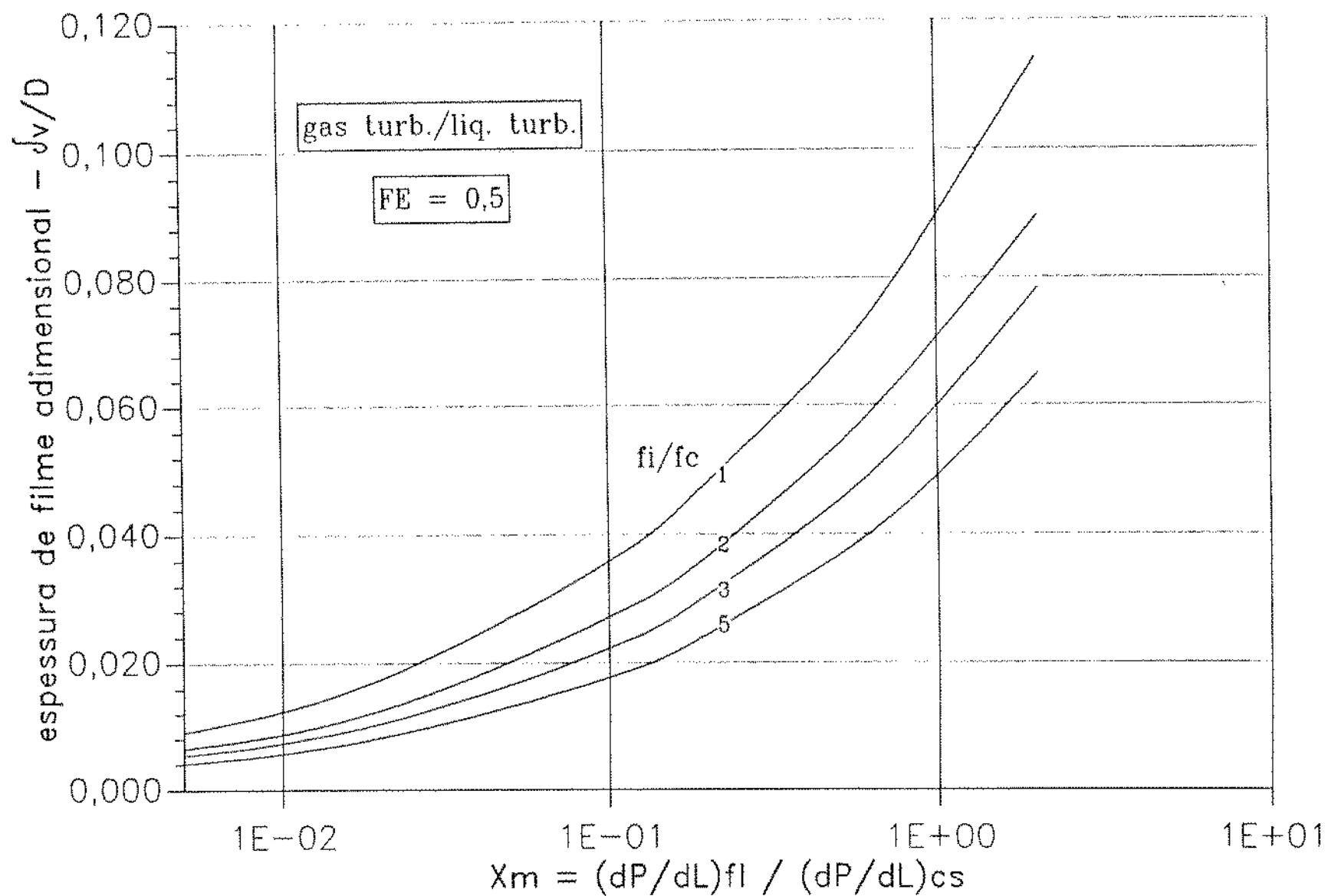


Fig. 39 Curva  $\delta_v/D$  versus  $X_m$  para  $Fe=0,5$  e  $f_i/f_c$  variavel

## 8 - CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

As grandes limitações das correlações no que concerne à previsão de grandezas do escoamento bifásico gás-líquido em tubulações, tais como gradientes de pressão e frações volumétricas das fases, e também a impossibilidade destas determinar outras grandezas relevantes, tais como espessuras de filme líquido e tensões interfaciais gás-líquido, motivou, neste trabalho, o desenvolvimento de modelagens fenomenológicas para os arranjos de fases estratificado e anular em tubulações horizontais ou suavemente inclinadas. Para isso realizou-se uma extensiva pesquisa bibliográfica enfocando os principais aspectos evolutivos na caracterização destes arranjos e das propriedades físicas. Buscou-se também, na literatura, a evolução dos estudos que permitiu selecionar as correlações mais recentes que buscam descrever os mecanismos complexos de fricção na interface gás-líquido e o arraste de gotículas para o núcleo gasoso do arranjo anular.

Baseado nas análises e desenvolvimentos conduzidos neste trabalho, as seguintes conclusões e recomendações foram extraídas:

1. Baseado na aplicação das equações de conservação da massa e momentum ao escoamento estratificado e anular em tubulações horizontais ou pouco inclinadas, modelos mecanicistas são propostos para a previsão dos gradientes de pressão, frações volumétricas das fases e outras grandezas microscópicas do escoamento, notadamente as espessuras de filme líquido. Tais modelos foram respaldados a partir de uma análise de sensibilidade de parâmetros e confrontação dos resultados dos gradientes de pressão simulados e os dados experimentais composicionais do Banco de Dados de Fluxo Multifásico da PETROBRÁS. Como este Banco não contém dados experimentais de frações volumétricas líquidas em gasodutos, foi feita uma verificação deste parâmetro com os dados experimentais e modelos de outros pesquisadores ;

2. As modelagens fenomenológicas assim propostas foram apresentadas na forma adimensionalizada, onde grupos adimensionais similares aos obtidos por Lockhart & Martinelli e Taitel & Dukler emergiram deste desenvolvimento. Devido à consideração dos efeitos de escorregamento das fases no escoamento estratificado e aceleração do núcleo gasoso do arranjo anular, outros parâmetros adimensionais emergiram destas modelagens ;
3. Devido à natureza dos fluidos enfocados neste trabalho, empregou-se a caracterização composicional para a previsão das propriedades físicas das fases ;
4. Foi desenvolvido o simulador computacional *SIMPIPE*, para a previsão das características do escoamento monofásico ou bifásico. Neste simulador estão incorporadas as rotinas de cálculo das correlações e modelagens mecanicistas. Para os modelos, a previsão dos arranjos de fases em cada elemento de tubulação é feita utilizando a Biblioteca Computacional *FLOPAT*, que emprega modelagens fenomenológicas para a caracterização das transições entre arranjos de fases.  
A previsão do comportamento das fases e propriedades físicas é feita empregando-se o Simulador Composicional *GPA\*SIM*, que utiliza as Equações de Estado de SRK (Soave-Redlich-Kwong) e PR (Peng-Robinson);
5. No que se refere à sensibilidade dos modelos, observou-se que a fricção na interface gás-líquido afeta mais acentuadamente o perfil de pressões do escoamento anular do que do estratificado. Tal análise mostrou também, que existe bastante coerência nas respostas de simulação quanto a variação na taxa de dispersão de gotículas líquidas no núcleo gasoso. Verifica-se que aumentando a taxa de dispersão de gotículas diminui a espessura de filme líquido, conduzindo a gradientes de pressão e frações líquidas menores.

Boa consistência de modelação é verificada quando da variação do diâmetro da tubulação e vazão de escoamento. Os resultados de simulação mostraram que a variação destes parâmetros conduz à um comportamento coerente das transições dos arranjos de fases e distribuição dos filmes líquidos ;

6. Para as ocorrências monofásicas do Banco de Dados, as equações previstas para o calculo do gradiente de pressão mostraram resultados bastante satisfatórios, comparando-se os valores experimentais e calculados.

Para as ocorrências bifásicas foi possível selecionar alguns resultados, onde procedeu-se à uma análise estatísticas dos gradientes de pressão calculados pelas correlações e modelos. Desta análise evidenciou o melhor desempenho para as modelagens mecanicistas propostas.

Baseando-se na avaliação dos resultados obtidos e análises recomenda-se:

1. Como as correlações empregadas nas modelagens para o cálculo do fator de fricção na interface e fração de líquido dispersa no núcleo gasoso estão sujeitas às limitações dos aparatos experimentais, promover o desenvolvimento de estudos que contemplem correlações aplicáveis a um amplo espectro de condições de escoamento, inclusive quando variam os tipos de fluidos e inclinação do tubo ;
2. Obter um maior número de dados experimentais de escoamentos bifásicos que dê suporte à uma análise estatística mais aprofundada ;
3. Afim de aprimorar os resultados de simulação, é mister desenvolverem métodos que busquem melhor caracterizar o fenômeno de transferência de calor para cada arranjo de fases específico ;

4. As modelagens propostas por Taitel & Dukler para as transições entre arranjos de fases necessitam ser respaldadas experimentalmente para condições de escoamento bifásicos em tubulações de grande diâmetro ;
5. Obter dados experimentais de frações volumétricas líquidas em tubulações que possibilitem aferir os modelos propostos.

## BIBLIOGRAFIA

- 1 - ALVES, I. N. "Modelagem Composicional do Escoamento Bifásico Anular", Tese de Mestrado, Universidade Federal de Ouro Preto, Minas Gerais, março, 1987.
- 2 - AMORIM, C. G. "Investigação de Mecanismos Condensação em Gasodutos", PETROBRÁS/CENPES/DIPILOT, Rio de Janeiro, julho, 1983.
- 3 - BARNEA, D. SHOHAM, D. & TAITEL, Y "Flow Pattern Transition for Vertical Downward Two-Phase Flow, Horizontal to Vertical", Chem. Eng. Sci., volume 37, páginas 741-744.
- 4 - BARNEA, D. SHOHAM, D. & TAITEL, Y "Flow Pattern Transition for Downward Inclined Tubes: Flow Pattern Transition two-Phase Flow, Horizontal to Vertical", Chem. Eng. Sci., volume 37, páginas 735-740, 1982.
- 5 - BARNEA, D. SHOHAM, D. & TAITEL, Y "Gas-Liquid Flow in Inclined Tubes: Flow Patter Transition for Upward Flow", Chem. Eng. Sci., vol., 40 páginas 131-136, 1985.
- 6 - BARNEA, D. SHOHAM, D. & TAITEL, Y "Flow Pattern Transition for Gas-Liquid Flow in Horizontal and Inclined Pipes", Int. J. Mult. Flow, volume 4 , páginas 217-225 , 1980.
- 7 - BRILL, J. P. & BEGGS, H. D. "Two-Phase Flow in Pipes", the University of Tulsa, Oklahoma, 3 rd printing, february, 1984.
- 8 - CAETANO, E. F. "Upward Vertical Two-Phase Flow Through an Annulus", PhD Dissertation, The University of Tulsa, Oklahoma, 1985.

9 - CAETANO, E. F. "Desempenho de Correlações Empíricas Aplicadas a Tubulações de Grandes Diâmetros", Primeira Mesa Redonda de Movimentação de Fluidos em Tubulações, PETROBRÁS/CENPES, Rio de Janeiro, novembro, 1986.

10 - CHEREMISINOFF, N. P. & DAVIS, E. J. "Stratified Turbulent-Turbulent Gas-Liquid Flow.", AIChE J., volume 25, páginas. 48-56, 1979.

11 - COLEBROOK, C. F., J. Inst. Civil Engineers, pag. 11-133, London, 1939.

12 - DALLMAN, J. C. ; LAURINAT J. E. & HANRATTY, T. J. "Entrainment for Horizontal Annular Gas-Liquid Flow", Int. J. Mult. Flow, volume 10, páginas 677-690, 1984.

13 - DALLMAN, J. C. "Investigation of Separated Flow Model in Annular Gas Liquid Two-Phase Flows", PhD Dissertation, University of Illinois, Urbana, 1978.

14 - FURUKAWA, H. "A study of Compositional Two-Phase Flow in Pipelines", The University of Tulsa, Oklahoma, M.Sc. Thesis, 1983.

15 - GOULD T. L. "Compositional Two-Phase Flow-Phase in Pipelines.", J. Pet. Tech., volumes 31, Páginas 373-394, March, 1979.

16 - GOYAN, J. C. "Analysis of Computational Procedures for Multicomponent Flow in Pipelines.", the University of Tulsa, Oklahoma, M.Sc. thesis, 1985.

17 - GREGORY, G. A. & AZIZ, K. "Calculation of the Pressure and Temperature Profiles in Multiphase Pipelines and Simple Pipelines Networks.", J. Can. Pet. Tech., volumes 17, páginas 56-58, March, 1978.

18 - GREGORY, G. A. , FOGARASI, M. & AZIZ, K. "Multiphase Flow in Pipes and its Applications to the Production And Transportation of oils and gas.", course notes - Neotechnology Consultants Ltda., Canada, 1982.

- 19 - GREGORY, G. A. "Gas-Liquid Flow In Large Diameter Pipelines", American Gas Association, Project PR-148-110, December, 1980.
- 20 - HANRATTY, T. J. "Gas-Liquid Flow in Pipelines" ,Progress Report, period july/86 - January/87, University of Illinois , Urbana, 1987.
- 21 - HENSTOCK, W. H. & HANRATTY, T. J. "The Interfacial Drag and the Height of the Wall Layer in Annular Flows", AIChE J., volume 22, páginas 990-1000, November, 1986.
- 22 - JAIN, A. K. "An Accurate Explicit Equation for Friction Factor", J. Hydraulics Div. Asce, volume 102, May, 1976.
- 23 - LAURINAT, J. E.; DALLMAN, J. C. & HANRATTY, T. J. "Pressure Drop and Film Height Measurements for Annular Gas-Liquid Flow", Int. J. Mult. Flow, volume 10 , páginas 341-356, 1984.
- 24 - LOCKHART, R. W. & MARTINELLI, R. C. "Proposed Correlation Data Isothermal Two-Phase, Two Components Flow in Pipes", Chem. Eng. Prog., volume 45, páginas 39-48, January, 1949.
- 25 - MUSSUMECI, A. "Banco de Dados para Fluxo Multifásico em Tubulações, Composicional e Black-oil", Relatório, PETROBRÁS/CENPES, Rio de Janeiro, Maio, 1986.
- 26 - NIKOLAOS, A. & HANRATTY, T. J. "Influence of Interfacial Waves in Stratified Gas-Liquid Flows", University of Illinois, AIChE , J. volume 33 , páginas 444-454, March, 1987.
- 27 - SHOHAM, O. & TAITEL, Y. "Stratified Turbulent-Turbulent Gas-Liquid Flow in Horizontal and Inclined Pipes", AIChE J., volume 30, páginas 377-385, 1984.
- 28 - SHOHAM, O. "Flow Pattern Transition and Characterization in Gas-Liquid Flow in Inclined Pipes", Thesis, Telaviv University, 1982.



29 - TAITEL, Y. & DUKLER, A. E. "A Model for Prediction Flow Regime Transition In Horizontal and Near Horizontal Gas-Liquid Flow", AIChE J., volume 22, páginas 47-55, January, 1976.

30 - TAITEL, Y.; BARNEA, D. & DUKLER A. E. "Modeling Flow Patterns Transitions for Steady Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes, AIChE J., volume 26, páginas 345-54, may, 1980.

31 - TAITEL, Y., DUKLER, A. E. - Brief communication - "A Theoretical Approach to the LOCKHART & MARTINELLI Correlation for Stratified Flow", Int. J. Mult. Flow, volume 2, páginas 591-605, 1976.

32 - TRIGGIA, A., CAETANO, E. F. "Gas-Liquid Two-Phase Flow Pattern Prediction Computer Library", J. of Pipelines, volume 5, páginas 207-20, 1986.

## **APÊNDICE A**

**Principais correlações para o cálculo do gradiente de pressão  
e fração volumétrica líquida em tubulações**

## Introdução

Consultando a literatura, verifica-se que diversas correlações foram publicadas para a previsão do gradiente de pressão e fração volumétrica líquida de um escoamento bifásico gás-líquido em tubulações. Estes métodos incorporam parâmetros fortemente empíricos no cálculo das grandezas citadas e utilizam mapas de fluxo específicos para a caracterização do arranjo de fases do escoamento.

Correlações híbridas tem sido utilizadas ultimamente, na tentativa de se obter melhores resultados para determinado tipo de escoamento. Entre tanto, a combinação de várias correlações em uma única correlação híbrida pode não representar uma vantagem, especialmente quando da interferência dos arranjos de fases.

A seguir são descritas sucintamente, as principais características das correlações empíricas empregadas em estudos de simulação em tubulações bifásicas

### *CORRELAÇÃO DE Beggs & Brill*

Esta correlação foi desenvolvida a partir de dados experimentais obtidos em instalações de teste em pequena escala, constituídas de tubos de acrílico de 1 e 1,5 polegadas e 90 pés de comprimento, que permitiu sua inclinação de -90 a +90 graus. Em ambas instalações, os fluidos utilizados foram ar e água e os parâmetros investigados e seus respectivos intervalos de variação foram:

- . Vazão de ar de 0 a 0,3 MMscfd ;
- . Vazão de água de 0 a 30 gpm ;
- . Pressão média no trecho de medição de 35 a 95 psia ;
- . Gradiente de pressão de 0 a 0,8 psi/pé
- . Fração volumétrica líquida de 0 a 0,87
- . Inclinações da tubulação de -90 a +90 graus

## . Observação do arranjo de fases

Os arranjos de fases observados para a tubulação na horizontal foram divididas em quatro grupos. Para cada grupo coube uma correlação desenvolvida para a fração volumétrica líquida, assim como um fator de correção para tal parâmetro em outras inclinações. Para o cálculo do fator de fricção foram desenvolvidas equações que são dependentes apenas do "holdup" sem e com escorregamento entre as fases para cada inclinação da tubulação. As previsões dos arranjos de fases e "holdup", para inclinações diferentes da horizontal, são meramente correlativas.

Segundo sugestão de Brill, a correlação para o cálculo do "holdup" de Minami, incorporada a metodologia de Beggs & Brill, oferece bons resultados para a previsão das grandezas de fluxo, quando aplicada a escoamentos bifásicos em gasodutos. Tal autor, desenvolveu uma correlação específica para escoamentos com baixas frações volumétricas. Sua utilização no entanto, é bastante restrita, visto que até o momento, não foi devidamente testada e avaliada com dados reais de produção.

A correlação de Beggs & Brill tem sido amplamente empregada na indústria do petróleo para dimensionamento e/ou monitoramento do escoamento bifásico em tubulações de petróleo.

### **CORRELAÇÃO DE Dukler / Flanigan**

Dukler *et alii* publicaram dois trabalhos sobre gradiente de pressão em sistemas bifásicos. No primeiro trabalho, foi feita apenas uma comparação entre as diversas correlações existentes para o cálculo da queda de pressão e "holdup". Neste estudo concluiu-se que a correlação de Lockhart & Martinelli (1949) apresentava melhores resultados em comparação com outras correlações testadas, e Hughmark (1962) obteve o melhor desempenho comparativamente com dados experimentais. No segundo trabalho, os autores propõe duas novas correlações para o cálculo do gradiente de pressão devido à fricção. Estas correlações foram desenvolvidas para um escoamento bifásico horizontal, baseado em análise de similaridade combinada com dados

coletados de campos produtores. Tal correlação é recomendada pela AGA - AMERICAN GAS ASSOCIATION - e pelo API - AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE - para dimensionamento e/ou monitoramento de grandezas de fluxo em tubulações horizontais.

O fator de fricção é calculado, usando um fator normalizado obtido da análise de similaridade. A fração volumétrica líquida com escorregamento é determinada iterativamente, inicializando-se com o valor da fração volumétrica líquida na versão escorregamento (*homogêneo*).

A correlação de Flanigan é normalmente agregada à correlação de Dukler *et alii*, para se levar em consideração os efeitos de elevação do perfil do terreno. Flanigan, baseado em dados experimentais de perda de carga e vazões em oleodutos de 16 polegadas, desenvolveu uma correlação para o cálculo da fração volumétrica líquida, para trechos ascendentes da tubulação, como uma função única da velocidade superficial do gás. Este investigador concluiu que o ângulo de inclinação não é importante na determinação do gradiente de pressão devido à elevação, mas sim pelo somatório das contribuições verticais nos trechos em aclave.

Outro aspecto relevante desta correlação, é que o arranjo de fases não é considerado de forma explícita.

#### **CORRELAÇÃO DE Dukler / Eaton / Flanigan**

Este tipo de combinação de correlações é bastante usual na determinação de parâmetros de escoamento bifásico. Tal combinação envolve o descrito para as correlações de Dukler *et alii* e Flanigan. Entretanto, para o cálculo da fração volumétrica líquida em trechos horizontais, utiliza-se a correlação de Eaton *et alii*. tais investigadores desenvolveram correlações semi-empíricas para o cálculo da fração volumétrica líquida e da queda de pressão em tubulações horizontais, através de experimentos em tubos de 2 e 4 polegadas e 1700 pés de comprimento. Estes autores propuseram gráficos para o cálculo da fração volumétrica líquida, função de um parâmetro

adimensional que depende dos números adimensionais comuns ao escoamento.

#### CORRELAÇÕES DE Oliemans/Dukler/Flanigan e Oliemans/Eaton/Flanigan

Oliemans (1976) desenvolveu uma correlação para o cálculo do gradiente de pressão devido a fricção, baseado na suposição de que o escorregamento existente entre as fases provoca a acumulação de líquido na tubulação, reduzindo assim, a área efetiva de escoamento. Esta correlação é normalmente empregada combinada com as correlações para o *holdup* devido a Dukler ou Eaton e o gradiente de pressão gravitacional devido a Flanigan.

#### CORRELAÇÃO DE Mukherjee & Brill

Esta correlação, uma das mais recentes da literatura, baseou-se em dados experimentais coletados em uma instalação de teste. Tal correlação foi desenvolvida com o objetivo de corrigir algumas deficiências observadas na correlação de Beggs & Brill.

Os fluidos utilizados neste desenvolvimento foram ar, querosene e óleo lubrificante. A instalação, com tubo de 1 1/2 polegadas na forma de U, permitiu investigações de forma discreta do escoamento na faixa de -90 a +90 graus para a inclinação da tubulação. Neste desenvolvimento correlações foram propostas para a fração volumétrica líquida e fator de fricção. Para cada configuração de fluxo coube uma correlação específica.

Esta correlação, por ser uma das mais recentes, necessita de um maior número de testes e análises para se avaliar melhor o seu desempenho.

Uma descrição detalhada de cada correlação apresentada neste item pode ser vista em Brill & Beggs (7)

## **ANEXO 1**

**Características básicas das tubulações do  
Banco de Dados de Fluxo Multifásico da PETROBRÁS  
considerando apenas os dados composicionais.**

| numero da linha | número de dados | diâmetro nominal (pol) | comprimento da linha (pés) | tipo do sistema | fonte dos dados |
|-----------------|-----------------|------------------------|----------------------------|-----------------|-----------------|
| 1               | 14              | 6                      | 3045                       | gás-cond        | Texaco          |
| 2               | 21              | 10                     | 3947                       | gás-cond        | Chevron         |
| 3               | 22              | 6                      | 3619                       | gás-cond        | Chevron         |
| 4               | 20              | 8                      | 4222                       | gás-cond        | Chevron         |
| 5               | 19              | 4                      | 4455                       | gás-cond        | Chevron         |
| 6               | 22              | 6                      | 3501                       | gás-cond        | Chevron         |
| 7               | 22              | 4                      | 7028                       | gás-cond        | Chevron         |
| 8               | 21              | 6                      | 4406                       | gás-cond        | Chevron         |
| 9               | 2               | 20                     | 353970                     | gás-cond        | Esso            |
| 10              | 6               | 30                     | 165106                     | gás-cond        | Texas           |
| 11              | 1               | 6                      | 5079                       | gás-cond        | Petrofina Can   |
| 12              | 1               | 8                      | 2783                       | gás-cond        | Petrofina Can   |
| 12              | 1               | 8                      | 2783                       | gás-cond        | Petrofina Can   |
| 13              | 1               | 8 e 10                 | 1529                       | gás-cond        | Petrofina Can   |
| 14              | 1               | 10                     | 3031                       | gás-cond        | Petrofina Can   |
| 15              | 1               | 10                     | 5243                       | gás-cond        | Petrofina Can   |
| 16              | 1               | 10 e 12                | 8063                       | gás-cond        | Petrofina Can   |
| 17              | 1               | 12                     | 7476                       | gás-cond        | Petrofina Can   |
| 18              | 1               | 4                      | 3189                       | gás-cond        | Petrofina Can   |
| 19              | 22              | 24                     | 113373                     | gás-cond        | Danesh          |
| 20              | 1               | 10                     | 728383                     | gás-cond        | Petrobras       |
| 21              | 1               | 10                     | 170000                     | gás-cond        | Petrobras       |



## **ANEXO 2**

**Resultados de simulação com escoamentos monofásicos gasosos**

## RESUMO DOS RESULTADOS DE SIMULACAO DE FLUXO MULTIFASICO EM TUBULACOES

## IDENTIFICACAO DA TUBULACAO ...BANCO DE DADOS - CASO # 58

DIAMETRO DA TUBULACAO .....( METROS )..... 0.273  
 VAZAO DE GAS .....( M3/S )..... 16.758  
 PRESSAO INICIAL .....( MEGA PA )..... 5.574  
 TEMPERATURA INICIAL .....( GRAUS C )..... 30.778  
 PRESSAO FINAL EXPERIM. ....( MEGA PA )..... 5.493  
 GRAD. PRESSAO EXPERIM. ....( KPA/M )..... 0.063

| CORRELACOES / MODELOS | PRES. FINAL<br>(MEGA PA) | TEMP FINAL<br>(GR C) | HOLDUP S/ESC<br>(M3) | HOLDUP C/ESC<br>(M3) | GRADP CALC.<br>(PA/M) | ERRR GRADP RELATIVO<br>(PORCENTO) |
|-----------------------|--------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|-----------------------|-----------------------------------|
|-----------------------|--------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|-----------------------|-----------------------------------|

|                  |       |        |     |     |       |         |
|------------------|-------|--------|-----|-----|-------|---------|
| 1.DARCY-WEYSBACH | 5.493 | 37.124 | 0.0 | 0.0 | 0.051 | -19.434 |
|------------------|-------|--------|-----|-----|-------|---------|

## SIMULADOR DE FLUXO MULTIFASICO (PROGRAMA SIMPIPE)

## BANCO DE DADOS - CASO # 58

## MECANISMO DE CONDENSACAO EM GASODUTOS

## CORRELACAO DE FLUXO BIFASICO - DARCY-WEYSBACH

| SECAO | COMPRIMENTO<br>ACUMUL (KM) | COTA<br>(M) | ARRANJO<br>FLUXO | PRESSAO<br>(MEGA PA) | TEMPER<br>(C) | VAZAO GAS<br>(M3/SEG) | H/D<br>( ADIM ) | FRACAO VOL. LIQUIDA<br>S/ESCORREG C/ESCORR | VOLUME DE CONDENSADO-M3<br>S/ESCORREG C/ESCORR |
|-------|----------------------------|-------------|------------------|----------------------|---------------|-----------------------|-----------------|--------------------------------------------|------------------------------------------------|
| 1     | 0.00                       | 1353.7      | GAS              | 5.574                | 30.8          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 2     | 0.05                       | 1354.8      | GAS              | 5.570                | 31.3          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 3     | 0.10                       | 1352.9      | GAS              | 5.570                | 31.9          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 4     | 0.12                       | 1348.7      | GAS              | 5.570                | 32.4          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 5     | 0.15                       | 1348.7      | GAS              | 5.570                | 32.9          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 6     | 0.18                       | 1346.6      | GAS              | 5.570                | 33.3          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 7     | 0.21                       | 1345.9      | GAS              | 5.570                | 33.7          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 8     | 0.26                       | 1342.8      | GAS              | 5.567                | 34.0          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 9     | 0.34                       | 1343.4      | GAS              | 5.561                | 34.5          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 10    | 0.39                       | 1344.1      | GAS              | 5.557                | 34.8          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 11    | 0.41                       | 1345.4      | GAS              | 5.557                | 35.1          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 12    | 0.43                       | 1345.5      | GAS              | 5.557                | 35.3          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 13    | 0.47                       | 1341.1      | GAS              | 5.553                | 35.5          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 14    | 0.51                       | 1342.4      | GAS              | 5.549                | 35.6          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 15    | 0.57                       | 1341.2      | GAS              | 5.549                | 35.8          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 16    | 0.59                       | 1341.2      | GAS              | 5.549                | 36.0          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 17    | 0.62                       | 1341.2      | GAS              | 5.541                | 36.1          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 18    | 0.74                       | 1337.7      | GAS              | 5.538                | 36.2          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 19    | 0.77                       | 1338.2      | GAS              | 5.535                | 36.3          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 20    | 0.81                       | 1337.5      | GAS              | 5.532                | 36.4          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 21    | 0.85                       | 1337.4      | GAS              | 5.532                | 36.5          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 22    | 0.89                       | 1334.1      | GAS              | 5.532                | 36.6          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 23    | 0.91                       | 1336.8      | GAS              | 5.532                | 36.7          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 24    | 0.93                       | 1336.8      | GAS              | 5.532                | 36.8          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 25    | 0.97                       | 1335.4      | GAS              | 5.527                | 36.8          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 26    | 1.04                       | 1335.0      | GAS              | 5.527                | 36.9          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 27    | 1.07                       | 1334.6      | GAS              | 5.523                | 36.9          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 28    | 1.13                       | 1332.8      | GAS              | 5.520                | 37.0          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 29    | 1.17                       | 1333.7      | GAS              | 5.520                | 37.1          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 30    | 1.21                       | 1332.9      | GAS              | 5.517                | 37.1          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 31    | 1.23                       | 1333.3      | GAS              | 5.513                | 37.1          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 32    | 1.28                       | 1331.7      | GAS              | 5.507                | 37.1          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 33    | 1.35                       | 1329.8      | GAS              | 5.501                | 37.1          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 34    | 1.41                       | 1328.6      | GAS              | 5.493                | 37.1          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 35    | 1.51                       | 1328.4      | GAS              | 5.493                | 37.1          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |
| 36    | 1.60                       | 1328.4      | GAS              | 5.493                | 37.1          | 20.1                  | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                           |

## RESUMO DOS RESULTADOS DE SIMULACAO DE FLUXO MULTIFASICO EM TUBULACOES

## IDENTIFICACAO DA TUBULACAO ...BANCO DE DADOS - CASO # 68

DIAMETRO DA TUBULACAO .....( METROS )..... 0.114  
 VAZAO DE GAS .....( M3/S )..... 2.322  
 PRESSAO INICIAL .....( MEGA PA )..... 5.519  
 TEMPERATURA INICIAL .....( GRAUS C )..... 36.278  
 PRESSAO FINAL EXPERIM. ....( MEGA PA )..... 5.365  
 GRAD. PRESSAO EXPERIM. ....( KPA/M )..... 0.158

| CORRELACOES / MODELOS | PRES. FINAL | TEMP FINAL | HOLDUP S/ESC | HOLDUP C/ESC | GRADP CALC. | ERRO GRADP RELATIVO |
|-----------------------|-------------|------------|--------------|--------------|-------------|---------------------|
|                       | (MEGA PA)   | (GR C)     | (M3)         | (M3)         | (PA/M)      | (PORCENTO)          |
| 1.DARCY-WEYSBACH      | 5.365       | 35.334     | 0.0          | 0.0          | 0.158       | 14.440              |

SIMULADOR DE FLUXO MULTIFASICO (PROGRAMA SIMPIPE)  
MECANISMO DE CONDENSACAO EM GASODUTOS

## BANCO DE DADOS - CASO # 68

## CORRELACAO DE FLUXO BIFASICO - DARCY-WEYSBACH

| SECAO | COMPRIMENTO ACUMUL. (KM) | COTA (M) | ARRANJO FLUXO | PRESSAO (MEGA PA) | TEMPER (C) | VAZAO GAS (M3/SEG) | H/D (ADIM) | FRACAO VOL. LIQUIDA S/ESCORREG C/ESCORR | VOLUME DE CONDENSADO-M3 S/ESCORREG C/ESCORR |
|-------|--------------------------|----------|---------------|-------------------|------------|--------------------|------------|-----------------------------------------|---------------------------------------------|
| 1     | 0.00                     | 1291.4   | GAS           | 5.519             | 36.5       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 2     | 0.03                     | 1291.5   | GAS           | 5.512             | 36.2       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 3     | 0.05                     | 1291.4   | GAS           | 5.509             | 36.1       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 4     | 0.08                     | 1292.1   | GAS           | 5.504             | 36.0       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 5     | 0.10                     | 1292.0   | GAS           | 5.500             | 35.9       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 6     | 0.13                     | 1292.7   | GAS           | 5.495             | 35.7       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 7     | 0.16                     | 1294.9   | GAS           | 5.487             | 35.7       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 8     | 0.18                     | 1293.2   | GAS           | 5.472             | 35.4       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 9     | 0.27                     | 1290.2   | GAS           | 5.464             | 35.2       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 10    | 0.32                     | 1285.8   | GAS           | 5.464             | 35.2       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 11    | 0.34                     | 1283.5   | GAS           | 5.460             | 35.0       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 12    | 0.37                     | 1280.9   | GAS           | 5.457             | 34.9       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 13    | 0.39                     | 1280.0   | GAS           | 5.452             | 34.7       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 14    | 0.42                     | 1277.1   | GAS           | 5.442             | 34.6       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 15    | 0.51                     | 1265.5   | GAS           | 5.436             | 34.5       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 16    | 0.52                     | 1262.8   | GAS           | 5.429             | 34.4       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 17    | 0.57                     | 1258.7   | GAS           | 5.420             | 34.2       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 18    | 0.61                     | 1253.9   | GAS           | 5.413             | 34.1       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 19    | 0.67                     | 1253.4   | GAS           | 5.403             | 33.9       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 20    | 0.70                     | 1253.0   | GAS           | 5.392             | 33.8       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 21    | 0.76                     | 1252.8   | GAS           | 5.386             | 33.7       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 22    | 0.82                     | 1253.2   | GAS           | 5.381             | 33.6       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 23    | 0.85                     | 1253.1   | GAS           | 5.377             | 33.5       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 24    | 0.88                     | 1251.4   | GAS           | 5.377             | 33.5       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 25    | 0.90                     | 1250.3   | GAS           | 5.365             | 33.3       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |
| 26    | 0.97                     | 1250.3   | GAS           | 5.365             | 33.3       | 2.8                | 0.000000   | 0.0000                                  | 0.0000                                      |

## **ANEXO 2**

**Resultados de simulação com escoamentos bifásicos**

## RESUMO DOS RESULTADOS DE SIMULACAO DE FLUXO MULTIFASICO EM TUBULACOES

## IDENTIFICACAO DA TUBULACAO ...BANCO DE BANCO # CASO 17

|                        |       |         |       |        |
|------------------------|-------|---------|-------|--------|
| DIAMETRO DA TUBULACAO  | ..... | METROS  | ..... | 0.508  |
| VAZAO DE GAS           | ..... | MS/S    | ..... | 42.352 |
| PRESSAO INICIAL        | ..... | MEGA PA | ..... | 9.446  |
| TEMPERATURA INICIAL    | ..... | GRAUS C | ..... | 55.444 |
| PRESSAO FINAL EXPERIM. | ..... | MEGA PA | ..... | 7.954  |
| GRAD. PRESSAO EXPERIM. | ..... | KPA/M   | ..... | 0.014  |

| CORRELACOES / MODELOS   | PRES. FINAL | TEMP FINAL | HOLDUP S/ESC | HOLDUP C/ESC | GRADP CALC. | ERRO GRADP RELATIVO |
|-------------------------|-------------|------------|--------------|--------------|-------------|---------------------|
|                         | (MEGA PA)   | (GR C)     | (MS)         | (MS)         | (PA/M)      | (PORCENTO)          |
| 1. BEGGS E BRILL        | 8.082       | 58.433     | 45.5         | 377.8        | 0.015       | 8.401               |
| 2. BEGGS E BRILL-MINAMI | 7.766       | 58.374     | 44.4         | 319.1        | 0.016       | -12.794             |
| 3. MUKHERJEE E BRILL    | 7.274       | 58.269     | 43.2         | 44.8         | 0.020       | -45.804             |
| 4. DUKLER               | 7.889       | 58.397     | 44.6         | 258.1        | 0.014       | -6.525              |
| 5. OLIVEMANS/DUKLER     | 8.249       | 58.469     | 45.6         | 47.4         | 0.011       | 19.471              |
| 6. MODELOS MECANICISTAS | 7.961       | 58.416     | 44.8         | 254.5        | 0.014       | -1.040              |

SIMULADOR DE FLUXO MULTIFASICO (PROGRAMA SIMPIPE)  
MECANISMO DE CONDENSACAO EM GASODUTOS

## BANCO DE BANCO # CASO 17

## CORRELACAO DE FLUXO BIFASICO - MODELOS MECANICISTAS

| SECCAO | COMPRIMENTO ACUMUL. (KM) | COTA (M) | ARRANJO FLUXO | PRESSAO (MEGA PA) | TEMPER (C) | VAZAO GAS (MS/SEG) | H/D (ADIM) | FRACAO VOL S/ESCORREG | LIQUIDA S/ESCORREG | VOLUME DE CONDENSADO-M3 S/ESCORREG | M3 C/ESCORREG |
|--------|--------------------------|----------|---------------|-------------------|------------|--------------------|------------|-----------------------|--------------------|------------------------------------|---------------|
| 1      | 0.00                     | 0.0      | STRASS        | 9.446             | 55.4       | 48.8               | 0.140950   | 0.0178                | 0.0859             | 0.00                               | 0.00          |
| 2      | 18.52                    | 4.4      | STRASS        | 9.208             | 50.8       | 48.8               | 0.140950   | 0.0178                | 0.0859             | 58.00                              | 283.55        |
| 3      | 36.56                    | 12.2     | STRASS        | 8.969             | 50.1       | 48.7               | 0.143904   | 0.0181                | 0.0886             | 58.32                              | 284.84        |
| 4      | 39.53                    | 13.4     | STRASS        | 8.928             | 54.8       | 48.8               | 0.139542   | 0.0169                | 0.0847             | 8.95                               | 44.95         |
| 5      | 42.19                    | 16.1     | STRASS        | 8.893             | 57.1       | 49.0               | 0.151254   | 0.0151                | 0.0779             | 7.55                               | 37.88         |
| 6      | 45.09                    | 19.5     | STRASS        | 8.839             | 58.1       | 49.1               | 0.169611   | 0.0143                | 0.1122             | 7.58                               | 59.49         |
| 7      | 51.21                    | 34.3     | STRASS        | 8.754             | 57.8       | 49.1               | 0.127904   | 0.0140                | 0.0761             | 15.70                              | 85.24         |
| 8      | 52.10                    | 45.7     | STRASS        | 8.722             | 58.9       | 49.2               | 0.106911   | 0.0137                | 0.2604             | 2.43                               | 46.07         |
| 9      | 52.82                    | 57.9     | ANULAR        | 8.702             | 60.5       | 49.2               | 0.007249   | 0.0130                | 0.0289             | 0.38                               | 0.85          |
| 10     | 52.98                    | 62.5     | ANULAR        | 8.702             | 61.1       | 49.3               | 0.273137   | 0.0127                | 0.2214             | 0.57                               | 3.56          |
| 11     | 53.14                    | 64.0     | STRASS        | 8.702             | 61.3       | 49.3               | 0.103731   | 0.0125                | 0.0549             | 1.82                               | 4.52          |
| 12     | 53.95                    | 59.4     | STRASS        | 8.690             | 61.6       | 49.3               | 0.217577   | 0.0124                | 0.1606             | 1.10                               | 8.18          |
| 13     | 54.43                    | 48.4     | STRASS        | 8.690             | 61.8       | 49.3               | 0.089857   | 0.0122                | 0.0645             | 0.75                               | 14.19         |
| 14     | 54.75                    | 44.0     | STRASS        | 8.681             | 61.9       | 49.3               | 0.157978   | 0.0122                | 0.1014             | 0.72                               | 2.62          |
| 15     | 55.08                    | 44.0     | STRASS        | 8.681             | 62.0       | 49.3               | 0.157978   | 0.0122                | 0.1014             | 1.07                               | 5.97          |
| 16     | 55.56                    | 57.9     | STRASS        | 8.681             | 62.0       | 49.3               | 0.242320   | 0.0122                | 0.0467             | 1.07                               | 4.12          |
| 17     | 56.04                    | 62.2     | STRASS        | 8.668             | 62.0       | 49.3               | 0.097615   | 0.0121                | 0.0502             | 1.07                               | 16.59         |
| 18     | 56.36                    | 59.4     | STRASS        | 8.668             | 62.0       | 49.3               | 0.132205   | 0.0121                | 0.0783             | 0.71                               | 2.96          |
| 19     | 57.17                    | 62.2     | STRASS        | 8.654             | 62.1       | 49.3               | 0.099006   | 0.0121                | 0.0513             | 0.71                               | 11.55         |
| 20     | 57.48                    | 59.7     | STRASS        | 8.654             | 62.1       | 49.3               | 0.232864   | 0.0121                | 0.1554             | 1.07                               | 15.71         |
| 21     | 57.97                    | 64.9     | STRASS        | 8.642             | 62.2       | 49.4               | 0.132164   | 0.0121                | 0.0792             | 0.71                               | 4.67          |
| 22     | 58.00                    | 64.9     | STRASS        | 8.642             | 62.3       | 49.4               | 0.132164   | 0.0120                | 0.0341             | 0.35                               | 1.00          |
| 23     | 58.46                    | 58.8     | STRASS        | 8.610             | 61.6       | 49.3               | 0.120193   | 0.0121                | 0.0691             | 5.00                               | 29.10         |
| 24     | 60.71                    | 61.0     | STRASS        | 8.610             | 61.7       | 49.3               | 0.182419   | 0.0122                | 0.0541             | 1.08                               | 6.78          |
| 25     | 61.19                    | 58.2     | STRASS        | 8.610             | 61.7       | 49.3               | 0.127724   | 0.0122                | 0.0745             | 2.24                               | 19.74         |
| 26     | 62.64                    | 61.9     | STRASS        | 8.587             | 61.5       | 49.3               | 0.111608   | 0.0123                | 0.0611             | 0.62                               | 19.02         |
| 27     | 64.25                    | 59.4     | STRASS        | 8.568             | 61.2       | 49.3               | 0.120686   | 0.0123                | 0.0611             | 0.62                               | 22.21         |
| 28     | 64.02                    | 60.7     | STRASS        | 8.542             | 61.0       | 49.3               | 0.132164   | 0.0123                | 0.0611             | 2.54                               | 12.71         |
| 29     | 67.43                    | 59.1     | STRASS        | 8.529             | 61.1       | 49.3               | 0.132164   | 0.0122                | 0.0949             | 1.08                               | 8.37          |
| 30     | 67.43                    | 61.9     | STRASS        | 8.519             | 61.4       | 49.3               | 0.101503   | 0.0121                | 0.0533             | 1.07                               | 4.71          |
| 31     | 68.12                    | 58.8     | STRASS        | 8.519             | 61.8       | 49.3               | 0.112786   | 0.0121                | 0.0621             | 1.78                               | 9.16          |
| 32     | 68.92                    | 58.2     | STRASS        | 8.509             | 61.7       | 49.3               | 0.120320   | 0.0122                | 0.0682             | 7.92                               | 44.22         |
| 33     | 72.47                    | 60.7     | STRASS        | 8.458             | 60.6       | 49.3               | 0.120320   | 0.0122                | 0.0682             | 1.82                               | 9.07          |
| 34     | 72.27                    | 59.4     | STRASS        | 8.409             | 60.9       | 49.3               | 0.120320   | 0.0122                | 0.0682             | 1.82                               | 10.71         |
| 35     | 74.08                    | 61.0     | STRASS        | 8.436             | 61.2       | 49.3               | 0.120320   | 0.0122                | 0.0682             | 1.79                               | 20.70         |
| 36     | 74.88                    | 61.0     | STRASS        | 8.414             | 60.8       | 49.3               | 0.120320   | 0.0122                | 0.0682             | 1.43                               | 5.25          |
| 37     | 75.38                    | 61.0     | STRASS        | 8.414             | 61.2       | 49.3               | 0.084972   | 0.0121                | 0.0281             | 0.71                               | 1.66          |
| 38     | 75.85                    | 70.1     | ANULAR        | 8.402             | 61.6       | 49.3               | 0.084972   | 0.0120                | 0.0597             | 0.70                               | 2.52          |
| 39     | 76.17                    | 69.5     | STRASS        | 8.402             | 61.8       | 49.3               | 0.094270   | 0.0119                | 0.0477             | 1.40                               | 5.42          |
| 40     | 76.81                    | 62.2     | STRASS        | 8.402             | 61.9       | 49.4               | 0.132255   | 0.0118                | 0.0786             | 1.05                               | 6.94          |
| 41     | 77.30                    | 64.0     | STRASS        | 8.402             | 62.0       | 49.4               | 0.105357   | 0.0118                | 0.0562             | 1.04                               | 4.95          |
| 42     | 77.78                    | 62.2     | STRASS        | 8.379             | 61.9       | 49.4               | 0.127012   | 0.0118                | 0.0758             | 1.39                               | 8.70          |
| 43     | 78.42                    | 64.0     | STRASS        | 8.379             | 62.0       | 49.4               | 0.178671   | 0.0117                | 0.1223             | 1.04                               | 10.81         |
| 44     | 78.91                    | 61.0     | STRASS        | 8.379             | 62.2       | 49.4               | 0.048915   | 0.0117                | 0.0307             | 0.35                               | 0.91          |
| 45     | 79.07                    | 61.0     | STRASS        | 8.379             | 62.2       | 49.4               | 0.114877   | 0.0117                | 0.0854             | 3.11                               | 17.34         |
| 46     | 80.52                    | 61.4     | STRASS        | 8.358             | 61.8       | 49.3               | 0.149249   | 0.0116                | 0.0934             | 2.08                               | 14.52         |
| 47     | 81.48                    | 67.4     | STRASS        | 8.339             | 61.7       | 49.3               | 0.110595   | 0.0116                | 0.0599             | 1.73                               | 8.82          |
| 48     | 82.29                    | 68.1     | STRASS        | 8.317             | 61.8       | 49.3               | 0.006958   | 0.0117                | 0.0277             | 0.69                               | 1.43          |
| 49     | 82.61                    | 75.3     | ANULAR        | 8.317             | 61.8       | 49.4               | 0.098791   | 0.0117                | 0.0511             | 1.72                               | 7.24          |
| 50     | 83.42                    | 61.9     | STRASS        | 8.317             | 62.0       | 49.4               | 0.166617   | 0.0117                | 0.1095             | 0.68                               | 4.45          |
| 51     | 83.74                    | 71.6     | STRASS        | 8.317             | 62.1       | 49.4               | 0.085485   | 0.0116                | 0.0413             | 1.03                               | 3.65          |
| 52     | 84.22                    | 61.9     | STRASS        | 8.305             | 62.0       | 49.4               | 0.117254   | 0.0116                | 0.0827             | 1.36                               | 9.72          |
| 53     | 84.87                    | 64.9     | STRASS        | 8.292             | 62.0       | 49.4               | 0.150314   | 0.0116                | 0.0943             | 1.02                               | 8.54          |
| 54     | 85.55                    | 72.8     | STRASS        | 8.292             | 62.1       | 49.4               | 0.078042   | 0.0116                | 0.0341             | 0.68                               | 2.13          |
| 55     | 85.67                    | 63.4     | STRASS        | 8.292             | 62.1       | 49.4               | 0.224349   | 0.0115                | 0.1677             | 1.02                               | 14.82         |
| 56     | 86.15                    | 67.7     | STRASS        | 8.279             | 62.1       | 49.4               | 0.098663   | 0.0115                | 0.0450             | 1.02                               | 7.98          |
| 57     | 86.64                    | 61.0     | STRASS        | 8.279             | 62.2       | 49.4               | 0.144089   | 0.0115                | 0.0885             | 0.68                               | 5.23          |
| 58     | 86.96                    | 66.1     | STRASS        | 8.271             | 62.2       | 49.4               | 0.094104   | 0.0115                | 0.0474             | 1.01                               | 4.20          |
| 59     | 87.44                    | 64.0     | STRASS        | 8.261             | 62.2       | 49.4               | 0.149198   | 0.0115                | 0.0933             | 1.01                               | 8.25          |
| 60     | 88.57                    | 60.7     | STRASS        | 8.261             | 62.1       | 49.4               | 0.101985   | 0.0115                | 0.0536             | 1.35                               | 6.31          |
| 61     | 88.57                    | 60.7     | STRASS        | 8.261             | 62.1       | 49.4               | 0.125471   | 0.0115                | 0.0709             | 3.06                               | 18.79         |
| 62     | 90.02                    | 64.0     | STRASS        | 8.238             | 61.7       | 49.3               | 0.125363   | 0.0114                | 0.0725             | 3.88                               | 19.22         |
| 63     | 91.47                    | 67.7     | STRASS        | 8.214             | 61.7       | 49.3               | 0.098663   | 0.0114                | 0.0510             | 1.03                               | 4.51          |
| 64     | 91.95                    | 64.0     | STRASS        | 8.184             | 61.4       | 49.3               | 0.151547   | 0.0114                | 0.0955             | 0.67                               | 25.11         |
| 65     | 93.40                    | 73.2     | STRASS        | 8.169             | 61.3       | 49.3               | 0.108151   | 0.0114                | 0.0661             | 1.02                               | 8.49          |
| 66     | 94.49                    | 70.9     | STRASS        | 8.159             | 61.5       | 49.3               | 0.152285   | 0.0114                | 0.0916             | 2.72                               | 18.24         |
| 67     | 95.17                    | 75.2     | STRASS        | 8.136             | 61.4       | 49.3               | 0.111117   | 0.0115                | 0.0776             | 4.51                               | 36.20         |
| 68     | 96.46                    | 78.0     | STRASS        | 8.094             | 59.8       | 49.5               | 0.150520   | 0.0116                | 0.0945             | 9.63                               | 58.77         |
| 69     | 98.55                    | 90.8     | STRASS        | 8.024             | 58.0       | 49.5               | 0.127051   | 0.0121                | 0.0739             | 11.30                              | 70.19         |
| 70     | 100.90                   | 100.0    | STRASS        | 7.941             | 58.4       | 49.2               | 0.129453   | 0.0122                | 0.0759             |                                    |               |
| 71     | 107.95                   | 112.2    | STRASS        |                   |            |                    |            |                       |                    |                                    |               |

## RESUMO DOS RESULTADOS DE SIMULACAO DE FLUXO MULTIFASICO EM TUBULACOES

## IDENTIFICACAO DA TUBULACAO ...BANCO DE DADOS - CASO # 72

DIAMETRO DA TUBULACAO .....( METROS )..... 0.660  
 VAZAO DE GAS .....( M3/S )..... 318.814  
 PRESSAO INICIAL .....( MEGA PA )..... 16.602  
 TEMPERATURA INICIAL .....( GRAUS C )..... 34.667  
 PRESSAO FINAL EXPERIM. ....( MEGA PA )..... 15.300  
 GRAD. PRESSAO EXPERIM. ....( KPA/M )..... 0.096

| CORRELACOES / MODELOS | PRES. FINAL<br>(MEGA PA) | TEMP FINAL<br>(GR C) | HOLDUP S/ESC<br>(M3) | HOLDUP C/ESC<br>(M3) | GRADP CALC.<br>(PA/M) | ERRO GRADP RELATIVO<br>(PORCENTO) |
|-----------------------|--------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|-----------------------|-----------------------------------|
|-----------------------|--------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|-----------------------|-----------------------------------|

|                  |        |        |     |     |       |       |
|------------------|--------|--------|-----|-----|-------|-------|
| 1.DARCY-WEYSBACH | 15.087 | 42.164 | 0.0 | 0.0 | 0.102 | 6.443 |
|------------------|--------|--------|-----|-----|-------|-------|

## SIMULADOR DE FLUXO MULTIFASICO (PROGRAMA SINPIPE)

## BANCO DE DADOS - CASO # 72

## MECANISMO DE CONDENSACAO EM GASODUTOS

## CORRELACAO DE FLUXO BIFASICO - DARCY-WEYSBACH

| SECCAO | COMPRIMENTO<br>ACUMUL. (KM) | COTA<br>(M) | ARRANJO<br>FLUXO | PRESSAO<br>(MEGA PA) | TEMPER<br>(C) | VAZAO GAS<br>(M3/SEG) | H/D<br>( ADIM ) | FRACAO VOL. LIQUIDA<br>S/ESCORREG C/ESCORR | VOLUME DE CONDENSADO-M 3<br>S/ESCORREG C/ESCORR. |
|--------|-----------------------------|-------------|------------------|----------------------|---------------|-----------------------|-----------------|--------------------------------------------|--------------------------------------------------|
| 1      | 0.00                        | 250.0       | GAS              | 16.602               | 34.7          | 406.5                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 2      | 0.97                        | 215.0       | GAS              | 16.563               | 38.0          | 406.5                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 3      | 1.48                        | 245.0       | GAS              | 16.462               | 39.9          | 406.5                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 4      | 1.99                        | 215.0       | GAS              | 16.479               | 41.3          | 406.5                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 5      | 2.08                        | 250.0       | GAS              | 16.443               | 42.0          | 406.5                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 6      | 2.16                        | 220.0       | GAS              | 16.455               | 42.6          | 406.5                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 7      | 3.00                        | 246.0       | GAS              | 16.341               | 42.6          | 406.5                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 8      | 3.47                        | 210.0       | GAS              | 16.370               | 43.0          | 406.5                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 9      | 4.29                        | 247.0       | GAS              | 16.256               | 42.9          | 406.5                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 10     | 4.74                        | 220.0       | GAS              | 16.249               | 43.1          | 406.6                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 11     | 5.86                        | 247.0       | GAS              | 16.109               | 42.9          | 406.6                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 12     | 6.49                        | 230.0       | GAS              | 16.089               | 43.1          | 406.6                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 13     | 7.34                        | 264.8       | GAS              | 15.956               | 42.9          | 406.6                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 14     | 7.76                        | 240.0       | GAS              | 15.967               | 43.1          | 406.6                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 15     | 8.14                        | 270.0       | GAS              | 15.882               | 43.0          | 406.6                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 16     | 8.44                        | 250.0       | GAS              | 15.893               | 43.2          | 406.6                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 17     | 8.99                        | 290.0       | GAS              | 15.776               | 43.0          | 406.6                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 18     | 9.72                        | 260.0       | GAS              | 15.778               | 43.2          | 406.6                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 19     | 16.31                       | 382.0       | GAS              | 15.013               | 41.7          | 406.5                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 20     | 17.03                       | 340.0       | GAS              | 15.023               | 42.4          | 406.5                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 21     | 20.89                       | 445.0       | GAS              | 14.528               | 41.7          | 406.5                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 22     | 24.92                       | 460.0       | GAS              | 14.126               | 41.4          | 406.5                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 23     | 25.97                       | 405.0       | GAS              | 14.117               | 42.3          | 406.5                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 24     | 30.12                       | 515.1       | GAS              | 13.559               | 41.4          | 406.5                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 25     | 30.54                       | 477.0       | GAS              | 13.577               | 42.3          | 406.5                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 26     | 31.51                       | 515.0       | GAS              | 13.426               | 42.3          | 406.5                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 27     | 31.79                       | 475.0       | GAS              | 13.458               | 42.8          | 406.5                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |
| 28     | 34.58                       | 542.0       | GAS              | 13.087               | 42.2          | 406.5                 | 0.000000        | 0.0000                                     | 0.00                                             |

## RESUMO DOS RESULTADOS DE SIMULACAO DE FLUXO MULTIFASICO EM TUBULACOES

## IDENTIFICACAO DA TUBULACAO ...BANCO DE DADOS - CASO # 73

|                        |             |         |
|------------------------|-------------|---------|
| DIAMETRO DA TUBULACAO  | ( METROS )  | 0.660   |
| VAZAO DE GAS           | ( M3/S )    | 265.038 |
| PRESSAO INICIAL        | ( MEGA PA ) | 14.100  |
| TEMPERATURA INICIAL    | ( GRAUS C ) | 54.467  |
| PRESSAO FINAL EXPERIM. | ( MEGA PA ) | 11.997  |
| GRAD. PRESSAO EXPERIM. | ( KPA/M )   | 0.061   |

| CORRELACAOES / MODELOS | PRES. FINAL | TEMP FINAL | HOLDUP S/ESC | HOLDUP C/ESC | GRADP CALC. | ERRO GRADP RELATIVO |
|------------------------|-------------|------------|--------------|--------------|-------------|---------------------|
|                        | (MEGA PA)   | (GR C)     | (M3)         | (M3)         | (PA/M)      | (PORCENTO)          |

|                        |        |        |     |       |       |         |
|------------------------|--------|--------|-----|-------|-------|---------|
| 1.BEGGS E BRILL        | 11.001 | 50.102 | 4.8 | 100.7 | 0.090 | -47.352 |
| 2.BEGGS E BRILL+MINAMI | 10.569 | 50.102 | 5.0 | 70.8  | 0.102 | -47.897 |
| 3.MUKHERJEE E BRILL    | 11.416 | 50.102 | 4.4 | 4.4   | 0.078 | -27.622 |
| 4.DUKLER               | 11.516 | 50.102 | 4.5 | 15.8  | 0.075 | -22.872 |
| 5.OLIEMANS/DUKLER      | 12.440 | 50.102 | 3.8 | 3.8   | 0.048 | 21.065  |
| 6.MODELOS MECANICISTAS | 12.421 | 50.102 | 3.9 | 10.8  | 0.049 | 20.163  |

SIMULADOR DE FLUXO MULTIFASICO (PROGRAMA SIMPIPE)  
MECANISMO DE CONDENSACAO EM GASODUTOS

## BANCO DE DADOS - CASO # 73

## CORRELACAO DE FLUXO BIFASICO - MODELOS MECANICISTAS

| SECAO | COMPRIMENTO ACUMUL. (KM) | COTA (M) | ARRANJO FLUXO | PRESSAO (MEGA PA) | TEMPER (C) | VAZAO GAS (M3/SEG) | H/G (ADIM) | FRACAO VOL. LIQUIDA S/ESCORREG C/ESCORR | VOLUME DE CONDENSADO-M3 S/ESCORREG C/ESCORR. |
|-------|--------------------------|----------|---------------|-------------------|------------|--------------------|------------|-----------------------------------------|----------------------------------------------|
| 1     | 0.00                     | 230.0    | ANULAR        | 14.100            | 54.7       | 317.5              | 0.000904   | 0.0013                                  | 0.0038                                       |
| 2     | 0.97                     | 213.0    | ANULAR        | 14.092            | 54.5       | 317.5              | 0.000904   | 0.0013                                  | 0.0038                                       |
| 3     | 1.48                     | 245.0    | ANULAR        | 14.051            | 54.4       | 317.5              | 0.000910   | 0.0014                                  | 0.0039                                       |
| 4     | 1.99                     | 215.0    | ANULAR        | 14.056            | 54.4       | 317.5              | 0.000953   | 0.0014                                  | 0.0041                                       |
| 5     | 2.08                     | 230.0    | ANULAR        | 14.032            | 54.3       | 317.5              | 0.000919   | 0.0014                                  | 0.0039                                       |
| 6     | 2.16                     | 220.0    | ANULAR        | 14.043            | 54.5       | 317.4              | 0.000971   | 0.0014                                  | 0.0041                                       |
| 7     | 3.00                     | 246.0    | ANULAR        | 13.981            | 54.2       | 317.4              | 0.000983   | 0.0014                                  | 0.0041                                       |
| 8     | 3.47                     | 210.0    | ANULAR        | 14.014            | 54.1       | 317.4              | 0.000998   | 0.0015                                  | 0.0043                                       |
| 9     | 4.29                     | 247.0    | ANULAR        | 13.937            | 54.0       | 317.4              | 0.001034   | 0.0015                                  | 0.0044                                       |
| 10    | 4.74                     | 220.0    | ANULAR        | 13.958            | 53.9       | 317.4              | 0.001041   | 0.0016                                  | 0.0045                                       |
| 11    | 5.86                     | 247.0    | ANULAR        | 13.884            | 53.8       | 317.3              | 0.001080   | 0.0016                                  | 0.0046                                       |
| 12    | 6.49                     | 230.0    | ANULAR        | 13.808            | 53.6       | 317.3              | 0.001092   | 0.0016                                  | 0.0047                                       |
| 13    | 7.34                     | 246.9    | ANULAR        | 13.808            | 53.5       | 317.3              | 0.001140   | 0.0017                                  | 0.0049                                       |
| 14    | 7.78                     | 240.0    | ANULAR        | 13.828            | 53.4       | 317.3              | 0.001118   | 0.0017                                  | 0.0048                                       |
| 15    | 8.14                     | 270.0    | ANULAR        | 13.775            | 53.4       | 317.2              | 0.001149   | 0.0017                                  | 0.0050                                       |
| 16    | 8.44                     | 250.0    | ANULAR        | 13.791            | 53.4       | 317.2              | 0.001152   | 0.0018                                  | 0.0050                                       |
| 17    | 8.99                     | 290.0    | ANULAR        | 13.719            | 53.3       | 317.2              | 0.001205   | 0.0018                                  | 0.0052                                       |
| 18    | 9.72                     | 260.0    | ANULAR        | 13.735            | 53.2       | 317.0              | 0.001227   | 0.0020                                  | 0.0057                                       |
| 19    | 14.31                    | 382.0    | ANULAR        | 13.568            | 52.2       | 316.9              | 0.001494   | 0.0023                                  | 0.0065                                       |
| 20    | 17.03                    | 340.0    | ANULAR        | 13.697            | 51.7       | 316.8              | 0.001843   | 0.0024                                  | 0.0067                                       |
| 21    | 20.69                    | 445.0    | ANULAR        | 12.915            | 51.2       | 316.6              | 0.001718   | 0.0027                                  | 0.0073                                       |
| 22    | 24.92                    | 460.0    | ANULAR        | 12.944            | 51.1       | 316.6              | 0.001824   | 0.0028                                  | 0.0080                                       |
| 23    | 25.97                    | 405.0    | ANULAR        | 12.640            | 50.6       | 316.4              | 0.001848   | 0.0030                                  | 0.0082                                       |
| 24    | 30.12                    | 515.1    | ANULAR        | 12.670            | 50.4       | 316.1              | 0.001949   | 0.0031                                  | 0.0089                                       |
| 25    | 30.54                    | 477.0    | ANULAR        | 12.582            | 50.4       | 316.1              | 0.001914   | 0.0032                                  | 0.0085                                       |
| 26    | 31.51                    | 515.0    | ANULAR        | 12.420            | 50.4       | 316.1              | 0.002075   | 0.0032                                  | 0.0092                                       |
| 27    | 31.79                    | 479.0    | ANULAR        | 12.421            | 50.1       | 315.9              | 0.001970   | 0.0033                                  | 0.0088                                       |
| 28    | 34.58                    | 542.0    | ANULAR        |                   |            |                    |            |                                         |                                              |

## RESUMO DOS RESULTADOS DE SIMULACAO DE FLUXO MULTIFASICO EM TUBULACOES

## IDENTIFICACAO DA TUBULACAO ...ANALISE DE DADOS DO BANCO - CASO # 74

DIAMETRO DA TUBULACAO ..... METROS ..... 0.660  
 VAZAO DE GAS ..... M3/S ..... 120.221  
 PRESSAO INICIAL ..... MEGA PA ..... 12.797  
 TEMPERATURA INICIAL ..... GRAUS C ..... 37.667  
 PRESSAO FINAL EXPERIM. .... MEGA PA ..... 11.100  
 GRAD. PRESSAO EXPERIM. .... KPA/M ..... 0.049

| CORRELACOES / MODELOS  | PRES. FINAL<br>(MEGA PA) | TEMP FINAL<br>(GR C) | HOLDUP S/ESC<br>(M3) | HOLDUP C/ESC<br>(M3) | GRADP CALC.<br>(PA/M) | ERRO GRADP RELATIVO<br>(PORCENTO) |
|------------------------|--------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|-----------------------|-----------------------------------|
| 1.BEGGS E BRILL        | 11.751                   | 27.435               | 2.8                  | 87.3                 | 0.030                 | 38.559                            |
| 2.BEGGS E BRILL+MINAMI | 11.709                   | 27.349               | 2.8                  | 69.0                 | 0.031                 | 35.907                            |
| 3.MUKHERJEE E BRILL    | 11.843                   | 27.626               | 2.7                  | 2.7                  | 0.028                 | 45.750                            |
| 4.DUKLER               | 11.992                   | 27.981               | 2.6                  | 11.4                 | 0.023                 | 52.541                            |
| 5.OLIEMANS/DUKLER      | 12.034                   | 28.067               | 2.5                  | 2.5                  | 0.022                 | 55.068                            |
| 6.MODELOS MECANICISTAS | 12.128                   | 28.234               | 2.3                  | 30.2                 | 0.019                 | 60.553                            |

SIMULADOR DE FLUXO MULTIFASICO (PROGRAMA SIMPIPE)  
MECANISMO DE CONDENSACAO EM GASODUTOSANALISE DE DADOS DO BANCO - CASO # 74  
CORRELACAO DE FLUXO BIFASICO - MODELOS MECANICISTAS

| SECAO | COMPRIMENTO<br>ACUMUL. (KM) | COTA<br>(M) | ARRANJO<br>FLUXO | PRESSAO<br>(MEGA PA) | TEMPER<br>(C) | VAZAO GAS<br>(M3/SEG) | H/D<br>(ADM) | FRACAO VOL. LIQUIDA<br>S/ESCORREG | VOLUME DE CONDENSADO-M3<br>S/ESCORREG |
|-------|-----------------------------|-------------|------------------|----------------------|---------------|-----------------------|--------------|-----------------------------------|---------------------------------------|
| 1     | 0.00                        | 230.0       | STRASS           | 12.797               | 37.7          | 144.0                 | 0.018003     | 0.0008                            | 0.0041                                |
| 2     | 0.97                        | 213.0       | STRASS           | 12.804               | 37.3          | 144.0                 | 0.018003     | 0.0008                            | 0.0041                                |
| 3     | 1.48                        | 245.0       | ANULAR           | 12.762               | 37.1          | 144.0                 | 0.000745     | 0.0008                            | 0.0030                                |
| 4     | 1.99                        | 215.0       | STRASS           | 12.791               | 37.2          | 144.0                 | 0.016566     | 0.0008                            | 0.0034                                |
| 5     | 2.08                        | 230.0       | STRASS           | 12.791               | 37.1          | 144.0                 | 0.016566     | 0.0008                            | 0.0008                                |
| 6     | 2.16                        | 220.0       | STRASS           | 12.802               | 37.1          | 144.0                 | 0.014737     | 0.0008                            | 0.0008                                |
| 7     | 3.09                        | 246.0       | STRASS           | 12.759               | 36.7          | 144.0                 | 0.029271     | 0.0008                            | 0.0030                                |
| 8     | 3.47                        | 210.0       | STRASS           | 12.759               | 36.7          | 144.0                 | 0.015138     | 0.0009                            | 0.0035                                |
| 9     | 4.29                        | 247.0       | STRASS           | 12.796               | 36.8          | 144.0                 | 0.016566     | 0.0009                            | 0.0039                                |
| 10    | 4.74                        | 220.0       | STRASS           | 12.765               | 36.4          | 144.0                 | 0.015138     | 0.0009                            | 0.0039                                |
| 11    | 5.86                        | 247.0       | STRASS           | 12.718               | 35.8          | 143.9                 | 0.027859     | 0.0009                            | 0.0078                                |
| 12    | 6.49                        | 230.0       | STRASS           | 12.738               | 35.8          | 143.9                 | 0.019693     | 0.0010                            | 0.0047                                |
| 13    | 7.34                        | 244.9       | STRASS           | 12.674               | 35.4          | 143.9                 | 0.019541     | 0.0010                            | 0.0074                                |
| 14    | 7.76                        | 240.0       | STRASS           | 12.699               | 35.4          | 143.9                 | 0.018605     | 0.0010                            | 0.0043                                |
| 15    | 8.14                        | 270.0       | STRASS           | 12.720               | 35.3          | 143.9                 | 0.018605     | 0.0010                            | 0.0030                                |
| 16    | 8.44                        | 250.0       | STRASS           | 12.760               | 35.4          | 143.9                 | 0.018024     | 0.0010                            | 0.0041                                |
| 17    | 8.99                        | 290.0       | STRASS           | 12.777               | 35.2          | 143.9                 | 0.018024     | 0.0010                            | 0.0041                                |
| 18    | 9.72                        | 260.0       | STRASS           | 12.806               | 35.2          | 143.9                 | 0.018024     | 0.0010                            | 0.0044                                |
| 19    | 16.31                       | 382.0       | STRASS           | 12.569               | 32.8          | 143.9                 | 0.031034     | 0.0011                            | 0.0092                                |
| 20    | 17.03                       | 340.0       | STRASS           | 12.410               | 32.9          | 143.8                 | 0.021380     | 0.0013                            | 0.0055                                |
| 21    | 20.69                       | 445.0       | STRASS           | 12.433               | 31.4          | 143.8                 | 0.051046     | 0.0014                            | 0.0193                                |
| 22    | 24.92                       | 460.0       | STRASS           | 12.359               | 30.5          | 143.7                 | 0.032551     | 0.0017                            | 0.0104                                |
| 23    | 25.97                       | 405.0       | STRASS           | 12.412               | 30.6          | 143.7                 | 0.025191     | 0.0017                            | 0.0067                                |
| 24    | 30.12                       | 515.1       | STRASS           | 12.218               | 29.2          | 143.7                 | 0.024878     | 0.0020                            | 0.0066                                |
| 25    | 30.54                       | 477.0       | STRASS           | 12.258               | 29.3          | 143.6                 | 0.001671     | 0.0020                            | 0.0067                                |
| 26    | 31.51                       | 515.0       | ANULAR           | 12.203               | 29.1          | 143.6                 | 0.022819     | 0.0020                            | 0.0058                                |
| 27    | 31.79                       | 475.0       | STRASS           | 12.128               | 28.2          | 143.6                 | 0.069658     | 0.0021                            | 0.0306                                |
| 28    | 34.58                       | 542.0       | STRASS           |                      |               |                       |              |                                   |                                       |



## RESUMO DOS RESULTADOS DE SIMULACAO DE FLUXO MULTIFASICO EM TUBULACOES

## IDENTIFICACAO DA TUBULACAO ...BANCO DE DADOS - CASO # 75

DIAMETRO DA TUBULACAO .....( METROS )..... 0.660  
 VAZAO DE GAS .....( M3/S )..... 125.601  
 PRESSAO INICIAL .....( MEGA PA )..... 16.699  
 TEMPERATURA INICIAL .....( GRAUS C )..... 37.667  
 PRESSAO FINAL EXPERIM. ....( MEGA PA )..... 15.100  
 GRAD. PRESSAO EXPERIM. ....( KPA/M )..... 0.104

| CORRELACOES / MODELOS  | PRES. FINAL | TEMP FINAL | HOLDUP S/ESC | HOLDUP C/ESC | GRADP CALC. | ERRO GRADP RELATIVO |
|------------------------|-------------|------------|--------------|--------------|-------------|---------------------|
|                        | (MEGA PA)   | (GR C)     | (M3)         | (M3)         | (PA/M)      | (PORCENTO)          |
| 1.BEGGS E BRILL        | 15.571      | 30.292     | 9.2          | 165.6        | 0.033       | 68.662              |
| 2.BEGGS E BRILL+MINAMI | 15.538      | 30.292     | 9.3          | 146.8        | 0.034       | 67.742              |
| 3.NUKHERJEE E BRILL    | 15.979      | 30.292     | 9.5          | 8.3          | 0.021       | 79.990              |
| 4.DUKLER               | 15.777      | 30.292     | 8.8          | 51.2         | 0.027       | 74.381              |
| 5.OLTIEMANS/DUKLER     | 16.235      | 30.292     | 7.9          | 7.9          | 0.013       | 87.102              |
| 6.MODELOS MECANICISTAS | 15.787      | 30.292     | 8.8          | 59.6         | 0.026       | 74.667              |

SIMULADOR DE FLUXO MULTIFASICO (PROGRAMA SIMPIPE)  
MECANISMO DE CONDENSACAO EM GASODUTOSBANCO DE DADOS - CASO # 75  
CORRELACAO DE FLUXO BIFASICO - MODELOS MECANICISTAS

| SECAO | COMPRIMENTO<br>ACUMUL.(KM) | COTA<br>(M) | ARRANJO<br>FLUXO | PRESSAO<br>(MEGA PA) | TEMPER<br>(C) | VAZAO GAS<br>(M3/SEG) | H/D<br>( ADIM ) | FRACAO VOL. LIQUIDA<br>S/ESCORREG C/ESCORR | VOLUME DE CONDENSADO-M 3<br>S/ESCORREG C/ESCORR. |
|-------|----------------------------|-------------|------------------|----------------------|---------------|-----------------------|-----------------|--------------------------------------------|--------------------------------------------------|
| 1     | 0.00                       | 230.0       | STRAHV           | 16.699               | 37.7          | 150.5                 | 0.034710        | 0.0036                                     | 0.0109                                           |
| 2     | 0.97                       | 218.0       | STRAHV           | 16.715               | 37.4          | 150.5                 | 0.034710        | 0.0036                                     | 0.0109                                           |
| 3     | 1.48                       | 245.0       | ANULAR           | 16.658               | 37.2          | 150.5                 | 0.001894        | 0.0037                                     | 0.0076                                           |
| 4     | 1.99                       | 215.0       | STRAHV           | 16.701               | 37.1          | 150.5                 | 0.032331        | 0.0037                                     | 0.0098                                           |
| 5     | 2.08                       | 230.0       | STRAHV           | 16.701               | 37.0          | 150.5                 | 0.032331        | 0.0037                                     | 0.0037                                           |
| 6     | 2.16                       | 220.0       | STRAHV           | 16.716               | 37.0          | 150.5                 | 0.029061        | 0.0037                                     | 0.0083                                           |
| 7     | 3.00                       | 246.0       | STRAHV           | 16.663               | 36.8          | 150.5                 | 0.040757        | 0.0038                                     | 0.0130                                           |
| 8     | 3.67                       | 210.0       | STRAHV           | 16.717               | 36.6          | 150.5                 | 0.031534        | 0.0038                                     | 0.0094                                           |
| 9     | 4.29                       | 247.0       | STRASS           | 16.445               | 36.4          | 150.5                 | 0.078242        | 0.0038                                     | 0.0363                                           |
| 10    | 4.74                       | 220.0       | STRAHV           | 16.685               | 36.3          | 150.5                 | 0.032944        | 0.0039                                     | 0.0101                                           |
| 11    | 5.86                       | 247.0       | STRAHV           | 16.626               | 36.0          | 150.4                 | 0.041212        | 0.0039                                     | 0.0140                                           |
| 12    | 6.63                       | 230.0       | STRAHV           | 16.647               | 35.8          | 150.4                 | 0.036853        | 0.0040                                     | 0.0115                                           |
| 13    | 7.34                       | 244.9       | STRASS           | 16.579               | 35.6          | 150.4                 | 0.163788        | 0.0041                                     | 0.1068                                           |
| 14    | 7.76                       | 240.0       | STRAHV           | 16.615               | 35.5          | 150.4                 | 0.034398        | 0.0042                                     | 0.0107                                           |
| 15    | 8.14                       | 275.0       | ANULAR           | 16.562               | 35.4          | 150.4                 | 0.002074        | 0.0042                                     | 0.0081                                           |
| 16    | 8.44                       | 250.0       | STRAHV           | 16.591               | 35.3          | 150.4                 | 0.036267        | 0.0042                                     | 0.0107                                           |
| 17    | 9.99                       | 230.0       | ANULAR           | 16.520               | 35.2          | 150.4                 | 0.002137        | 0.0043                                     | 0.0085                                           |
| 18    | 9.72                       | 260.0       | STRAHV           | 16.560               | 35.0          | 150.4                 | 0.036777        | 0.0046                                     | 0.0119                                           |
| 19    | 16.31                      | 382.0       | STRASS           | 16.277               | 33.3          | 150.1                 | 0.034215        | 0.0052                                     | 0.0150                                           |
| 20    | 17.03                      | 340.0       | STRAHV           | 16.538               | 32.6          | 150.0                 | 0.036301        | 0.0055                                     | 0.0492                                           |
| 21    | 20.69                      | 445.0       | STRASS           | 16.119               | 31.8          | 149.9                 | 0.065817        | 0.0059                                     | 0.0281                                           |
| 22    | 24.92                      | 460.0       | STRASS           | 16.066               | 31.6          | 149.8                 | 0.043547        | 0.0060                                     | 0.0152                                           |
| 23    | 25.97                      | 405.0       | STRAHV           | 16.124               | 31.0          | 149.7                 | 0.049346        | 0.0063                                     | 0.0478                                           |
| 24    | 30.12                      | 515.1       | STRASS           | 15.892               | 30.7          | 149.7                 | 0.041640        | 0.0064                                     | 0.0142                                           |
| 25    | 30.54                      | 477.0       | STRAHV           | 15.949               | 30.7          | 149.6                 | 0.035322        | 0.0067                                     | 0.0132                                           |
| 26    | 31.53                      | 515.0       | ANULAR           | 15.875               | 30.7          | 149.6                 | 0.038025        | 0.0067                                     | 0.0124                                           |
| 27    | 31.79                      | 475.0       | STRAHV           | 15.937               | 30.5          | 149.6                 | 0.147256        | 0.0068                                     | 0.0916                                           |
| 28    | 34.58                      | 542.0       | STRASS           | 15.787               | 30.5          |                       |                 |                                            |                                                  |

## RESUMO DOS RESULTADOS DE SIMULACAO DE FLUXO MULTIFASICO EM TUBULACOES

## IDENTIFICACAO DA TUBULACAO ... BANCO DE DADOS - CASO # 77

DIAMETRO DA TUBULACAO ..... ( METROS ) ..... 0.460  
 VAZAO DE GAS ..... ( M3/S ) ..... 28.633  
 PRESSAO INICIAL ..... ( MEGA PA ) ..... 15.099  
 TEMPERATURA INICIAL ..... ( GRAUS C ) ..... 37.667  
 PRESSAO FINAL EXPERIM. .... ( MEGA PA ) ..... 12.500  
 GRAD. PRESSAO EXPERIM. .... ( KPA/M ) ..... 0.075

| CORRELACOES / MODELOS   | PRES. FINAL<br>(MEGA PA) | TEMP FINAL<br>(GR C) | HOLDUP S/ESC<br>(MS) | HOLDUP C/ESC<br>(MS) | GRADP CALC.<br>(PA/M) | ERRO GRADP RELATIVO<br>(PORCENTO) |
|-------------------------|--------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|-----------------------|-----------------------------------|
| 1. BEGGS E BRILL        | 11.563                   | 32.604               | 7.2                  | 122.2                | 0.102                 | -36.067                           |
| 2. BEGGS E BRILL+MINAMI | 11.133                   | 32.604               | 7.5                  | 87.8                 | 0.115                 | -52.597                           |
| 3. MUKHERJEE E BRILL    | 11.910                   | 32.604               | 6.8                  | 6.8                  | 0.092                 | -22.715                           |
| 4. DUKLER               | 12.145                   | 32.604               | 6.8                  | 23.1                 | 0.085                 | -13.643                           |
| 5. OLTIEMANS/DUKLER     | 13.240                   | 32.604               | 5.8                  | 5.8                  | 0.054                 | 28.653                            |
| 6. MODELOS MECANICISTAS | 13.077                   | 32.604               | 5.9                  | 14.3                 | 0.058                 | 22.210                            |

SIMULADOR DE FLUXO MULTIFASICO (PROGRAMA SIMPIPE)  
MECANISMO DE CONDENSACAO EM GASODUTOS

## BANCO DE DADOS - CASO # 77

## CORRELACAO DE FLUXO BIFASICO - MODELOS MECANICISTAS

| SECAO | COMPRIMENTO<br>ACUMUL. (KM) | COTA<br>(M) | ARRANJO<br>FLUXO | PRESSAO<br>(MEGA PA) | TEMPER<br>(C) | VAZAO GAS<br>(M3/SEG) | H/D<br>( ADIM ) | FRACAO VOL. LIQUIDA<br>S/ESCORREG C/ESCORR | VOLUME DE CONDENSADO-M 3<br>S/ESCORREG C/ESCORR |      |
|-------|-----------------------------|-------------|------------------|----------------------|---------------|-----------------------|-----------------|--------------------------------------------|-------------------------------------------------|------|
| 1     | 0.00                        | 230.0       | ANULAR           | 15.099               | 37.7          | 346.0                 | 0.001160        | 0.0020                                     | 0.0051                                          | 0.00 |
| 2     | 0.97                        | 215.0       | ANULAR           | 15.086               | 37.5          | 346.8                 | 0.001160        | 0.0020                                     | 0.0051                                          | 0.59 |
| 3     | 1.48                        | 245.0       | ANULAR           | 15.019               | 37.4          | 346.8                 | 0.001178        | 0.0021                                     | 0.0052                                          | 0.32 |
| 4     | 1.99                        | 215.0       | ANULAR           | 15.042               | 37.3          | 346.8                 | 0.001222        | 0.0021                                     | 0.0054                                          | 0.33 |
| 5     | 2.08                        | 230.0       | ANULAR           | 15.017               | 37.3          | 346.8                 | 0.001181        | 0.0021                                     | 0.0052                                          | 0.06 |
| 6     | 2.16                        | 220.0       | ANULAR           | 15.028               | 37.3          | 346.7                 | 0.001248        | 0.0022                                     | 0.0054                                          | 0.05 |
| 7     | 3.00                        | 246.0       | ANULAR           | 14.957               | 37.2          | 346.7                 | 0.001234        | 0.0022                                     | 0.0054                                          | 0.55 |
| 8     | 3.47                        | 210.0       | ANULAR           | 14.990               | 37.1          | 346.7                 | 0.001280        | 0.0022                                     | 0.0056                                          | 0.32 |
| 9     | 4.29                        | 247.0       | ANULAR           | 14.924               | 36.9          | 346.7                 | 0.001275        | 0.0022                                     | 0.0056                                          | 0.56 |
| 10    | 4.76                        | 220.0       | ANULAR           | 14.939               | 36.7          | 346.6                 | 0.001332        | 0.0023                                     | 0.0059                                          | 0.33 |
| 11    | 5.86                        | 247.0       | ANULAR           | 14.839               | 36.6          | 346.6                 | 0.001359        | 0.0024                                     | 0.0061                                          | 0.80 |
| 12    | 6.49                        | 230.0       | ANULAR           | 14.756               | 36.4          | 346.5                 | 0.001406        | 0.0024                                     | 0.0062                                          | 2.01 |
| 13    | 7.34                        | 264.9       | ANULAR           | 14.772               | 36.4          | 346.5                 | 0.001467        | 0.0024                                     | 0.0062                                          | 1.17 |
| 14    | 7.74                        | 240.0       | ANULAR           | 14.713               | 36.3          | 346.5                 | 0.001439        | 0.0024                                     | 0.0064                                          | 0.65 |
| 15    | 8.14                        | 275.0       | ANULAR           | 14.729               | 36.3          | 346.4                 | 0.001505        | 0.0024                                     | 0.0067                                          | 0.33 |
| 16    | 8.44                        | 250.0       | ANULAR           | 14.648               | 36.2          | 346.4                 | 0.001482        | 0.0027                                     | 0.0066                                          | 0.29 |
| 17    | 8.99                        | 290.0       | ANULAR           | 14.660               | 36.1          | 346.4                 | 0.001551        | 0.0027                                     | 0.0069                                          | 0.72 |
| 18    | 9.72                        | 260.0       | ANULAR           | 14.202               | 35.1          | 346.1                 | 0.001704        | 0.0035                                     | 0.0086                                          | 0.41 |
| 19    | 16.31                       | 382.0       | ANULAR           | 14.226               | 35.0          | 345.8                 | 0.001921        | 0.0037                                     | 0.0090                                          | 6.21 |
| 20    | 17.03                       | 340.0       | ANULAR           | 13.911               | 34.4          | 345.7                 | 0.001980        | 0.0041                                     | 0.0100                                          | 4.74 |
| 21    | 20.89                       | 445.0       | ANULAR           | 13.686               | 33.9          | 345.7                 | 0.002202        | 0.0043                                     | 0.0106                                          | 4.11 |
| 22    | 24.92                       | 460.0       | ANULAR           | 13.707               | 33.7          | 345.1                 | 0.002316        | 0.0044                                     | 0.0108                                          | 5.33 |
| 23    | 25.97                       | 405.0       | ANULAR           | 13.551               | 33.2          | 344.8                 | 0.002498        | 0.0048                                     | 0.0116                                          | 1.29 |
| 24    | 30.12                       | 515.1       | ANULAR           | 13.378               | 33.0          | 344.5                 | 0.002396        | 0.0049                                     | 0.0120                                          | 0.42 |
| 25    | 30.54                       | 477.0       | ANULAR           | 13.377               | 33.0          | 344.4                 | 0.002586        | 0.0049                                     | 0.0120                                          | 1.43 |
| 26    | 31.51                       | 515.0       | ANULAR           | 13.314               | 32.8          | 344.2                 | 0.002459        | 0.0051                                     | 0.0116                                          | 0.42 |
| 27    | 31.79                       | 475.0       | ANULAR           | 13.077               | 32.4          |                       |                 |                                            |                                                 | 4.28 |
| 28    | 34.58                       | 542.0       | ANULAR           |                      |               |                       |                 |                                            |                                                 | 9.79 |

## RESUMO DOS RESULTADOS DE SIMULACAO DE FLUXO MULTIFASICO EM TUBULACOES

## IDENTIFICACAO DA TUBULACAO ...BANCO DE DADOS - CASO # 78

DIAMETRO DA TUBULACAO .....( METROS )..... 0.460  
 VAZAO DE GAS .....( M3/S )..... 234.982  
 PRESSAO INICIAL .....( MEGA PA )..... 13.903  
 TEMPERATURA INICIAL .....( GRAUS C )..... 32.667  
 PRESSAO FINAL EXPERIM. ....( MEGA PA )..... 12.797  
 GRAD. PRESSAO EXPERIM. ....( KPA/M )..... 0.029

| CORRELACOES / MODELOS  | PRES. FINAL | TEMP FINAL | HOLDUP S/ESC | HOLDUP C/ESC | GRADP CALC. | ERRO GRADP RELATIVO |
|------------------------|-------------|------------|--------------|--------------|-------------|---------------------|
|                        | (MEGA PA)   | (GR C)     | (MS)         | (MS)         | (PA/M)      | (PORCENTO)          |
| 1.BEGGS E BRILL        | 11.369      | 28.302     | 3.7          | 91.3         | 0.070       | -141.787            |
| 2.BEGGS E BRILL-MINAMI | 11.132      | 28.302     | 3.9          | 65.0         | 0.077       | -165.356            |
| 3.MUKHERJEE E BRILL    | 11.828      | 28.302     | 3.4          | 3.4          | 0.057       | -96.221             |
| 4.DUKLER               | 11.742      | 28.302     | 3.5          | 10.8         | 0.060       | -104.798            |
| 5.OLTMANS/DUKLER       | 12.508      | 28.302     | 3.0          | 3.0          | 0.037       | -28.660             |
| 6.MODELOS MECANICISTAS | 12.405      | 28.302     | 3.1          | 3.4          | 0.040       | -38.906             |

SIMULADOR DE FLUXO MULTIFASICO (PROGRAMA SINPIPE)  
MECANISMO DE CONDENSACAO EM GASODUTOS

## BANCO DE DADOS - CASO # 78

## CORRELACAO DE FLUXO BIFASICO - MODELOS MECANICISTAS

| SECAO | COMPRIMENTO<br>ACUMUL. (KM) | COTA<br>(M) | ARRANJO<br>FLUXO | PRESSAO<br>(MEGA PA) | TEMPER<br>(C) | VAZAO GAS<br>(M3/SEG) | M/D<br>( ADIM ) | FRACAO VOL. LIQUIDA<br>S/ESCORREG C/ESCORR | VOLUME DE CONDENSADO-M3<br>S/ESCORREG C/ESCORR. |
|-------|-----------------------------|-------------|------------------|----------------------|---------------|-----------------------|-----------------|--------------------------------------------|-------------------------------------------------|
| 1     | 0.00                        | 230.0       | ANULAR           | 13.803               | 32.7          | 281.6                 | 0.000802        | 0.0011                                     | 0.0033                                          |
| 2     | 0.97                        | 215.0       | ANULAR           | 13.803               | 32.5          | 281.6                 | 0.000802        | 0.0011                                     | 0.0033                                          |
| 3     | 1.48                        | 245.0       | ANULAR           | 13.767               | 32.4          | 281.6                 | 0.000814        | 0.0011                                     | 0.0034                                          |
| 4     | 1.99                        | 215.0       | ANULAR           | 13.774               | 32.4          | 281.6                 | 0.000843        | 0.0011                                     | 0.0035                                          |
| 5     | 2.08                        | 230.0       | ANULAR           | 13.752               | 32.3          | 281.6                 | 0.000814        | 0.0011                                     | 0.0034                                          |
| 6     | 2.16                        | 220.0       | ANULAR           | 13.763               | 32.3          | 281.6                 | 0.000857        | 0.0011                                     | 0.0035                                          |
| 7     | 3.00                        | 246.0       | ANULAR           | 13.707               | 32.2          | 281.6                 | 0.000852        | 0.0012                                     | 0.0035                                          |
| 8     | 3.47                        | 210.0       | ANULAR           | 13.743               | 32.1          | 281.6                 | 0.000879        | 0.0012                                     | 0.0036                                          |
| 9     | 4.23                        | 247.0       | ANULAR           | 13.672               | 32.0          | 281.6                 | 0.000876        | 0.0012                                     | 0.0036                                          |
| 10    | 4.74                        | 220.0       | ANULAR           | 13.696               | 32.0          | 281.6                 | 0.000912        | 0.0012                                     | 0.0038                                          |
| 11    | 5.04                        | 247.0       | ANULAR           | 13.631               | 31.8          | 281.6                 | 0.000914        | 0.0013                                     | 0.0038                                          |
| 12    | 6.49                        | 230.0       | ANULAR           | 13.631               | 31.7          | 281.6                 | 0.000952        | 0.0013                                     | 0.0039                                          |
| 13    | 7.34                        | 264.9       | ANULAR           | 13.561               | 31.6          | 281.6                 | 0.000966        | 0.0013                                     | 0.0040                                          |
| 14    | 7.76                        | 240.0       | ANULAR           | 13.583               | 31.5          | 281.5                 | 0.001008        | 0.0014                                     | 0.0042                                          |
| 15    | 8.14                        | 270.0       | ANULAR           | 13.533               | 31.5          | 281.5                 | 0.000991        | 0.0014                                     | 0.0041                                          |
| 16    | 8.44                        | 250.0       | ANULAR           | 13.552               | 31.4          | 281.5                 | 0.001036        | 0.0014                                     | 0.0043                                          |
| 17    | 8.99                        | 230.0       | ANULAR           | 13.484               | 31.3          | 281.5                 | 0.001023        | 0.0014                                     | 0.0043                                          |
| 18    | 9.22                        | 240.0       | ANULAR           | 13.504               | 31.2          | 281.5                 | 0.001071        | 0.0014                                     | 0.0045                                          |
| 19    | 16.31                       | 382.0       | ANULAR           | 13.142               | 30.4          | 281.3                 | 0.001188        | 0.0016                                     | 0.0050                                          |
| 20    | 17.03                       | 360.0       | ANULAR           | 13.196               | 30.3          | 281.2                 | 0.001352        | 0.0018                                     | 0.0057                                          |
| 21    | 20.89                       | 445.0       | ANULAR           | 12.955               | 29.8          | 281.1                 | 0.001396        | 0.0019                                     | 0.0059                                          |
| 22    | 24.92                       | 460.0       | ANULAR           | 12.809               | 29.3          | 281.0                 | 0.001561        | 0.0021                                     | 0.0066                                          |
| 23    | 25.97                       | 405.0       | ANULAR           | 12.847               | 29.2          | 281.0                 | 0.001662        | 0.0022                                     | 0.0070                                          |
| 24    | 30.12                       | 513.1       | ANULAR           | 12.581               | 28.8          | 280.9                 | 0.001896        | 0.0023                                     | 0.0072                                          |
| 25    | 30.54                       | 477.0       | ANULAR           | 12.615               | 28.7          | 280.8                 | 0.001880        | 0.0023                                     | 0.0079                                          |
| 26    | 31.51                       | 515.0       | ANULAR           | 12.537               | 28.4          | 280.7                 | 0.001780        | 0.0023                                     | 0.0076                                          |
| 27    | 31.79                       | 475.0       | ANULAR           | 12.577               | 28.6          | 280.7                 | 0.001972        | 0.0025                                     | 0.0083                                          |
| 28    | 34.58                       | 542.0       | ANULAR           | 12.405               | 28.3          | 280.6                 | 0.001844        | 0.0026                                     | 0.0078                                          |

## RESUMO DOS RESULTADOS DE SIMULACAO DE FLUXO MULTIFASICO EM TUBULACOES

## IDENTIFICACAO DA TUBULACAO ...BANCO DE DADOS - CASO # 79

DIAMETRO DA TUBULACAO .....( METROS )..... 0.660  
 VAZAO DE GAS .....( MS/S )..... 314.953  
 PRESSAO INICIAL .....( MEGA PA )..... 15.499  
 TEMPERATURA INICIAL .....( GRAUS C )..... 35.667  
 PRESSAO FINAL EXPERIM. ....( MEGA PA )..... 13.100  
 GRAD. PRESSAO EXPERIM. ....( KPA/M )..... 0.069

| CORRELACOES / MODELOS  | PRES. FINAL | TEMP FINAL | HOLDUP S/ESC | HOLDUP C/ESC | GRADP CALC. | ERRO GRADP RELATIVO |
|------------------------|-------------|------------|--------------|--------------|-------------|---------------------|
|                        | (MEGA PA)   | (GR C)     | (MS)         | (MS)         | (PA/M)      | (PORCENTO)          |
| 1.BEGGS E BRILL        | 11.431      | 31.513     | 8.4          | 130.8        | 0.118       | -49.552             |
| 2.BEGGS E BRILL+MIHAMI | 10.881      | 31.513     | 8.9          | 93.8         | 0.134       | -92.479             |
| 3.MURHERJEE E BRILL    | 11.734      | 31.513     | 8.0          | 8.0          | 0.109       | -56.929             |
| 4.DUKLER               | 12.103      | 31.513     | 7.9          | 26.8         | 0.098       | -41.561             |
| 5.OLIEMANS/DUKLER      | 13.346      | 31.513     | 6.7          | 6.7          | 0.062       | 10.254              |
| 6.MODELOS MECANICISTAS | 13.192      | 31.513     | 6.8          | 15.3         | 0.067       | 3.817               |

SIMULADOR DE FLUXO MULTIFASICO (PROGRAMA SIMPIPE)  
MECANISMO DE CONDENSACAO EM GASODUTOS

## BANCO DE DADOS - CASO # 79

## CORRELACAO DE FLUXO BIFASICO - MODELOS MECANICISTAS

| SECAO | COMPRIMENTO ACUMUL. (KM) | COTA (M) | ARRANJO FLUXO | PRESSAO (MEGA PA) | TEMPER (C) | VAZAO GAS (MS/SEG) | H/D (ADIM) | FRACAO VOL. LIQUIDA S/ESCORREG C/ESCORR | VOLUME DE CONDENSADO-M 3 S/ESCORREG C/ESCORR |
|-------|--------------------------|----------|---------------|-------------------|------------|--------------------|------------|-----------------------------------------|----------------------------------------------|
| 1     | 0.00                     | 230.0    | ANULAR        | 15.499            | 35.7       | 379.5              | 0.001216   | 0.0023                                  | 0.0055                                       |
| 2     | 0.97                     | 213.0    | ANULAR        | 15.481            | 35.5       | 379.5              | 0.001216   | 0.0023                                  | 0.0055                                       |
| 3     | 1.48                     | 205.0    | ANULAR        | 15.409            | 35.5       | 379.4              | 0.001235   | 0.0024                                  | 0.0054                                       |
| 4     | 1.99                     | 215.0    | ANULAR        | 15.431            | 35.4       | 379.4              | 0.001278   | 0.0024                                  | 0.0058                                       |
| 5     | 2.08                     | 230.0    | ANULAR        | 15.404            | 35.4       | 379.4              | 0.001239   | 0.0024                                  | 0.0056                                       |
| 6     | 2.14                     | 220.0    | ANULAR        | 15.419            | 35.4       | 379.4              | 0.001304   | 0.0024                                  | 0.0059                                       |
| 7     | 3.00                     | 246.0    | ANULAR        | 15.337            | 35.3       | 379.3              | 0.001338   | 0.0025                                  | 0.0061                                       |
| 8     | 3.47                     | 210.0    | ANULAR        | 15.369            | 35.2       | 379.3              | 0.001335   | 0.0024                                  | 0.0061                                       |
| 9     | 4.28                     | 247.0    | ANULAR        | 15.275            | 35.1       | 379.3              | 0.001389   | 0.0027                                  | 0.0063                                       |
| 10    | 4.74                     | 220.0    | ANULAR        | 15.294            | 35.0       | 379.3              | 0.001398   | 0.0027                                  | 0.0064                                       |
| 11    | 5.04                     | 247.0    | ANULAR        | 15.200            | 34.9       | 379.2              | 0.001447   | 0.0028                                  | 0.0066                                       |
| 12    | 6.49                     | 230.0    | ANULAR        | 15.200            | 34.8       | 379.2              | 0.001463   | 0.0029                                  | 0.0067                                       |
| 13    | 7.34                     | 264.9    | ANULAR        | 15.107            | 34.7       | 379.1              | 0.001520   | 0.0030                                  | 0.0070                                       |
| 14    | 7.76                     | 240.0    | ANULAR        | 15.125            | 34.6       | 379.1              | 0.001497   | 0.0030                                  | 0.0069                                       |
| 15    | 8.14                     | 270.0    | ANULAR        | 15.061            | 34.6       | 379.0              | 0.001558   | 0.0030                                  | 0.0071                                       |
| 16    | 8.44                     | 250.0    | ANULAR        | 15.089            | 34.5       | 379.0              | 0.001540   | 0.0031                                  | 0.0071                                       |
| 17    | 8.99                     | 290.0    | ANULAR        | 14.997            | 34.4       | 378.9              | 0.001603   | 0.0032                                  | 0.0074                                       |
| 18    | 9.72                     | 260.0    | ANULAR        | 14.977            | 33.5       | 378.9              | 0.001787   | 0.0036                                  | 0.0082                                       |
| 19    | 14.31                    | 382.0    | ANULAR        | 14.477            | 33.5       | 378.8              | 0.001978   | 0.0040                                  | 0.0093                                       |
| 20    | 17.03                    | 340.0    | ANULAR        | 14.498            | 33.5       | 378.0              | 0.002060   | 0.0043                                  | 0.0096                                       |
| 21    | 20.49                    | 445.0    | ANULAR        | 14.150            | 33.0       | 377.5              | 0.002227   | 0.0048                                  | 0.0107                                       |
| 22    | 24.92                    | 460.0    | ANULAR        | 13.904            | 32.4       | 377.2              | 0.002325   | 0.0050                                  | 0.0112                                       |
| 23    | 25.97                    | 405.0    | ANULAR        | 13.507            | 32.0       | 376.8              | 0.002337   | 0.0053                                  | 0.0116                                       |
| 24    | 30.12                    | 515.1    | ANULAR        | 13.532            | 31.9       | 376.5              | 0.002484   | 0.0054                                  | 0.0119                                       |
| 25    | 30.84                    | 677.0    | ANULAR        | 13.421            | 31.8       | 376.4              | 0.002400   | 0.0054                                  | 0.0122                                       |
| 26    | 31.51                    | 518.0    | ANULAR        | 13.456            | 31.8       | 376.7              | 0.002557   | 0.0057                                  | 0.0126                                       |
| 27    | 31.79                    | 475.0    | ANULAR        | 13.192            | 31.9       | 376.1              | 0.002455   | 0.0058                                  | 0.0123                                       |
| 28    | 34.58                    | 542.0    | ANULAR        |                   |            |                    |            |                                         |                                              |

## RESUMO DOS RESULTADOS DE SIMULACAO DE FLUXO MULTIFASICO EM TUBULACOES

## IDENTIFICACAO DA TUBULACAO ...BANCO DE DADOS - CASO # 80

DIAMETRO DA TUBULACAO .....( METROS )..... 0.440  
 VAZAO DE GAS .....( M3/S )..... 311.493  
 PRESSAO INICIAL .....( MEGA PA )..... 16.003  
 TEMPERATURA INICIAL .....( GRAUS C )..... 55.667  
 PRESSAO FINAL EXPERIM. ....( MEGA PA )..... 12.997  
 GRAD. PRESSAO EXPERIM. ....( KPA/M )..... 8.087

| CORRELACOES / MODELOS  | PRES. FINAL | TEMP FINAL | HOLDUP S/ESC | HOLDUP C/ESC | GRADP CALC. | ERRO GRADP RELATIVO |
|------------------------|-------------|------------|--------------|--------------|-------------|---------------------|
|                        | (MEGA PA)   | (OR C)     | (MS)         | (MS)         | (PA/M)      | (PORCENTO)          |
| 1.BEGGS E BRILL        | 12.174      | 51.468     | 9.6          | 141.5        | 8.113       | -27.302             |
| 2.BEGGS E BRILL-MINAMI | 11.808      | 51.468     | 10.0         | 103.7        | 8.121       | -39.544             |
| 3.MUKHERJEE E BRILL    | 12.520      | 51.468     | 9.1          | 9.1          | 8.101       | -15.860             |
| 4.DUKLER               | 12.864      | 51.468     | 9.0          | 32.2         | 8.091       | -4.408              |
| 5.OLEMAHS/DUKLER       | 14.053      | 51.468     | 7.5          | 7.5          | 8.854       | 35.134              |
| 6.MODELOS MECANICISTAS | 13.648      | 51.468     | 8.0          | 17.2         | 8.068       | 21.670              |

SIMULADOR DE FLUXO MULTIFASICO (PROGRAMA SIMPIPE)  
MECANISMO DE CONDENSACAO EM GASODUTOS

## BANCO DE DADOS - CASO # 80

## CORRELACAO DE FLUXO BIFASICO - MODELOS MECANICISTAS

| SECAO | COMPRIMENTO<br>ACUMUL.(M) | COTA<br>(M) | ARRANJO<br>FLUXO | PRESSAO<br>(MEGA PA) | TEMPER<br>(C) | VAZAO GAS<br>(M3/SEG) | H/D<br>( ADIM ) | FRACAO VOL. LIQUIDA<br>S/ESCORREG C/ESCORR | VOLUME DE CONDENSADO-M3<br>S/ESCORREG C/ESCORR. |
|-------|---------------------------|-------------|------------------|----------------------|---------------|-----------------------|-----------------|--------------------------------------------|-------------------------------------------------|
| 1     | 0.00                      | 250.0       | ANULAR           | 16.003               | 35.7          | 373.5                 | 0.001358        | 0.0028                                     | 0.0060                                          |
| 2     | 0.97                      | 215.0       | ANULAR           | 15.985               | 35.5          | 373.3                 | 0.001358        | 0.0028                                     | 0.0060                                          |
| 3     | 1.48                      | 205.0       | ANULAR           | 15.911               | 35.5          | 373.2                 | 0.001383        | 0.0028                                     | 0.0061                                          |
| 4     | 1.99                      | 215.0       | ANULAR           | 15.934               | 35.4          | 373.2                 | 0.001429        | 0.0029                                     | 0.0063                                          |
| 5     | 2.08                      | 230.0       | ANULAR           | 15.904               | 35.4          | 373.2                 | 0.001392        | 0.0029                                     | 0.0062                                          |
| 6     | 2.14                      | 220.0       | ANULAR           | 15.918               | 35.4          | 373.2                 | 0.001453        | 0.0029                                     | 0.0064                                          |
| 7     | 3.00                      | 244.0       | ANULAR           | 15.838               | 35.2          | 373.2                 | 0.001495        | 0.0030                                     | 0.0064                                          |
| 8     | 3.47                      | 210.0       | ANULAR           | 15.872               | 35.2          | 373.1                 | 0.001497        | 0.0031                                     | 0.0067                                          |
| 9     | 4.29                      | 247.0       | ANULAR           | 15.774               | 35.1          | 373.1                 | 0.001554        | 0.0032                                     | 0.0069                                          |
| 10    | 4.74                      | 220.0       | ANULAR           | 15.794               | 35.0          | 373.1                 | 0.001554        | 0.0032                                     | 0.0070                                          |
| 11    | 5.84                      | 247.0       | ANULAR           | 15.700               | 34.9          | 373.0                 | 0.001568        | 0.0032                                     | 0.0073                                          |
| 12    | 6.49                      | 250.0       | ANULAR           | 15.700               | 34.8          | 373.0                 | 0.001624        | 0.0033                                     | 0.0074                                          |
| 13    | 7.34                      | 244.9       | ANULAR           | 15.604               | 34.7          | 372.9                 | 0.001569        | 0.0034                                     | 0.0074                                          |
| 14    | 7.74                      | 240.0       | ANULAR           | 15.622               | 34.6          | 372.8                 | 0.001712        | 0.0035                                     | 0.0076                                          |
| 15    | 8.14                      | 270.0       | ANULAR           | 15.557               | 34.6          | 372.8                 | 0.001691        | 0.0035                                     | 0.0076                                          |
| 16    | 8.44                      | 250.0       | ANULAR           | 15.515               | 34.5          | 372.8                 | 0.001757        | 0.0034                                     | 0.0079                                          |
| 17    | 8.99                      | 290.0       | ANULAR           | 15.484               | 34.4          | 372.7                 | 0.001743        | 0.0034                                     | 0.0079                                          |
| 18    | 9.72                      | 260.0       | ANULAR           | 15.493               | 34.4          | 372.7                 | 0.001814        | 0.0037                                     | 0.0082                                          |
| 19    | 14.31                     | 380.0       | ANULAR           | 14.941               | 33.5          | 372.2                 | 0.002012        | 0.0042                                     | 0.0092                                          |
| 20    | 17.03                     | 340.0       | ANULAR           | 14.984               | 33.4          | 371.7                 | 0.002274        | 0.0047                                     | 0.0104                                          |
| 21    | 20.49                     | 440.0       | ANULAR           | 14.627               | 32.0          | 371.3                 | 0.002353        | 0.0050                                     | 0.0109                                          |
| 22    | 24.92                     | 460.0       | ANULAR           | 14.362               | 32.5          | 370.6                 | 0.002583        | 0.0054                                     | 0.0121                                          |
| 23    | 25.97                     | 400.0       | ANULAR           | 14.378               | 32.4          | 369.6                 | 0.002702        | 0.0058                                     | 0.0127                                          |
| 24    | 30.12                     | 515.1       | ANULAR           | 13.971               | 31.9          | 369.9                 | 0.002714        | 0.0062                                     | 0.0130                                          |
| 25    | 30.54                     | 477.0       | ANULAR           | 13.997               | 31.9          | 369.6                 | 0.002914        | 0.0048                                     | 0.0140                                          |
| 26    | 31.51                     | 515.0       | ANULAR           | 13.883               | 31.8          | 369.5                 | 0.002903        | 0.0046                                     | 0.0134                                          |
| 27    | 31.79                     | 475.0       | ANULAR           | 13.920               | 31.8          | 369.4                 | 0.003011        | 0.0048                                     | 0.0145                                          |
| 28    | 34.58                     | 542.0       | ANULAR           | 13.648               | 31.5          | 369.2                 | 0.002874        | 0.0048                                     | 0.0149                                          |

## RESUMO DOS RESULTADOS DE SIMULACAO DE FLUXO MULTIFASICO EM TUBULACOES

## IDENTIFICACAO DA TUBULACAO ...BANCO DE DADOS - CASO # 82

DIAMETRO DA TUBULACAO .....( METROS )..... 0.668  
 VAZAO DE GAS .....( M<sup>3</sup>/S )..... 81.972  
 PRESSAO INICIAL .....( MEGA PA )..... 15.099  
 TEMPERATURA INICIAL .....( GRAUS C )..... 31.667  
 PRESSAO FINAL EXPERIM. ....( MEGA PA )..... 14.283  
 GRAD. PRESSAO EXPERIM. ....( KPA/M )..... 0.058

| CORRELACOES / MODELOS  | PRES. FINAL | TEMP FINAL | HOLDUP S/ESC      | HOLDUP C/ESC      | GRADP CALC. | ERRD GRADP RELATIVO |
|------------------------|-------------|------------|-------------------|-------------------|-------------|---------------------|
|                        | (MEGA PA)   | (GR C)     | (M <sup>3</sup> ) | (M <sup>3</sup> ) | (PA/M)      | (PORCENTO)          |
| 1.BEGGS E BRILL        | 14.280      | 25.529     | 4.6               | 124.5             | 0.024       | 56.797              |
| 2.BEGGS E BRILL-MINAMI | 14.260      | 25.529     | 4.6               | 117.6             | 0.024       | 55.739              |
| 3.MUKHERJEE E BRILL    | 14.358      | 25.529     | 4.5               | 4.5               | 0.021       | 60.916              |
| 4.DUKLER               | 14.426      | 25.529     | 4.4               | 32.1              | 0.019       | 44.480              |
| 5.CLIEMANS/DUKLER      | 14.467      | 25.529     | 4.3               | 4.4               | 0.018       | 66.663              |
| 6.MODELOS MECANICISTAS | 14.727      | 25.529     | 3.9               | 56.0              | 0.011       | 80.381              |

## SIMULADOR DE FLUXO MULTIFASICO (PROGRAMA SIMPIPE)

## BANCO DE DADOS - CASO # 82

## MECANISMO DE CONDENSACAO EM GASODUTOS

## CORRELACAO DE FLUXO BIFASICO - MODELOS MECANICISTAS

| SECAO | COMPRIMENTO ACUMUL. (KM) | COTA (M) | ARRANJO FLUXO | PRESSAO (MEGA PA) | TEMPER (C) | VAZAO GAS (M <sup>3</sup> /SEG) | H/D (ADIM) | FRACAO VOL. LIQUIDA S/ESCORREG C/ESCORR | VOLUME DE CONDENSADO-M <sup>3</sup> S/ESCORREG C/ESCORR. |
|-------|--------------------------|----------|---------------|-------------------|------------|---------------------------------|------------|-----------------------------------------|----------------------------------------------------------|
| 1     | 0.00                     | 230.0    | STRASS        | 15.099            | 31.7       | 98.3                            | 0.025565   | 0.0019                                  | 0.0069                                                   |
| 2     | 0.97                     | 211.0    | STRASS        | 15.120            | 31.5       | 98.3                            | 0.025565   | 0.0019                                  | 0.0069                                                   |
| 3     | 1.48                     | 245.0    | STRAMV        | 15.130            | 31.3       | 98.3                            | 0.025565   | 0.0019                                  | 0.0069                                                   |
| 4     | 1.99                     | 215.0    | STRASS        | 15.175            | 31.2       | 98.1                            | 0.021301   | 0.0018                                  | 0.0052                                                   |
| 5     | 2.08                     | 230.0    | STRAMV        | 15.180            | 31.2       | 98.3                            | 0.021301   | 0.0018                                  | 0.0019                                                   |
| 6     | 2.16                     | 220.0    | STRASS        | 15.195            | 31.2       | 98.3                            | 0.018172   | 0.0018                                  | 0.0041                                                   |
| 7     | 3.00                     | 246.0    | ANULAR        | 15.152            | 31.0       | 98.3                            | 0.001190   | 0.0018                                  | 0.0048                                                   |
| 8     | 3.47                     | 210.0    | STRASS        | 15.204            | 30.9       | 98.3                            | 0.020244   | 0.0018                                  | 0.0049                                                   |
| 9     | 4.29                     | 247.0    | ANULAR        | 15.145            | 30.7       | 98.2                            | 0.001187   | 0.0019                                  | 0.0047                                                   |
| 10    | 4.74                     | 220.0    | STRASS        | 15.183            | 30.6       | 98.2                            | 0.021435   | 0.0019                                  | 0.0053                                                   |
| 11    | 5.84                     | 247.0    | STRASS        | 15.135            | 30.4       | 98.2                            | 0.071329   | 0.0019                                  | 0.0316                                                   |
| 12    | 6.49                     | 239.0    | STRASS        | 15.158            | 30.3       | 98.2                            | 0.024750   | 0.0020                                  | 0.0066                                                   |
| 13    | 7.34                     | 264.9    | ANULAR        | 15.101            | 30.1       | 98.2                            | 0.001267   | 0.0020                                  | 0.0051                                                   |
| 14    | 7.76                     | 240.0    | STRASS        | 15.137            | 30.0       | 98.2                            | 0.022122   | 0.0020                                  | 0.0055                                                   |
| 15    | 8.14                     | 270.0    | STRAMV        | 15.168            | 29.9       | 98.2                            | 0.022122   | 0.0020                                  | 0.0021                                                   |
| 16    | 8.44                     | 250.0    | STRASS        | 15.197            | 29.9       | 98.2                            | 0.021248   | 0.0020                                  | 0.0052                                                   |
| 17    | 8.99                     | 290.0    | STRAMV        | 15.250            | 29.8       | 98.2                            | 0.021248   | 0.0019                                  | 0.0022                                                   |
| 18    | 9.72                     | 260.0    | STRASS        | 15.293            | 29.6       | 98.2                            | 0.022829   | 0.0019                                  | 0.0057                                                   |
| 19    | 16.51                    | 182.0    | STRASS        | 15.361            | 28.4       | 98.2                            | 0.131890   | 0.0021                                  | 0.0780                                                   |
| 20    | 17.03                    | 340.0    | STRASS        | 15.122            | 28.3       | 98.2                            | 0.023237   | 0.0022                                  | 0.0060                                                   |
| 21    | 20.69                    | 445.0    | ANULAR        | 14.845            | 27.6       | 98.2                            | 0.001515   | 0.0024                                  | 0.0041                                                   |
| 22    | 24.92                    | 460.0    | STRASS        | 14.898            | 27.0       | 98.1                            | 0.040783   | 0.0024                                  | 0.0138                                                   |
| 23    | 25.97                    | 405.0    | STRASS        | 14.977            | 26.8       | 98.1                            | 0.025749   | 0.0024                                  | 0.0070                                                   |
| 24    | 30.12                    | 515.1    | ANULAR        | 14.789            | 26.2       | 98.1                            | 0.001731   | 0.0028                                  | 0.0069                                                   |
| 25    | 30.56                    | 477.0    | STRASS        | 14.844            | 26.1       | 98.1                            | 0.024154   | 0.0029                                  | 0.0063                                                   |
| 26    | 31.51                    | 515.0    | ANULAR        | 14.783            | 26.0       | 98.1                            | 0.001773   | 0.0029                                  | 0.0071                                                   |
| 27    | 31.79                    | 475.0    | STRASS        | 14.845            | 25.9       | 98.1                            | 0.021872   | 0.0029                                  | 0.0055                                                   |
| 28    | 34.58                    | 542.0    | ANULAR        | 14.727            | 25.5       | 98.1                            | 0.001868   | 0.0030                                  | 0.0075                                                   |

## RESUMO DOS RESULTADOS DE SIMULACAO DE FLUXO MULTIFASICO EM TUBULACOES

## IDENTIFICACAO DA TUBULACAO ...ANALISE DE DADOS DO BANCO - CASO # 84

DIAMETRO DA TUBULACAO .....[ METROS ]..... 0.640  
 VAZAO DE GAS .....[ MS/S ]..... 314.228  
 PRESSAO INICIAL .....[ MEGA PA ]..... 14.538  
 TEMPERATURA INICIAL .....[ GRAUS C ]..... 32.667  
 PRESSAO FINAL EXPERIM. ....[ MEGA PA ]..... 11.985  
 GRAD. PRESSAO EXPERIM. ....[ KPA/M ]..... 0.065

| CORRELACOES / MODELOS  | PRES. FINAL<br>(MEGA PA) | TEMP FINAL<br>(GR C) | HOLDUP S/ESC<br>(MS) | HOLDUP C/ESC<br>(MS) | GRADP CALC.<br>(PA/M) | ERRO GRADP RELATIVO<br>(PORCENTO) |
|------------------------|--------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|-----------------------|-----------------------------------|
| 1.BEGGS E BRILL        | 10.109                   | 19.039               | 6.8                  | 115.4                | 0.119                 | -85.134                           |
| 2.BEGGS E BRILL+MINAMI | 9.418                    | 19.039               | 7.1                  | 80.6                 | 0.139                 | -113.767                          |
| 3.MUKHERJEE E BRILL    | 10.473                   | 19.039               | 6.4                  | 6.4                  | 0.109                 | -66.953                           |
| 4.DUKLER               | 10.800                   | 19.039               | 6.4                  | 20.3                 | 0.099                 | -52.489                           |
| 5.OLEIEMANS/DUKLER     | 12.015                   | 19.039               | 5.5                  | 5.5                  | 0.064                 | 1.315                             |
| 6.MODELOS MECANICISTAS | 12.079                   | 19.039               | 5.4                  | 13.0                 | 0.062                 | 4.241                             |

SIMULADOR DE FLUXO MULTIFASICO (PROGRAMA SIMPIPE)  
MECANISMO DE CONDENSACAO EM GASDUTOSANALISE DE DADOS DO BANCO - CASO # 84  
CORRELACAO DE FLUXO BIFASICO - MODELOS MECANICISTAS

| SECAO | COMPRIMENTO<br>ACUMUL.(KM) | COTA<br>(M) | ARRANJO<br>FLUXO | PRESSAO<br>(MEGA PA) | TEMPER<br>(C) | VAZAO GAS<br>(MS/SEG) | H/D<br>(ADIM) | FRACAO VOL. LIQUIDA<br>S/ESCORREG C/ESCORR | VOLUME DE CONDENSADO-M <sup>3</sup><br>S/ESCORREG C/ESCORR |
|-------|----------------------------|-------------|------------------|----------------------|---------------|-----------------------|---------------|--------------------------------------------|------------------------------------------------------------|
| 1     | 0.00                       | 230.0       | ANULAR           | 14.238               | 32.7          | 374.4                 | 0.000788      | 0.0013                                     | 0.00                                                       |
| 2     | 0.97                       | 235.0       | ANULAR           | 14.221               | 32.2          | 374.4                 | 0.000788      | 0.0013                                     | 0.19                                                       |
| 3     | 1.48                       | 245.0       | ANULAR           | 14.155               | 32.0          | 374.4                 | 0.000817      | 0.0014                                     | 0.37                                                       |
| 4     | 1.99                       | 255.0       | ANULAR           | 14.175               | 31.8          | 374.4                 | 0.000852      | 0.0014                                     | 0.57                                                       |
| 5     | 2.08                       | 250.0       | ANULAR           | 14.150               | 31.7          | 374.3                 | 0.000838      | 0.0015                                     | 0.76                                                       |
| 6     | 2.16                       | 240.0       | ANULAR           | 14.161               | 31.7          | 374.3                 | 0.000873      | 0.0015                                     | 0.94                                                       |
| 7     | 3.00                       | 244.0       | ANULAR           | 14.089               | 31.3          | 374.3                 | 0.000880      | 0.0015                                     | 1.10                                                       |
| 8     | 3.47                       | 240.0       | ANULAR           | 14.119               | 31.1          | 374.3                 | 0.000918      | 0.0014                                     | 1.25                                                       |
| 9     | 4.29                       | 247.0       | ANULAR           | 14.052               | 30.7          | 374.2                 | 0.000935      | 0.0014                                     | 1.40                                                       |
| 10    | 4.74                       | 242.0       | ANULAR           | 14.050               | 30.5          | 374.2                 | 0.000975      | 0.0017                                     | 1.55                                                       |
| 11    | 5.06                       | 247.0       | ANULAR           | 13.944               | 30.0          | 374.1                 | 0.000998      | 0.0017                                     | 1.70                                                       |
| 12    | 6.49                       | 230.0       | ANULAR           | 13.964               | 29.8          | 374.1                 | 0.001047      | 0.0018                                     | 1.85                                                       |
| 13    | 7.34                       | 244.9       | ANULAR           | 13.878               | 29.4          | 374.0                 | 0.001076      | 0.0019                                     | 2.00                                                       |
| 14    | 7.76                       | 240.0       | ANULAR           | 13.893               | 29.2          | 374.0                 | 0.001125      | 0.0020                                     | 2.15                                                       |
| 15    | 8.14                       | 270.0       | ANULAR           | 13.833               | 29.1          | 375.9                 | 0.001119      | 0.0020                                     | 2.30                                                       |
| 16    | 8.44                       | 250.0       | ANULAR           | 13.849               | 28.9          | 375.9                 | 0.001166      | 0.0021                                     | 2.45                                                       |
| 17    | 8.99                       | 290.0       | ANULAR           | 13.769               | 28.7          | 375.9                 | 0.001222      | 0.0022                                     | 2.60                                                       |
| 18    | 9.72                       | 260.0       | ANULAR           | 13.777               | 28.6          | 375.9                 | 0.001418      | 0.0024                                     | 2.75                                                       |
| 19    | 14.51                      | 382.0       | ANULAR           | 13.516               | 25.4          | 375.2                 | 0.001644      | 0.0031                                     | 2.90                                                       |
| 20    | 17.03                      | 360.0       | ANULAR           | 12.988               | 24.0          | 375.0                 | 0.001763      | 0.0034                                     | 3.05                                                       |
| 21    | 20.48                      | 445.0       | ANULAR           | 12.764               | 22.4          | 374.9                 | 0.001993      | 0.0040                                     | 3.20                                                       |
| 22    | 24.92                      | 460.0       | ANULAR           | 12.759               | 22.0          | 374.1                 | 0.002150      | 0.0045                                     | 3.35                                                       |
| 23    | 25.97                      | 405.0       | ANULAR           | 12.590               | 20.4          | 373.5                 | 0.002181      | 0.0046                                     | 3.50                                                       |
| 24    | 30.12                      | 515.1       | ANULAR           | 12.580               | 20.0          | 373.1                 | 0.002354      | 0.0049                                     | 3.65                                                       |
| 25    | 30.54                      | 477.0       | ANULAR           | 12.405               | 20.1          | 373.1                 | 0.002283      | 0.0050                                     | 3.80                                                       |
| 26    | 31.51                      | 515.0       | ANULAR           | 12.533               | 20.0          | 375.0                 | 0.002447      | 0.0051                                     | 3.95                                                       |
| 27    | 31.78                      | 475.0       | ANULAR           | 12.079               | 19.0          | 372.8                 | 0.002349      | 0.0053                                     | 4.10                                                       |
| 28    | 34.58                      | 342.0       | ANULAR           |                      |               |                       |               |                                            | 4.25                                                       |