

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

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

ESTUDO DE OTIMIZAÇÃO DAS OPERAÇÕES COM
TUBO FLEXIVEL E NITROGÊNIO

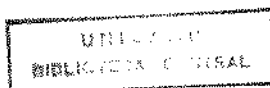
Este exemplar corresponde à redação final da tese defendida pelo Eng.º Luis Carlos Baralho Bianco e aprovada pela Comissão Julgadora em 13 de Novembro de 1990.


Antonio Carlos Bannwart

42/90

Autor : Luis Carlos Baralho Bianco
Orientador : Antonio Carlos Bannwart

Novembro de 1990.

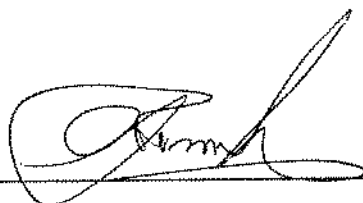


UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA DE PETRÓLEO

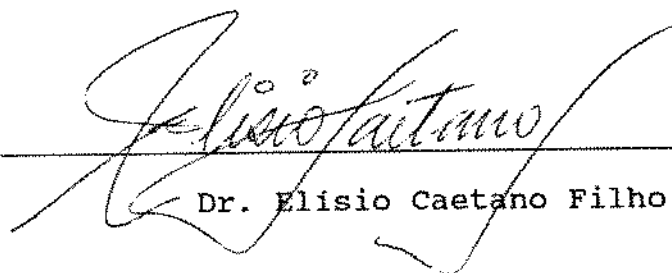
A dissertação "Estudo de Otimização de Operações com Tubo Flexível e Nitrogênio", elaborada por Luis Carlos Baralho Bianco e aprovada por todos os membros da Banca Examinadora, foi aceita pela Sub-Comissão de Pós-Graduação em Engenharia de Petróleo como requisito parcial à obtenção do Título de Mestre em Engenharia de Petróleo.

Campinas, 13 de Novembro de 1990.

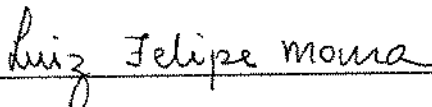
Banca Examinadora :



Dr. Antônio Carlos Bannwart



Dr. Elísio Caetano Filho



Dr. Luiz Felipe Mendes de Moura

AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Dr. Antonio Carlos Bannwart, pela orientação acadêmica durante o desenvolvimento deste Estudo.

Ao Dr. Elísio Caetano Filho, pelo suporte e apoio fornecidos, durante a realização da parte experimental deste Estudo.

Ao Prof. Dr. Luiz Felipe Mendes de Moura, pela sua participação como membro da Banca Examinadora.

À PETROBRÁS S/A, pela oportunidade e condições oferecidas para o desenvolvimento deste Estudo.

Aos empregados do Centro de Pesquisas e Desenvolvimento - CENPES - notadamente ao pessoal do Laboratório de Movimentação de Fluidos da DIPLOT/SEPROV, que tornaram possível a realização da parte experimental deste Estudo

A todos os colegas da Petrobrás, da Unicamp, professores e funcionários, que durante este período, nos propiciaram um agradável convívio.

À Regina, Luciana, Suzana e Luis Paulo, que estiveram o tempo todo me acompanhando, demonstrando interesse, compreensão e carinho.

ABSTRACT

This work presents a study about the flow phenomena in jet-lifting with the purpose to reduce the nitrogen consumption, to maximize the fluid recovery and to reduce the operation time.

A column of tests was designed and built, with a external 2.441 in ID tubing pipe and a internal 1.0 in OD coiled tubing, simulating the real situation of the jet-lifting operation.

The Fanning friction factor was experimentaly determined for one-phase flow of water, one phase of air and two-phase air-water in the anular geometry

A numerical model was developed in order to compare theoretical with experimental results.

RESUMO

Desenvolve-se neste trabalho um estudo a respeito dos fenômenos de escoamento envolvidos nas operações de "jet-lifting", objetivando reduzir o consumo de nitrogênio, maximizar o volume de fluido recuperado e diminuir o tempo de operação.

Concebeu-se e foi construída uma coluna de testes, composta de um tubo de produção de 0,062 m DI (2,441 pol) e um "flexitubo" de 0,0254 m DE (1,0 pol), interno ao primeiro, que procura simular a situação real de operação do "jet-lifting".

Determinou-se experimentalmente, os fatores de fricção monofásicos para o escoamento de ar e de água em geometria anular, assim como o fator de fricção para o escoamento de ar no interior de tubo flexível. Para este estudo, foi calculada analiticamente a tensão de cisalhamento média nas paredes de um anular excêntrico.

Elaborou-se um modelo numérico baseado na equação do balanço da quantidade de movimento, que procura simular o comportamento do sistema, na determinação das vazões de líquido recuperado. Na análise do escoamento bifásico vertical ascendente, foram utilizados os modelos propostos por Caetano[10], para o cálculo das frações volumétricas médias de líquido e gradientes de pressão e por Zubler & Findlay[70], para o cálculo das vazões de líquido. Da comparação entre os dados obtidos, concluiu-se que o modelo teórico empregado apresenta uma boa concordância com os dados experimentais.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	v
LISTA DE TABELAS	viii
INTRODUÇÃO	1
1 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	4
2 - INSTALAÇÃO EXPERIMENTAL E PROCEDIMENTOS PARA AQUISIÇÃO DE DADOS	11
2.1 - Instalação Experimental	12
2.1.1 - Sistema de Alimentação de Fluidos	12
2.1.2 - Coluna de Testes	15
2.1.3 - Sistema de Retorno	23
2.2 - Propriedades Físicas dos Fluidos	23
2.3 - Procedimentos Experimentais Adotados para os Escoamentos Monofásico e Bifásico	25
2.3.1 - Fluxo Monofásico	25
2.3.2 - Fluxo Bifásico	25
2.4. - Determinação Experimental do Fator de Fricção para a Geometria Anular no Fluxo Monofásico	26

2.5.	- Determinação Experimental do Fator de Fricção para o Escoamento de gás no interior do "flexitubo	28
2.6	- Medição da Queda de Pressão no Escoamento Bifásico .	28
2.7	- Relação Existente Entre a Vazão de Gás Imposta e a Vazão de Líquido Recuperado no Sistema Bifásico ...	30
2.8	- Determinação dos Padrões de Fluxo Bifásicos	30
2.9	- Determinação do Comprimento do Jato de Gás que Parte da Ogiva na Extremidade do "Flexitubo e da Queda de Pressão Devido à Incorporação do Gás ao Meio Líquido	31
2.10	- Variação do Ângulo de Inclinação da Coluna	31
3	- MODELO NUMÉRICO PARA RECUPERAÇÃO DE LÍQUIDOS POR "JET-LIFTING"	33
4	- DISCUSSÃO E ANÁLISE DOS RESULTADOS OBTIDOS	40
4.1	- Determinação Experimental do Fatores de Fricção ...	40
4.2	- Padrões de Fluxo Bifásico	44
4.3	- Relação entre a Vazão de Gás e a Vazão de Líquido .	48

4.4 - Avaliação da Perda de Pressão na Região do jato	53
4.5 - Avaliação da Variação na Inclinação da Coluna	54
4.6 - Avaliação do Modelo Numérico para Recuperação de Líquidos por "Jet-Lifting"	55
CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	60
NOMENCLATURA	65
BIBLIOGRAFIA	71
APÊNDICES:	
Apendice A - Dados Relativos ao Escoamento Monofásico	82
Apendice B - Dados Relativos ao Escoamento Bifásico Vertical	86
Apendice C - Dados Relativos ao Escoamento Bifásico inclinado	90
Apêndice D - Dados Obtidos pela Aplicação do Modelo Numérico por Recuperação de Líquidos por "Jet-Lifting"	95
Apêndice E - Características Gerais do Escoamento de Fluidos em Geometria anular	99
Apendice F - Determinação Experimental dos Fatores de Atrito - Desenvolvimento Matemático	128

ANEXOS:

Anexo A - Equações Básicas para o Fluxo Laminar Monofásico	
Desenvolvimento Teórico	139
Anexo B - Modelo de Escoamento Bifásico para Geometria	
Anular, segundo Modelo de Caetano	153

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1 - Esquema Geral da Instalação Experimental Utilizada	14
FIGURA 2 - Coluna de Testes - Características Dimensionais .	17
FIGURA 3 - Esquema da Estrutura de Treliça, Utilizada para Suporte da Coluna de Testes	20
FIGURA 4 - Instrumentação Instalada na Coluna de Testes ...	21
FIGURA 5 - Sistema de Medição do Fator de Fricção no "Flexitubo" e da Queda de Pressão Devido à Incorporação do Gás ao Meio Líquido	22
FIGURA 6 - Sistema de Medição de Pressão no Fluxo Monofásico	27
FIGURA 7 - Sistema de Calibração do Transdutor Diferencial de Pressão	27
FIGURA 8 - Sistema de Medição da Pressão no Fluxo Bifásico	29
FIGURA 9 - Esquema Genérico para o Sistema de Alimentação .	34
FIGURA 10 - Condições de Operação para Bombeio por "Air-Lift" (segundo Todoroki et al)	38
FIGURA 11 - Relação entre Energia Cinética e Fração de Vazios (segundo Kato et al)	39
FIGURA 12 - Fator de Fricção para o Fluxo Monofásico de Água em Geometria Anular	42
FIGURA 13 - Fator de Fricção para o Fluxo Monofásico de Ar em Geometria Anular	42
FIGURA 14 - Fator de Fricção de Fanning para Escoamento Monofásico em Geometria Anular	43

FIGURA 15 - Fator de Fricção para Escoamento Monofásico de Ar em "Flexitubo"	44
FIGURA 16 - Mapa de Fluxo e os Dados Experimentais Obtidos .	45
FIGURA 17 - Relação Entre Vazão de Gás Imposta e Vazão de Líquido Recuperado	48
FIGURA 18 - Relação Entre Vazão de Gás Imposta e a Pressão no Manômetro P_1	48
FIGURA 19 - Relação Entre Vazão de Líquido Recuperado e a Pressão no Manômetro P_1	50
FIGURA 20 - Relação Entre o Gradiente Total de Pressão e a Vazão de Gás	50
FIGURA 21 - Relação Entre Vazão de Gás Imposta e o Comprimento do Jato de Gás.....	52
FIGURA 22 - Relação Entre Vazão de Gás Imposta e a Vazão de Líquido Recuperado (várias inclinações)	53
FIGURA 23 - Relação Entre Vazão de Gás Imposta e a Pressão no Manômetro P_1 (várias inclinações)	54
FIGURA 24 - Relação entre Vazão de Gás Imposta e Vazão de Líquido Recuperado, segundo Modelo Numérico (obtido pelo modelo de Zubler & Findlay)	56
FIGURA 25 - Relação entre Vazão de Gás Imposta e Vazão de Líquido Recuperado, segundo Modelo Numérico (obtido para vazão de gás experimental)	57
FIGURA 26 - Erro Relativo para o Gradiente de Pressão	58
FIGURA 27 - Erro Relativo para a Vazão de Líquido	58
FIGURA 28 - Erro Relativo para o Cálculo das Frações de Volumétricas Médias de Líquido	59

FIGURA E-1 - Seções Anulares com Diferentes Excentricidades	.100
FIGURA E-2 - Diagrama para os Parâmetros Geométricos de Fricção	111
FIGURA E-3 - Padrão Bolhas e Bolhas Dispersas	118
FIGURA E-4 - Padrão Golfadas	119
Figura E-5 - Padrão Agitante	120
FIGURA E-6 - Padrão Anular	121
FIGURA E-7 - Mapa de Fluxo Proposto por Caetano	125
FIGURA E-8 - Mapa de Fluxo Proposto por Kelessidis	126
FIGURA A-1 - Seção de Tubo	151
FIGURA A-2 - Seção de Anular Concêntrico	152
FIGURA A-3 - Seção de Anular Excêntrico	153
FIGURA A-4 - Sistema de Coordenadas - Domínio Físico e Domínio Transformado	154
FIGURA B-1 - Modelo para o Padrão Golfada	165
FIGURA B-2 - Modelo para o Padrão Anular	165

LISTA DE TABELAS

TABELA A-1	Dados Experimentais Obtidos para o Escoamento Monofásico de Água em Geometria Anular	83
TABELA A-2	Dados Experimentais Obtidos para o Escoamento Monofásico de Ar em Geometria Anular	84
TABELA A-3	Dados Experimentais Obtidos para o Escoamento Monofásico de Ar em "Flexitubo".....	85
TABELA B-1	Dados Experimentais Obtidos para o Escoamento Bifásico de Ar e Água em Geometria Anular	87
TABELA B-2	Velocidades Superficiais para o Ar e para a Água, Associados ao Padrão de Fluxo	88
TABELA B-3	Dados Obtidos para a Perda de Pressão na Região do Jato	89
TABELA C-1	Dados Experimentais Obtidos para o Escoamento Bifásico de Água e Ar em Geometria Anular, para Conduitos Inclinados de 15 graus.....	91
TABELA C-2	Dados Experimentais Obtidos para o Escoamento Bifásico de Água e Ar em Geometria Anular, para Conduitos Inclinados de 30 graus.....	93
TABELA C-3	Bifásico de Água e Ar em Geometria Anular, para Conduitos Inclinados de 45 graus.....	94
TABELA D-1	Vazões de Gás e de Líquido Obtidos a Partir do Modelo de Zubler & Findlay para a Fração Volumétrica Média de Gás	96
TABELA D-2	Frações Volumétricas de Gás e Vazão de Líquido, Calculados a Partir das Vazões Experimentais de Gás e do Modelo de Zubler & Findlay	97

TABELA D-3	Comparação entre Valores Calculados pelos Modelos e os Obtidos Experimentalmente	98
TABELA E-1	Quadro Comparativo dos Mapas de Fluxo Experimentais Propostos por Diversos Autores (segundo Shoran) .	123

INTRODUÇÃO

Dentre as diversas atividades desenvolvidas para a produção de petróleo, as operações de partida de poço ("Kickoff"), limpeza, remoção de fluidos ("Jet Lifting") ou remoção de areia são, provavelmente, as que de forma mais corriqueira são realizadas.

Pode-se utilizar vários métodos para a execução de tais operações. Via de regra, para poços profundos, o método que demanda menores custos é o que utiliza uma coluna de aço flexível contínua e de pequeno diâmetro, chamada neste trabalho de "flexitubo" ("Coiled Tubing"). Essa coluna flexível é introduzida no interior da coluna de produção ou de trabalho, sem que haja a necessidade de se retirar o equipamento original do poço, sendo então bombeado um gás inerte (normalmente nitrogênio), que terá por função misturar-se ao fluido pré-existente no interior da coluna de produção, reduzindo assim sua massa específica média e provocando conseqüentemente um fluxo ascendente no interior da coluna (efeito de "gas-lifting").

O dimensionamento de tais operações ainda é feito de maneira bastante rudimentar, de forma que os resultados previstos se distanciam daqueles obtidos nas práticas de Campo.

Tal fato, se justifica pela forma como é feito este dimensionamento, não se considerando as características particu-

lares do escoamento bifásico em geometria anular. É uma prática usual utilizar tabelas geradas a partir de correlações empíricas ou semi-empíricas, obtidas a partir de dados obtidos do escoamento bifásico em seções circulares plenas, fazendo adaptações empíricas e sem o necessário embasamento teórico.

Caetano [10], mostrou que podem ser cometidos erros relativamente grandes no cálculo dos gradientes de pressão, a depender da excentricidade do anular e da razão de diâmetros entre os tubos que compoem a seção anular, quando se faz uso de simples adaptações dos modelos existentes para tubos, utilizando o conceito de diâmetro hidráulico.

Uma observação criteriosa da forma como são realizadas essas operações na atualidade, revelará dois aspectos importantes:

- o na maioria dos casos, o consumo de nitrogênio é bastante elevado, para obtenção de resultados nem sempre satisfatórios, em termos de volumes recuperados;
- o o tempo dispendido, da mesma forma, parece demasiado longo e muitas vezes sem a obtenção dos resultados esperados.

Estes pontos por si só, parecem justificar a necessidade de se realizar estudos mais detalhados sobre o fenômeno. Parece-nos que qualquer tentativa no sentido de otimizar, quer seja o consumo, quer seja o tempo de operação ou ambos,

refletirá numa melhora significativa da eficiência dessas operações.

Desta forma, os objetivos propostos para este estudo são os seguintes:

- o investigar experimentalmente o escoamento bifásico ascendente gás-líquido em condutos de geometria anular, com as características geométricas e operacionais similares àquelas encontradas nas operações realizadas em Campo;
- o avaliar os resultados obtidos, utilizando a modelagem existente para o escoamento bifásico em geometrias anulares;
- o aumentar o grau de conhecimento e representatividade das interpretações feitas para os fenômenos físicos que governam essas operações;
- o apresentar uma proposta de otimização do método, visando aproximar os resultados obtidos em Campo, dos previstos no dimensionamento.

Como resultado final deste Estudo, espera-se que seja dada uma contribuição importante, no sentido de se conhecer um pouco melhor, o fenômeno físico envolvido nesse tipo de operação, de forma a se obter melhores resultados operacionais.

A otimização procurada, certamente trará uma significativa economia operacional, abrindo novas perspectivas de utilização desse sistema.

CAPÍTULO 1

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Desde sua introdução na indústria do petróleo em 1963, os tubos flexíveis de aço - ou "flexitubo" como preferimos designar para facilitar a terminologia - vêm tendo uma larga utilização como ferramenta auxiliar nas operações de Completação e Produção de poços de petróleo. Algumas das mais típicas aplicações para o "flexitubo", são as seguintes:

- o limpeza de areia, de tampões de parafina ou alguns tipos de incrustações existentes no interior da coluna de produção, utilizando nitrogênio, fluidos de tratamento ou espuma;
- o deslocamento de cimento, fluidos de completação ou de tratamento, sem contato com a coluna de produção, atingindo diretamente os canhoneados;
- o deslocamento de agentes controladores de perdas;
- o deslocamento de fluidos de estimulação, combinados com nitrogênio, para o interior da formação;
- o eliminação de fluidos de tratamento existentes no inte-

rior da coluna, por elevação artificial ("jet-lifting"¹), utilizando nitrogênio ou ar, induzindo ou não a surgência;

o elevação artificial para testes de formação, em poços não surgentes.

Slator & Hanson[57] em trabalho publicado em 1965, já apresentavam as vantagens da utilização do "flexitubo" em operações de completação.

Da mesma forma, Weeks[68] aponta em seu trabalho, publicado em 1970, as vantagens e o baixo custo da utilização do "flexitubo" e nitrogênio, em diversas operações de limpeza, estimulação, recompletação e partida de poços produtores. Apresenta ainda um diagrama para a queda de pressão devido à fricção, para o escoamento de xileno e para o de nitrogênio, função apenas do comprimento do "flexitubo"². Aponta como vazões de circulação comuns, valores da ordem de 5,66 Nm³/min (200 scf/min) de N₂, requerindo pressões na superfície da ordem de 27,6 MPa (4000 psi). Destaca ainda, como aplicações possíveis, a eliminação de fluidos de tratamento do interior da coluna e a atomização e injeção do nitrogênio juntamente com fluidos de tratamento, na estimulação de zonas produtoras.

Cashion[11] associou a correlação para o fator de

¹ Aeração da coluna de líquido por efeito do borbulhamento de gás em sua base; o mesmo que "air-lifting".

² O "flexitubo" utilizado tinha a seguinte especificação: 0.0125 m (0.500 pol) de dia. externo, 0.0121 m (0.402 pol) de diâmetro interno, peso de 0.350 kg/m (0.235 lb/ft)

fricção desenvolvida por Bullen[8] com um desenvolvimento teórico, gerando diagramas para a queda de pressão por fricção, para várias vazões e tipos de fluidos³. Afirma em seu trabalho que vazões de 25,4 Nm³/min (900 scf/min) a 34,5 MPa (5000 psi) são comuns em tratamentos de poços e que no caso do "jet-lifting", vazões de N₂ raramente ultrapassam 14,1 Nm³/min (500 scf/min), sendo que as vazões de retorno são menores que 0,44 l/s (10 bbl/h).

Os trabalhos mais recentes sobre a utilização do "flexitubo" [1,11,13,14,20,28,30,36,37,67], mostram que existe uma tendência natural de se utilizar esse tipo de coluna, das maneiras mais diversas dentro da Indústria do Petróleo. No entanto, existem muito poucas referências mostrando a evolução das técnicas do "jet-lifting" ou da elevação artificial por aeração, considerando a geometria anular.

Como apresentado no início deste Capítulo, das operações realizadas com o "flexitubo", as mais corriqueiras ainda são as que envolvem a utilização de nitrogênio, com o objetivo de retirar um determinado fluido do interior da coluna de produção ou de trabalho. Essa operação, envolve o escoamento simultâneo de dois ou mais fluidos (escoamento multifásico), no interior de um anular, formado por dois tubos circunscritos. Para o problema ora estudado, assumiremos apenas o escoamento simultâneo de duas fases - gás e líquido - o qual chamaremos de

³ O "flexitubo" utilizado tinha a seguinte especificação: 0.0191 m (0.750 pol) de dia. interno, 0,0166 m (0.652 pol) de diâmetro interno e peso de 0,545 kg/m (0.366 lb/ft).

escoamento bifásico.

Uma inspeção na literatura sobre escoamento de fluidos em condutos fechados, mostra que a grande maioria das pesquisas até hoje realizadas, tiveram como base o escoamento de fluidos newtonianos em condutos circulares, em posição horizontal ou vertical. Destes, apenas uma pequena parte se ateuve ao escoamento bifásico e uma parcela menor ainda, teve como base o escoamento em geometrias não circulares.

Vários pesquisadores desenvolveram trabalhos que visavam prever o comportamento das pressões no escoamento bifásico gás-líquido em tubulações.

A abordagem mais comum é a empírica, que se baseia na observação visual do escoamento, correlacionando dados colhidos em laboratórios com dados retirados das condições de produção em Campo. Esse tipo de abordagem, nem sempre permite uma extrapolação confiável, para além das condições para que foram desenvolvidas.

Mais recentemente, foram elaborados modelos analíticos, baseados em conceitos físico-mecânicos, que procuram explicar os diversos arranjos espaciais existentes entre as fases líquida e gasosa, associando o desenvolvimento teórico, à testes de laboratório. Esses modelos, forneceram um incremento importante para o desenvolvimento de novas concepções à respeito do escoamento bifásico, permitindo uma extrapolação mais segura para os casos onde não se dispõe de dados suficientes.

Para o caso do fluxo ascendente em tubos, podemos citar os trabalhos de Poettman & Carpenter[47], Baxendel &

Thomas[2], Duns & Ros[16], Hagedorn & Brown[26], Orkiszewski[45], Beggs & Brill[3], Taitel et Alli[60], McQuillan & Whalley[41] e Michiyoshi[43], entre outros. Para o caso de fluxo ascendente em geometrias anulares, poucos trabalhos foram até o momento publicados. Podemos citar Winkler[69], Sadatomi et Alli[55], Caetano[9,10] e Kelessidis[34,35].

Aspectos pertinentes ao escoamento de fluidos em espaços anulares e que são apresentados neste trabalho incluem: fatores de fricção para o escoamento monofásico, os padrões e os parâmetros do escoamento bifásico - frações volumétricas de fase e gradientes de pressão.

Para condutos não circulares, o fator de fricção sempre é determinado através da aplicação do conceito de diâmetro hidráulico. No entanto, este conceito é melhor aplicado para os casos onde exista alto grau de turbulência[10]. A previsão dos fatores de fricção para a geometria anular, para qualquer grau de turbulência tem sido apresentado em diversos estudos, como sendo função do regime de fluxo.

Para o fluxo laminar em anulares concêntricos, Bird et alli[4] desenvolveram a solução analítica para o perfil de velocidades e para o fator de fricção. Para o anular excêntrico, combinando os desenvolvimentos de Snyder & Goldstein[58] com o de Tosun[52], a solução analítica para o perfil de velocidades pode ser encontrada, como apresentada por Caetano[10]. No Apêndice D apresentamos o desenvolvimento da expressão analítica do fator de fricção para o escoamento laminar em geometria anular excêntrica.

Para o fluxo turbulento, o fator de fricção é função do número de Reynolds do escoamento, da rugosidade relativa, do comprimento do conduto e do grau de turbulência alcançado pelo escoamento.

Para condutos circulares, os mecanismos de turbulência são melhor conhecidos, por terem sido mais estudados. Diversas correlações analíticas ou semi-empíricas já foram desenvolvidas e são empregadas com sucesso na determinação precisa dos parâmetros de fluxo. Para configurações não circulares, os fenômenos de transporte, por serem mais complexos, foram pouco estudados. Da literatura, podemos destacar três grupos de correlações que procuram prever o comportamento dos parâmetros de fluxo: as correlações empíricas, as semi-empíricas e a aplicação da distribuição universal de velocidades. O item 2.3.2 do Apêndice D, discorre sobre estas correlações e apresenta a forma escolhida para aplicação neste Estudo.

A forma mais moderna de tratar o escoamento bifásico reconhece a existência de Padrões de Fluxo. Não existe uma padronização a respeito da classificação ou definição dos diversos Padrões de Fluxo. Cada pesquisador define livremente o Padrão que melhor identifica o escoamento observado [55,56,60]. O item 3.1 do Apêndice E apresenta a caracterização de cada Padrão de Fluxo.

Para se tratar determinado tipo de escoamento, sempre se faz uso de modelos de escoamento. No caso dos escoamentos bifásicos, esses modelos são mais complexos e requerem cuidados especiais para a sua aplicação prática. Devido às particularidades deste Estudo, optou-se por utilizar o modelo de escoamento

desenvolvido por Caetano[10], uma vez que o mesmo tem características bastante próximas daquelas apresentadas pelo problema ora proposto. O Anexo B discorre sobre estes modelos e apresenta o modelo aqui utilizado.

CAPÍTULO 2

INSTALAÇÃO EXPERIMENTAL E PROCEDIMENTOS PARA AQUISIÇÃO DE DADOS

A instalação experimental utilizada e os procedimentos operacionais aqui descritos, foram desenvolvidos para permitir:

- o a determinação do fator de fricção para o escoamento monofásico e bifásico em geometria anular;
- o a determinação do fator de fricção para o escoamento de gás no interior do "flexitubo";
- o a determinação visual do padrão de fluxo e da queda de pressão, associada a cada par - vazão de gás imposta e vazão de líquido recuperado;
- o a determinação da relação existente entre uma vazão de gás imposta e a vazão de líquido recuperada;
- o uma avaliação do comprimento do jato de gás que parte da ogiva, na extremidade do "flexitubo", para diversas relações de vazão gás/líquido e da queda de pressão envolvida no processo de incorporação do gás ao meio líquido;
- o os itens anteriores, variando a inclinação da coluna.

2.1 INSTALAÇÃO EXPERIMENTAL

Para o desenvolvimento experimental deste Estudo, foram utilizadas as instalações do Laboratório de Movimentação de Fluidos do Centro de Pesquisas e Desenvolvimento Leopoldo A. Miguez de Mello - CENPES, da PETROBRÁS.

O aparato experimental utilizado foi concebido e construído de tal forma, que se pudesse simular as reais características operacionais de uma típica operação de indução de surgência: para uma dada vazão de gás que se estabelece na superfície, uma certa vazão de líquido deve ser recuperada.

Para simular um determinado índice de Produtividade do reservatório, foi instalada na linha de alimentação de líquidos, a jusante da bomba e próximo à base da coluna, uma válvula controladora de vazão. Esta válvula mantém a alimentação da coluna durante os testes, respeitando a variação da pressão hidrostática existente na base da coluna.

A instalação utilizada consta de três Sistemas básicos: Sistema de Alimentação de Fluidos, Coluna de Testes e Sistema de Retorno. Um esquema simplificado da instalação é apresentado na figura 1.

2.1.1 SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO DE FLUIDOS:

a) líquidos:

O Sistema de Alimentação de Líquidos é parte permante do Laboratório de Movimentação de Fluidos e é composto por:

tanques de armazenamento, sistema de recalque, estação para medição de fluxo volumétrico monofásico e válvula reguladora da vazão de líquido.

Os tanques de armazenamento, compõe um conjunto de oito tanques, com capacidade total de 48 m^3 , dos quais três deles, com capacidade de 14 m^3 , são utilizados para água. Neste estudo, foi utilizado um tanque para água industrial, com 10 m^3 .

O sistema de recalque é composto por linhas de alimentação e recalque em aço carbono, com diâmetro nominal de $0,102 \text{ m}$ ($4,0 \text{ pol}$), quatro bombas centrífugas e uma bomba de cavidade progressiva. Foi utilizada uma bomba centrífuga "SCAMPUMP" mod. NA65/60-20", acoplada a um motor "EBERLE" de $14,7 \text{ KW}$ (20 cv). A vazão máxima desse conjunto é de $22,7 \text{ m}^3/\text{h}$ ou uma pressão máxima de 689 KPa (70 mca). A estação de medição de fluxo volumétrico monofásico de líquidos, é constituída por três medidores tipo turbina, dois rotâmetros e dois medidores de deslocamento positivo. Para medição de água, foi utilizado o medidor tipo turbina, "FOXBORO" mod. 2-81AF6C1, diâmetro nominal de $0,051 \text{ m}$ (2 pol), pressão máxima de operação de 2062 KPa (299 psi), faixa de vazão de $1,6$ a $50 \text{ m}^3/\text{h}$ e temperatura de operação de 20 a 80 graus Celsius.

A válvula reguladora da vazão de líquido, nada mais é do que uma válvula controladora de pressão (PCV), que tem uma calibração tal, que apenas permite a passagem do fluxo de líquido, se a pressão a jusante da válvula for menor do que um determinado valor. Ela sempre é calibrada para a situação de coluna cheia com água e o ponto de tomada da pressão de controle é o ponto P1 indicado na figura 2.

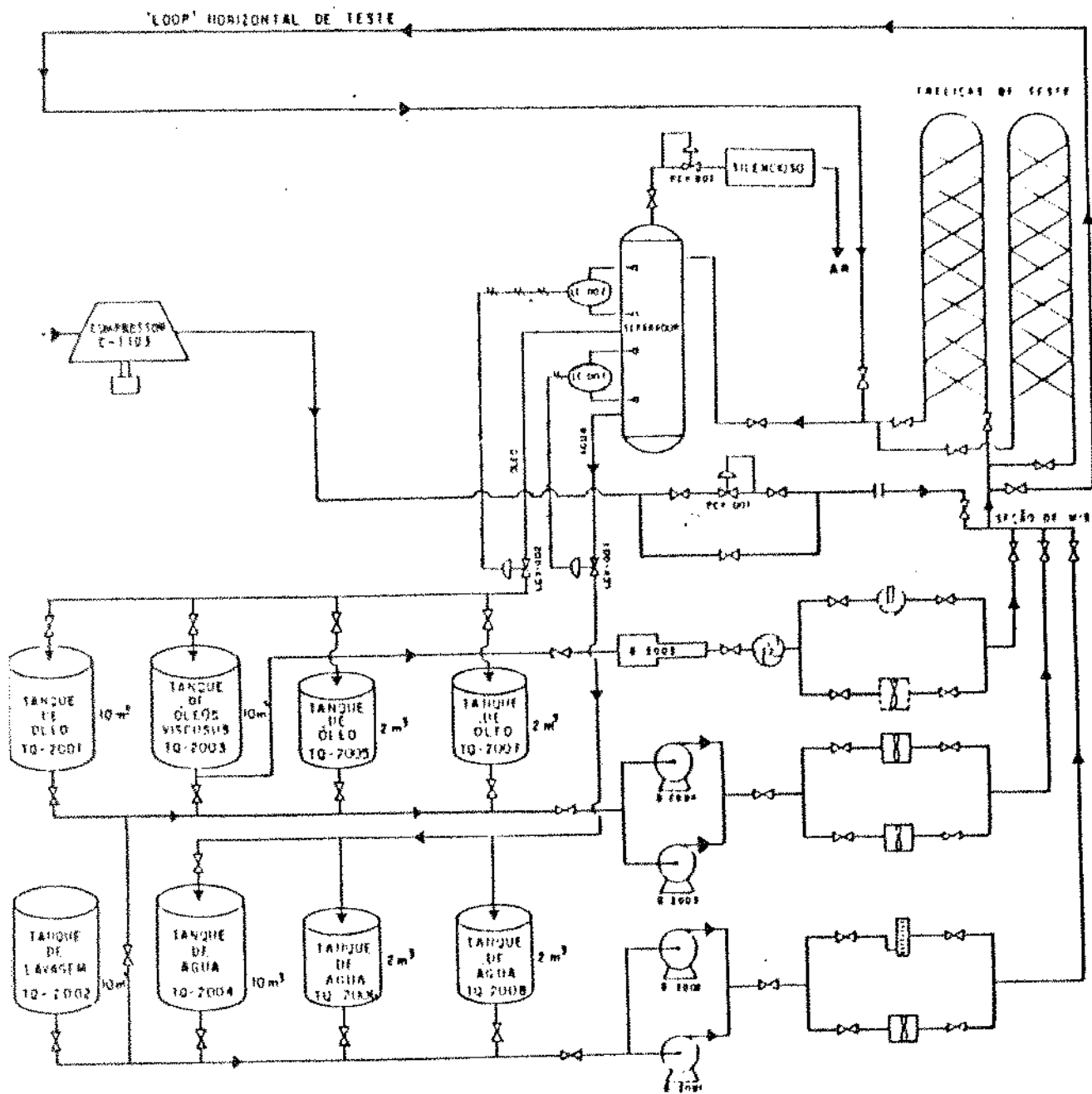


FIGURA 1 - Esquema Geral da Instalação Experimental

b) gás:

O Sistema de Alimentação de Gás é também parte permanente do Laboratório de Fluxo Multifásico. Opera exclusivamente com ar e é composto por: sistema de compressão, linhas de alimentação e estação de medição de fluxo volumétrico monofásico.

O sistema de compressão consta de um compressor "BARIONKAR" mod. BVMHD500 acionado por um motor "GENERAL ELETRIC" mod.27326440 de 92 KW (125 cv) e um vaso pulmão de aproximadamente 2 m³. Esse conjunto permite uma vazão máxima de 14263 Nm³/dia ou uma pressão máxima de 1379 KPa (200 psi).

As linhas de alimentação são em aço carbono, com diâmetro nominal de 0.076 m (3 pol) e interligam o sistema compressor ao Laboratório, passando pela estação de medição.

Compõe a estação de medição: uma válvula portadora de placas de orifício, tipo Daniel, "BRASTECH" mod. BI-0215-RR-SD, com diâmetro nominal de 0,051 m (2,0 pol) e pressão máxima de trabalho de 1896 Kpa (275 psi); um medidor de temperatura tipo termopar; uma válvula tipo Globo, para controle da vazão; uma válvula controladora de pressão (PCV), para controle da pressão na entrada do Laboratório, com ajuste entre 172 a 1103 KPa (25 a 160 psi).

2.1.2 COLUNA DE TESTES:

A Coluna de Testes tem comprimento de 11,280 m e é composta por um tubo de produção tipo N-80, com diâmetro externo

de 0,073 m (2,875 pol) e interno de 0,062 m (2,441 pol), duas seções transparentes e no seu interior, um "flexitubo" com diâmetro externo de 0,0254 m (1,0 pol) e interno de 0,0216 m (0,850 pol), formando um espaço anular com 10,025 m de comprimento. Ambos os tubos já contavam com algum tempo de uso, em operações de produção na Bacia de Campos. A figura 2 mostra as características dimensionais da coluna utilizada.

Na extremidade inferior do tubo de produção, foi soldado um tubo com diâmetro nominal de 0,102 m (4,0 pol), que tem por finalidade, "alimentar" a coluna durante os testes. Neste tubo, fica conectado um mangote de borracha que liga a coluna ao Sistema de Alimentação de Líquido.

Na extremidade superior, foi soldado um "Te", para permitir a saída lateral da mistura bifásica e a entrada axial do "flexitubo". A saída lateral e a tubulação de retorno, são compostas por tubos com diâmetro nominal de 0,0762 m (3,0 pol) e um mangote de borracha, que liga a coluna ao Sistema de Retorno.

As seções transparentes são de "plexiglass" e têm o mesmo diâmetro interno do tubo de produção. Elas foram utilizadas, para permitir a visualização do escoamento, nos seguintes pontos de interesse : a região de fluxo plenamente desenvolvido, próximo à extremidade superior da coluna, para identificação do padrão de fluxo e a região do jato, na extremidade inferior do "flexitubo", para estudo do mecanismo de dispersão do gás no meio líquido. A conexão dos tubos transparentes com a coluna, foi feita através de conectores "STRAUB FLEX 1-L", de forma a se ter a menor interferência possível no escoamento.

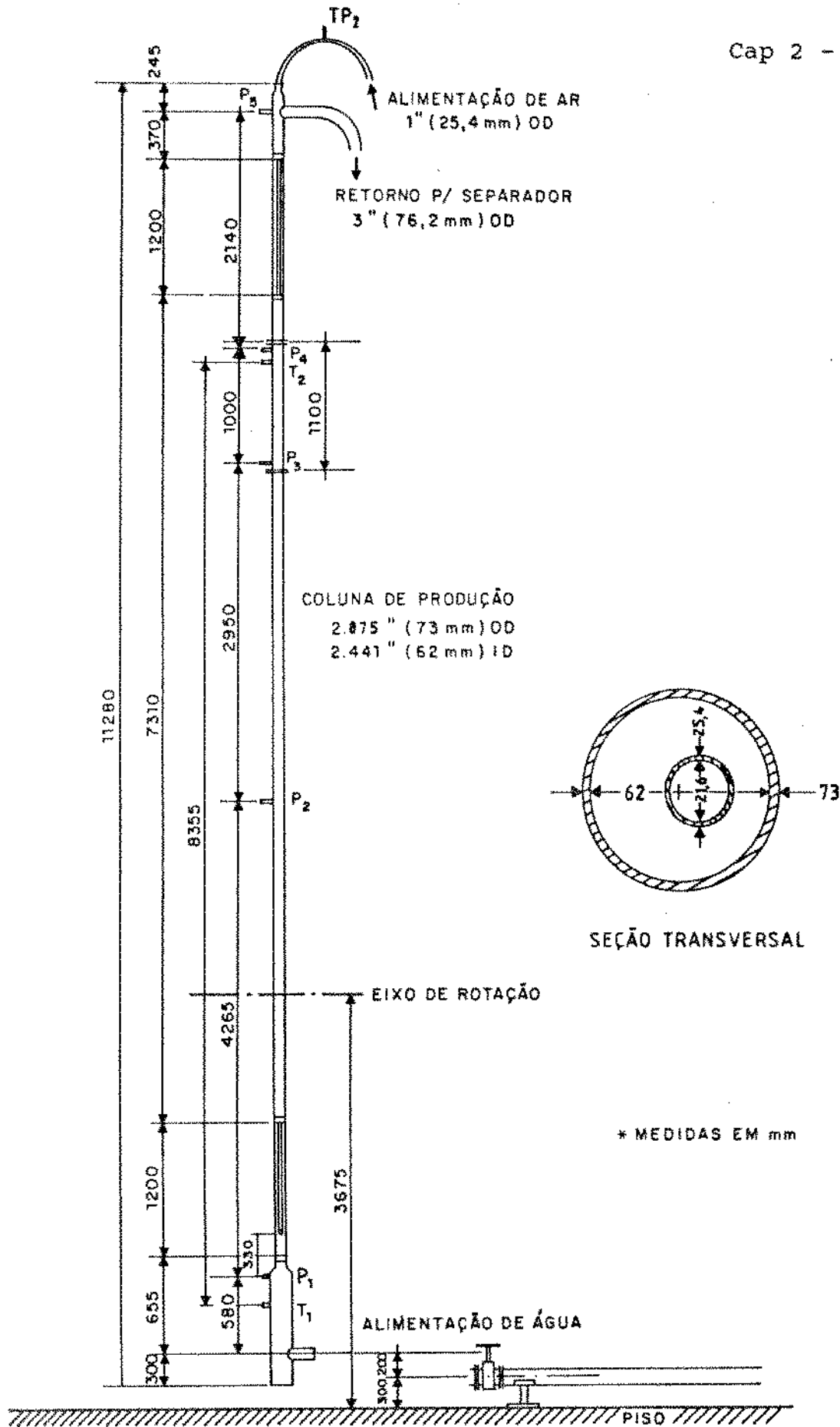


FIGURA 2 - Características Geométricas da Coluna de Testes Utilizada

Devido à conformação irregular do "flexitubo", função do modo de armazenamento⁴, o espaço anular criado entre ele e o tubo de produção tem excentricidade variável ao longo do comprimento da coluna. Não foi introduzido qualquer ponto de apoio ou de fixação, ficando o "flexitubo" totalmente livre no interior da coluna. Na sua extremidade inferior, foi conectada uma ogiva do tipo convencional, com furo central de 0,012 m (0,5 pol) diâmetro. Na extremidade superior, após a passagem pelo "Te", o tubo foi curvado e conectado ao mangote de borracha do Sistema de Alimentação de Gás.

O conjunto formado pela Coluna de Testes, tubulação de retorno e mangote de alimentação de gás, fica afixado a uma estrutura especial, tipo treliça, concebida para permitir a movimentação angular da coluna. Esta estrutura é construída em alumínio de alta resistência e é acionada por um motor elétrico acoplado a um redutor, permitindo ser posicionada em qualquer ângulo entre -15° e 90° . A figura 3 mostra um esquema da estrutura utilizada.

A Coluna de Testes pode ser operada, enchendo-se a mesma com líquido e injetando gás na sua base, por intermédio do "flexitubo". A mistura bifásica assim formada, ascende a coluna até a saída lateral, onde passa ao Sistema de Retorno.

Vários pontos para medição de pressão e de temperatura foram colocados na Coluna de Testes. A figura 4

⁴ O "flexitubo" é armazenado em carretéis com diâmetro de aproximadamente 2,50 m. Estes carretéis fazem parte da Unidade Operacional que é composta por vários equipamentos.

mostra esquematicamente, os pontos e a instrumentação utilizada.

O ponto P1 é a tomada de pressão da base da coluna e nele estão instalados: a tomada de pressão da válvula reguladora da vazão de líquido; o transdutor de pressão TP1, calibrado para operar de 0 a 40 psi e o manômetro P1, com escala de 0 a 50 psi. Corresponde também ao ponto A da figura 5, na determinação da queda de pressão devido à incorporação do gás ao meio líquido.

Os pontos P2 e P4 são os responsáveis pelas medições de queda de pressão devido ao escoamento e estão distanciados de 3,95 m (108,2 DH). Nas medições para o fluxo monofásico, estão diretamente conectados às tomadas de pressão de um transdutor diferencial de pressão TDP, calibrado para operar entre 0 e 120 polegadas de água e em paralelo, a manômetros com escala de 0 a 30 psi. Para as medições do fluxo bifásico, estão ligados a pequenos vasos separadores gás-líquido e estes, aos manômetros e transdutor diferencial de pressão.

O ponto P3 ficou inativo.

O ponto P5 é utilizado para o controle de pressão na saída da coluna, evitando que ocorra o sifonamento. A ele está conectado um manômetro com escala de -14,6 a 100,0 psi.

Nos pontos T1 e T2 estão instalados termopares que medem a temperatura, na base e no topo da coluna respectivamente.

Para as medições da queda de pressão devido ao fluxo monofásico de ar em "flexitubo" e devido à incorporação do gás ao meio líquido, foi instalado próximo a ogiva, o ponto B, que

fica posicionado a 10,760 m (500,5 DH) do ponto C e a 1,55 m do ponto A, como mostra a figura 5.

O ponto C é a tomada de pressão superior do "flexitubo" e indica a pressão de injeção do gás. Nele está instalado o transdutor de pressão TP2, calibrado para operar de 0 a 100 psi.

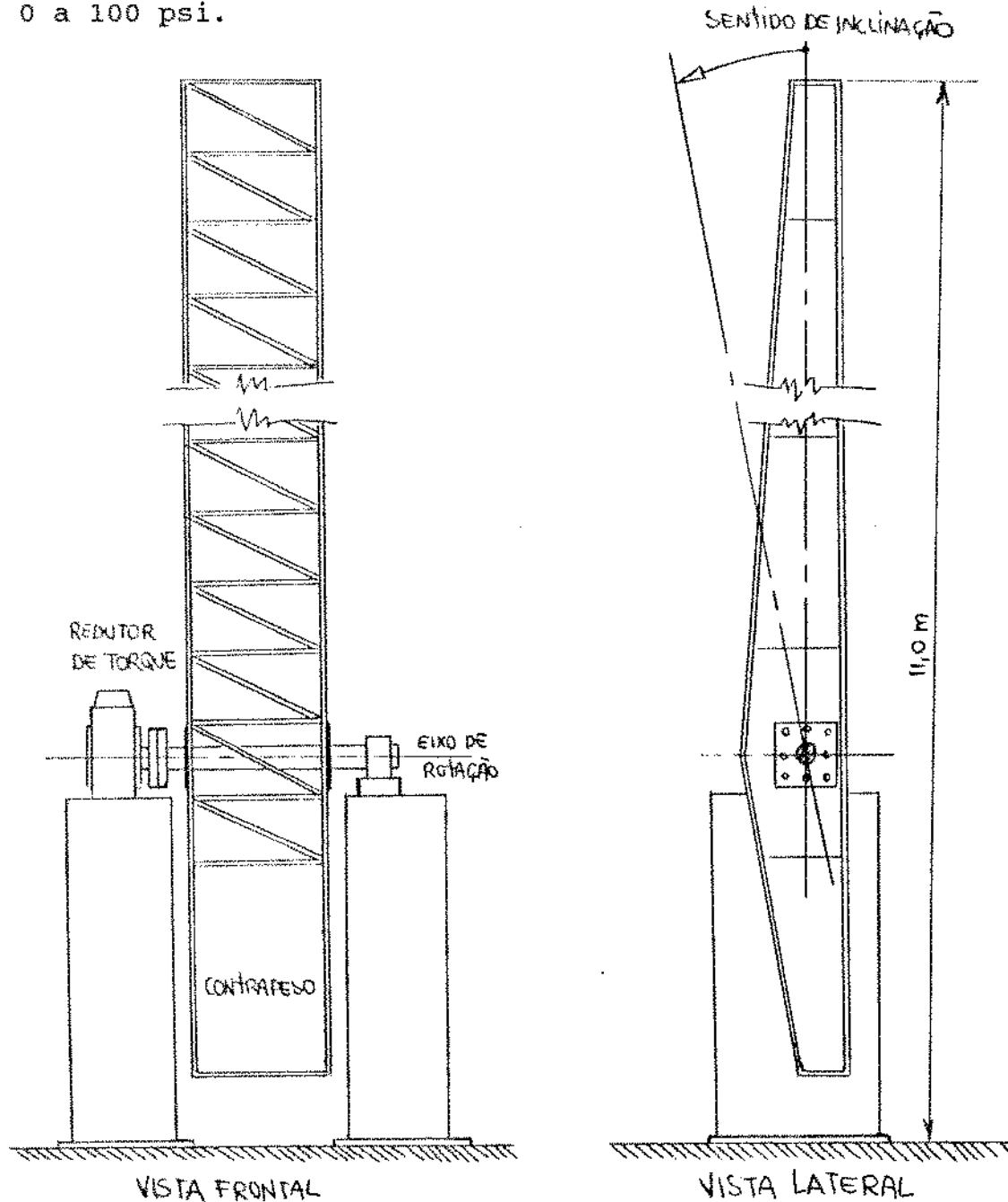


FIGURA 3 - Esquema da Estrutura de Treliça Utilizada para Suporte da Coluna de Testes

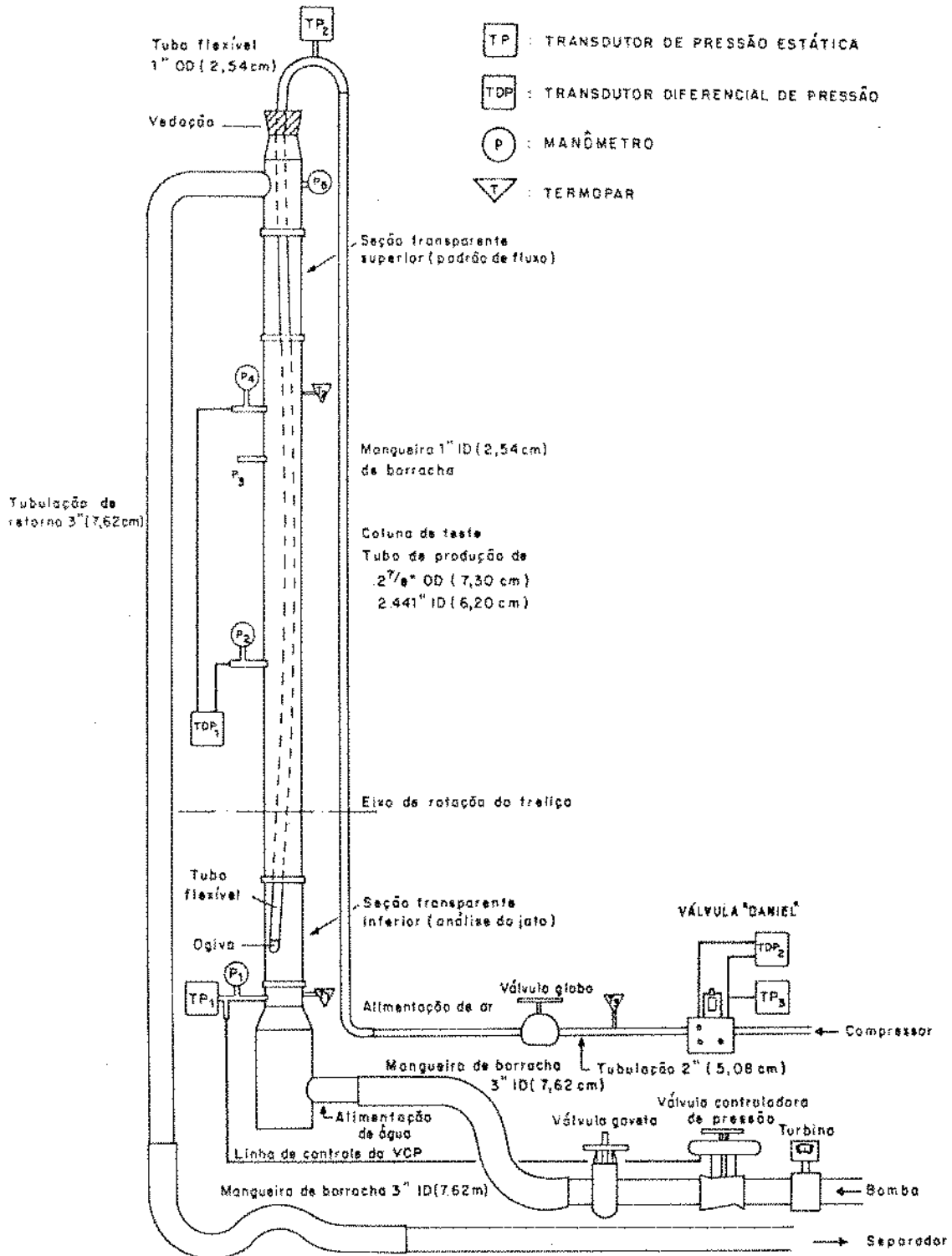


FIGURA 4 - Instrumentação Instalada na Coluna de Testes

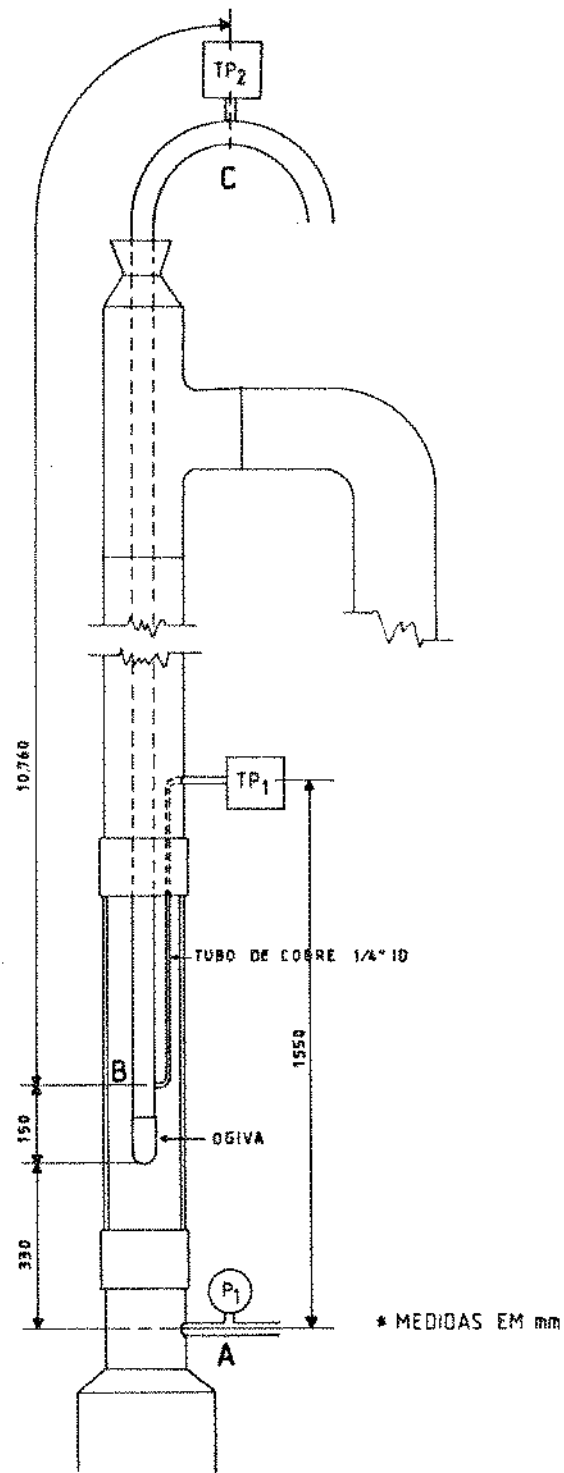


FIGURA 5 - Sistema de Medição do Fator de Fricção no "Flexitubo" e da Queda de Pressão Devido à Incorporação do Gás ao Meio Líquido

2.1.3 SISTEMA DE RETORNO:

O Sistema de Retorno também é parte integrante do Laboratório de Movimentação de Fluidos e é composto por : linhas de retorno e vaso separador.

As linhas de retorno são em aço carbono, com diâmetro nominal de 0,102 m (4,0 pol) e interligam o Laboratório ao vaso separador e este aos tanques de armazenamento.

O vaso separador é do tipo trifásico e possui as seguintes especificações: diâmetro de 1,0 m; altura de 6,0 m; pressão máxima de operação de 1379 Kpa (200 psi); vazão máxima de líquido de 960 m³/dia; vazão máxima de ar de 170 M Nm³/dia.

2.2 PROPRIEDADES FÍSICAS DOS FLUIDOS

As propriedades físicas do ar e da água, são determinadas pelos procedimentos descritos por Miller[42].

Assumindo o comportamento de gás ideal para o cálculo da massa específica do ar, teremos que:

$$\rho_{ar} = 3,4845 \times 10^{-3} \frac{P}{(T + 273,15)} \dots\dots\dots (2.1)$$

Considerando a viscosidade dinâmica dependente somente da temperatura para baixas pressões, e usando a correlação de Arnold[42], a viscosidade do ar é dada por:

$$\mu_{ar} = \mu_{ar1} \left(\frac{T_1 + 392,6}{T + 392,6} \right) \left(\frac{T + 273,15}{T_1 + 273,15} \right) \dots\dots\dots (2.2)$$

A massa específica da água é dada pela seguinte série de potências, na temperatura:

$$\rho_L = 999,84 + 6,80 \times 10^{-2} T - 9,11 \times 10^{-3} T^2 + 1,01 \times 10^{-4} T^3 - 1,13 \times 10^{-6} T^4 + 6,59 \times 10^{-9} T^5 \dots\dots (2.3)$$

A viscosidade dinâmica da água é determinada pela correlação de Andrade[42]:

$$\mu_L = B \exp \left(\frac{A}{T+273,15} \right) \dots\dots\dots (2.4)$$

onde:

$$A = \frac{74610,92 T_1 T_2}{T_2 - T_1} \ln \left(\frac{\mu_{L1}}{\mu_{L2}} \right) \dots\dots\dots (2.5)$$

e

$$B = \frac{\mu_{L1}}{\exp(A/T_1 + 273,15)} \dots\dots\dots (2.6)$$

A tensão superficial é determinada através da interpolação da temperatura:

$$\sigma_L = \sigma_{L1} + (\sigma_{L2} - \sigma_{L1}) \left(\frac{T - T_1}{T_2 - T_1} \right) \dots\dots\dots (2.7)$$

onde:

- ρ_g e ρ_L são dados em Kg/m³;
- μ_g , μ_{g1} e μ_L ... são dados em Pa s ;
- T , T₁ e T₂ são dados em graus Celsius;
- P é dado em Pa abs.
- σ_L , σ_{L1} e σ_{L2} ... são dados em N/m

2.3 PROCEDIMENTOS EXPERIMENTAIS ADOTADOS PARA OS ESCOAMENTOS MONOFÁSICO E BIFÁSICO

2.3.1 FLUXO MONOFÁSICO:

1. Estabelecimento de um fluxo de água ou ar pelo sistema, a fim de estabilizar a temperatura;
2. Checagem da calibração dos medidores de queda de pressão;
3. Fixação de uma vazão de fluido;
4. Registro dos valores de temperatura e pressão na coluna, para determinação das propriedades físicas do fluido;
5. Registro da queda de pressão entre os pontos P2 e P4;
6. Mudança da vazão do fluido e retorno ao passo 4.

2.3.2 FLUXO BIFÁSICO:

1. Enchimento da coluna com água e calibração da válvula controladora de pressão (PCV);
2. Checagem da calibração dos medidores de pressão;
3. Estabelecimento de uma vazão qualquer de ar;
4. Estabelecimento natural do fluxo de água e estabilização da temperatura no sistema, para a mistura bifásica ar-água;
5. Fixação de uma determinada vazão de ar;
6. Registro dos valores de temperatura e pressão, para determinação das propriedades físicas dos fluidos;

7. Registro da queda de pressão entre os pontos P2 e P4, do padrão de fluxo, da vazão de água recuperada e do comprimento do jato de ar, no meio líquido;
8. Mudança da vazão de ar e retorno ao passo 5.

2.4 DETERMINAÇÃO EXPERIMENTAL DO FATOR DE FRICÇÃO PARA A GEOMETRIA ANULAR NO FLUXO MONOFÁSICO

Valores para o fator de fricção em fluxo turbulento monofásico de ar e de água, foram experimentalmente determinados para a geometria anular excêntrica/concêntrica apresentada na figura 2.

Como mostrado na esquema da figura 6 e discutido no item 2.1.2, a Coluna de Testes possui dois pontos para tomada de pressão, que foram conectados a um transdutor de pressão diferencial e dois pontos para tomada da temperatura. Devido ao posicionamento do transdutor, a componente de queda de pressão devido à energia potencial foi eliminada.

A calibração do transdutor diferencial foi feita por intermédio de um tubo em "U", tendo como fluido manométrico o mercúrio. A figura 7 mostra o esquema utilizado para a calibração do transdutor diferencial.

As Tabelas A-1 e A-2 do Apêndice A, apresentam os resultados experimentais obtidos para o fluxo monofásico de água e de ar, em geometria anular.

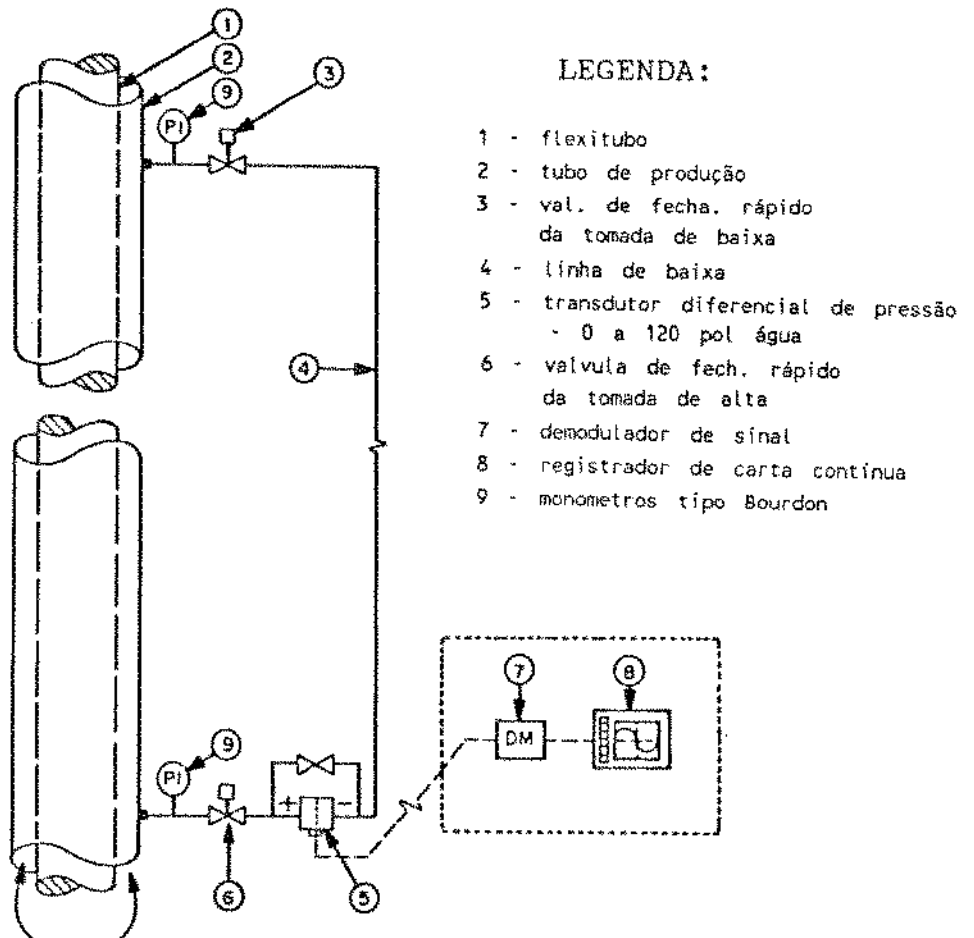


FIGURA 6 - Sistema de Medição da Pressão no Fluxo Monofásico

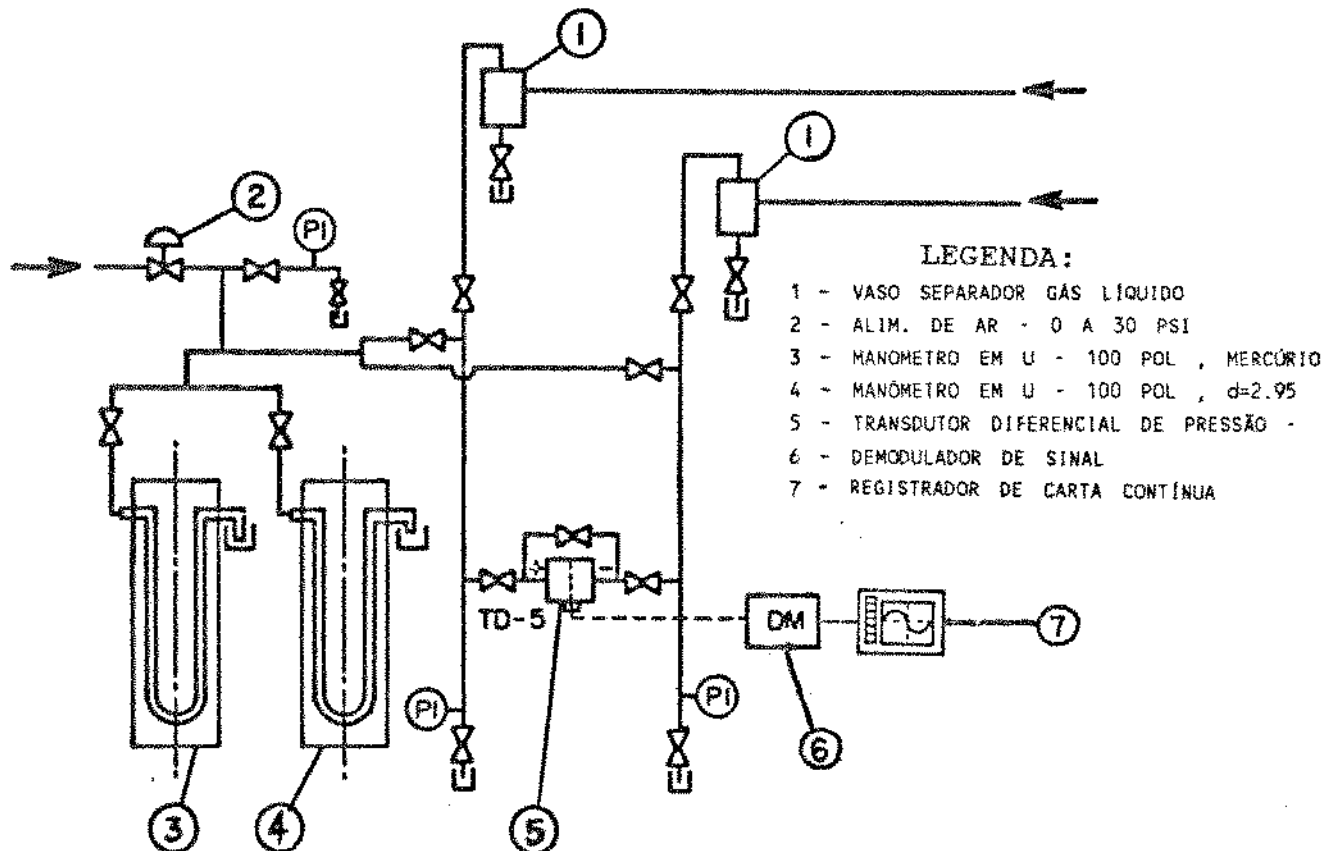


FIGURA 7 - Sistema de Calibração do Transdutor Diferencial

2.5 DETERMINAÇÃO EXPERIMENTAL DO FATOR DE FRICÇÃO PARA O ESCOAMENTO DE GÁS NO INTERIOR DO "FLEXITUBO"

Valores para o fator de fricção no fluxo turbulento monofásico de ar em "flexitubo", foram experimentalmente determinados.

Como apresentado no esquema da figura 5 e discutido no item 2.1.2, instalou-se uma tomada de pressão próximo à extremidade do "flexitubo" (ponto B). O diferencial de pressão, foi então medido entre os pontos B e C. Ambas as tomadas de pressão foram conectadas a transdutores de pressão.

A Tabela A-3 do Apêndice A, apresenta os resultados experimentais obtidos para o fluxo monofásico de ar em "flexitubo".

2.6 MEDIÇÃO DA QUEDA DE PRESSÃO NO ESCOAMENTO BIFÁSICO

A Queda de Pressão devido ao escoamento bifásico em conduto de geometria anular excêntrica/concêntrica, foi experimentalmente determinada, para cada par de vazões gás/líquido.

Como mostrado nas figuras 2 e 4, e discutido no item 2.1.2, a coluna de testes possui dois pontos para medição da queda de pressão, pontos P2 e P4. As medições de pressão no fluxo bifásico, são realizadas, utilizando-se vasos separadores

gás-líquido, mostrados em vista esquemática na figura 8. O vaso é construído em aço carbono, com 1,0 m de comprimento e 0,100 m de diâmetro. Possui visor externo para acompanhamento do nível de líquido, e três válvulas tipo esfera: uma para a alimentação da mistura bifásica, uma para a drenagem de líquido e outra para a tomada de pressão da fase gasosa, onde foram instaladas as tomadas de pressão do transdutor de pressão diferencial e manômetros.

Os gradientes de pressão medidos se são apresentados na Tabela B-1 do Apêndice B

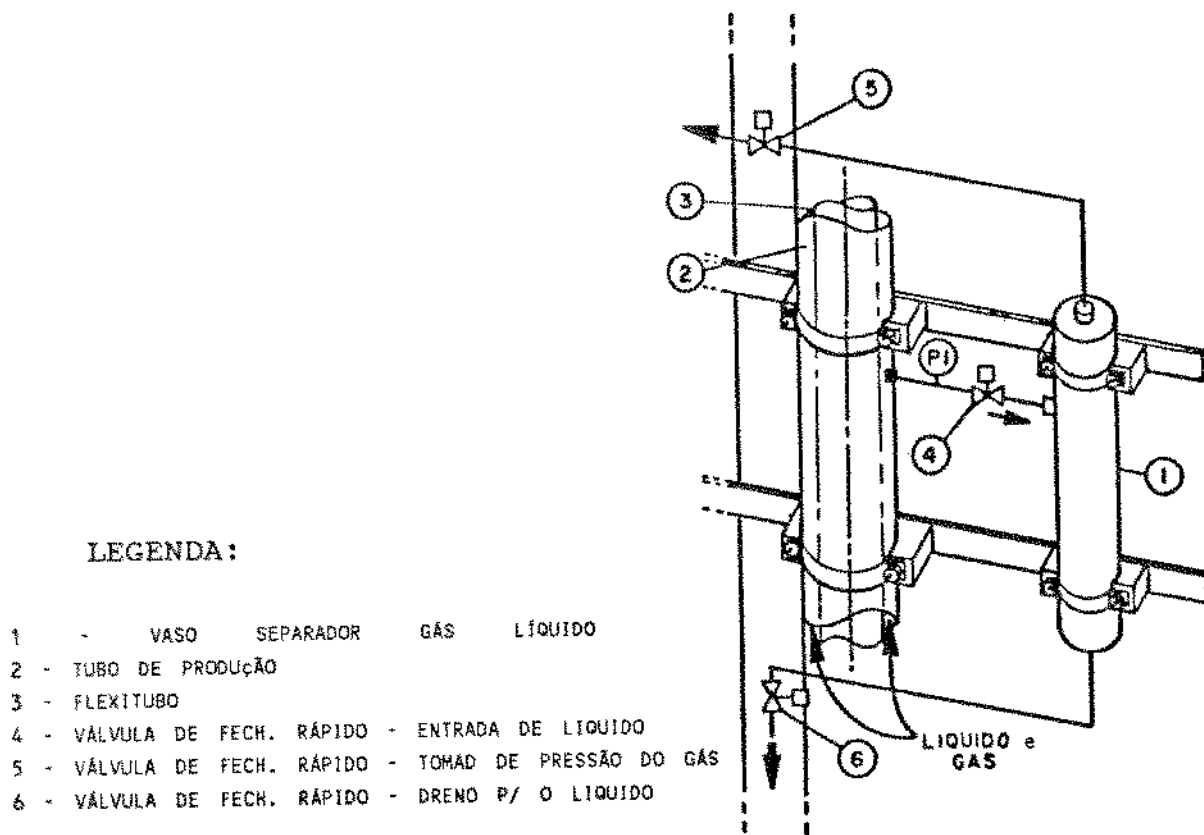


FIGURA 8 - Sistema de Medição da Pressão no Fluxo Bifásico

2.7 RELAÇÃO EXISTENTE ENTRE A VAZÃO DE GÁS IMPOSTA E A VAZÃO DE LÍQUIDO RECUPERADO NO SISTEMA BIFÁSICO

A relação existente entre uma vazão de gás imposta e a vazão de líquido recuperado pelo efeito de "gas lift"⁵, foi experimentalmente determinada, para a geometria anular excêntrica/concêntrica. A partir da fixação de uma vazão conhecida de ar, mediu-se, após a estabilização do fluxo bifásico, as pressões e temperaturas do sistema e a vazão de equilíbrio do líquido.

A tabela B-1 do Apêndice B, apresenta os resultados experimentais obtidos para o fluxo bifásico de ar e água, na geometria anular.

2.8 DETERMINAÇÃO DOS PADRÕES DE FLUXO BIFÁSICOS

Neste estudo, os Padrões de Fluxo Bifásicos para a geometria anular, foram detectados visualmente. Esta determinação foi realizada para uma larga faixa de vazões e os resultados experimentais estão apresentados na Tabela B-2 do Apêndice B.

⁵"Gas Lift" é um processo de elevação artificial, no qual se procura produzir um líquido que esteja a uma certa profundidade, reduzindo a densidade do mesmo, através do borbulhamento de um gás inerte no seu interior.

2.9 DETERMINAÇÃO DO COMPRIMENTO DO JATO DE GÁS QUE PARTE DA OGIVA NA EXTREMIDADE DO "FLEXITUBO" E DA QUEDA DE PRESSÃO DEVIDO À INCORPORAÇÃO DO GÁS AO MEIO LÍQUIDO

O comprimento do jato de gás que sai do orifício existente na extremidade da ogiva do "flexitubo", foi determinado para várias relações de vazão gás/líquido, afim de se avaliar o mecanismo de dispersão do gás no meio líquido. A queda de pressão existente entre o interior do "flexitubo", na região da ogiva e a região do meio líquido alcançada pela extremidade do jato (ponto de estagnação), foi também determinada.

Neste caso, além dos procedimentos descritos no item 2.1.2 , foi registrado também, a pressão nos pontos A e B, apresentados na figura 5.

A Tabela B-1 do Apêndice B, apresenta os resultados experimentais obtidos para o comprimento do jato, no fluxo bifásico de ar e água, na geometria anular. A Tabela B-3 apresenta os resultados experimentais obtidos para a perda de pressão na região do jato de gás, em meio líquido.

2.10 VARIAÇÃO DO ÂNGULO DE INCLINAÇÃO DA COLUNA

Neste estudo, foi verificado o efeito da inclinação da coluna, na relação existente entre a vazão de gás injetado e a

vazão de líquido recuperado, associando o padrão de fluxo.

Foram utilizados os seguintes ângulos: 45, 30 e 15 graus e os resultados experimentais obtidos, encontram-se nas tabelas do Apêndice C.

CAPÍTULO 3

MODELO NUMÉRICO PARA RECUPERAÇÃO DE LÍQUIDOS POR "JETIFTING"

Para a formulação que se segue, a coluna de testes pode ser representada esquematicamente como na figura 9. Para o volume de controle limitado pelas paredes dos tubos e pelas seções transversais 1 e 2, podemos escrever o balanço da quantidade de movimento na direção vertical, da mesma forma como desenvolvida por Kato et alli[33] e apresentada por Hetsroni[29]:

$$\begin{aligned}
 P_1 A_c + \frac{\dot{M}_L^2}{\rho_L A_c} = & P_i A_T + \rho_L g A_c L_e + \frac{\dot{M}_G^2}{\rho_{G,i} A_i} + P_2 A_{an} + \\
 & \int_1^2 (A_G \rho_G + A_L \rho_L) g \, dZ + \frac{\dot{M}_G^2}{\rho_{G,2} A_{G,2}} + \frac{\dot{M}_L^2}{\rho_L A_{L,2}} + \\
 & - \int_1^i \left(\frac{dP}{dZ} \right)_{f,L} A_c \, dZ - \int_1^2 \left(\frac{dP}{dZ} \right)_{f,G,L} A_{an} \, dZ \dots\dots\dots (3.1)
 \end{aligned}$$

onde:

- P_2 é a pressão atmosférica;
- \dot{M}_L é a vazão mássica de líquido;
- \dot{M}_G é a vazão mássica de gás;

- A_i é a área do orifício da ogiva;
- A_c é a área ocupada pelo gás na seção transversal;
- A_l é a área ocupada pelo líquido na seção transversal;
- f indica fricção.

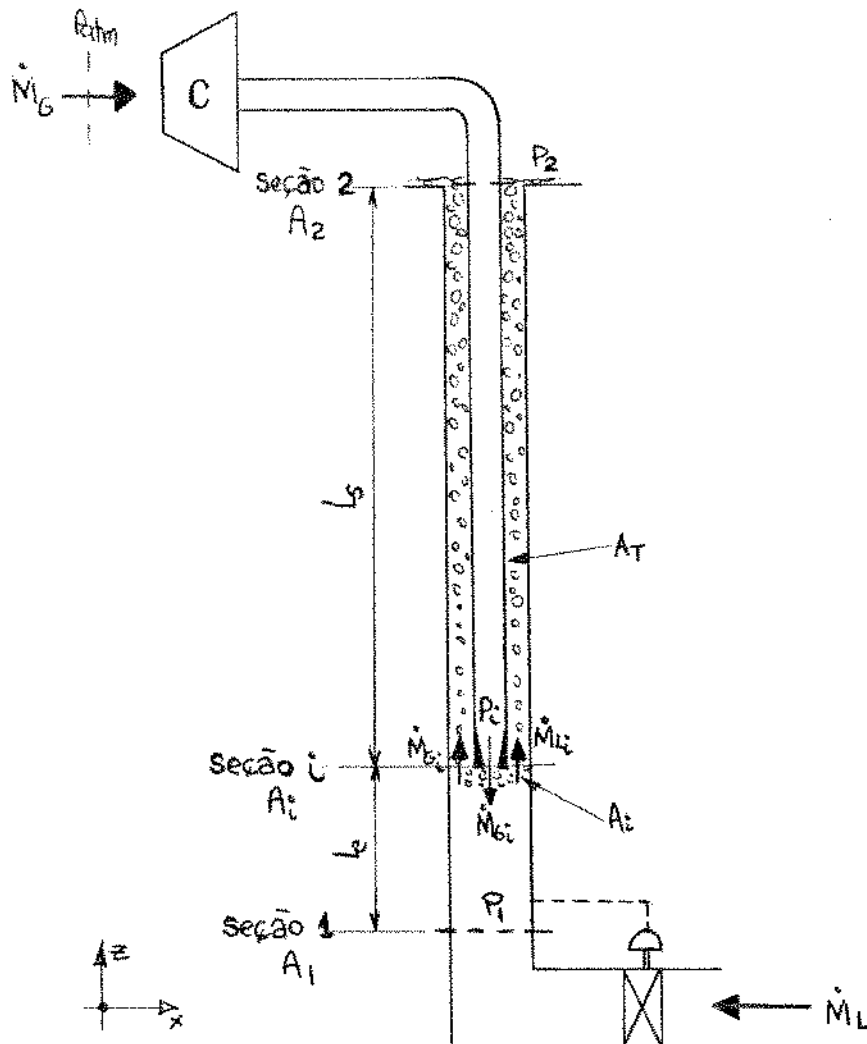


FIGURA 9 - Esquema Genérico do Sistema da Alimentação

Para o volume de controle limitado pelas seções 1 e i e a parede do tubo inferior, podemos escrever:

$$P_1 A_c + \frac{\dot{M}_L^2}{\rho_L A_c} = P_i A_c + \rho_L g A_c L_e + \frac{\dot{M}_G^2}{\rho_{G,i} A_i} +$$

$$\frac{\dot{M}_G^2}{\rho_{G,i} A_{G,i}} + \frac{\dot{M}_L^2}{\rho_L A_{L,i}} - \int_1^i \left(\frac{dP}{dZ} \right)_{f,L} A_c dz \dots\dots\dots (3.2)$$

Explicitando P_i na equação (3.2), substituindo em (3.1) é dividindo por A_c , teremos:

$$P_1 + \frac{\dot{M}_L^2}{\rho_L A_c^2} - \frac{\dot{M}_G^2}{\rho_{G,i} A_i A_c} = P_2 + \rho_L g L_e + \int_i^2 (\alpha_G \rho_G + \alpha_L \rho_L) g dz +$$

$$+ \frac{\dot{M}_L^2}{\rho_L A_{an}^2} \left(\frac{1}{\alpha_{L,2}} - \frac{1}{\alpha_{L,i}} \frac{A_i}{A_c} \right) + \frac{\dot{M}_G^2}{\rho_{G,2} A_{an}^2} \left(\frac{1}{\alpha_{G,2}} - \frac{\rho_{G,2} A_i}{\rho_{G,i} \alpha_{G,i} A_c} \right) +$$

$$- \int_1^i \left(\frac{dP}{dZ} \right)_{f,L} dz - \int_i^2 \left(\frac{dP}{dZ} \right)_{f,G,L} dz \dots\dots\dots (3.3)$$

Assumindo que o comportamento do sistema de alimentação de líquidos pode ser simulado por uma equação, onde todas as irreversibilidades a montante do ponto 1 estão representadas pelo coeficiente ξ_L , teremos:

$$P_1 = P_2 + \rho_L g(L_e + L_s) - \frac{1}{2} \xi_L \frac{\dot{M}_L^2}{\rho_L A_c^2} \dots\dots\dots (3.4)$$

Substituindo a equação (3.4) em (3.3) e rearranjando os termos, teremos:

$$\rho_L g L_s - \int_i^2 (\alpha_G \rho_G + \alpha_L \rho_L) g dz = \frac{\dot{M}_L^2}{\rho_L A_{an}^2} \left[\frac{1}{\alpha_{L,2}} - \frac{A_T}{\alpha_{L,i} A_C} + \frac{A_{an}^2}{A_C^2} \left(\frac{\xi_L}{2} - 1 \right) \right] +$$

$$+ \frac{\dot{M}_G^2}{\rho_{G,2} A_{an}^2} \left[\frac{1}{\alpha_{G,2}} - \frac{\rho_{G,2} A_T}{\rho_{G,i} \alpha_{G,i} A_C} + \frac{\rho_{G,2} A_{an}^2}{\rho_{G,i} A_i A_C} \right] -$$

$$- \int_1^i \left(\frac{dP}{dz} \right)_{f,L} dz - \int_i^2 \left(\frac{dP}{dz} \right)_{f,G,L} dz \dots \dots \dots (3.5)$$

A equação (3.5) representa a relação existente entre a vazão mássica de líquido e a vazão mássica de gás para o sistema físico utilizado, desde que se disponha de correlações para fração de vazios e para os gradientes de pressão por fricção.

Adotaremos a seguir as seguintes simplificações:

- para pequenos trechos, $\rho_{G,2} \approx \rho_{G,i} \approx \bar{\rho}_G$;
- da mesma forma, $\alpha_{G,2} = \alpha_{G,i} = \bar{\alpha}_G = 1 - H_L$;
- e $\alpha_{L,2} = \alpha_{L,i} = \bar{\alpha}_L = H_L$

Com o auxílio dessas hipóteses, podemos reescrever a equação (3.5) da seguinte forma:

$$(1-H_L) (\rho_L - \bar{\rho}_G) g L - \rho_L g (L - L_s) = \frac{\dot{M}_L^2}{\rho_L A_{an}^2} \left[\frac{1}{H_L} \left(\frac{A_{an}}{A_C} \right) + \frac{A_{an}^2}{A_C^2} \left(\frac{\xi_L}{2} - 1 \right) \right] +$$

$$+ \frac{\dot{M}_G^2}{\rho_{G,2} A_{an}^2} \left[\frac{1}{(1-H_L)} \left(\frac{A_{an}}{A_C} \right) + \frac{A_{an}^2}{A_i A_C} \right] - \overline{\left(\frac{dP}{dz} \right)}_{f,L} L - \overline{\left(\frac{dP}{dz} \right)}_{f,G,L} L \dots (3.6)$$

que é a forma equivalente àquela apresentada em Hetsroni[29].

Todoroki et alli[61] e depois Kato et alli[33] estudaram os fenômenos envolvidos no bombeamento da mistura areia-água pelo processo de "air-lifting". Utilizaram para a fração de vazios, uma expressão dada pelo método de Zubler & Findlay[70] e para o gradiente devido à fricção no escoamento bifásico, uma relação entre a fração de vazios e o gradiente devido a fricção no escoamento monofásico de líquidos, chegando respectivamente à relação existente entre o fluxo volumétrico de líquido, função do fluxo volumétrico de gás - figura 10 - e à relação entre a energia cinética adimensional do líquido e a fração volumétrica de gás, - figura 11. Estas relações, podem ser facilmente obtidas a partir da equação (3.6).

Para o caso em estudo, isolando o termo relativo à vazão mássica de líquido na equação (3.6), podemos obter a função que estabelece a relação entre a vazão de líquido, a vazão de gás e os demais parâmetros de escoamento, para o nosso sistema experimental, ou seja, chegaremos a:

$$\bar{Q}_L = \left(\frac{C_1 - C_2 - C_3 - C_4}{C_5} \right)^{1/2} \dots\dots\dots (3.7)$$

onde:

$$C_1 = (1-H_L) (\rho_L + \rho_G) gL - \rho_L g(L-L_s) \dots\dots\dots (3.8)$$

$$C_2 = \frac{\rho_{Gs} \bar{Q}_G^2}{\rho_G A_c A_{an}} \left[\frac{1}{(1-H_L)} - \frac{A_{an}}{A_i c} \right] \dots\dots\dots (3.9)$$

$$C_3 = \left(\frac{dP}{dZ} \right)_{f,L} = 2 f_T \rho_L \frac{\bar{Q}_L^2}{D_c A_T^2} L_e \dots\dots\dots (3.10)$$

$C_4 = \left(\frac{dP}{dz} \right)_{f,G,L}$ é dado por um modelo de escoamento bifásico

$$C_5 = \frac{\rho_L}{A_{an} A_c} \left[\frac{1}{H_L} + \frac{A_{an}}{A_c} \left(\frac{\xi_L^2}{2} - 1 \right) \right] \dots\dots\dots (3.11)$$

H_L é dado por um modelo de escoamento bifásico

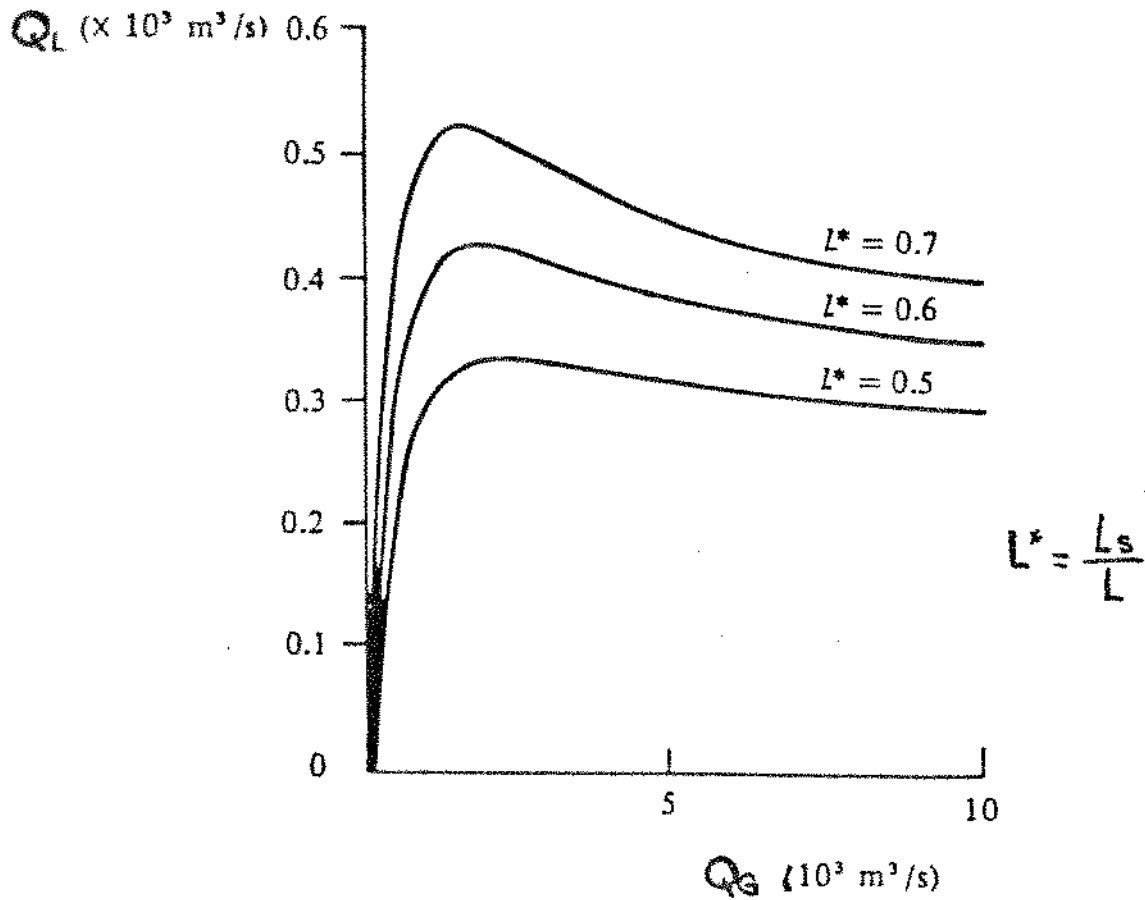


FIGURA 10 - Condições de Operação para Bombeio por "Air-lift" (segundo Todoroki et alli[61])

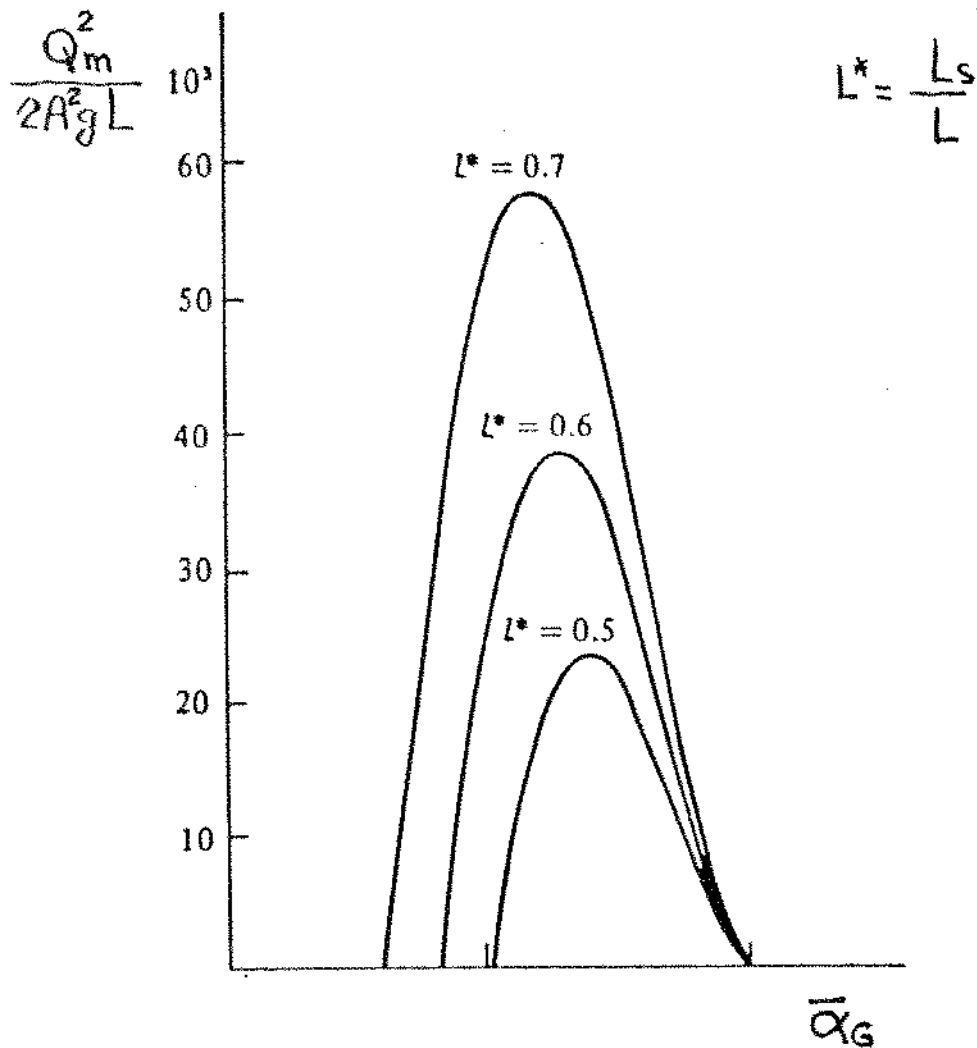


FIGURA 11 - Relação entre Energia Cinética do líquido e Fração de Vazios(segundo Kato et alli[33])

No Apendice D, estão apresentados os resultados das simulações realizadas com este modelo e no Capítulo 4, a análise realizada para os resultados obtidos.

CAPÍTULO 4

DISCUSSÃO E ANÁLISE DOS RESULTADOS OBTIDOS

4.1 DETERMINAÇÃO EXPERIMENTAL DOS FATORES DE FRICÇÃO

A Tabela A-1 do Apêndice A, apresenta os resultados experimentais obtidos para o fluxo monofásico de água, em geometria anular. A figura 12, apresenta o diagrama experimental para o fator de fricção de Fanning, com os dados obtidos neste Estudo, dados obtidos por Winkler[69] para anular totalmente excêntrico⁶ e dados obtidos por Caetano[10] para anular concêntrico e totalmente excêntrico.

Podemos verificar que existe uma boa concordância entre os dados obtidos neste Estudo e os dados obtidos por Caetano para anular concêntrico, embora as razões de diâmetros fossem diferentes (0,409 para este trabalho e 0,553 para Caetano). Do mesmo modo, para anular totalmente excêntrico, existe uma boa concordância entre os dados obtidos por Caetano e os dados obtidos por Winkler (razão de diâmetro igual a 0,628). O afastamento existente entre as duas series de pontos se deve

⁶ As definições para as características gerais do escoamento de fluidos em geometria anular, se encontram no Apêndice D

mais, à diferença de excentricidades. Adiante discutiremos a influência da excentricidade na determinação dos fatores de fricção.

A Tabela A-2 do Apêndice A, apresenta os resultados experimentais obtidos para o fluxo monofásico de ar, em geometria anular. A figura 13, apresenta o diagrama experimental para o fator de fricção de Fanning, com os dados obtidos neste Estudo e dados obtidos por Winkler[69], para anular totalmente excêntrico.

Podemos verificar, que não existe uma boa concordância entre os dados obtidos neste Estudo e os dados obtidos por Winkler, uma vez que foram obtidos em geometrias de escoamento diferentes. No entanto, da mesma forma que na figura 12, os pontos se distribuem com razoável paralelismo, evidenciando o efeito da excentricidade do anular e da razão de diâmetros.

Como discutido no item 2.3 do Apêndice D, o fator de fricção para um escoamento em geometria anular, é dependente da excentricidade e da razão de diâmetros. A figura 14 apresenta um diagrama, com as curvas para o fator de fricção teórico, obtidas a partir das equações (E-18) e (E-21), considerando escoamento monofásico, rugosidade relativa do sistema de 0.0045, excentricidade variável e razão de diâmetros de 0,409. Podemos verificar, que os pontos obtidos experimentalmente, para o fluxo de água e para o de ar, se alinham com boa concordância, segundo a curva de excêntricidade igual a 0.4, para Reynolds até 50000. Daí em diante, não acompanham mais as curvas, tendendo ao afastamento para valores de menor excêntricidade.

FIGURA 12

FATOR DE FRICCAO PARA O ESCOAMENTO MONOFASICO DE AGUA EM GEOMETRIA ANULAR 0.0620 m x 0.0254 m

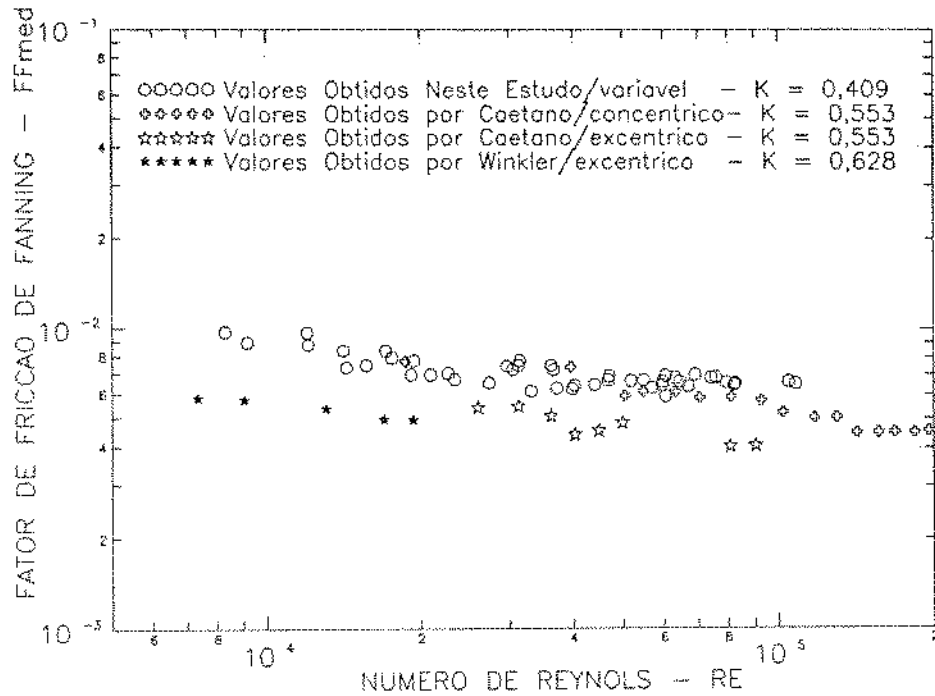


FIGURA 13

FATOR DE FRICCAO PARA O ESCOAMENTO MONOFASICO DE AR EM GEOMETRIA ANULAR 0.0620 m x 0.0254 m

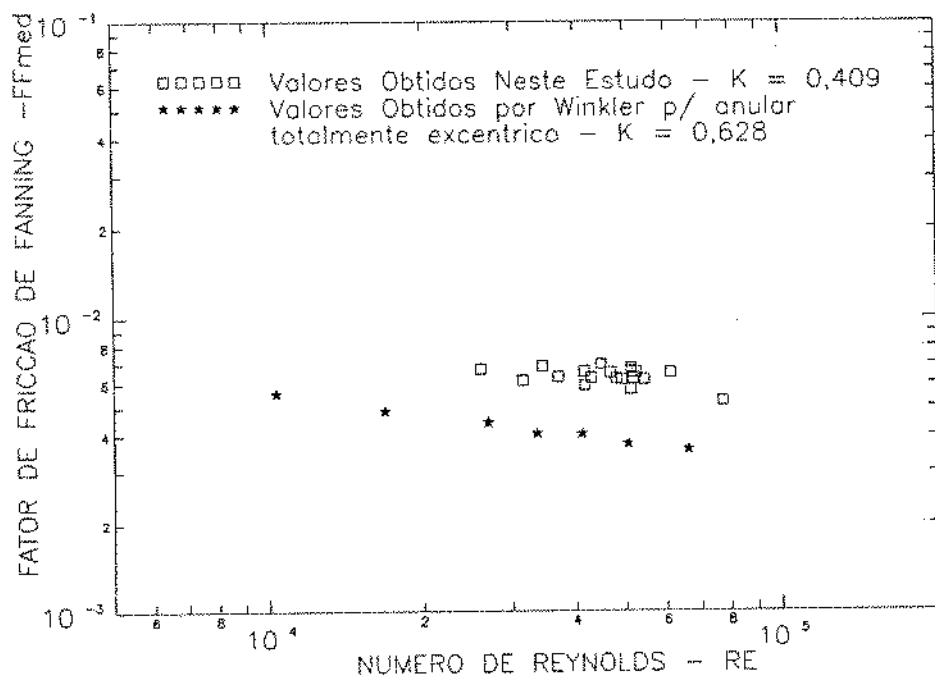
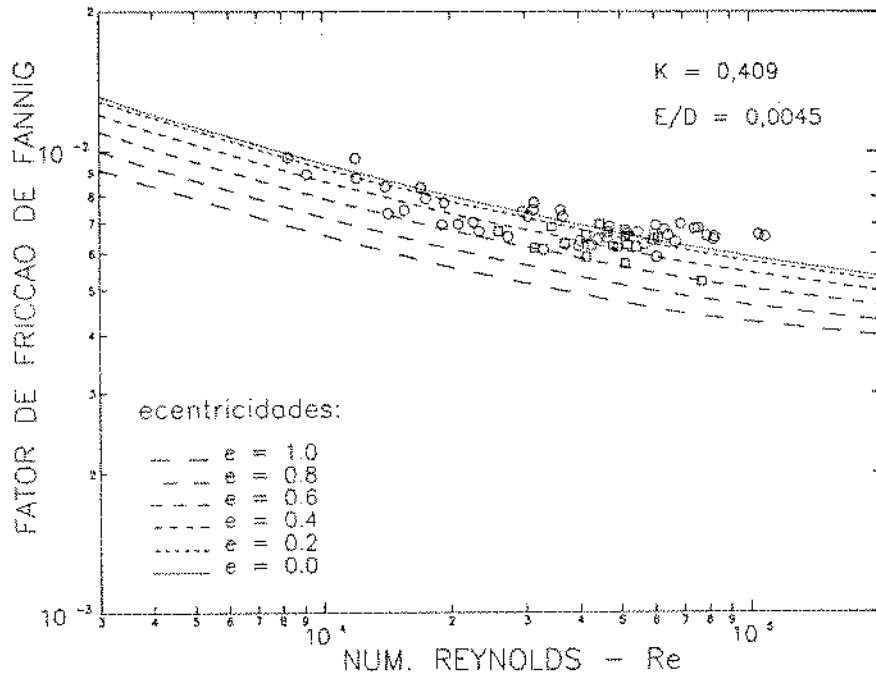


FIGURA 14
 FATOR DE FRICCAO DE FANNING PARA ESCOAMENTO
 MONOFASICO EM GEOMETRIA ANULAR
 0.0620 m x 0.0254 m
 (segundo o modelo de Elisio Caetano)



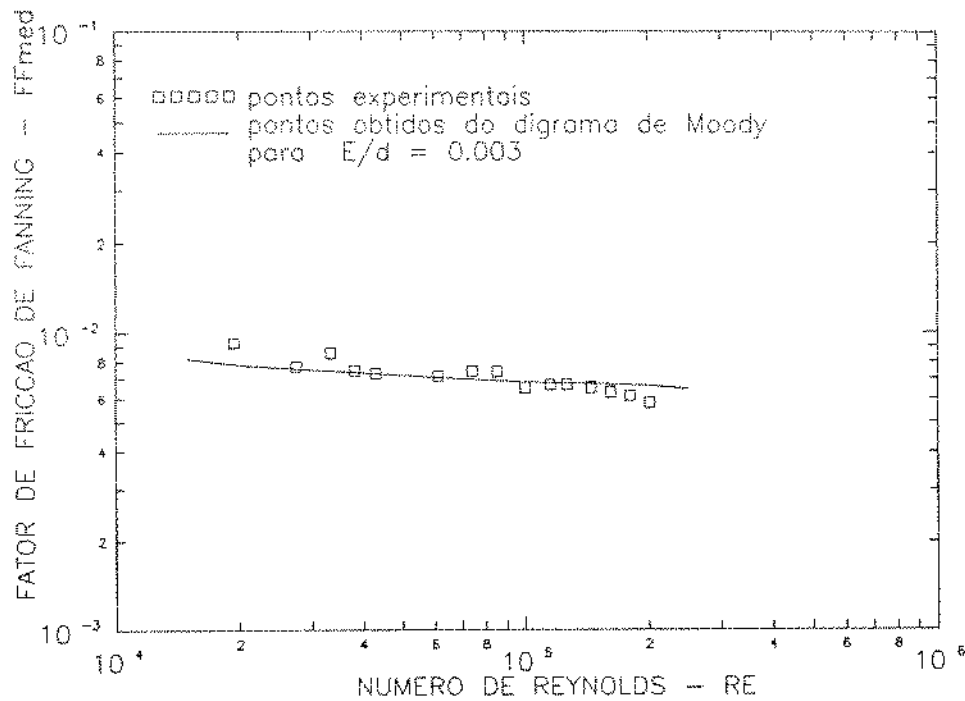
Este afastamento, provavelmente se deve ao efeito da turbulência gerada pela vibração do "flexitubo" no interior da coluna, e pela variação da excentricidade ao longo da seção de teste. Pela construção da coluna de testes, não foi restringida a movimentação transversal do tubo interno, de forma que para Números de Reynolds elevados, existe um fator de perda adicional e que não está considerado na formulação teórica.

A Tabela A-3 do Apêndice A apresenta os resultados experimentais obtidos, para o fluxo monofásico de ar no interior do "flexitubo". A figura 15, apresenta o diagrama experimental obtido, que é comparado ao valor teórico dado pelo diagrama de

Moody, para rugosidade relativa igual a 0,003. Podemos verificar que existe uma boa concordância, entre os valores fornecidos pela curva teórica e os dados obtidos experimentalmente.

FIGURA 15

FATOR DE FRICCAO PARA ESCOAMENTO MONOFASICO DE AR EM FLEXITUBO - 0.0216 m DI



4.2 PADRÕES DE FLUXO BIFÁSICO

A figura 16 apresenta o Mapa da Fluxo, determinado conforme o modelo de Caetano[10], e os pontos obtidos experimentalmente para o fluxo bifásico ascendente, com coluna vertical. A Tabela B-1 do Apêndice B apresenta os resultados obtidos para o escoamento bifásico.

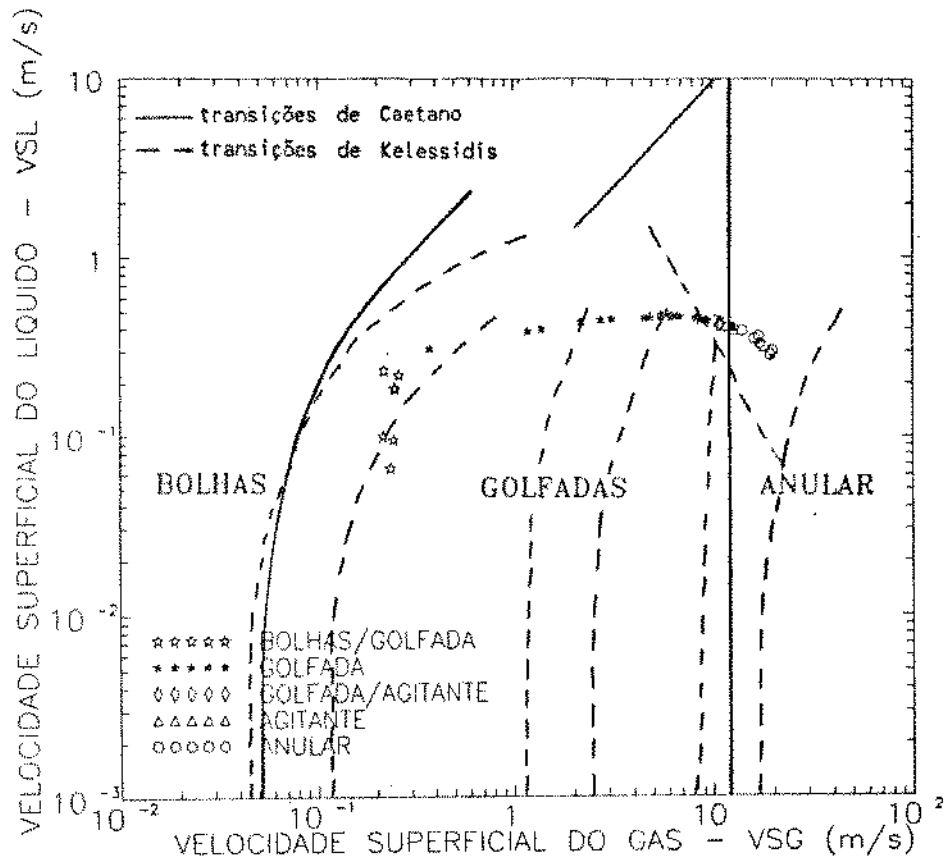


FIGURA 16 - Mapa de Fluxo e os Dados Experimentais Obtidos

Devido às características técnicas da válvula controladora de vazão de líquido, não foi possível obter o Padrão Bolhas. A vazão de ar requerida para este Padrão de Fluxo, por ser pequena, não permitia uma variação da pressão na base da coluna⁷ de forma a sensibilizar o seu diafragma. Assim, para valores de vazão de gás menores que 0,05 Nm³/min, a válvula não permitia a passagem do fluxo de líquido. Para esta vazão de gás, o Padrão observado era o de uma transição entre Bolhas e Golfadas.

⁷ O ponto de tomada de pressão da válvula controladora, situa-se na base da coluna (ponto p₁), como pode ser visto na figura 4.

O Padrão Golfadas foi observado para uma variação da vazão de gás que vai de 0,05 a 2,40 Nm³/min. Neste Padrão, ocorreu o maior valor de vazão para o líquido recuperado e que corresponde a uma vazão de ar da ordem de 1,16 Nm³/min (40,0 scf/min) e a uma vazão de líquido da ordem de 1,20 l/s (19,0 gal/min). A razão entre a vazão de gás e vazão de líquidos é da ordem de 16 Nm³/m³ (100 scf/bbl). Estes valores podem ser verificados na figura 17.

A transição entre o Padrão Golfadas e o Padrão Agitante, por ser o segundo um estado degenerado do primeiro, é de difícil identificação. Definimos como transição, o momento em que não era mais observado durante o escoamento, um filme de líquido bem definido entre as paredes do tubo e a bolha de Taylor. Este ponto corresponde a uma vazão de gás da ordem de 2,0 Nm³/min (72,0 scf/min) e a uma razão gás-líquido da ordem de 30,0 Nm³/m³ (170 scf/bbl).

O Padrão Agitante, com o incremento da vazão de gás, termina por deslocar todo o líquido para as paredes dos tubos, tornando-se um Padrão Anular.

Esta transição foi definida, para o momento em que, na visualização do fluxo, este tornava-se leitoso, não sendo mais possível definir a passagem de golfadas de líquido ou de gás. No entanto, mesmo no regime Anular desenvolvido, observou-se a passagem de "ondas", em que a concentração de líquido era maior do que a média do escoamento. Esta transição foi observada, para vazões de gás da ordem de 3,0 Nm³/min (103 scf/min) com uma razão gás-líquido, da ordem de 50 Nm³/m³ (180 scf/bbl).

4.3 ESCOAMENTO BIFÁSICO RELAÇÃO ENTRE A VAZÃO DE GÁS IMPOSTA E A VAZÃO DE LÍQUIDO RECUPERADO

A Tabela B-1 apresenta os valores obtidos experimentalmente, para o fluxo bifásico ar-água, onde a vazão de líquido é obtida a partir da imposição de uma determinada vazão de gás.

A tabela B-2, apresenta os valores calculados para a vazão de gás, a partir da variação da pressão em placa de orifício, da razão gás-líquido, do gradiente de pressão na seção de teste e as velocidades superficiais de cada fase. As figuras 17, 18, 19, 20 e 21, apresentam uma análise dos resultados obtidos.

Na figura 17, podemos verificar a relação existente entre vazão de gás e vazão de líquido. Na figura 18, a relação entre vazão de gás e pressão na base da coluna. Note-se a existência de um valor máximo para a vazão de líquido - figura 17 - que corresponde a um valor mínimo de pressão - figura 18 .

Estes pontos correspondem aproximadamente à mesma vazão de gás, o que demonstra claramente que a maior vazão de líquido recuperado deve ocorrer, quando da ocorrência da menor pressão possível no fundo, para um sistema realimentado e com um determinado índice de produtividade.

Para a vazão mássica de gás que corresponde à maior vazão de líquido recuperado, daremos o nome de vazão maximizante e nos possibilitará, uma otimização de consumo no sistema. Para o sistema experimental utilizado, com coluna na vertical, esta vazão é da ordem de 0,0240 Kg/s, com uma razão gás-líquido, em termos de massa, da ordem de 0,020.

FIGURA 17

RELACAO ENTRE VAZAO DE GAS IMPOSTA E
VAZAO DE LIQUIDO RECUPERADO

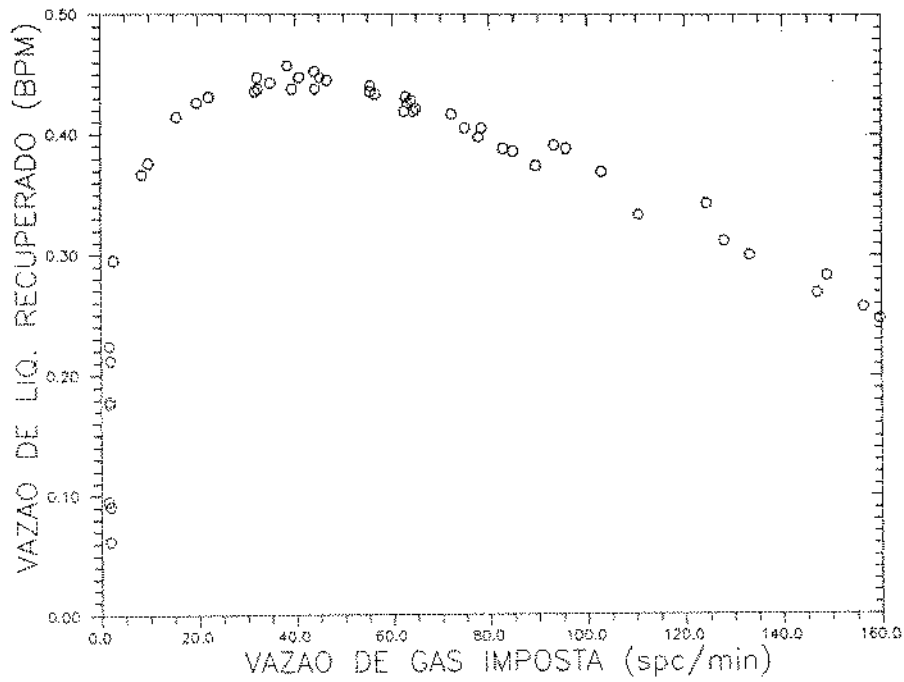
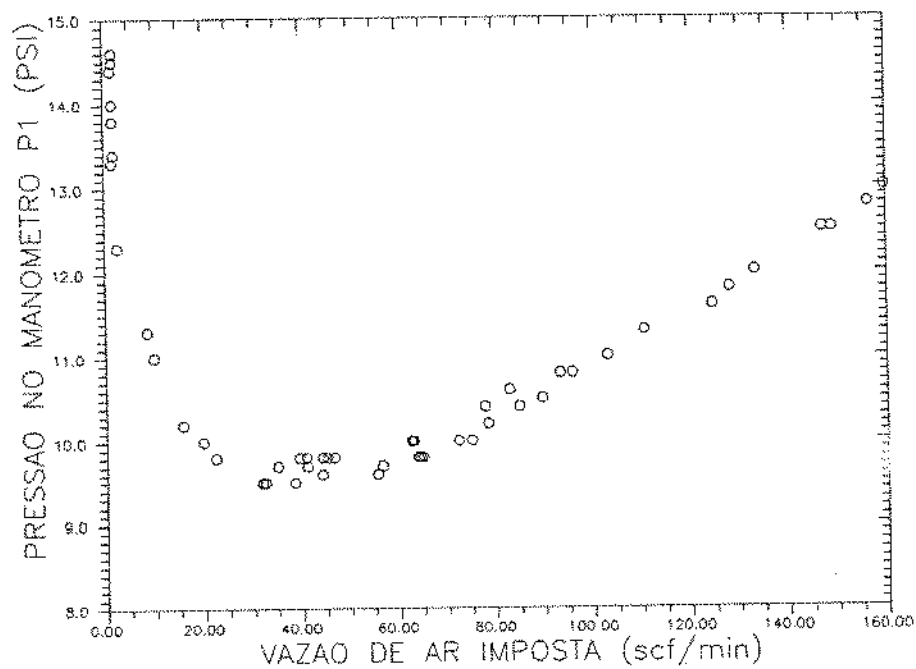


FIGURA 18

RELACAO ENTRE A VAZAO DE AR IMPOSTA
E A PRESSAO NO MANOMETRO P1



A existência de uma região de máximos na produção de líquido pelo sistema, está altamente relacionada com a combinação dos termos dos gradientes de pressão que ocorrem devido ao escoamento bifásico e pode ser explicada, como sendo a região onde existe a minimização das perdas devido ao fluxo.

A importância do valor da vazão de gás maximizante, esta diretamente relacionada com o máximo rendimento do sistema e com o consumo de gás. Uma vez que se aumente a vazão de gás, para além desse valor, aumenta-se a perda de energia do sistema, sem ganho de rendimento na recuperação de líquido.

A figura 19 complementa a afirmativa anterior e estabelece a curva de produtividade do sistema. Esta curva foi utilizada no modelo de recuperação desenvolvido no Capítulo 3 e os resultados são apresentados a seguir.

A figura 20, apresenta a relação existente entre o gradiente de pressão experimental e a vazão de ar imposta ao sistema. Podemos distinguir neste diagrama, três trechos razoavelmente bem definidos: no primeiro, o gradiente tem uma variação bastante abrupta, e corresponde aos pontos mais próximos do Padrão Bolhas (vide figura 16); no segundo, onde a variação do gradiente é quase nula, os pontos correspondem ao Padrão Golfadas desenvolvido e Agitante; no terceiro, a mudança de inclinação corresponde aos pontos no Padrão Anular.

Analisando estes três trechos, podemos concluir que existe uma diferença de influências entre cada termo do gradiente total de pressão, de forma que, para cada trecho existe um termo que prepondera em relação aos demais.

FIGURA 19

RELACAO ENTRE A VAZAO DE LIQUIDO RECUPERADO E A PRESSAO NO MANOMETRO P1

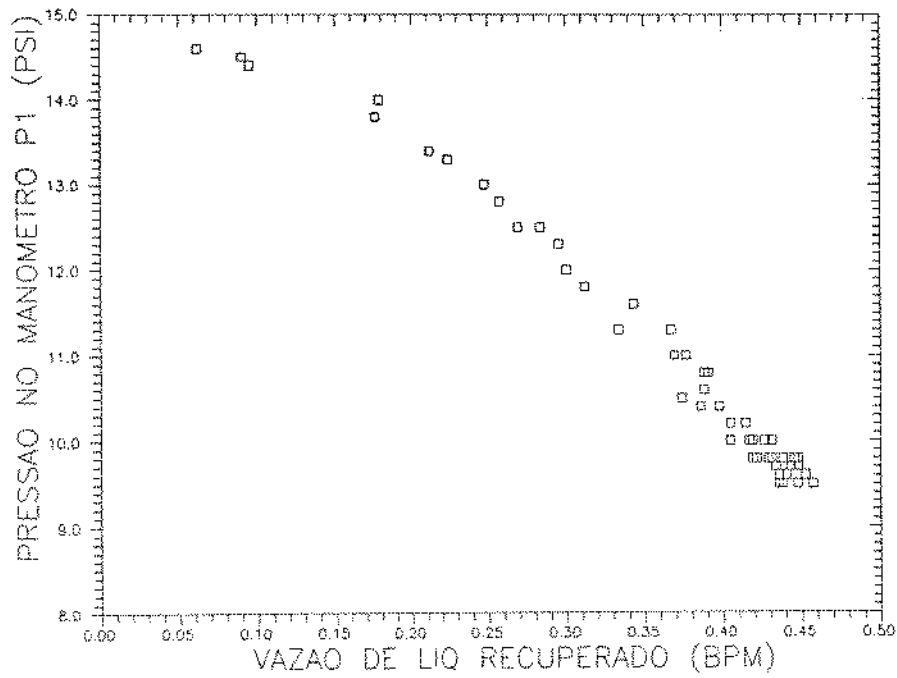
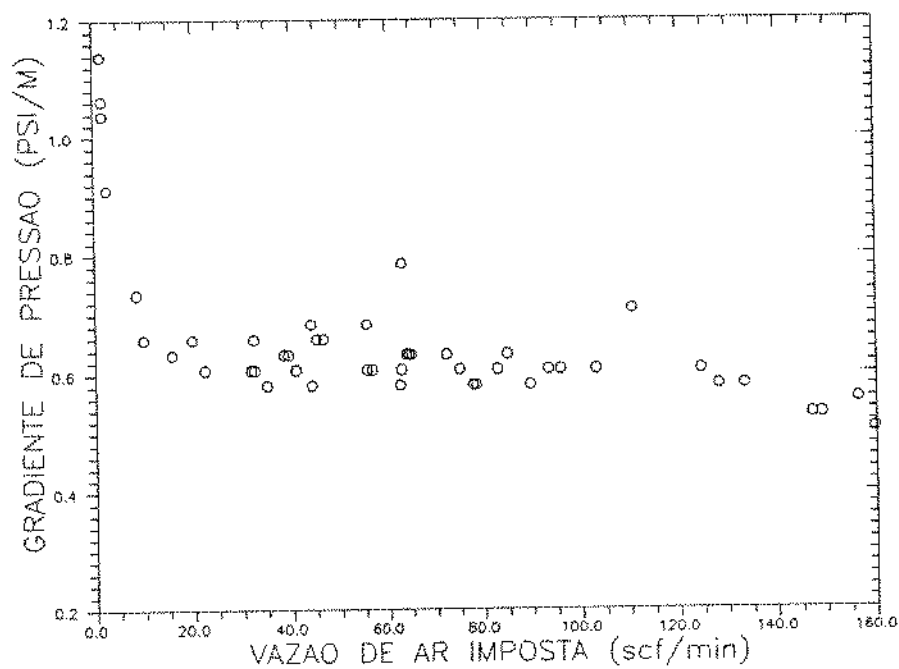


FIGURA 20

RELACAO ENTRE O GRADIENTE TOTAL DE PRESSAO E A VAZAO DE AR



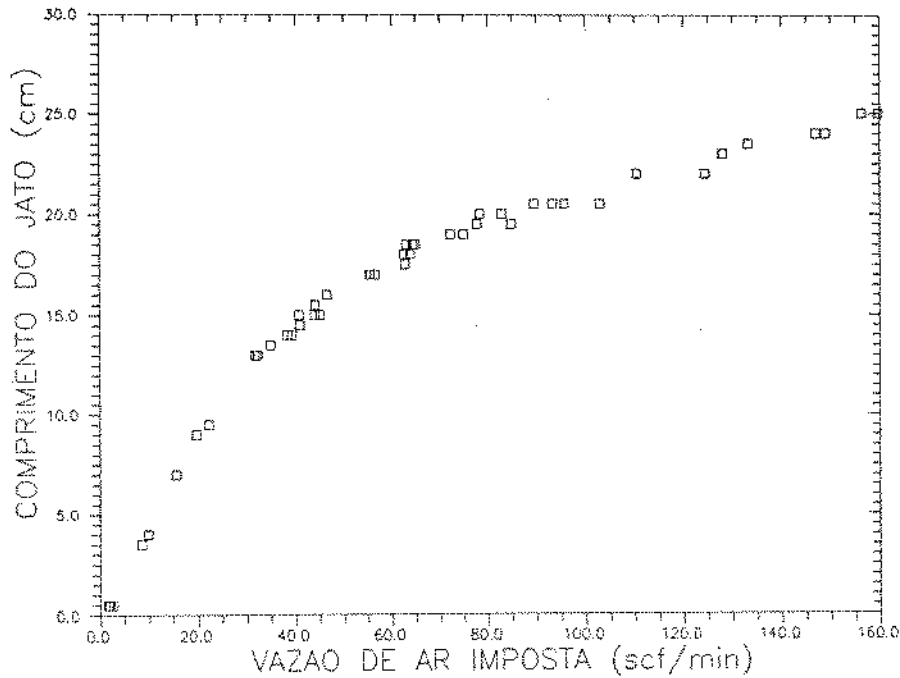
Para o primeiro trecho, o fator preponderante é o efeito da diminuição da massa específica da mistura, devido ao aumento da massa de gás que se incorpora ao sistema. O termo relativo à aceleração, ainda não tem influência significativa e o termo relativo à fricção está em declínio, função do aumento do volume de gás, que se incorpora ao escoamento. O termo que prevalece é o do efeito gravitacional.

Para o segundo trecho, com o aumento da vazão de gás e consequente aumento na sua velocidade superficial, o efeito da variação de energia cinética, passa a ter importância crescente, assim como a parcela devida à fricção, pois o escoamento da fase líquida passa a ser caótico e turbulento. Parece existir uma compensação entre os três efeitos, de forma a existir um equilíbrio no gradiente total.

Para o terceiro trecho, a influência maior passa a ser a da variação da energia cinética do gás, que agora é a fase contínua em todo o anular. O termo relativo à fricção passa a ter importância menor, uma vez que a fase líquida está praticamente toda aderida às paredes dos tubos como filme e com velocidade bem inferior à do gás.

A figura 21 apresenta a variação do comprimento do jato de gás, em relação à vazão de gás imposta. Este parâmetro é puramente qualitativo e tem importância, no estudo da geometria da ogiva e na eficiência de jateamento. No entanto, podemos observar que existe um trecho razoavelmente definido, onde ocorre uma variação na inclinação do alinhamento dos pontos. O ponto médio deste trecho, corresponde à uma vazão de gás semelhante à vazão maximizante do sistema (ver figuras 17 e 18).

FIGURA 21

RELACAO ENTRE A VAZAO DE AR IMPOSTA
E O COMPRIMENTO DO JATO DE AR

4.4 AVALIAÇÃO DA PERDA DE PRESSÃO NA REGIÃO DO JATO

A Tabela B-3 do Apêndice B, apresenta os dados experimentais obtidos para a avaliação da queda de pressão na região do jato, devido a incorporação do gás ao meio líquido. A análise dos mecanismos de dispersão do gás, tem importância fundamental no dimensionamento de ferramentas que utilizam o gás, como meio de transmissão de energia. No entanto, esta análise não será abordada neste trabalho.

4.5 AVALIAÇÃO DA VARIAÇÃO NA INCLINAÇÃO DA COLUNA

As Tabelas C-1, C-2 e C-3 do Apendice C, apresentam os valores experimentais obtidos, para a variação da inclinação na coluna de testes. As figuras 22 e 23, apresentam a relação existente entre a vazão de líquido recuperado e a pressão no fundo, respectivamente, para uma dada vazão de gás. Note-se que, da mesma forma que no caso vertical, para os ângulos de 15, 30 e 45 graus, o comportamento das curvas são bastante semelhantes.

Das duas figuras, podemos ainda verificar que, para ângulos crescentes, a vazão de líquido e a eficiência do sistema, diminuem. Isto se deve ao efeito de segregação do gás, que tende a ocupar a parte superior do tubo, diminuindo o efeito de arraste do líquido.

FIGURA 22

RELACAO ENTRE VAZAO DE GAS IMPOSTA E
VAZAO DE LIQUIDO RECUPERADO
(varias inclinacoes)

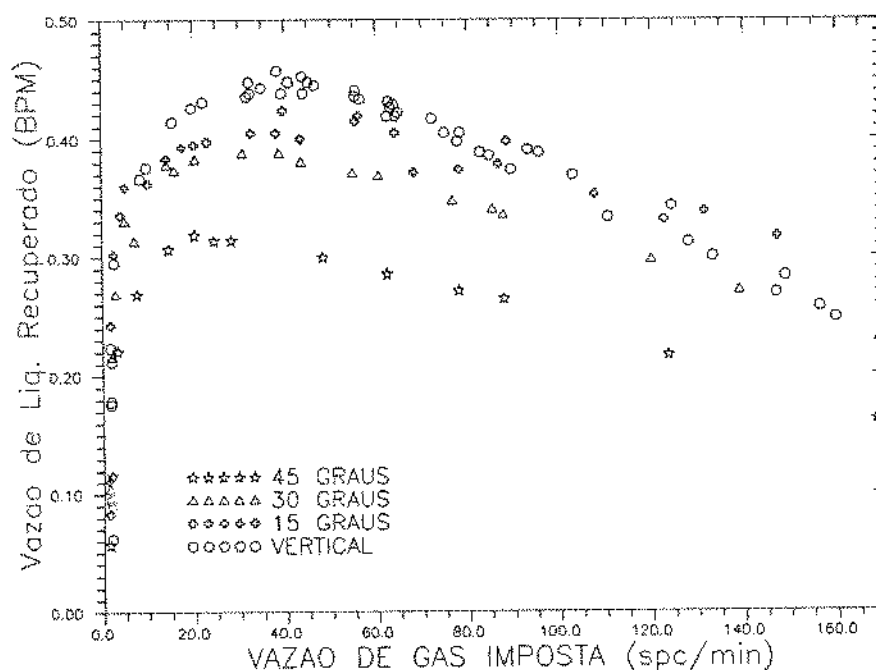
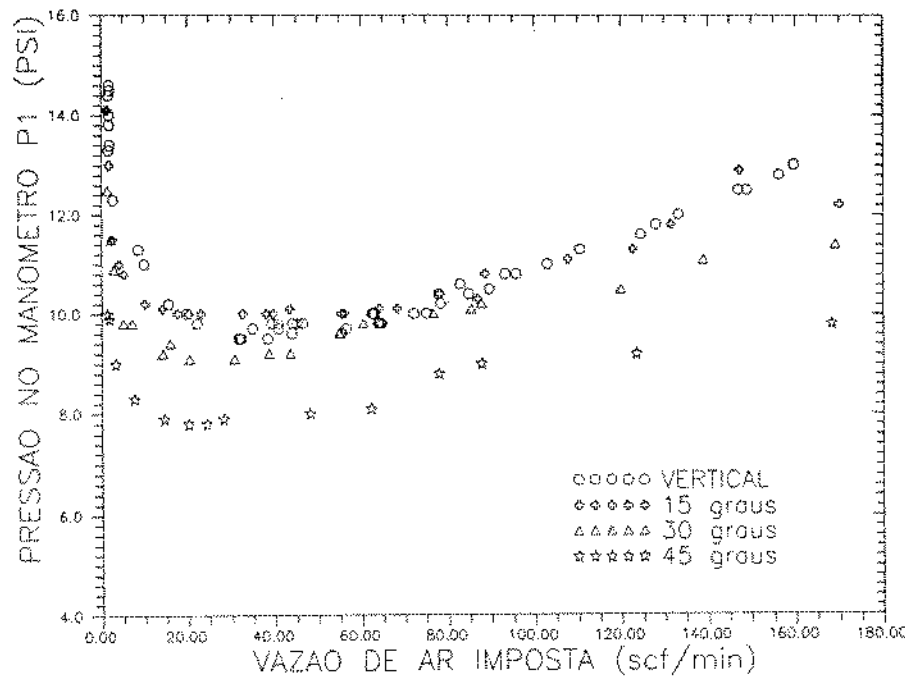


FIGURA 23

RELACAO ENTRE A VAZAO DE AR IMPOSTA
E A PRESSAO NO MANOMETRO P1
(varias inclinacoes)



4.6 AVALIAÇÃO DO MODELO NUMÉRICO PARA RECUPERAÇÃO DE LÍQUIDOS POR "JETIFTING"

A título de verificar o comportamento do modelo proposto no Capítulo 3, vamos adotar inicialmente para o cálculo da fração de vazios no escoamento bifásico, o modelo de Zubler & Findlay[70], para a fração volumétrica média de líquidos:

$$H_L = 1 - \frac{\dot{M}_G}{C_{G,L} \left(\dot{M}_G + \dot{M}_L \frac{\rho_G}{\rho_L} \right) + \bar{\rho}_G A_{an} U_s} \dots \dots \dots (4.1)$$

onde:

$C_{g,l}$ é um valor ajustado experimentalmente;

$$U_s = 0,345 \sqrt{g(D_c + D_t)} \dots\dots\dots (4.2)$$

é a velocidade de escorregamento entre fases, para o padrão golfadas em geometria anular[55].

Vamos assumir também, que o gradiente de pressão devido à fricção no escoamento bifásico, pode ser representado por:

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_{f,g,l} = H_L^{-k} \left(\frac{dP}{dz} \right)_{f,l} \dots\dots\dots (4.3)$$

onde k é um parâmetro ajustado experimentalmente.

$\left(\frac{dP}{dz} \right)_{f,l}$ é o gradiente de fricção para o escoamento laminar

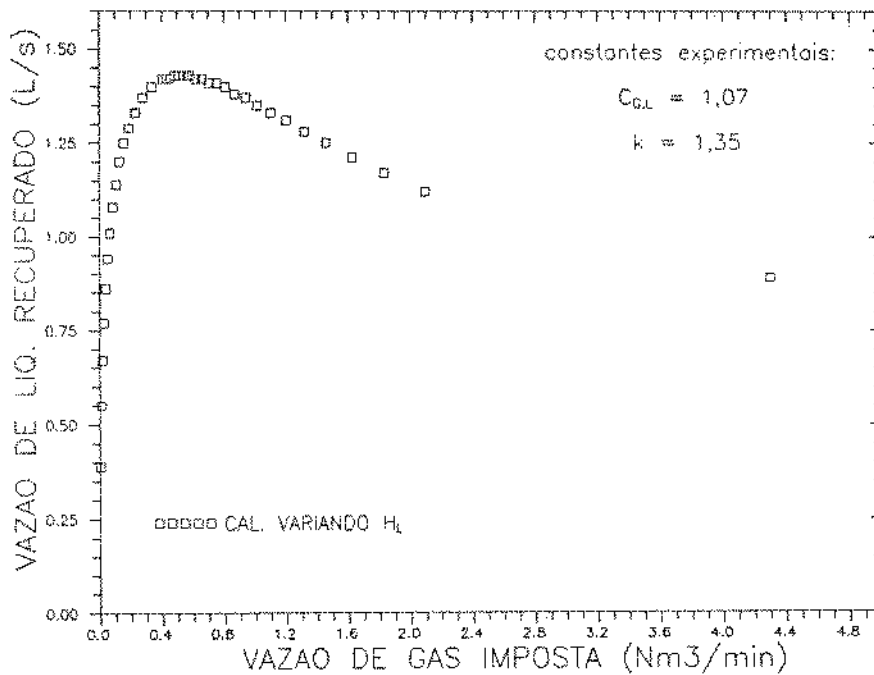
daí, teremos que:

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_{f,l,g} = 2 f_{an} \frac{H_L^{-k} (\dot{M}_L + \dot{M}_G)^2}{D_{eq} \rho_L A_{an}^2} \dots\dots\dots (4.4)$$

Para uma avaliação da relação existente entre as vazões de gás e de líquido quando se varia a fração volumétrica média de gás, utilizando as equações (3.7), (4.1) e (4.4), chegamos aos valores da Tabela D-1 do Apêndice D, onde foram ajustados os seguintes valores: $C_{g,l} = 1.07$ e $k = 1.35$. A figura 24 apresenta o diagrama da relação existente entre vazões de gás e líquido, com os dados da Tabela D-1.

FIGURA 24

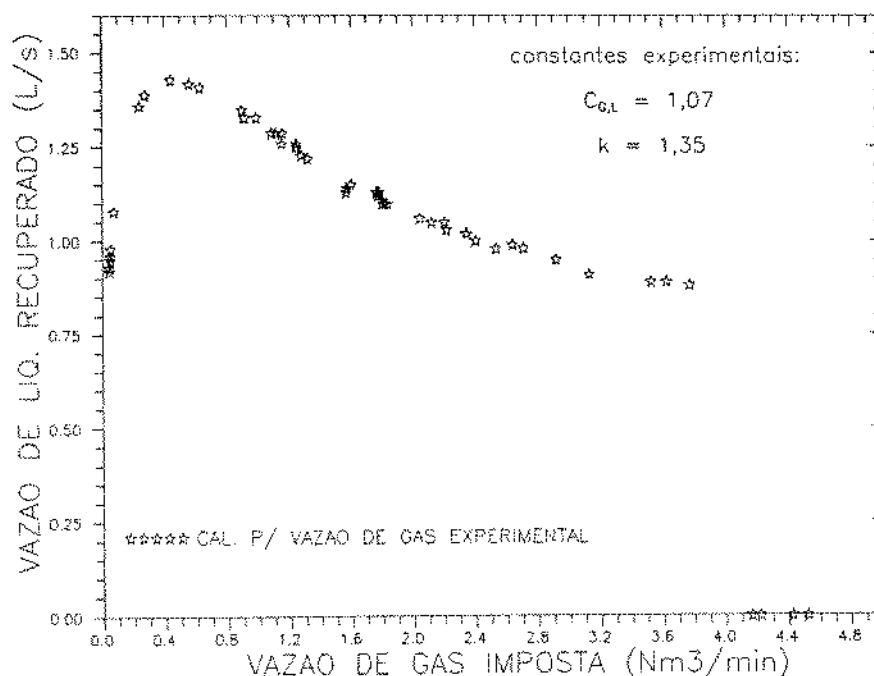
RELACAO ENTRE VAZAO DE GAS IMPOSTA E VAZAO DE LIQUIDO RECUPERADO PELO MODELO NUMERICO (valores calculados seg Zubler & Findlay)



Utilizando agora os valores experimentais obtidos para a vazão de gás, utilizando as equações (3.7), (4.1) e (4.4) e com os mesmos valores ajustados anteriormente para $C_{G,L}$ e k , chegamos aos valores da fração de vazios e da vazão de líquido recuperado, apresentados na Tabela D-2 do Apêndice D, que é comparado ao obtido experimentalmente. A figura 25, apresenta o diagrama da relação existente entre os valores das vazões de gás e de líquido para esse caso.

FIGURA 25

RELAÇÃO ENTRE VAZÃO DE GAS IMPOSTA E VAZÃO DE LIQUIDO RECUPERADO PELO MODELO NUMERICO (valores calculados seg Zubler & Findlay)



Utilizando o modelo de escoamento proposto por Caetano[10]⁸, para o cálculo das frações volumétrica médias de líquido e dos gradientes de pressão por fricção e as vazões experimentais de gás, obtivemos do modelo numérico os resultados apresentados na Tabela D-3 do Apêndice D.

A figura 26 apresenta o diagrama de erros relativos, entre os valores medidos e os valores calculados para o gradiente total de pressão. A figura 27, apresenta o diagrama de erros relativos, entre os valores medidos e os valores calculados para a vazão de líquido recuperado. A figura 28,

⁸ Ver apresentação do modelo no anexo B.

apresenta o diagrama de erros relativos entre os valores da fração volumétrica média de Líquidos, calculados pelo modelo de Zubler & Findlay e os valores calculados pelo modelo de Caetano.

FIGURA 26

ERRO RELATIVO PARA O GRADIENTE DE PRESSAO

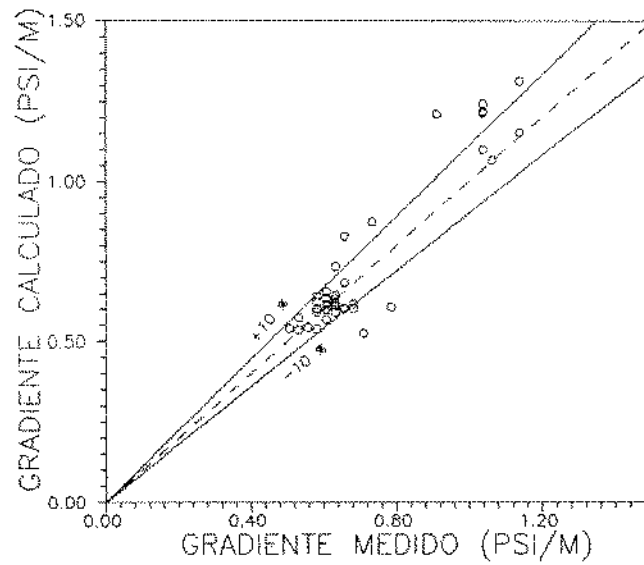


FIGURA 27

ERRO RELATIVO PARA A VAZAO DE LIQUIDO

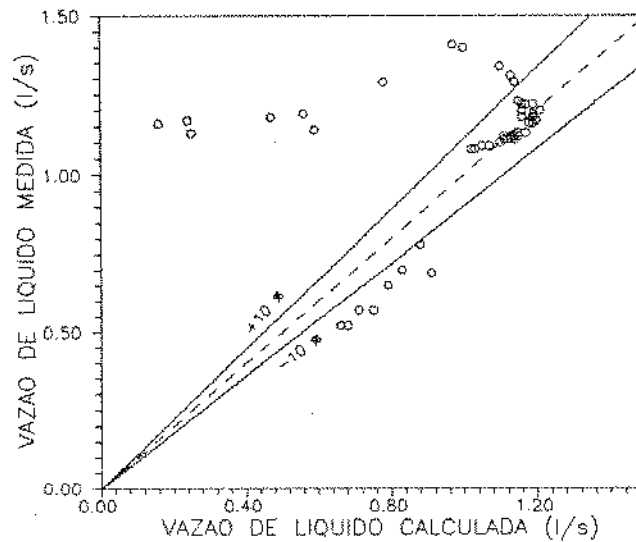
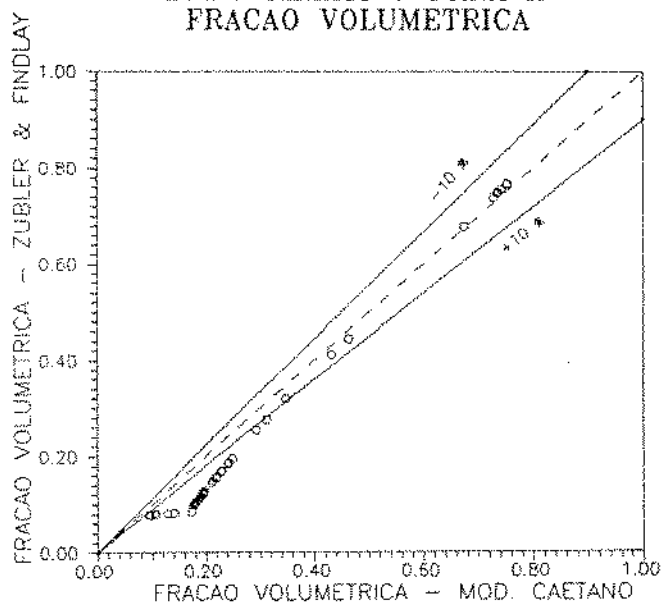


FIGURA 28

ERRO RELATIVO PARA A
FRACAO VOLUMETRICA



CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Com o Estudo ora realizado, foi possível avaliar o "estado da arte" das operações realizadas com "flexitubo" em poços de petróleo, notadamente daquelas realizadas para a retirada ou eliminação de fluidos do interior das colunas de produção ou de trabalho (operações de "jet-lifting").

Foi possível investigar e avaliar experimentalmente, os fatores de fricção monofásicos em condutos de geometria anular, com características geométricas similares à das colunas utilizadas em Campo - tubo de produção 0.0730m (2.875 pol) e "flexitubo" de 0.0254 m (1.0 pol), para Número de Reynolds variando de 8000 a 110000 para a água e variando de 26000 a 80000 para o ar. Avaliamos também o fator de fricção monofásico, para o escoamento de ar no interior do "flexitubo", para Números de Reynolds variando de 20000 a 200000.

Através da comparação entre os fatores de fricção obtidos experimentalmente e as curvas teóricas desenvolvidas apartir do trabalho de Caetano [10], foi possível determinar a excêntricidade média do sistema experimental, que pode ser admitida como sendo de valor igual a 0,4. Note-se, que no caso em estudo, o tubo interno fica totalmente livre para adquirir a conformação mais estável, que é função do modo de armazenamento

(deformação permanente), tendendo a manter-se levemente curvado.

A depender da inclinação da coluna externa e do comprimento utilizado para o "flexitubo" (da ordem de centenas de metros), podemos assumir que a excêntrica média tende a zero para colunas verticais, e tende a um para colunas com inclinação superior a 30 graus.

Experimentalmente, foi possível verificar a existência de uma vazão mássica de gás, que maximiza a vazão de líquido recuperado e que está bem abaixo dos valores usuais de Campo.

Para o nosso sistema experimental, com coluna na vertical, essa vazão era da ordem de 0,024 Kg/s. Foi observado também, que a inclinação da coluna provoca uma diminuição sensível no rendimento do sistema, uma vez que o gás passa a ter um caminho preferencial (parte superior do tubo), diminuindo assim o efeito de arraste do líquido. Com a coluna a 45 graus o rendimento caiu cerca de 30%.

Foi possível, investigar e avaliar experimentalmente, o escoamento bifásico ascendente para o sistema acima, verificando o desempenho do modelo de Caetano[10], quando aplicado às condições de operação do "Jet-Lifting".

O comportamento do modelo de escoamento bifásico, quando aplicado às condições experimentais, revelou que:

o a previsão do Padrão de Fluxo foi coincidente, a menos dos pontos onde o Padrão observado experimentalmente foi o agitante, uma vez que o modelo, não prevê este

Padrão de Fluxo;

- o o erro médio cometido no cálculo do gradiente de pressão, em relação ao gradiente obtido experimentalmente, foi satisfatório, considerando que a coluna de testes possui geometria variável e o sistema fica exposto à ação de oscilações, devido às suas características construtivas;

Foi possível verificar os resultados experimentais obtidos, utilizando o modelo numérico desenvolvido no Capítulo 3 e que simula o comportamento do sistema experimental, calculando as vazões de líquido a partir da definição de uma determinada vazão de gás imposta. A aplicação deste modelo, revelou que:

- o os resultados obtidos foram semelhantes aos obtidos por Todoraki et alli[61], quando utilizado o modelo de Zubler & Findlay[70] para a determinação das frações volumétrica médias;
- o relativamente aos dados experimentais, os valores de vazão máxima para o líquido recuperado obtidos utilizando o modelo de Zubler & Findlay[70] para a fração volumétrica, ficaram cerca de 18% maiores, o que demonstra ser esse modelo inadequado para simular o escoamento, na geometria anular utilizada;
- o utilizando o modelo de escoamento bifásico proposto por Caetano[10], os resultados apresentam maior precisão,

embora para vazões pequenas de gás, não tenha havido convergência nos resultados.

Podemos então afirmar que o sistema experimental construído e utilizado, teve um bom desempenho na determinação e avaliação dos principais parâmetros de escoamento, assim como na determinação da relação existente entre vazões de gás impostas e vazões de líquido recuperadas.

Como recomendações para prosseguimento deste trabalho, ficam:

- o A complementação do estudo do Modelo Numérico para Elevação, para que possa ser aplicado a situações reais de operação em poços de petróleo, dando início ao processo de otimização proposto;
- o A introdução de pequenas modificações no Modelo de Fluxo Bifásico, para que permita uma melhor previsão dos gradientes, próximo à transição com o Padrão Bolhas e no Padrão Anular;
- o O estudo e escolha de um Modelo para Escoamento Bifásico em condutos inclinados, que possa ser utilizado na previsão dos gradientes e frações volumétricas para ângulos maiores que 30 graus;
- o O estudo da eficiência do sistema, para a elevação de

fluidos viscosos e não-newtonianos, tais como géis, lama ou óleos pesados;

- o O estudo da aplicabilidade do sistema, na elevação artificial de poços não surgentes, como meio alternativo ao "gás-lifting" tradicional.

NOMENCLATURA

- A - Área de uma seção transversal.
- C_M e C_K - Índices determinados teórica ou experimentalmente.
- $C_{G,L}$ - Coeficiente experimental para o modelo de Zuber & Findlay para a fração de vazios.
- d - Distância entre os centros de dois círculos;
- Densidade
- D - Diâmetro de um tubo.
- e - Excêntricaidade.
- f - Fator de fricção de Fanning.
- F - Parâmetro Geométrico de Fricção.
- F_L - Fração de Líquido que é arrastado pela massa de gás.
- g - Aceleração da gravidade.
- G - Grupos adimensionais.
- H - Fração Volumétrica Média de Líquido.
- i - Unidade Complexa.
- κ - Expoente experimental para o cálculo do gradiente de fricção para um escoamento bifásico.
- K - Razão de diâmetros.
- L - Comprimento; Distância.
- L^* - Submersão - é a relação entre o trecho de tubo submerso e o comprimento total do tubo;
- L_c - Comprimento da ogiva, na bolha de Taylor.

- L_e - Distância de um ponto qualquer, até a entrada do tubo; Comprimento do tubo abaixo da ogiva do "flexitubo";
- L_s - Comprimento do tubo submerso;
- m - Expoente da equação de Blasius.
- M - Peso molecular.
- \dot{M} - Vazão mássica;
- P - Pressao em um ponto.
- P_M - Perímetro molhado
- Q - Fluxo volumétrico em um ponto.
- \bar{Q} - Fluxo volumétrico médio.
- r - Rugosidade relativa.
- R - Raio; Constante universal dos gases.
- Re - Número de Reynolds.
- R_H - Raio hidráulico.
- T - Temperatura; Número adimensional do gás.
- U - Velocidade num ponto.
- \bar{U} - Velocidade média.
- V - Volume.
- x - Abscissa no sistema carteziano, domínio físico.
- X_M - Parâmetro adimensional de Lockhart-Martinelli, modificado.
- y - Coordenada no sistema carteziano, domínio físico.
- Y_M - Parâmetro adimensional de Lockhart-Martinelli, modificado - grupo adimensional de inclinação.
- W - Vazão mássica no ponto; Ângulo plano.
- Z - Cota, posição; Fator de compressibilidade.

Símbolos Gregos:

- α - Constante de proporcionalidade: Fração volumétrica de vazios
- δ - Espessura do filme de líquido.
- Δ - Diferencial.
- ϵ - Rugosidade absoluta.
- ϕ - Variável definida na equação (E-34); Função.
- ϕ_G - Número adimensional do gás.
- Φ - Variável definida pela equação (E-43).
- Γ - Variável definida na equação (E-29).
- η - Abscissa no sistema bipolar, domínio transformado.
- λ - Fração volumétrica média, desconsiderando o escorregamento entre fases.
- μ - Viscosidade dinâmica de um fluido.
- Π - Combinação da pressão estática e o efeito gravitacional.
- θ - Ângulo de abertura, que um ponto na superfície do tubo faz com um eixo de referência.
- ρ - Massa específica de um fluido.
- τ - Tensão de cisalhamento.
- σ - Tensão superficial.
- ξ - Coordenada no sistema bipolar, domínio transformado.
- ξ_L - Coeficiente de perdas devido às irreversibilidades do sistema de alimentação de fluidos para a coluna de testes.

Subscritos:

ac, AC	- Anular concêntrico.
an	- Do anular.
bl	- Bolhas.
bd	- Bolhas dispersas.
c	- Circular; Para tubos.
c	- Interno do tubo externo.
Cr	- Equivalente de Crittendon.
ec, EC	- Anular excêntrico.
eq	- Equivalente.
exp	- Experimental.
EP	- Equiperimétrico.
G	- Gás.
GLS	- Do gás, na golfada de líquido.
GM	- Do gás, no anular.
GTB	- Do gás, na bolha de Taylor.
i	- Interno; de injeção.
l	- A um comprimento L da base.
L	- Líquido.
LF	- Do filme de líquido.
LC	- Do filme de líquido, no tubo externo.
LLF	- Do líquido no filme de líquido.
LLS	- Do líquido na golfada de líquido.
LM	- No anular.
LS	- Da golfada de líquido.
LT	- Do filme de líquido, no tubo interno.
M	- Mistura.

- MM - Da mistura no anular.
- nc - Não circular.
- N - De Nusselt.
- $o, 0$ - No ponto de referência, base; Externo.
- P - Para tubos circulares.
- $q_{p_{ac}}$ - Equivalente pelo termo geométrico, no escoamento laminar concêntrico.
- $q_{p_{ec}}$ - Equivalente pelo termo geométrico no, escoamento laminar excêntrico.
- q_{p_s} - Equivalente pelo termo geométrico no, escoamento laminar pela aproximação de placas paralelas.
- rz - A uma distância r, em relação ao eixo z.
- s - Sistema; De escorregamento.
- sg - Superficial do gás.
- sl - Superficial do líquido.
- su - De uma unidade golfada.
- T - Externo do tubo interno; De um tubo; Total
- TB - Bolha de Taylor.
- w - Na parede do conduto.
- z - Distância em relação ao eixo z.
- Δz - Incremento de comprimento.
- 1 e 2 - Seções do volume de controle.

Sobrescrito:

- N - De Nusselt.
- ~ - Variável adimensional.
- * - Valor real.
- - Média no tempo.

BIBLIOGRAFIA

1. ACKERT, D., BEARDSSELL, M., CORRIGAN, M. & NEWMAN, K. - "The Coiled Tubing Revolution " - Oilfield Review, (out 89), vol 1, n° 3
2. BAXENDELL, P. B. & THOMAS, R. - "The Calculation of Pressure Gradients in High-Rate Flowing Wells, J. Pet. Tech., (out 61) pp 1023-1028.
3. BEGGS, H. D. e BRILL, J. P. - "A Study of Phase Flow in Inclined Pipes" - J. Pet Tech, (mai 73), vol.25, n°5, pp 607-617 (maio 73).
4. BIRD, R., STEWART, W. e LIGHTFOOT, E. - "Transport Phenomena", John Wiley and Sons, 1976.
5. BONNECAZE, R. H., ERSKINE, W. e GRESKOVICH, E. J. - "Hold up and Pressure Drop for Two Phase Slug Flow in Inclined Pipes Lines" - AIChEJ., (set 71), vol.17, p 1109.
6. BOURGOYNE, A. T. Jr., MILLHEIM, K. K., CHENEVEY, M. E. e YOUNG, F. S. - "Applied Drilling Engineering" - Louisiana State University, Petroleum Engineering Department.

7. BRILL, J. P. e BEGGS, H. D. - "Two-Phase Flow in Pipes" - The University of Tulsa, Oklahoma (1986).
8. BULLEN, R. S. - "Application of Endless Tubing" - Petroleum Society of CIM, nº 7225.
9. CAETANO, E. F. - "Two Phase Flow in a Vertical Annulus" - Report, Tulsa University Fluid Flow Projects (1984).
10. CAETANO, E. F. - "Upward Vertical Two Phase Flow Through an Annulus"- Ph.D. Dissertation, University of Tulsa, Oklahoma(1986).
11. CASHION, J. L. - "Use of Nitrogen and Coiled Tubing in Deep Wells" - Petr. Eng., (mar 73),vol.45, nº3, pp:70-87
12. CHIERICI, G. L., CIUCCI, G. M. e SLOCCHI, G. - "Two Phase Vertical Flow in Oil Wells - Prediction of Pressure Drop" - J. Petr. Tech., (ago 74), vol.26, nº8, pp:927-937.
13. COOPER, R. E. - "Coiled Tubing in Horizontal Wells" - Artigo Técnico SPE 17581, apresentado no "International Meeting on Petroleum Engineering, Tianjin, China, novembro 1-4, 1988.
14. CORRIGAN, M. - "Horizontal Wireline Push Broadens CT Horizons"- OffShore Enginner, abril88, pp:33-34.

15. CRITTENDON, B. C. - "The Mechanics of Design and Interpretation of Hidraulic Fracture Treatment" - J. Petr. Tech, (out 1959), pp:21-29. 29.
- 16 DUNS, H. Jr. e ROS, N. C. J. - "Vertical Flow of Gas and Liquid Mixtures in Wells" - Proc., 6th World Pet. Congress (1963), 451.
17. DAVIDSON, J. F. e SCHULER, B. O. G. - "Buble Formation at an Orifice in an a Viscous Liquid" - Trans. Inst. Chem. Eng., (1960), vol.38, n°144 pp 144-154 e 335-342.
18. EL-SADEN, M. R. - "Heat Conduction in an Eccentrically Hollow, Infinitely Long Cylinder with Internal Heat Generation" - Trans. ASME, J. Heat Transfer (1961), vol.83, pp:510-513.
19. FERNANDES, R. C., SEMIAT, R. e DUKLER, A. E. - "Hydrodinamic Model for Gas-Liquid Slug Flow in Vertical Tubes" - AIChE J. (1983), vol.29, n° 6, pp:981-989.
20. FERTL, W. H. e HOTZ, R. F. - "Efficiently Log and Perforate 60° + OWells with Coiled Tubing" - World Oil, (jul 87), vol. 205, n° 1, pp:32-35.
21. GAITHER, O. D., WINKLER, H. W., e KIRHPATRICK, C. V. - "Single and Two-Phase Fluid Flow in Small Diameter Vertical Conduits Including Annular Configurations" - J. Pet. Tech., (mar 63), pp:309-320.

22. GOULD, T. L., TEK, M. R. e KARTZ, D. L. - "Two Phase Flow Through Vertical, Inclined or Curved Pipes" - J. Pet. Tech., (ago 74), vol.26, n° 8 pp:915-926.
23. GOVIER, G. C. e AZZIZ, K. - "The Flow of Complex Mistures in Pipes", Krieger, 1977.
24. GRACE, J.R., e HARRISON, D. - "The influence of Bubble Shape on the Rising Velocities of Large Bubbles" - Chem. Engng. Sci, (1967), vol.22, pp:1337-1347.
25. GUNN, D. J., DARLING, C. W. W. - "Fluid Flow and Energy Losses in Non-Circular Conduits" - Trans. Inst. Chem. Engrs., (1963), vol.41, pp:163-173.
26. HAGEDORN, A.R. E BROWN, K.E. - "Experimental Study of Pressure Gradients Occuring During Continuous Two-Phase Flow in Small-Diameter Vertical Conduits" - J. Pet. Tech, (abr 65), pp:475-484.
27. HARMANTHY, T. Z., "Velocity of Large Drops and Bubbles in Media of Infinite or Restricted Extent" - AIChE J., (1960), vol. 5, 281.

28. HARRISON, T. W. e BLOUNT, C. G. - "Coiled Tubing Cement Squeeze Technique at Phudhoe Bay, Alaska" - Documento SPE 15104, apresentado no "56th California Regional Meeting, Oakland, California, USA, abril, 2-4, 1986.
29. HETSRONI, G. - "Handbook of Multiphase Systems" - McGraw-Hill, 1982;
30. HOWWELL, E. P., SMITH, L.J. e BLOUNT, C.G. - "Coiled Tubing Logging System" - SPE Formation Avaluation, (mar 88), vol.3, pp:37-39.
31. JONSSON, V. K. e SPARROW, E. M. - "Experiments on Turbulent-Flow Phenomena in Eccentric Annular Ducts" - J. Fluid Mech. (1966), vol.25, pp:65-86.
32. JAYAWEERA, K. O. L. F., MASON, B. J. e SLACK, G. W. - "The Behaviour of Clusters of Spheres falling in a Viscous Fluid - Part 1" - J. Fluid Mech., (1964), vol.20, pp:121-128.
33. KATO, K., TAMIYA, S. & MIYAZAWA, T.- " A Study of an Air-Lift Pump for Solid Particles and Its Application on Marine Engineering" - 2d Symp. Jet Pumps & Ejectors and Gas Lift Techniques, mar 75, pp:37-49;

34. KELESSIDIS, V. C. e DUKLER, A. E. - "Modeling Flow Pattern Transitions for Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Concentric and Eccentric annuli" - Int. J. Multf. Flow, (1989), vol.15, n° 2, pp:173-191.
35. KELESSIDIS, V. C. - "Vertical Upward Gas-Liquid Flow in Concentric and Eccentric Annuli" - Ph.D. Dissertation, Univ. of Houston, Texas - 1986.986.
36. LANE, F. - "Coiled Tubing Useful as Workover Tool" - Northeast Oil Report, (1984), vol.4, n° 8, pp:43-46.
37. LATOS, J. e CHENERY, D. - "Logging with a Coiled Tubing System" - J. Can. Pet. Tech., (mar-abr 88), vol.27, n° 2 pp:81-84.
38. LAWN, C. J. e ELLIOT, C. J. - "Fully Developed Turbulent Flow Through Concentric Annuli" - J. Mech. Engng. Sci, (1972), vol.14, pp:195-204.
39. MANERY, C. C. e MENDELSON, H. D. - "The rise Velocity of Bubble in Tubes and Rectangular channels as Predicted by Wave Theory" - AIChE J., (1968), vol.4, n° 2, pp:295-300.
40. MENDELSON, H. D. - "The Prediction of Bubble Terminal Velocities Fron Wave Theory" - AIChE J., (1967), vol.13, n° 2, pp:250-253.

41. McQUILLAN, K. W. e WHALLEY, P. B. - "Flow Patterns in Vertical Two-Phase Flow" - Int. J. Multf. Flow, (1985), vol.11, pp:161-175.
42. MILLER, R. W. - "Flow Measurement Engineerig Handbook, McGraw-Hill, 1983.
43. MICHİYOSHI, I. - "Heat Transfer in Air-Water Two_phase Flow in a Concentric annulus" - Int. Heat Transfer Conference 6th, Toronto., Natl. Res. Counc. of Can., Toronto, Ont. (1978), vol.1, pp:499-504
44. NASS, R. J. - "An Experimental Vertical Two-Phase Flow Instalation: Planing, Construction and initial Testing Phases" - M.S. Thesis, The University of Texas at Austin (1968).
45. ORKISZEWSKI, J. -]Prediction Two-Phase Pressure Drops in Vertical Pipes" - J. Pet. Tech., (jun 67), pp:829-838.
46. PEEBLES, F.N. e GARBER, H. J. - "Studies on the Motion of Gas Bubbles in Liquids" - Chem. Eng. Prog., (1953), vol.49, n° 2, pp:88-97
47. POETTMAN, F. H. e CARPENTER, P. G. - "The Multiphase Flow of Gas, Oil and Water Through Vetical Flow Strings with Application to the Design of Gas-Lift Installations" - Drill and Prod. Prac., API (1952).

48. QUARMBY, A. - "An Experimental Study of Turbulent Flow Through Concentric Annuli" - Int. J. Mech. Sci., (1967), vol.9, pp:205-221.
49. REDBERGER, P. J. e CHARLES, M. E. - "Axial Laminar Flow in a Circular Pipe Containing a Fixed Eccentric Core" - Can J. Chem. Engng , (1962), pp:148-151.
50. REHME, K. - "Simple Method of Prediction Friction Factors of Turbulent Flow in Non-Circular Channels" - J. Heat Transfer, (1973), vol.16, pp:933-950.
51. ROS, N. C. J. - "Simultaneous Flow of Gas and Liquid as Encountered in Well Tubing" - J. Pet. Tech, (out 61), pp:1037-1049
52. ROTHFUS, R. R. e NEWBY, R. A. - "Transactional Flow in Concentric Annuli" - AIChEJ., (mar 70), vol.16, pp:173-177.
53. ROTHFUS, R. R., SARTORY, W. K. e KERMODE, R. I. - "Flow in Concentric Annuli at High Reynolds Numbers" - AIChE J. (nov 66), vol.12, pp:1086-1091.
54. ROTHFUS, R. R., WALKER, J. E. e WHAN, G. A. - "Correlation of Local Velocities in Tubes, Annuli, and Parallel Plates" - AIChE J., (jun 58), vol.4, pp:240-245.

55. SADATOMI, M., SATO, Y. e SARUWATARI, S. - "Two Phase Flow in Vertical Noncircular Channels" - Int J. Multf. Flow (1982), vol.8, n° 6, pp:641-655.
56. SHOHAM, O. - "Flow Pattern Transition and Characterization in Gas-Liquid Two Phase Flow in Inclined Pipes" - Ph.D. Dissertation, Tel-Aviv University (1982).
57. SLATOR, D. T. e HANSON, W. E. Jr. - "Continuos String Light Workover Unit" - J. Pet. Tech (jan 65), vol.17, pp:39-44.
58. SNYDER, W. T. - "An Analyses of Slug Flow Heat Transfer in an Eccentric Annulus" - AIChE J. (1963), vol.9, n° 4, pp:503-506.
59. SNYDER, W. T. e, GOLDSTEIN, G. A. - "An Analise of Fully Developed Laminar Flow in an eccentric Annulus" - AIChE J.(1965), vol.11, pp:462,467.
60. TAITEL, Y., BARNEA, D. e DUKLER, A. E. - "Modelling Flow Pattern transitions for Steady Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes" - AIChE J. (1980), vol.26, pp:345-354.
61. TODOROKI, I., SATO, T. & HONDA, T. - "Performance of Air-Lift Pump" - Bull. JSME, 16:94, pp:733-741;

62. TOSUN, I. - "Axial Laminar Flow in a Eccentric Annulus: An Approximate Solution" - AIChE J. (1984), vol.30, pp:877-878.
63. TURNER, R. G., HUBBARD, M. G. e DUKLER, A. E. - "Analysis and Prediction of Minimum Flow Rate for the Continuous Removal Liquid From Gas Wells" - J. Pet. Tech (1960), vol.21, 1475.475.
64. VAUGHN, R. D. - " Axial Laminar Flow of Non-Newtonian Fluids in Narrow Eccentric Annuli" - SPE J. (dec 65), pp:227-280.
65. VENKATESWARARAO, P., SEMIAT, R. e DUKLER, A. E. - "Flow Pattern Transitions for Gas-liquid Flow in a Vertical Rod Bundle" - Int. J. Multf Flow (1982), vol.8 pp:509-524.
66. WALLIS, G. B. - "One Dimensional Two-Phase Flow", McGraw-hill, (1969).
67. WESSON, H. R. e SHURSEN. J. L. - "Coiled Tubing Velocity Strings Keep Wells Unloaded" - World Oil (jul 89), vol.209, n° 1, pp:56-60.
68. WEEKS, S. G. - "Coil Tubing, Nitrogen Cut Workover Costs" - World Oil (set 70), vol.70, n° 2, pp:29-32.

69. WINKLER, H. W. - "Single and Two-Phase Vertical Flow Through 0.996 x 0.625 inch Fully Eccentric Plain Annular Configuration" - Ph.D. Dissertation, The University of Texas at Austin (1968).

70. ZUBLER, N. & FINDLAY, J. A.- "Average Volumetric Concentration in Two-Phase Systems" - J. Heat Transfer, vol.87, pp:453-468.

APENDICE A

DADOS RELATIVOS AO ESCOAMENTO MONOFÁSICO

TABELA A-1 : Dados Experimentais Obtidos para o Escoamento
Monofásico de Água em Geometria Anular

OBS	QL gpm	P1 psi	P2 psi	P4 psi	Tcol dg C	TDP psi	VEL MED LIQ m/s	NUMERO REYNOLDS	FATOR DE ATRITO-TDP
1	31.0	16.0	9.9	4.0	32.0	.12	.783	37189.	.626E-02
2	50.5	17.0	10.2	4.3	32.0	.30	1.276	60582.	.590E-02
3	69.0	17.5	10.6	4.0	32.0	.62	1.743	82775.	.653E-02
4	88.5	18.5	11.0	4.5	33.0	1.02	2.236	108305.	.653E-02
5	29.6	16.0	9.3	3.3	33.0	.13	.748	36224.	.744E-02
6	7.2	14.5	7.7	1.4	30.0	.01	.182	8296.	.967E-02
7	10.7	15.6	9.1	3.2	29.0	.02	.270	12062.	.875E-02
8	13.4	15.9	9.6	3.7	26.0	.03	.339	14131.	.836E-02
9	18.0	16.1	9.9	4.0	27.0	.05	.455	19412.	.773E-02
10	21.2	15.8	9.3	3.3	28.0	.06	.536	23377.	.669E-02
11	27.6	15.8	9.2	3.1	28.0	.11	.697	30435.	.723E-02
12	72.0	15.9	9.3	3.1	28.0	.68	1.819	79394.	.657E-02
13	36.5	16.0	9.6	3.4	28.0	.17	.922	40249.	.639E-02
14	41.6	16.0	9.7	3.4	29.0	.23	1.051	46896.	.666E-02
15	46.0	16.0	9.7	3.3	29.0	.28	1.162	51856.	.663E-02
16	50.5	16.2	9.9	3.6	29.0	.32	1.276	56929.	.629E-02
17	53.0	16.2	9.8	3.4	29.0	.36	1.339	59747.	.642E-02
18	59.5	16.2	9.8	3.3	29.0	.45	1.503	67075.	.637E-02
19	65.9	16.2	9.5	2.8	29.0	.59	1.665	74289.	.681E-02
20	65.8	16.2	9.5	2.8	30.0	.59	1.663	75820.	.683E-02
21	60.0	16.2	9.8	3.3	30.0	.50	1.516	69137.	.696E-02
22	55.0	16.2	9.7	3.2	30.0	.41	1.390	63375.	.679E-02
23	52.5	15.5	8.9	2.4	30.0	.38	1.327	60495.	.691E-02
24	46.7	15.5	9.0	2.6	31.0	.29	1.180	54910.	.667E-02
25	37.5	15.2	9.0	2.7	31.0	.18	.948	44093.	.642E-02
26	31.2	15.0	8.8	2.6	31.0	.14	.788	36685.	.721E-02
27	24.7	15.0	8.8	2.6	32.0	.09	.624	29631.	.740E-02
28	18.9	15.0	8.9	2.8	32.0	.05	.478	22673.	.702E-02
29	11.7	15.0	8.8	2.8	33.0	.02	.296	14318.	.733E-02
30	7.5	15.0	8.8	2.8	33.0	.01	.190	9178.	.892E-02
31	58.5	15.2	8.4	1.6	28.0	.45	1.478	64508.	.659E-02
32	42.7	15.0	8.0	1.5	28.0	.25	1.079	47085.	.687E-02
33	27.9	14.5	7.8	1.5	29.0	.12	.705	31452.	.772E-02
34	10.2	15.0	8.5	2.4	31.0	.02	.258	11993.	.964E-02
35	84.0	16.0	8.4	1.4	34.0	.93	2.122	104853.	.661E-02
36	66.0	20.0	13.0	6.4	34.0	.56	1.668	82304.	.645E-02
37	47.0	20.1	13.7	7.1	35.0	.29	1.188	59832.	.659E-02
38	24.6	19.8	13.3	6.9	35.0	.09	.622	31316.	.746E-02
39	13.8	19.8	13.2	6.9	35.0	.03	.349	17568.	.791E-02
59	15.5	14.2	8.3	2.2	28.0	.04	.392	17092.	.834E-02
60	19.0	18.8	13.2	7.1	28.0	.05	.480	20951.	.694E-02
61	24.8	19.9	14.0	7.8	28.0	.08	.627	27347.	.651E-02
62	30.0	14.0	8.0	2.0	28.0	.11	.758	33081.	.612E-02
63	37.0	16.2	10.2	4.2	27.0	.17	.935	39903.	.622E-02
64	14.2	18.0	12.2	6.1	28.0	.03	.359	15658.	.745E-02
65	17.0	23.9	18.3	12.2	29.0	.04	.430	19164.	.693E-02

TABELA A-2 : Dados Experimentais Obtidos para o Escoamento
Monofásico de Ar em Geometria Anular

OBS	ORIF pol	DIF PRE pol H2O	PEST psi	Tar dg C	P1 psi	P2 psi	P4 psi	P6 psi	Tcol dg C	TDP psi	QG scf/h	VEL MED AR m/s	NUMERO REYNOLDS	FATOR DE ATRITO-TDP
40	.500	190.0	80.4	29.2	2.8	2.6	1.6	35.6	23.0	.09	106.4	10.058	49143.	.618E-02
41	.500	115.4	80.2	7.5	3.0	2.3	1.8	26.5	22.0	.06	90.0	15.258	41650.	.589E-02
42	.500	183.8	78.9	10.1	10.2	9.3	9.0	35.0	22.0	.07	110.8	13.199	51305.	.654E-02
43	1.000	23.8	76.6	11.8	4.2	3.3	1.6	99.9	22.0	.19	166.0	27.631	77229.	.522E-02
44	1.000	11.3	78.1	25.2	8.0	7.2	6.8	37.2	23.0	.08	111.0	14.579	51249.	.673E-02
45	1.000	12.5	81.3	27.6	3.5	2.0	1.5	39.2	23.0	.11	117.8	20.406	54377.	.617E-02
46	.375	150.0	84.4	20.5	7.8	7.2	7.1	16.2	22.0	.02	56.2	7.306	26016.	.669E-02
47	.500	149.8	87.5	15.8	9.6	8.7	8.2	31.2	22.0	.06	101.1	12.398	45777.	.650E-02
48	.500	118.8	87.5	22.1	8.5	7.7	7.4	26.2	23.0	.05	90.2	11.547	41621.	.656E-02
49	.500	65.0	87.5	17.1	6.1	5.9	5.2	17.2	23.0	.03	68.2	9.601	31496.	.615E-02
50	.500	133.8	87.5	17.4	9.0	8.4	7.9	29.6	23.0	.06	97.0	12.104	44804.	.694E-02
51	.500	175.0	87.5	12.7	10.1	9.1	8.7	34.8	23.0	.07	112.3	13.560	51843.	.626E-02
52	.500	175.0	87.5	17.1	10.8	9.8	9.4	34.0	22.0	.06	110.6	12.928	51201.	.571E-02
53	.500	76.3	87.5	14.6	5.9	5.1	4.9	19.6	22.0	.04	74.5	10.735	34466.	.685E-02
54	.625	36.3	87.5	18.7	7.9	6.5	6.1	22.6	22.0	.04	79.9	10.806	36985.	.630E-02
55	.625	50.0	85.9	19.5	8.9	7.9	7.5	28.0	22.0	.05	92.6	11.745	42877.	.625E-02
56	.625	76.3	84.4	19.7	11.0	10.1	9.8	37.2	21.0	.07	113.1	12.991	52511.	.651E-02
57	.625	100.0	85.9	16.1	12.7	11.6	11.1	99.9	21.0	.09	131.8	14.318	61160.	.649E-02
58	.625	62.5	85.9	19.7	9.1	8.6	8.1	31.6	20.0	.06	103.3	12.647	48033.	.623E-02

TABELA A-3 : Dados Experimentais Obtidos para o Escoamento
Monofásico de Ar em "flexitubo"

OBS	ORIF pol	DIF PRE pol H2O	PEST psi	Tar dg C	TP1 psi	TP2 psi	Tco1 dg C	GRADT psi/m	QG scf/m	VEL MED AR m/s	NUMERO REYNOLDS	FATOR DE ATRITO-TDP
1	.250	25.0	87.5	25.6	.3	.6	23.0	.0279	10.4	13.452	19447.	.927E-02
2	.250	50.3	88.8	25.1	.5	1.0	25.0	.0465	14.8	18.925	27566.	.769E-02
3	.250	75.0	88.8	26.4	.7	1.5	25.0	.0743	18.0	22.435	33420.	.855E-02
4	.250	99.8	88.0	26.7	.9	1.8	25.0	.0836	20.6	25.282	38256.	.745E-02
5	.375	25.0	86.7	25.6	1.1	2.2	25.0	.1022	23.2	27.948	43082.	.730E-02
6	.375	50.3	88.1	25.6	2.3	4.3	25.0	.1859	33.0	36.141	61334.	.716E-02
7	.375	75.1	86.7	25.6	3.5	6.3	25.0	.2602	39.9	40.160	74214.	.743E-02
8	.375	99.8	87.0	25.6	5.0	8.4	25.0	.3160	45.9	42.347	85445.	.741E-02
9	.500	46.8	78.1	25.6	6.5	10.3	25.0	.3532	53.7	45.870	99906.	.852E-02
10	.500	75.9	78.1	25.1	10.2	15.5	25.0	.4926	60.3	48.882	126980.	.869E-02
11	.500	99.9	78.1	25.1	13.4	19.4	25.0	.5576	78.1	49.534	145257.	.853E-02
12	.625	25.0	78.6	25.6	7.4	12.3	25.0	.4554	62.0	49.819	115321.	.867E-02
13	.625	49.8	78.1	25.3	16.5	23.0	25.0	.6041	87.0	49.855	161949.	.830E-02
14	.625	62.5	78.1	25.6	20.5	27.5	25.0	.6506	97.3	49.589	180960.	.811E-02
15	.625	75.0	81.3	25.3	24.6	32.0	24.0	.6877	108.3	49.545	202101.	.560E-02

APENDICE B

DADOS RELATIVOS AO ESCOAMENTO BIFÁSICO

TABELA B-1 : Dados Experimentais Obtidos para o Escoamento Bifásico de Ar e Água em Geometria Anular

ANGULO DA COLUNA COM A HORIZONTAL : 90.0 GRAUS

OBS	ORIF pol	DIF PRES pol H2O	PEST psi	Tar dg C	Qliq gpm	TP1 psi	P1 psi	P2 psi	P4 psi	P5 psi	TP2 psi	TDP psi	Tcol dg C	PADRAO FLUXO	COMP JATO cm
1	.625	12.5	81.3	21.8	18.8	10.1	9.8	6.1	3.5	1.7	15.2	2.3	28.0	GOLF	15.0
2	.625	6.3	81.3	20.5	18.8	9.8	9.5	5.6	3.0	1.7	12.8	2.1	28.0	GOLF	13.0
3	.625	18.8	81.3	20.5	18.5	9.8	9.6	5.6	3.2	2.8	17.8	1.8	29.0	GOLF	17.0
4	.625	25.0	81.3	20.8	18.0	10.1	9.8	6.4	3.9	2.8	20.0	1.8	29.0	GOLF	18.0
5	.625	31.3	81.3	17.6	17.5	10.3	10.0	6.6	4.1	3.3	22.0	1.8	29.0	GO/AG	19.0
6	.625	37.5	81.3	20.0	17.0	10.5	10.2	6.8	4.5	3.8	24.2	1.8	28.0	GO/AG	20.0
7	.625	41.3	82.8	20.2	16.3	10.9	10.6	6.8	4.4	3.8	26.8	2.1	25.0	AGIT	20.0
8	.625	50.0	79.7	20.2	15.7	10.8	10.5	6.6	4.3	3.8	28.8	1.8	26.0	AGIT	20.5
9	.625	100.0	82.8	20.0	13.1	12.1	11.8	7.7	5.4	4.9	44.0	1.6	26.0	ANUL	23.0
10	.625	25.0	82.8	21.0	17.6	10.1	9.8	6.4	3.9	2.8	20.0	1.8	26.0	GOLF	18.5
11	.625	6.3	82.8	21.3	18.4	9.8	9.5	5.6	3.2	1.7	12.6	1.9	26.0	GOLF	13.0
12	.625	75.0	82.8	21.8	14.0	11.6	11.3	6.4	3.6	3.8	36.0	2.1	28.0	AG/AN	22.0
13	.625	18.8	82.8	23.4	18.3	9.9	9.6	5.0	2.3	2.0	17.0	2.3	28.0	GOLF	17.0
14	.625	137.5	81.3	22.6	11.3	12.8	12.5	8.2	6.1	6.0	53.0	1.4	29.0	ANUL	24.0
15	.625	112.5	81.3	22.8	12.6	12.3	12.0	8.0	5.7	4.9	47.0	1.5	29.0	ANUL	23.5
16	.750	12.5	81.3	24.9	17.7	10.1	9.8	6.4	3.9	2.8	19.8	2.0	30.0	GOLF	18.5
17	.750	21.3	81.3	24.1	16.2	10.7	10.4	6.8	4.3	3.3	26.0	1.8	29.0	AGIT	19.5
18	.750	68.0	79.7	24.9	11.9	12.8	12.5	8.0	5.9	4.9	50.5	1.5	30.0	ANUL	24.0
19	.750	80.0	78.1	25.3	10.4	13.3	13.0	8.6	6.6	6.0	58.5	1.3	30.0	ANUL	25.0
20	.750	6.3	82.8	24.6	18.7	10.1	9.8	6.1	3.5	1.7	15.0	1.8	30.0	GOLF	16.0
21	.750	75.0	79.7	24.9	10.8	13.1	12.8	8.6	6.4	6.0	50.9	1.4	29.0	ANUL	25.0
22	.500	87.5	81.3	23.1	17.0	10.3	10.0	6.6	4.2	2.8	23.0	1.8	30.0	GO/AG	19.0
23	.500	50.0	79.7	22.8	18.2	9.9	9.7	6.3	3.9	1.7	17.2	1.8	30.0	GOLF	17.0
24	.500	25.0	82.8	22.3	18.8	10.1	9.8	5.6	3.2	1.3	13.5	1.8	29.0	GOLF	15.0
25	.375	50.0	79.7	23.1	18.3	9.8	9.5	6.5	4.1	3.8	11.2	1.9	27.0	GOLF	13.0
26	.375	75.0	79.7	25.9	19.2	9.9	9.5	6.6	4.1	3.8	12.7	1.9	29.0	GOLF	14.0
27	.375	100.9	78.1	26.4	19.0	10.0	9.6	6.9	4.2	3.8	13.8	1.9	29.0	GOLF	15.0
28	.125	27.5	79.7	26.1	12.4	12.6	12.3	7.7	4.1	2.8	11.1	3.1	30.0	GOLF	.5
29	.125	12.5	79.7	20.8	7.4	14.0	13.8	8.8	4.7	1.8	12.7	3.8	31.0	BO/GO	.5
30	.125	10.0	79.7	21.0	9.4	13.6	13.3	9.3	4.8	1.8	13.1	4.0	30.0	BO/GO	.5
31	.125	13.8	79.7	22.1	8.9	13.6	13.4	8.7	4.6	1.8	12.4	3.7	30.0	BO/GO	.5
32	.125	12.5	79.7	23.1	7.5	13.7	14.0	8.8	4.7	1.8	12.9	3.8	31.0	BO/GO	.5
33	.125	10.0	79.7	24.4	4.0	14.7	14.4	9.3	4.8	1.8	13.3	4.1	30.0	BO/GO	.5
34	.125	13.8	79.7	23.1	3.8	14.8	14.5	9.8	5.7	1.8	14.0	3.6	28.0	BO/GO	.5
35	.125	12.5	79.7	23.6	2.6	14.9	14.6	9.7	5.5	1.8	13.8	3.5	28.0	BO/GO	.5
36	.250	21.3	85.6	25.6	15.4	11.6	11.3	7.7	4.8	2.8	11.0	2.4	30.0	GOLF	3.5
37	.250	100.6	79.7	26.9	17.9	10.4	10.0	7.4	4.8	2.8	11.1	2.0	30.0	GOLF	9.0
38	.250	62.5	79.7	27.4	17.4	10.6	10.2	7.3	4.8	2.8	10.9	2.1	31.0	GOLF	7.0
39	.250	24.4	79.7	26.4	15.8	11.3	11.0	7.4	4.8	2.8	10.9	2.3	31.0	GOLF	4.0
40	.375	99.4	79.7	26.1	18.4	10.1	9.8	7.3	5.0	3.8	14.4	1.9	31.0	GOLF	15.5
41	.375	62.5	79.7	27.6	18.6	10.0	9.7	7.2	4.9	3.8	12.9	1.9	31.0	GOLF	13.5
42	.375	25.0	79.7	27.4	18.1	10.1	9.8	7.2	4.8	2.8	11.1	2.0	32.0	GOLF	9.5
43	.500	100.0	78.1	26.4	16.7	10.8	10.4	7.5	5.2	4.9	23.7	1.8	31.0	GO/AG	19.5
44	.500	62.5	79.7	25.6	17.6	10.4	10.0	7.4	5.1	3.8	18.0	1.8	31.0	GOLF	18.0
45	.500	25.0	78.1	25.6	18.4	10.2	9.8	7.3	4.8	3.8	12.8	1.9	31.0	GOLF	14.0
46	.625	100.0	79.2	22.6	14.4	12.1	11.6	7.8	5.4	4.9	42.0	1.8	31.0	ANUL	22.0
47	.625	65.0	82.8	21.8	15.5	11.4	11.0	7.7	5.3	4.9	30.7	1.8	30.0	AG/AN	20.5
48	.625	23.8	83.8	22.6	18.1	10.4	10.0	7.2	4.8	3.8	17.6	1.8	30.0	GOLF	17.5
49	.750	25.8	78.9	20.5	16.4	11.1	10.8	7.9	5.5	4.9	25.9	1.8	27.0	AGIT	20.5
50	.750	27.5	78.1	20.8	16.3	11.1	10.8	7.8	5.4	4.9	27.0	1.8	27.0	AGIT	20.5
51	.500	63.8	76.6	20.5	17.9	10.4	10.0	7.6	4.5	1.8	18.0	1.8	27.0	GOLF	18.5
52	.500	26.3	76.6	19.2	18.8	10.0	9.7	7.4	5.0	3.8	13.0	1.9	26.0	GOLF	14.5

TABELA B-2 : Vazões, RGL, Gradiente Total e Velocidades Superficiais para o Ar e para a Água, Associados ao Padrão de Fluxo

OBS	QLIQ		QGAS		GRADT PSI/M	VSL M/S	VSG M/S	VMIST M/S	PADRAO DE FLUXO
	BPM	L/S	SCF/M	NM3/min					
1	.4476	1.19	45.12	1.26	.658	.475	6.706	7.181	GOLF
2	.4476	1.19	32.22	.91	.658	.475	4.915	5.390	GOLF
3	.4405	1.17	55.51	1.57	.608	.467	8.452	8.920	GOLF
4	.4286	1.14	63.89	1.81	.633	.455	9.360	9.815	GOLF
5	.4167	1.10	72.21	2.04	.633	.442	10.438	10.880	GOLF
6	.4048	1.07	78.33	2.22	.582	.430	11.157	11.586	GOLF
7	.3881	1.03	82.76	2.34	.608	.412	11.698	12.110	GO/AG
8	.3738	.99	89.49	2.53	.582	.397	12.786	13.183	GO/AG
9	.3119	.83	127.88	3.62	.582	.331	17.339	17.670	AGIT
10	.4190	1.11	64.35	1.82	.633	.445	9.334	9.778	GOLF
11	.4381	1.16	32.38	.92	.608	.465	4.882	5.347	GOLF
12	.3333	.88	110.48	3.13	.709	.354	16.255	16.608	AGIT
13	.4367	1.15	55.41	1.57	.683	.462	8.752	9.214	GOLF
14	.2690	.71	146.95	4.16	.532	.285	19.557	19.843	AG/AN
15	.3000	.79	133.22	3.77	.582	.318	17.976	18.285	AGIT
16	.4214	1.12	64.87	1.84	.633	.447	9.535	9.982	GOLF
17	.3857	1.02	84.78	2.40	.633	.409	12.175	12.584	GO/AG
18	.2833	.75	148.91	4.22	.532	.301	20.068	20.368	AG/AN
19	.2476	.66	159.68	4.52	.506	.263	20.891	21.154	ANUL
20	.4452	1.18	46.93	1.32	.658	.473	6.962	7.434	GOLF
21	.2571	.68	156.26	4.42	.557	.273	20.468	20.741	ANUL
22	.4048	1.07	74.95	2.12	.608	.430	10.879	11.309	GOLF
23	.4333	1.15	56.49	1.60	.608	.460	8.324	8.783	GOLF
24	.4476	1.19	40.80	1.16	.608	.475	6.212	6.687	GOLF
25	.4367	1.15	31.75	.90	.608	.462	4.586	5.048	GOLF
26	.4571	1.21	38.40	1.09	.633	.485	5.570	6.055	GOLF
27	.4524	1.20	43.95	1.24	.583	.480	6.311	6.791	GOLF
28	.2952	.78	2.65	.07	.911	.313	.375	.688	GOLF
29	.1762	.47	1.82	.05	1.038	.187	.249	.436	BO/GO
30	.2238	.59	1.63	.05	1.139	.238	.219	.456	BO/GO
31	.2119	.56	1.91	.05	1.038	.225	.260	.485	BO/GO
32	.1786	.47	1.81	.05	1.038	.190	.247	.436	BO/GO
33	.0952	.25	1.61	.05	1.139	.101	.216	.317	BO/GO
34	.0905	.24	1.90	.05	1.038	.096	.246	.341	BO/GO
35	.0619	.16	1.81	.05	1.063	.066	.235	.300	BO/GO
36	.3667	.97	8.51	.24	.734	.389	1.185	1.574	GOLF
37	.4262	1.13	19.76	.56	.658	.452	2.772	3.224	GOLF
38	.4143	1.10	15.62	.44	.633	.440	2.204	2.644	GOLF
39	.3762	1.00	9.85	.28	.658	.399	1.386	1.785	GOLF
40	.4381	1.16	44.05	1.25	.582	.465	6.185	6.650	GOLF
41	.4429	1.17	34.92	.99	.582	.470	4.926	5.396	GOLF
42	.4310	1.14	22.21	.63	.608	.457	3.151	3.608	GOLF
43	.3976	1.05	77.78	2.20	.582	.422	10.816	11.238	GOLF
44	.4190	1.11	62.47	1.77	.582	.445	8.729	9.174	GOLF
45	.4381	1.16	39.36	1.11	.633	.465	5.553	6.018	GOLF
46	.3429	.91	124.45	3.52	.608	.364	17.103	17.467	AGIT
47	.3690	.98	102.97	2.92	.608	.392	14.171	14.563	GO/AG
48	.4310	1.14	62.78	1.78	.608	.457	8.849	9.306	GOLF
49	.3905	1.03	93.18	2.64	.608	.414	12.579	12.993	GO/AG
50	.3881	1.03	95.67	2.71	.608	.412	12.975	13.387	GO/AG
51	.4262	1.13	63.11	1.79	.785	.452	8.787	9.238	GOLF
52	.4476	1.19	40.90	1.16	.608	.475	5.635	6.110	GOLF

TABELA B-3 : Dados Experimentais Obtidos para a Perda de Pressão na Região do Jato

ORIF	DIFP	PEST	TEMP	QLIQ	TP1	P1	P2	P4	P5	TP2	TOP	T	PADR	JATO
0,625	62,5	76,6	25,6	17,9	22,2	10,5	6,7	3,6	4,9	29,3	2,8	27	'OH'	20,5
0,625	37,5	78,1	25,6	18,7	16,5	10,0	7,4	4,0	4,9	21,3	2,6	29	'S/C'	19,5
0,250	5,3	75,9	22,8	9,2	13,3	14,0	9,5	4,3	3,8	13,6	4,8	32	'SL'	0,5
0,250	6,3	77,3	24,1	11,9	12,3	13,0	8,9	4,2	3,8	12,6	4,1	32	'SL'	0,5
0,250	9,6	78,0	23,4	15,3	11,1	11,9	8,1	4,1	3,8	11,5	3,6	32	'SL'	1,5
0,250	25,6	77,8	23,4	18,7	10,2	10,8	7,5	3,9	3,8	10,8	3,0	32	'SL'	3,5
0,375	12,8	78,1	23,1	20,0	9,8	10,2	7,3	3,8	3,8	10,9	2,9	32	'SL'	5,5
0,375	37,4	78,0	22,8	20,9	10,2	10,0	7,3	3,9	4,9	12,0	2,7	32	'SL'	11,5
0,500	25,0	77,0	22,8	20,9	11,0	10,0	7,4	4,1	4,9	13,5	2,6	31	'SL'	15,0
0,500	50,4	78,0	23,4	20,2	12,3	10,2	7,4	4,5	4,9	17,0	2,6	31	'SL'	17,0
0,500	87,5	77,8	22,8	19,0	16,7	10,7	7,6	4,6	4,9	21,6	2,7	31	'SL'	19,5

DADOS COMPLEMENTARES

QL BPM	QG SCF/min	VSL m/s	VSG m/s	GRADT PSI/m	P1 PSI	TP1 PSI	TP2 PSI	JATO cm
.4262	96,46	.452	14,039	.7089	10,5	22,2	29,3	20,5
.4452	75,58	.473	10,774	.6582	10,0	16,5	21,3	19,5
.2190	4,57	.232	.622	1,2152	14,0	13,3	13,6	.5
.2833	5,00	.301	.891	1,0380	13,0	12,3	12,6	.5
.3643	6,20	.387	.876	.9114	11,9	11,1	11,5	1,5
.4452	10,08	.473	1,451	.7595	10,8	10,2	10,8	3,5
.4762	16,02	.505	2,323	.7342	10,2	9,8	10,9	5,5
.4976	27,28	.528	3,947	.6835	10,0	10,2	12,0	11,5
.4976	39,50	.528	5,653	.6582	10,0	11,0	13,5	15,0
.4810	56,08	.510	7,949	.6582	10,2	12,3	17,0	17,0
.4524	73,62	.480	10,361	.6835	10,7	16,7	21,6	19,5

APENDICE C

DADOS RELATIVOS AO ESCOAMENTO BIFÁSICO INCLINADO

TABELA C-1 : Dados Experimentais Obtidos para o Escoamento Bifásico de Água e Ar em Geometria Anular, para condutos inclinados de 15 graus.

OBS	ORIF pol	DIF PRES pol H2O	PEST psi	Tar dg C	Qliq gpm	TP1 psi	P1 psi	P2 psi	P4 psi	P5 psi	TP2 psi	TDP psi	Tcol dg C	PADRAO FLUXO	COMP JATO cm
1	.500	100.0	75.0	20.0	15.7	10.9	10.4	7.4	4.5	4.9	22.0	.0	24.0	CH	19.5
2	.500	75.4	75.0	20.0	15.6	10.7	10.1	7.3	4.3	6.0	20.2	.0	24.0	CH	19.0
3	.500	50.0	78.1	22.1	17.6	10.7	10.0	7.4	4.3	4.9	16.1	.0	24.0	S/C	17.5
4	.500	25.0	77.3	22.1	17.8	10.5	10.0	7.3	4.3	4.9	12.8	.0	25.0	SL	15.0
5	.500	49.5	76.6	22.1	17.4	10.8	10.0	7.3	4.2	4.9	16.2	.0	25.0	S/C	17.0
6	.375	25.0	82.2	20.2	16.7	9.1	10.0	7.4	4.3	4.9	10.8	.0	26.0	SL	10.0
7	.375	51.6	80.2	20.0	17.0	9.5	10.0	6.9	4.5	4.9	12.0	.0	27.0	SL	14.0
8	.375	75.0	74.7	19.7	17.0	9.5	10.0	7.2	4.2	4.9	13.0	.0	26.0	SL	15.5
9	.375	100.0	73.4	20.5	16.8	9.5	10.1	7.4	4.2	6.0	14.1	.0	26.0	SL	16.0
10	.250	100.0	82.8	23.9	16.6	10.8	10.0	6.9	4.2	4.9	11.3	2.5	26.0	SL	9.5
11	.250	75.0	84.4	25.6	16.5	10.9	10.0	6.8	4.2	4.9	11.2	2.4	27.0	SL	8.0
12	.250	50.0	82.0	26.6	16.1	11.1	10.1	6.9	4.1	4.9	11.1	2.5	27.0	SL	7.0
13	.250	25.0	82.8	25.6	15.2	11.4	10.2	7.2	4.1	4.9	11.0	2.7	27.0	SL	4.5
14	.125	7.5	82.2	27.6	3.5	14.9	14.1	9.4	4.6	4.9	13.7	4.3	31.0	SL	.5
15	.125	6.9	53.1	27.6	4.7	15.1	14.1	9.4	4.5	4.9	14.0	4.3	31.0	SL	.5
16	.125	17.5	53.1	27.7	10.2	13.7	13.0	8.6	4.5	4.9	12.8	3.7	31.0	SL	.5
17	.125	25.0	81.3	25.3	12.7	11.4	11.5	7.5	4.3	4.9	11.0	3.3	30.0	SL	2.0
18	.125	63.8	82.2	24.1	14.1	10.9	11.0	7.4	4.1	4.9	10.6	2.9	29.0	SL	2.5
19	.125	100.0	82.7	23.9	15.1	10.7	10.8	7.3	4.1	4.9	10.8	2.8	29.0	SL	3.0
20	.625	25.6	81.7	23.9	17.0	10.3	10.1	7.2	4.2	6.0	18.9	2.4	29.0	S/C	17.5
21	.625	50.9	75.0	24.4	15.9	10.6	10.3	7.3	4.5	6.0	26.5	2.4	30.0	CH	20.5
22	.625	77.1	77.2	24.4	14.8	10.9	11.1	7.4	4.3	6.0	33.8	2.4	29.0	CH	21.5
23	.625	100.0	77.7	24.4	13.9	11.4	11.3	7.4	4.7	6.0	40.4	2.3	27.0	C/A	23.0
24	.750	86.3	83.6	26.4	11.9	10.2	12.2	7.9	5.1	6.0	.0	2.3	30.0	AN	25.0
25	.750	69.5	76.6	26.4	13.3	12.6	12.9	7.6	4.9	6.0	60.0	2.3	29.0	AN	23.0
26	.750	56.3	75.0	26.6	14.2	12.0	11.8	7.5	4.8	6.0	50.0	2.3	30.0	C/A	22.0
27	.750	25.0	75.8	26.1	16.7	11.6	10.8	7.5	4.5	6.0	43.0	2.4	30.0	CH	21.0

TABELA C-1 : Dados Experimentais Obtidos para o Escoamento Bifásico de Água e Ar em Geometria Anular, para condutos inclinados de 15 graus.

Dados Complementares

OBS	QLIQ		QGAS		RGO	GRADT	VSL	VSG	VMIST	PADRAO DE FLUXO
	BPM	L/S	SCF/m	MM3/h						
1	.3738	.99	78.09	2.21	208.9	.000	.397	10.815	11.211	CH
2	.3714	.98	68.32	1.93	183.9	.000	.394	9.531	9.926	CH
3	.4190	1.11	56.13	1.59	134.0	.000	.445	7.812	8.256	S/C
4	.4238	1.12	39.65	1.12	93.6	.000	.450	5.550	6.000	SL
5	.4143	1.10	55.40	1.57	133.7	.000	.440	7.773	8.213	S/C
6	.3976	1.05	23.05	.45	58.0	.000	.422	3.229	3.651	SL
7	.4048	1.07	32.67	.93	80.7	.000	.430	4.626	5.056	SL
8	.4048	1.07	38.14	1.08	94.2	.000	.430	5.383	5.812	SL
9	.4000	1.06	43.45	1.23	108.6	.000	.424	6.103	6.527	SL
10	.3952	1.05	26.23	.57	51.2	.633	.419	2.876	3.296	SL
11	.3929	1.04	17.62	.50	44.8	.608	.417	2.520	2.936	SL
12	.3833	1.02	14.20	.40	37.1	.633	.407	2.031	2.438	SL
13	.3619	.96	10.15	.29	28.1	.684	.384	1.442	1.826	SL
14	.0833	.22	1.40	.04	16.8	1.089	.088	.189	.277	SL
15	.1119	.30	1.13	.03	10.1	1.089	.119	.152	.271	SL
16	.2429	.64	1.78	.05	7.3	.937	.258	.246	.503	SL
17	.3024	.80	2.55	.07	8.4	.835	.321	.362	.683	SL
18	.3357	.89	4.09	.12	12.2	.734	.356	.582	.938	SL
19	.3595	.95	5.12	.14	14.2	.709	.382	.729	1.111	SL
20	.4048	1.07	64.12	1.82	158.4	.608	.430	9.140	9.569	S/C
21	.3786	1.00	86.75	2.46	229.2	.608	.402	12.287	12.689	CH
22	.3524	.93	107.73	3.05	305.7	.608	.374	15.245	15.619	CH
23	.3310	.88	122.69	3.47	370.7	.582	.351	17.081	17.432	C/A
24	.2833	.75	170.03	4.81	600.1	.582	.301	23.400	23.701	AN
25	.3167	.84	147.25	4.17	465.0	.582	.336	20.440	20.776	AN
26	.3381	.90	131.49	3.72	388.9	.582	.359	18.400	18.758	C/A
27	.3976	1.05	88.53	2.51	222.7	.608	.422	12.478	12.900	CH

TABELA C-2 : Dados Experimentais Obtidos para o Escoamento Bifásico de Água e Ar em Geometria Anular, para condutos inclinados de 30 graus.

OBS	ORIF pol	DIF pol	PRES H2O	PEST psi	Tar dg C	θliq gr°	TP1 psi	P1 psi	P2 psi	P4 psi	P5 psi	TP2 psi	TDP psi	Tcol dg C	PADRAO FLUXO	COMP JATO cm
1	.750	85.0	83.6	25.8	9.7	11.6	11.4	7.1	4.8	6.0	59.3	1.9	31.0	AN	26.0	
2	.750	63.3	75.0	27.4	11.4	11.0	11.1	6.9	4.6	6.0	46.2	2.1	31.0	CH	23.0	
3	.750	25.0	75.0	27.6	14.1	10.0	10.2	6.8	4.2	6.0	24.5	2.3	31.0	S/C	25.0	
4	.625	100.0	75.0	26.7	12.5	10.7	10.5	6.9	4.5	6.0	39.4	2.1	32.0	CH	24.0	
5	.625	50.0	75.0	26.4	14.3	10.1	10.1	6.8	4.2	6.0	25.2	2.2	32.0	S/C	21.0	
6	.625	25.0	75.0	26.9	15.5	9.5	9.8	6.8	4.0	6.0	17.2	2.2	32.0	SL	19.0	
7	.500	100.0	75.0	25.8	14.6	9.9	10.0	6.8	4.1	6.0	22.4	2.3	31.0	S/C	20.0	
8	.500	50.6	75.0	25.6	15.6	9.5	9.6	6.6	4.0	5.5	16.0	2.3	31.0	SL	18.5	
9	.500	25.0	75.0	25.3	16.3	9.2	9.2	6.3	3.8	5.5	12.2	2.2	31.0	SL	14.0	
10	.375	100.0	76.6	24.9	16.0	9.3	9.2	6.3	3.8	6.0	13.8	2.3	31.0	SL	17.0	
11	.375	50.0	75.0	24.6	16.3	9.2	9.1	6.3	3.9	5.5	11.4	2.2	31.0	SL	12.5	
12	.375	12.5	81.3	25.1	15.7	9.4	9.4	6.6	3.9	5.5	9.5	2.3	31.0	SL	6.0	
13	.250	103.1	82.0	25.6	16.1	9.3	9.1	6.4	3.9	5.5	10.5	2.2	30.0	SL	9.0	
14	.250	50.0	82.0	25.6	15.9	9.3	9.2	6.5	3.9	5.5	9.7	2.2	30.0	SL	6.5	
15	.250	12.5	81.3	25.6	13.2	9.8	9.8	6.9	4.0	5.5	10.0	2.6	30.0	SL	2.5	
16	.125	100.0	81.3	25.6	13.9	9.7	9.8	6.8	3.9	5.5	9.8	2.6	30.0	SL	3.0	
17	.125	31.9	82.0	26.9	11.3	11.0	10.9	7.5	4.1	5.5	10.5	3.1	31.0	SL	1.0	
18	.125	17.5	82.0	25.8	9.1	11.7	11.5	8.0	4.1	5.5	11.1	3.5	31.0	SL	.5	
19	.125	7.5	83.6	26.9	4.4	12.4	12.5	8.4	4.2	4.9	11.7	3.8	32.0	SL	.5	

OBS	θLIQ BPM	L/S	QGAS SCF/ft	MM3/h	RGO SCF/BPM	GRADT PSI/ft	VSL M/S	VSG M/S	VNIST M/S	PADRAO DE FLUXO
1	.2310	.61	169.10	4.79	732.2	.481	.245	23.972	24.217	AN
2	.2714	.72	130.93	3.93	511.8	.532	.288	19.897	20.175	CH
3	.3357	.89	87.70	2.48	261.2	.582	.356	12.710	13.066	S/C
4	.2976	.79	119.93	3.40	403.0	.532	.316	17.265	17.581	CH
5	.3405	.90	85.42	2.42	250.9	.557	.361	12.420	12.781	S/C
6	.3690	.98	60.51	1.71	164.0	.557	.392	8.842	9.233	SL
7	.3476	.92	76.59	2.17	220.3	.582	.369	11.127	11.495	S/C
8	.3714	.98	54.86	1.55	147.7	.582	.394	8.029	8.424	SL
9	.3881	1.03	38.74	1.10	99.8	.557	.412	5.742	6.153	SL
10	.3810	1.01	43.61	1.23	114.5	.582	.404	6.464	6.868	SL
11	.3881	1.03	30.79	.87	79.3	.557	.412	4.551	4.963	SL
12	.3738	.99	15.99	.45	42.8	.582	.397	2.347	2.743	SL
13	.3833	1.02	20.42	.58	53.3	.557	.407	3.001	3.408	SL
14	.3786	1.00	14.25	.40	37.6	.557	.402	2.090	2.491	SL
15	.3143	.83	7.14	.20	22.7	.658	.334	1.034	1.368	SL
16	.3310	.88	5.05	.14	15.3	.658	.351	.735	1.086	SL
17	.2690	.71	2.89	.08	10.7	.785	.286	.412	.698	SL
18	.2167	.57	2.15	.06	9.9	.886	.230	.304	.534	SL
19	.1048	.28	1.41	.04	13.5	.962	.111	.198	.309	SL

TABELA C-3 : Dados Experimentais Obtidos para o Escoamento Bifásico de Água e Ar em Geometria Anular, para condutos inclinados de 45 graus.

OBS	ORIF pol	DIF pol	PRES H2O	PEST psi	Tar dg C	Qliq gpm	TP1 psi	P1 psi	P2 psi	P4 psi	P5 psi	TP2 psi	TDP psi	Tcol dg C	PADRAO FLUXO	COMP JATO cm
1	.125	41.3	82.8	25.8	9.3	9.0	9.0	6.4	3.7	6.0	8.8	2.4	33.0	SL	2.0	
2	.125	13.8	83.6	27.4	4.9	9.9	9.9	6.9	3.8	6.0	9.5	2.7	32.0	SL	1.0	
3	.125	7.5	83.6	28.2	2.4	10.1	10.0	6.7	3.9	6.0	9.6	2.8	32.0	SL	.5	
4	.250	14.4	82.8	27.6	11.3	8.3	8.3	6.0	3.5	6.0	8.2	2.1	35.0	SL	2.5	
5	.250	53.1	82.0	27.9	12.9	7.8	7.9	5.6	3.4	6.0	8.4	1.7	33.0	SL	8.0	
6	.250	102.5	82.0	25.8	13.4	7.9	7.8	5.6	3.5	6.0	9.0	1.7	33.0	SL	10.0	
7	.500	12.5	82.0	27.9	13.2	7.9	7.9	5.7	3.6	6.0	9.0	1.7	33.0	SL	9.0	
8	.500	37.5	79.7	28.2	12.6	8.0	8.0	6.0	3.5	6.0	13.5	1.8	33.0	SL	19.0	
9	.500	62.5	81.3	29.2	12.0	8.2	8.1	5.8	3.6	6.0	17.3	1.8	32.0	SL	21.0	
10	.500	9.4	82.0	28.9	13.2	7.8	7.8	5.6	3.6	6.0	8.7	1.7	33.0	SL	10.0	
11	.500	100.0	79.7	28.4	11.4	8.6	8.8	6.0	3.8	6.0	22.2	1.9	33.0	SL	25.0	
12	.750	23.4	81.6	28.2	11.1	8.9	9.0	6.1	3.7	6.0	24.5	1.9	33.0	SL	26.0	
13	.750	45.0	82.8	24.9	9.1	9.2	9.2	6.0	4.0	6.0	39.0	1.6	31.0	CH	27.5	
14	.750	83.8	82.8	23.9	6.8	9.8	9.8	5.9	4.1	6.5	62.0	1.4	31.0	C/A	29.0	

OBS	QLIQ		QGAS		RGO SCF/BPM	GRADT PSI/M	USL M/S	USG M/S	UMIST M/S	PADRAO DE FLUXO
	BPM	L/S	SCF/m	NM3/h						
1	.2214	.59	3.29	.09	14.9	.608	.235	.491	.726	SL
2	.1167	.31	1.91	.05	16.4	.684	.124	.280	.404	SL
3	.0571	.15	1.41	.04	24.7	.709	.061	.207	.267	SL
4	.2690	.71	7.67	.22	28.5	.532	.286	1.170	1.455	SL
5	.3071	.81	14.57	.41	47.4	.430	.326	2.236	2.562	SL
6	.3190	.85	20.26	.57	63.5	.430	.339	3.102	3.440	SL
7	.3143	.83	28.26	.80	89.9	.430	.334	4.303	4.637	SL
8	.3000	.79	48.13	1.36	160.4	.456	.318	7.291	7.610	SL
9	.2857	.76	62.26	1.76	217.9	.456	.303	9.426	9.729	SL
10	.3143	.83	24.44	.69	77.8	.430	.334	3.732	4.066	SL
11	.2714	.72	77.95	2.21	287.2	.481	.288	11.718	12.006	SL
12	.2643	.70	87.78	2.49	332.1	.481	.280	13.196	13.476	SL
13	.2167	.57	123.48	3.50	569.9	.405	.230	18.348	18.578	CH
14	.1619	.43	168.29	4.77	*****	.354	.172	25.007	25.179	C/A

APÊNDICE D

DADOS OBTIDOS PELA APLICAÇÃO DO MODELO NUMÉRICO PARA
RECUPERAÇÃO DE LÍQUIDOS POR "JET-LIFTING"

TABELA D-1 : Vazões de Gás e de Líquido Obtidos a Partir do
 Modelo de Zubler & Findlay para a Fração Volumétrica
 Média de Gás

obs	HI	Qgcal	Qliqcal
1	.04		.54
2	.08	4.298	.89
3	.12	2.096	1.12
4	.13	1.833	1.17
5	.14	1.627	1.21
6	.15	1.460	1.25
7	.17	1.322	1.28
8	.18	1.205	1.31
9	.19	1.104	1.33
10	.20	1.017	1.35
11	.21	.940	1.37
12	.22	.872	1.38
13	.23	.811	1.40
14	.25	.756	1.41
15	.26	.707	1.41
16	.27	.662	1.42
17	.28	.620	1.42
18	.29	.583	1.43
19	.30	.548	1.43
20	.31	.516	1.43
21	.33	.486	1.43
22	.34	.459	1.42
23	.35	.433	1.42
24	.36	.409	1.42
25	.40	.337	1.40
26	.44	.279	1.37
27	.48	.231	1.33
28	.52	.181	1.29
29	.56	.158	1.25
30	.60	.130	1.20
31	.64	.106	1.14
32	.68	.085	1.08
33	.72	.068	1.01
34	.76	.053	.94
35	.80	.040	.86
36	.84	.028	.77
37	.88	.019	.67
38	.92	.011	.55
39	.96	.005	.39

TABELA D-2 : Frações Volumétricas Médias de Gás e de Líquido
Calculados a Partir das Vazões Experimentais de Gás
e do Modelo de Zubler & Findlay

OBS	HLC	QG NM3/min	QL L/S	QLC L/S	% ERRO
1	.149	1,278	1,18	1,23	-3,5
2	.186	.912	1,19	1,33	-11,9
3	.126	1,572	1,17	1,14	2,2
4	.118	1,809	1,14	1,10	2,9
5	.110	2,045	1,10	1,06	4,0
6	.105	2,218	1,07	1,03	3,5
7	.102	2,344	1,03	1,02	1,3
8	.097	2,534	.99	.98	.6
9	.082	3,624	.83	.89	-7,4
10	.118	1,822	1,11	1,10	.8
11	.187	.917	1,16	1,33	-14,5
12	.085	3,128	.88	.91	-2,9
13	.123	1,569	1,15	1,13	2,2
14	.081	4,161	.71	.00	100,0
15	.081	3,772	.79	.88	-10,6
16	.116	1,837	1,12	1,10	1,8
17	.100	2,401	1,02	1,00	1,8
18	.080	4,217	.75	.00	100,0
19	.079	4,522	.66	.00	100,0
20	.145	1,318	1,18	1,22	-3,0
21	.079	4,425	.68	.00	100,0
22	.107	2,122	1,07	1,05	2,5
23	.128	1,600	1,15	1,15	.0
24	.157	1,155	1,19	1,26	-5,9
25	.195	.899	1,15	1,35	-16,5
26	.170	1,087	1,21	1,29	-6,6
27	.155	1,245	1,20	1,25	-4,3
28	.679	.075	.78	1,08	-38,4
29	.748	.052	.47	.96	-106,6
30	.767	.046	.59	.93	-56,5
31	.740	.054	.56	.98	-74,3
32	.749	.051	.47	.96	-103,5
33	.769	.046	.25	.92	-266,6
34	.750	.054	.24	.96	-300,7
35	.756	.051	.16	.95	-478,5
36	.445	.241	.97	1,36	-40,5
37	.276	.560	1,13	1,42	-26,1
38	.319	.442	1,10	1,43	-30,2
39	.412	.279	1,00	1,39	-39,4
40	.158	1,247	1,16	1,26	-8,3
41	.186	.989	1,17	1,33	-13,1
42	.254	.629	1,14	1,41	-23,8
43	.107	2,202	1,05	1,05	.5
44	.124	1,769	1,11	1,13	-1,8
45	.170	1,115	1,16	1,29	-11,4
46	.083	3,524	.91	.89	1,6
47	.092	2,916	.98	.95	2,7
48	.122	1,778	1,14	1,12	1,5
49	.098	2,639	1,03	.99	4,4
50	.096	2,709	1,03	.98	4,8
51	.123	1,787	1,13	1,13	.4
52	.168	1,158	1,19	1,29	-8,4

TABELA D-3 : Comparação entre Valores Calculados pelos Modelos e os Obtidos Experimentalmente

BS	HLZF	HLCAET	%ERRO	QGMED Nm3/min	QLMED l/s	QLCAL l/s	%ERRO	GRADMED psi/m	GRADCAET psi/m	%ERRO	PADRAO DE FLUXO
1	.148	.214	30.4	1.278	1.19	1.16	2.5	.658	.602	8.5	GOLFADAS
2	.186	.242	23.1	.912	1.19	1.22	-2.5	.658	.606	7.9	GOLFADAS
3	.126	.197	36.0	1.572	1.17	1.13	3.4	.608	.618	-1.6	GOLFADAS
4	.118	.191	38.2	1.809	1.14	1.11	2.8	.633	.623	1.6	GOLFADAS
5	.110	.185	40.5	2.045	1.10	1.10	.0	.633	.635	-.3	GOLFADAS
6	.106	.181	42.0	2.218	1.07	1.09	-1.9	.582	.641	-10.1	GOLFADAS
7	.102	.179	43.0	2.344	1.03	1.08	-4.9	.608	.637	-4.8	GOLFADAS
8	.097			2.534	.93	1.08	-9.1	.582			ANULAR
9	.082	.141	41.8	3.624	.83	.70	16.7	.582	.538	7.6	ANULAR
0	.118	.181	38.2	1.822	1.11	1.11	-.0	.633	.614	3.0	GOLFADAS
1	.187	.242	22.7	.917	1.16	1.22	-5.2	.608	.598	1.6	GOLFADAS
2	.085	.123	50.9	3.128	.88	.78	11.4	.709	.526	25.8	ANULAR
3	.123	.195	36.9	1.569	1.15	1.12	2.6	.683	.618	9.5	GOLFADAS
4	.081	.108	25.0	4.161	.71	.57	19.7	.532	.537	-0.9	ANULAR
5	.081	.129	37.2	3.772	.79	.65	17.7	.582	.538	7.6	ANULAR
6	.116	.190	38.9	1.837	1.12	1.11	.9	.633	.620	2.1	GOLFADAS
7	.100	.177	43.5	2.401	1.02	1.08	-5.9	.633	.645	-1.9	GOLFADAS
8	.080	.105	23.8	4.217	.75	.57	24.0	.532	.573	-7.7	ANULAR
9	.079	.095	16.8	4.522	.66	.52	21.2	.506	.540	-6.7	ANULAR
0	.145	.211	31.3	1.318	1.18	1.16	1.7	.658	.601	8.7	GOLFADAS
1	.079	.098	18.4	4.425	.68	.52	23.5	.557	.544	2.3	ANULAR
2	.107	.183	41.5	2.122	1.07	1.09	-1.9	.608	.634	-4.3	GOLFADAS
3	.128	.198	35.4	1.600	1.15	1.13	1.7	.608	.609	-.2	GOLFADAS
4	.157	.220	28.6	1.155	1.18	1.18	.8	.608	.599	1.5	GOLFADAS
5	.195	.249	21.7	.899	1.15	1.23	-7.0	.608	.601	1.2	GOLFADAS
6	.170	.230	26.1	1.087	1.21	1.20	0.8	.633	.608	3.9	GOLFADAS
7	.155	.219	29.2	1.245	1.20	1.17	2.5	.683	.604	11.6	GOLFADAS
8	.678	.675	-0.6	.075	.78	1.29	-65.4	.811	1.211	-32.9	GOLFADAS
9	.748	.735	-1.8	.052	.47	1.18	-151.1	1.038	1.214	-17.0	GOLFADAS
0	.767	.752	-2.0	.046	.59	1.14	-93.2	1.139	1.314	-15.4	GOLFADAS
1	.740	.728	-1.6	.054	.56	1.19	-112.5	1.038	1.242	-19.7	GOLFADAS
2	.749	.736	-1.9	.051	.47	1.18	-151.1	1.038	1.219	-17.4	GOLFADAS
3	.769	.753	-2.1	.046	.25	1.13	-352.0	1.139	1.151	-1.1	GOLFADAS
4	.750	.736	-1.9	.054	.24	1.17	-387.5	1.038	1.098	-5.8	GOLFADAS
5	.756	.742	-1.9	.051	.16	1.16	-625.0	1.063	1.065	-.2	GOLFADAS
6	.445	.463	3.9	.241	.97	1.41	-45.4	.734	.879	-18.9	GOLFADAS
7	.278	.313	11.8	.560	1.13	1.31	-15.9	.858	.684	-4.0	GOLFADAS
8	.319	.348	8.3	.442	1.10	1.34	-21.8	.633	.735	-16.1	GOLFADAS
9	.412	.432	4.6	.279	1.00	1.40	-40.0	.858	.829	-26.0	GOLFADAS
0	.158	.220	28.2	1.247	1.16	1.18	-1.7	.582	.591	-1.5	GOLFADAS
1	.186	.241	22.8	.989	1.17	1.22	-4.3	.582	.601	-3.3	GOLFADAS
2	.254	.294	13.6	.629	1.14	1.29	-13.2	.608	.656	-7.9	GOLFADAS
3	.107	.183	41.5	2.202	1.05	1.09	-3.8	.582	.625	-7.4	GOLFADAS
4	.124	.195	36.4	1.769	1.11	1.12	-0.9	.582	.603	-3.6	GOLFADAS
5	.170	.230	26.1	1.115	1.16	1.20	-3.4	.633	.591	6.6	GOLFADAS
6	.083	.142	41.5	3.524	.91	.69	24.2	.608	.588	6.6	ANULAR
7	.092			2.916	.98	.69	29.6	.608			ANULAR
8	.122	.194	37.1	1.778	1.14	1.12	1.8	.608	.616	-1.3	GOLFADAS
9	.098			2.639	1.03	1.12	8.7	.608			ANULAR
0	.096			2.709	1.03	1.12	8.7	.608			ANULAR
1	.123	.196	37.2	1.787	1.13	1.12	.9	.785	.608	22.5	GOLFADAS
2	.168	.228	26.3	1.158	1.18	1.19	-.0	.608	.600	1.3	GOLFADAS

APENDICE E

CARACTERÍSTICAS GERAIS DO ESCOAMENTO DE FLUIDOS EM GEOMETRIA ANULAR

1 CARACTERÍSTICAS GEOMÉTRICAS

A geometria anular se caracteriza pela existência de dois tubos circulares circunscritos, onde o escoamento se dá através do espaço anular existente entre os dois tubos, limitado pela parede interna do tubo externo e pela parede externa do tubo interno. Diversos parâmetros geométricos podem identificar esta configuração.

1.1 RAZÃO DE DIÂMETROS (K)

É um parâmetro adimensional, variando de zero a um, que se relaciona com a área livre para o escoamento de fluidos entre os tubos e é definida como:

$$K = \frac{D_i}{D_e} \dots\dots\dots (E-1)$$

onde:

D_i é o diâmetro interno do tubo interno;

D_e é o diâmetro externo do tubo externo;

1.2 ÁREA DA SEÇÃO TRANSVERSAL: (A_{an})

Se tomarmos a área livre para o escoamento na geometria anular, teremos pela figura E-1:

$$A_{an} = \frac{\pi}{4} (D_c^2 - D_T^2) = \frac{\pi}{4} D_c^2 \left(1 - \frac{D_T^2}{D_c^2} \right)$$

da equação (E-1) teremos então que:

$$A_{an} = \frac{\pi}{4} D_c^2 (1-K^2) \dots\dots\dots (E-2)$$

Note-se que, para $D_T \Rightarrow D_c$ a área livre para o escoamento se reduz a zero. Por outro lado, para $D_T \Rightarrow 0$ a área livre se reduz à área da seção relativa ao tubo externo.

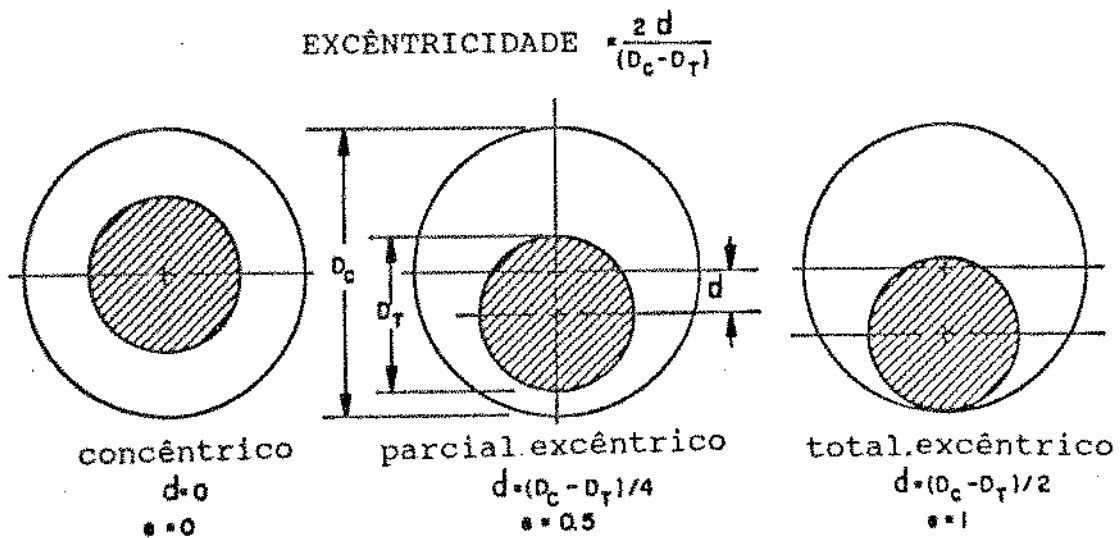


FIGURA E-1 - Seções Anulares com Diferentes Excentricidades

1.3 GRAU DE EXCENTRICIDADE: (e)

É o parâmetro adimensional que identifica a posição do tubo interno, em relação ao tubo externo e é definido como:

$$e = \frac{2d}{D_c - D_i} \dots\dots\dots (E-3)$$

onde d é a distância entre os centros dos dois tubos.

A geometria anular pode ter excentricidades variando de zero a um. Para excentricidade zero, os tubos são concêntricos e a configuração é a de um anular concêntrico. Para excentricidade igual a um, o tubo interno toca no tubo externo de modo a se ter uma geratriz comum e a configuração é a de um anular totalmente excêntrico. A figura E-1 mostra a seção transversal de uma geometria anular de mesma relação de diâmetros, mas com excentricidades diferentes.

1.4 DIÂMETRO EQUIVALENTE: (D_{eq})

É prática usual calcular-se o diâmetro efetivo de escoamento, como sendo aquele equivalente ao do escoamento numa seção circular de um tubo. Vários critérios podem ser utilizados para a sua definição, dentre os quais podemos destacar, como feito por Bourgoyne[6]:

a) Diâmetro hidráulico - é uma extensão do conceito de raio hidráulico. Relaciona a área da seção transversal do conduto

exposta ao fluxo e o perímetro molhado na mesma seção. Para a geometria anular da figura E-1, o raio hidráulico é dado por:

$$R_H = \frac{A_{an}}{P_M} = \frac{\pi (D_c^2 - D_I^2)/4}{\pi (D_c + D_I)} = \frac{D_c - D_I}{4}$$

rearranjando os termos, teremos:

$$D_H = 4R_H = D_c - D_I = D_c (1 - K) \dots\dots\dots (E-4)$$

onde:

R_H é o raio hidráulico;

P_M é o perímetro molhado;

D_H é o diâmetro hidráulico;

b) Um segundo critério é baseado na equivalência entre os termos geométricos da equação da velocidade média, para o regime de escoamento laminar. Igualando o termo geométrico da equação da velocidade média em tubos (equação A-8)⁸, com o termo geométrico da equação da velocidade média em geometrias anulares excêntricas (equação A-34)⁹, teremos:

$$\bar{U} = \frac{(\Pi_o - \Pi_l)}{L} \frac{R^2}{8\mu} \dots\dots\dots (A-8)$$

$$\bar{U} = \frac{(\Pi_o - \Pi_l)}{L} \frac{R_c^2}{2\mu} \frac{\phi \sinh^4 \eta_o}{(1-K^2)} \dots\dots\dots (A-34)$$

daí:
$$R = 2R_c \left(\frac{\phi \sinh^4 \eta_o}{1 - K^2} \right)^{1/2}$$

⁸ Ver desenvolvimento no anexo A, item A

⁹ Ver desenvolvimento no anexo A, item C

Portanto:

$$D_{qp_{ec}} = 2D_c \left(\frac{\phi \sinh^4 \eta_o}{1 - K^2} \right)^{1/2} \dots \dots \dots (E-5)$$

onde:

Π representa o efeito combinado da pressão estática e da ação gravitacional sobre a massa de fluido, no ponto considerado¹⁰;

L é a distância entre dois pontos;

μ é a viscosidade dinâmica do fluido;

\bar{U} é a velocidade média do fluido na seção considerada;

R é o raio do tubo;

R_c é o raio interno do tubo externo na geometria anular;

ϕ e η_o são parâmetros adimensionais definidos no Anexo A;

$D_{qp_{ec}}$ é o diâmetro equivalente pelo termo geométrico, no escoamento laminar excêntrico;

Um caso particular se dá, quando a excentricidade é igual a zero. Igualando o termo geométrico da equação da velocidade média em tubos (A-8), ao termo geométrico da equação da velocidade média em anulares concêntricos (A-15)¹¹, teremos que:

$$D_{qp_{ac}} = D_c \left(1 + K^2 - \frac{1 - K^2}{\ln(1/K)} \right)^{1/2} \dots \dots \dots (E-6)$$

¹⁰ $\Pi_0 = P_0$ e $\Pi_l = P_l + \rho g L$

¹¹ Ver desenvolvimento no anexo A, item B

onde $D_{qp_{ac}}$ é o diâmetro equivalente pelo termo geométrico, no escoamento laminar concêntrico;

c) Um terceiro critério é aquele obtido utilizando o critério anterior, mas igualando a equação (A-8) à equação da queda de pressão no escoamento laminar, desenvolvida para a aproximação entre o escoamento anular e o escoamento entre placas paralelas (aproximação "slot"), como realizado por Bourgoyne[6]:

$$\frac{(\Pi_o - \Pi_l)}{L} = \frac{12\mu\bar{U}}{(R_c - R_l)^2} \dots \dots \dots (E-7)$$

daí: $R = 0,8165(R_c - R_l)$

Portanto:

$$D_{qp_s} = 0,8165 (D_c - D_l) \dots \dots \dots (E-8)$$

onde D_{qp_s} é o diâmetro equivalente pelo termo geométrico, no escoamento laminar em anular concêntrico, utilizando a aproximação "Slot";

d) O quarto e último critério para o diâmetro equivalente, é o que utiliza a correlação desenvolvida empiricamente por Crittendon[15], a partir de dados de campo:

$$D_{Cr} = \frac{D_c}{2} \left\{ \left[(1-K^4) - \frac{(1-K^2)^2}{\ln(1/K)} \right]^{1/4} + (1-K^2)^{1/2} \right\} \dots \dots (E-9)$$

onde D_{Cr} é o diâmetro equivalente de Crittendon.

Todas as expressões aqui apresentadas para o cálculo do diâmetro equivalente, podem ser utilizadas para representar o

escoamento numa geometria anular, desde que observadas as particularidades a que cada critério está amarrada. Mas é importante ressaltar, que não está bem definido qual o critério que melhor representa a característica dimensional do escoamento em anulares. Somente verificações experimentais, podem avaliar com clareza qual o melhor critério a ser adotado para um determinado caso em particular.

1.5 DIÂMETRO EQUIPERIMÉTRICO: (D_{EP})

É um parâmetro recomendado por Sadatomi et Alli[55] e que é importante na determinação da velocidade de elevação das bolhas de Taylor, no escoamento bifásico em golfadas, para as geometrias não circulares. É definido como sendo o quociente entre o perímetro molhado e π .

$$D_{EP} = \frac{P_M}{\pi} = \frac{\pi(D_c + D_T)}{\pi} = D_c + D_T \dots\dots\dots (E-10)$$

2 CARACTERÍSTICAS HIDRODINÂMICAS

2.1 NÚMERO DE REYNOLDS: (Re)

É o parâmetro adimensional de fluxo, que estabelece um critério de transição entre os regimes de escoamento laminar e turbulento e que é definido como:

$$Re = \frac{\rho \bar{U} D_{eq}}{\mu} \dots\dots\dots (E-11)$$

onde ρ é a massa específica do fluido;

2.2 RUGOSIDADE RELATIVA: (r)

Representa sob forma adimensional, as condições de rugosidade das paredes do conduto e é definida por:

$$r = \frac{\epsilon}{D_{eq}} \dots\dots\dots (E-12)$$

onde ϵ é a rugosidade absoluta;

2.3 FATOR DE FRICÇÃO: (f)

Indica a importância relativa da tensão de cisalhamento nas paredes do conduto, devido ao escoamento de um fluido. Pode ser definido como sendo a razão entre a tensão de cisalhamento nas paredes e a energia cinética por unidade de volume do fluido:

$$f = \frac{\tau_w}{\frac{\rho \bar{U}^2}{2}} \dots\dots\dots (E-13)$$

onde τ_w é a tensão de cisalhamento nas paredes do conduto.

Esta definição corresponde ao chamado fator de fricção de Fanning.

2.3.1 fluxo laminar:

As equações apresentadas no Anexo A, permitem determinar todas as variáveis de interesse para o fluxo laminar, de um fluido newtoniano em condutos circulares ou em condutos com geometrias anulares excêntrica ou concêntrica. No entanto, para se fazer a extensão para o fluxo turbulento, é preciso definir fatores de fricção para cada geometria.

Com a definição dada pela equação (E-13) para o fator de fricção e com a equação da tensão de cisalhamento nas paredes de um tubo (equação A-10)¹², definida a partir da equação do balanço da quantidade de movimento:

$$\tau_{\text{WT}} = \frac{\Pi_o - \Pi_l}{L} \frac{R}{2} \dots\dots\dots (A-10)$$

tiramos que:

$$f_T = \frac{\frac{\Pi_o - \Pi_l}{L} \frac{D}{4}}{\frac{\rho \bar{U}^2}{2}} = \frac{\Pi_o - \Pi_l}{L} \frac{D}{2\rho \bar{U}^2} \dots\dots\dots (E-14)$$

Rearranjando os termos, teremos:

$$\frac{\Pi_o - \Pi_l}{L} = 2f_T \frac{\rho \bar{U}^2}{D} \dots\dots\dots (E-15)$$

que é a equação de Fanning.

A equação (A-8) define a velocidade média de escoamento de um fluido em um tubo. Substituindo em (E-14) e passando em termos de diâmetro, teremos que:

¹² Ver desenvolvimento no anexo A, ítem A

$$f_f = \frac{16 \mu}{\rho \bar{U} D} = \frac{16}{Re} \dots\dots\dots (E-16)$$

que é a equação que define o fator de fricção de Fanning para escoamento laminares em tubos circulares.

Chamando $f_f = \frac{F_p}{Re}$, então $F_p = 16$ é o parâmetro geométrico de fricção para tubos.

Para a geometria anular concêntrica, a tensão de cisalhamento média nas paredes dos tubos em contato com o fluido é dada pela equação (A-19)¹³:

$$\tau_{wac} = \frac{(\Pi_o - \Pi_l)}{L} \frac{R_c}{2} (1-K) \dots\dots\dots (A-19)$$

A velocidade média é dada pela equação (A-15)¹⁴:

$$\bar{U}_{ac} = \frac{(\Pi_o - \Pi_l)}{L} \frac{R_c^2}{8\mu} \left(1+K^2 - \frac{1-K^2}{\ln(1/K)} \right) \dots\dots\dots (A-15)$$

Substituindo as equações (A-19) e (A-15) em (E-13), teremos:

$$f_{ca} = \frac{8}{\frac{\rho \bar{U} R_c}{\mu}} \frac{(1-K)}{\left(1+K^2 - \frac{(1-K^2)}{\ln(1/K)} \right)} \dots\dots\dots (E-18)$$

Se utilizarmos a definição de diâmetro equivalente dada pela equação (E-4), chegaremos a:

$$f_{ca} = \frac{16}{\frac{\rho \bar{U} D_H}{\mu}} \frac{(1-K)^2}{\left(1+K^2 - \frac{(1-K^2)}{\ln(1/K)} \right)} = \frac{F_{ca}}{Re} \dots\dots\dots (E-18a)$$

¹³ Ver desenvolvimento no anexo A, item B.

¹⁴ Idem anterior.

onde F_{CA} é o parâmetro geométrico de fricção para a geometria anular concêntrica e vale:

$$F_{CA} = \frac{16(1-K)^2}{\left(1+K^2 - \frac{(1-K^2)}{\ln(1/K)}\right)} \dots\dots\dots (E-19)$$

Para a geometria anular excêntrica, a tensão de cisalhamento média nas paredes dos tubos em contato com o fluido, é dada pela equação (A-46)¹⁵:

$$\bar{\tau}_{wec} = \frac{(\Pi_o - \Pi_i)}{L} \frac{R_c}{(1+K)} \sinh^2 \eta_o \left(\Phi_{\eta_o} - \Phi_{\eta_i} \right) \dots\dots\dots (E-46)$$

A velocidade média é dada pela equação (A-34)¹⁶:

$$\bar{U}_{ec} = \frac{(\Pi_o - \Pi_i)}{L} \frac{R_c^2}{2\mu(1-K)^2} \phi \sinh^4 \eta_o \dots\dots\dots (A-34)$$

Substituindo estas equações na equação (E-13), teremos então que:

$$f_{ec} = \frac{1}{\frac{\rho U}{\mu} R_c} \frac{(1-K) (\Phi_{\eta_o} - \Phi_{\eta_i})}{\phi \sinh^2 \eta_o} \dots\dots\dots (E-20)$$

Se utilizarmos o diâmetro equivalente definido pela equação (E-4), e a definição do número de Reynolds, teremos que:

$$f_{ec} = \frac{1}{Re} \frac{8(1-K)^2 (\Phi_{\eta_o} - \Phi_{\eta_i})}{\phi \sinh^2 \eta_o} = \frac{F_{EC}}{Re} \dots\dots\dots (E-21)$$

onde F_{EC} é o parâmetro geométrico de fricção para a geometria

¹⁵ Ver desenvolvimento no anexo A, item C.

¹⁶ Idem anterior.

anular excêntrica e vale:

$$F_{\epsilon c} = \frac{8(1-K)^2 (\Phi_{\eta_o} - \Phi_{\eta_i})}{\phi \sinh^2 \eta_o} \dots\dots\dots (E-22)$$

Para comparar os fatores de fricção obtidos para as diferentes configurações analisadas (tubos, anular concêntrico e excêntrico), Caetano[10] assumiu para todas um mesmo diâmetro equivalente, calculando então os parâmetros para um dado número de Reynolds. Assim, a comparação envolve apenas os respectivos parâmetros geométricos de fricção, a razão de diâmetros e a excentricidade na configuração anular. A figura E-2, apresenta o diagrama proposto. Nele, pode-se observar que:

- a) o parâmetro geométrico de fricção é constante para um conduto circular ($K = 0$); é uma função da razão de diâmetros para um anular concêntrico; e, é uma função da razão de diâmetros e da excentricidade para anulares excêntricos;
- b) para o anular concêntrico, quando $K \rightarrow 1$ o parâmetro geométrico de fricção se aproxima de 24, que é o valor classicamente obtido para o escoamento laminar entre placas paralelas;
- c) para uma determinada razão de diâmetros, o parâmetro geométrico de fricção e conseqüentemente o fator de fricção, diminuem com o aumento da excentricidade;

d) para excentricidades elevadas, o parâmetro geométrico de fricção e conseqüentemente o fator de fricção, são sempre menores do que para um tubo circular.

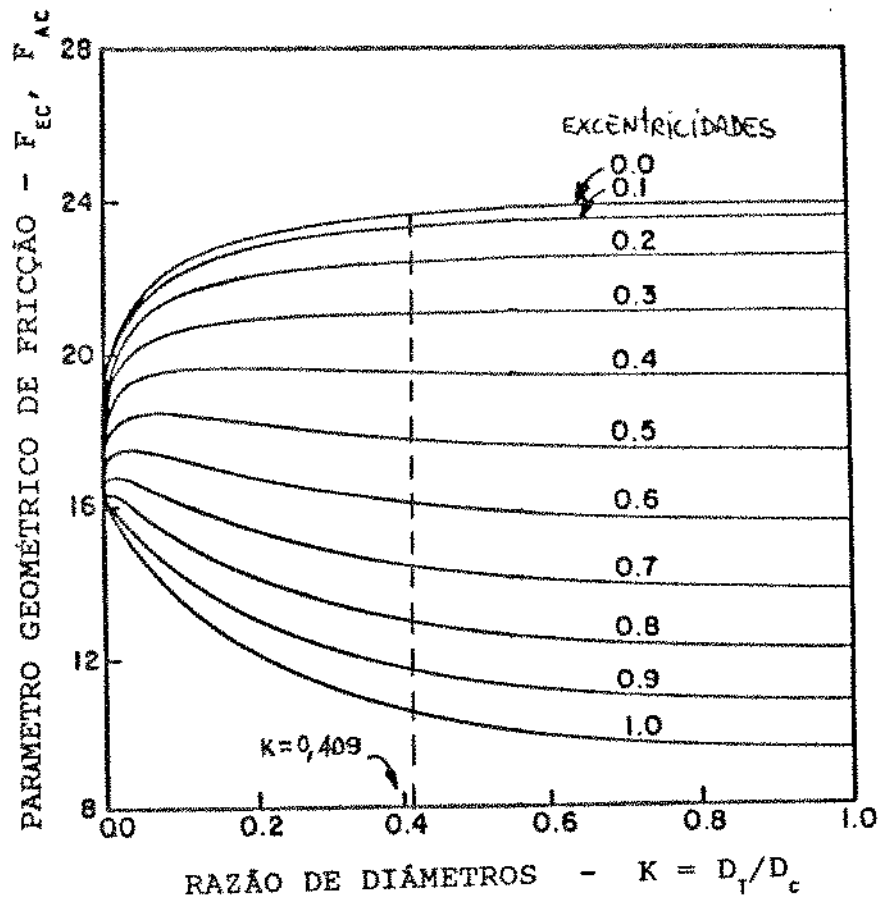


FIGURA E-2 - Diagrama para os Parâmetros Geométricos de Fricção (segundo Caetano[10])

2.3.2 fluxo turbulento:

Para o fluxo turbulento, o fator de fricção é função do número de Reynolds do escoamento, da rugosidade relativa, do comprimento do conduto e do grau de turbulência alcançado pelo

escoamento.

Para condutos circulares, os mecanismos de turbulência são melhor conhecidos, por terem sido mais estudados. Diversas correlações analíticas ou semi-empíricas já foram desenvolvidas e são empregadas com sucesso na determinação precisa dos parâmetros de fluxo.

Para configurações não circulares, os fenômenos de transporte são mais complexos e os modelos desenvolvidos, menos precisos, agravado do fato de que o fenômeno em si, foi pouco estudado. Da literatura, podemos destacar três grupos de correlações, que procuram prever o comportamento dos parâmetros de fluxo:

- a) Correlações Empíricas - procuram aproximar dados experimentais de curvas tipo, obtendo como resultado final para o fator de fricção, expressões do tipo da equação de Blasius (Winkler[69]):

$$f = C Re^{-m} \dots \dots \dots (E-23)$$

- b) Correlações Semi-empíricas - utilizam dados experimentais do fluxo turbulento, combinados com resultados analíticos obtidos para o fluxo laminar, para a mesma configuração geométrica (Gunn & Darling[25], Rehme[50]).

- c) Aplicação da distribuição universal de velocidades (Jonsson & Sparrow[31], Lawn & Elliott[38], Quarmby[48], Rehme[50], Rothfus[52,53,54]).

Comparando os três procedimentos, Caetano [10] concluiu que os métodos empíricos devem ser utilizados, somente

para estimar o valor do fator de fricção. Os métodos semi-empíricos, associam um baixo grau de dificuldade com uma boa performance. Os métodos baseados na distribuição universal de velocidades, devem ser utilizados, quando mais do que um valor global é procurado.

O método desenvolvido por Gunn & Darling[25], será utilizado neste Estudo, para prever o fator de fricção para o fluxo turbulento. Eles concluíram que a similaridade existente entre os fatores de fricção para as configurações circular e não circular, na região de fluxo laminar, é também acompanhada pela similaridade na região de fluxo turbulento. Concluíram também, que se não existe a similaridade na região de fluxo laminar, o fator de fricção para o fluxo turbulento será completamente diferente. Através da análise dimensional, mostraram que para o escoamento de fluidos em condutos não circulares, com um mínimo de turbulência:

$$f_{nc} = \Phi \left(Re, \frac{F_c}{F_{nc}} \right) \dots\dots\dots (E-24)$$

onde o subscrito nc se refere à condutos não circulares e c a condutos circulares. F_{nc} e F_c , são os parâmetros geométricos de fricção determinados sob o regime laminar. Como casos limites, Gunn & Darling[25] mostraram que f_{nc} é inversamente proporcional a F_c/F_{nc} para baixos números de Reynolds. Para valores intermediários do número de Reynolds, a função dada pela equação (E-24) deve ser estabelecida a partir de dados experimentais convenientes.

A partir de dados experimentais obtidos por diversos autores, eles chegaram à seguinte função:

$$\frac{f_c}{f_{nc}} = \left(\frac{F_c}{F_{nc}} \right)^{0,45 \exp \left[-(Re-3000)/10^6 \right]} \dots\dots\dots (E-25)$$

Para o caso do escoamento em tubos lisos, podemos associar a função desenvolvida por Gunn & Darling, com a expressão de Nikuradse:

$$\frac{1}{\sqrt{f_c}} = 4,0 \log_{10} \left(Re \sqrt{f_c} \right)^{-0,4} \dots\dots\dots (E-26)$$

tirando o valor de f_c na equação (E-25) e substituindo em (E-26), teremos para anular concêntrico:

$$\begin{aligned} & \frac{1}{\sqrt{f_{ca} \left(\frac{F_c}{F_{ca}} \right)^{0,45 \exp \left[-(Re-3000)/10^6 \right]}}} = \\ & = 4,0 \log_{10} \left[Re \sqrt{f_{ca} \left(\frac{F_c}{F_{ca}} \right)^{0,45 \exp \left[-(Re-3000)/10^6 \right]}} \right]^{-0,4} \dots\dots (E-27) \end{aligned}$$

e para anular excêntrico teremos:

$$\begin{aligned} & \frac{1}{\sqrt{f_{ec} \left(\frac{F_c}{F_{ec}} \right)^{0,45 \exp \left[-(Re-3000)/10^6 \right]}}} = \\ & = 4,0 \log_{10} \left[Re \sqrt{f_{ec} \left(\frac{F_c}{F_{ec}} \right)^{0,45 \exp \left[-(Re-3000)/10^6 \right]}} \right]^{-0,4} \dots\dots (E-28) \end{aligned}$$

Para o caso do escoamento em tubos rugosos, podemos associar a função de Gunn & Darling à de Colebrook:

$$\sqrt{\frac{1}{f_c}} = -4,0 \text{Log}_{10} \left(0,269 \frac{\epsilon}{D} + \frac{1,255}{\text{Re} \sqrt{f_c}} \right) \dots\dots\dots (E-29)$$

obtendo para anular concêntrico:

$$\frac{1}{\sqrt{f_{ca} \left(\frac{F_c}{F_{ca}} \right)^{0,45} \exp \left[-(Re-3000)/10^6 \right]}} = \dots\dots\dots (E-30)$$

$$= -4,0 \text{Log}_{10} \left[0,269 \frac{\epsilon}{D_{eq}} + \frac{1}{\text{Re} \sqrt{f_{ca} \left(\frac{F_c}{F_{ca}} \right)^{0,45} \exp \left[-(Re-3000)/10^6 \right]}} \right]$$

e para anular excêntrico:

$$\frac{1}{\sqrt{f_{ec} \left(\frac{F_c}{F_{ec}} \right)^{0,45} \exp \left[-(Re-3000)/10^6 \right]}} = \dots\dots (E-31)$$

$$= -4,0 \text{Log}_{10} \left[0,269 \frac{\epsilon}{D_{eq}} + \frac{1}{\text{Re} \sqrt{f_{ec} \left(\frac{F_c}{F_{ec}} \right)^{0,45} \exp \left[-(Re-3000)/10^6 \right]}} \right]$$

onde $F_c = 16$, F_{ca} e F_{ec} são dados respectivamente pelas equações (E-19) e (E-22)

3 CARACTERÍSTICAS DO ESCOAMENTO BIFÁSICO

3.1 PADRÕES DE FLUXO BIFÁSICOS:

A descrição do escoamento de uma mistura bifásica gás-líquido em qualquer configuração geométrica, é difícil e muitas vezes complicada. A existência de interfaces complexas e os arranjos gerados entre as fases, provocam uma enorme variedade de estruturas, que muitas vezes são de difícil identificação. Dependentes das propriedades físicas dos fluidos, das velocidades relativas, da geometria dos condutos e sobretudo do grau de inclinação do escoamento, tais estruturas podem ser agrupadas convenientemente, de acordo com a sua distribuição espacial, definindo o que a literatura chama de Padrões de Fluxo ou Regimes de Fluxo.

Não existe uma padronização definida a respeito da classificação ou definição dos diversos Padrões de Fluxo. Cada pesquisador pode definir livremente e de acordo com a sua interpretação, qual o Padrão que melhor identifica o escoamento observado [55,56,60].

No entanto, existem Padrões que são mais utilizados. Para o escoamento ascendente em condutos inclinados (até 45 graus com a vertical), estes Padrões são os seguintes: bolhas, golfadas, agitante e anular.

Cada Padrão define um determinado arranjo espacial e especificamente para a geometria anular, podem ser definidos genericamente da seguinte maneira:

a) Padrão Bolhas:

É o padrão característico de pequenas velocidades de gás. A fase gasosa se distribui na forma de bolhas discretas, que se dispersam mais ou menos uniformemente no interior da fase líquida que é contínua, formando uma mistura semi-homogênea que flui através da seção transversal do anular.

Estas bolhas, para o caso da seção de teste utilizada, podem ser agrupadas em três regiões distintas: de bolhas esféricas, com diâmetros equivalentes menores do que 1 mm; de bolhas elípticas, com diâmetros equivalentes entre 1 e 5 mm; e bolhas em forma de cogumelos, com diâmetros da ordem de 50% da maior dimensão da seção transversal do anular[40,46]. O movimento ascendente das bolhas elípticas é realizado em "zig-zag", enquanto que as bolhas esféricas e as bolhas em forma de cogumelo, têm movimento retilíneo. A velocidade de ascensão das bolhas, no líquido em repouso, aumenta com o seu diâmetro equivalente e com a concentração de bolhas na seção transversal[17,27,32,39].

Na medida em que se aumenta a velocidade relativa do líquido, as bolhas maiores tendem a ser quebradas, passando a distribuição das bolhas a ser mais uniforme, com movimento ascendente retilíneo.

Para altas velocidades de líquido, observa-se que não existe diferença entre as velocidades de escoamento do gás e do líquido, formando um escoamento homogêneo. Para esta condição, o Padrão de Fluxo é denominado - Bolhas Dispersas. A figura E-3 apresenta a representação esquemática deste Padrão.

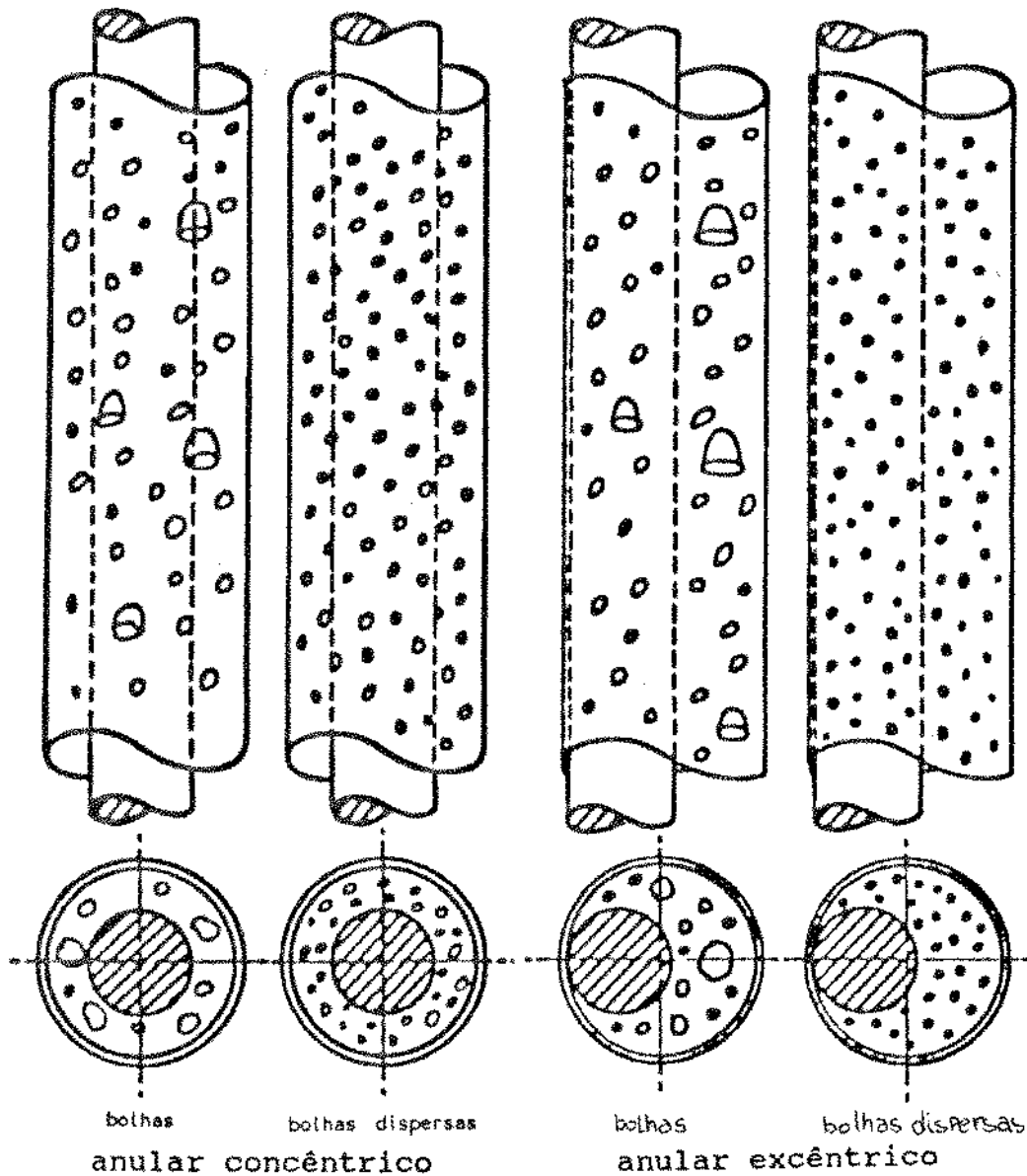


FIGURA E-3 - Padrão Bolhas e Bolhas Dispersas
(modificado de Caetano[10])

b) Padrão Golfadas:

É o Padrão típico de velocidades intermediárias de gás. Caracteriza-se pela existência de grandes bolhas de gás, em forma de ogiva (bolha de Taylor), que ocupam a maior parte da seção transversal do anular e se movimentam ascendentemente, separadas por golfadas de líquido. Estas golfadas contém em seu interior, pequenas bolhas de gás, dispersas mais ou menos de

forma homogênea à maneira do Padrão Bolhas. O comprimento e velocidade de deslocamento das bolhas de Taylor, são função das velocidades relativas de gás e de líquido. Sua seção transversal, no caso das geometrias anulares não totalmente excêntrica, apresenta um filme de líquido característico, junto às paredes dos tubos e um canal por onde o líquido situado à frente do topo da bolha, flue preferencialmente para baixo, dando passagem à bolha de gás. Este canal preferencial, existe do topo à base da bolha e se localiza na região de menor dimensão de seção transversal do anular. Devido à presença deste canal, a região imediatamente abaixo da bolha possui turbulência elevada. A figura E-4 apresenta uma representação esquemática do padrão golfadas.

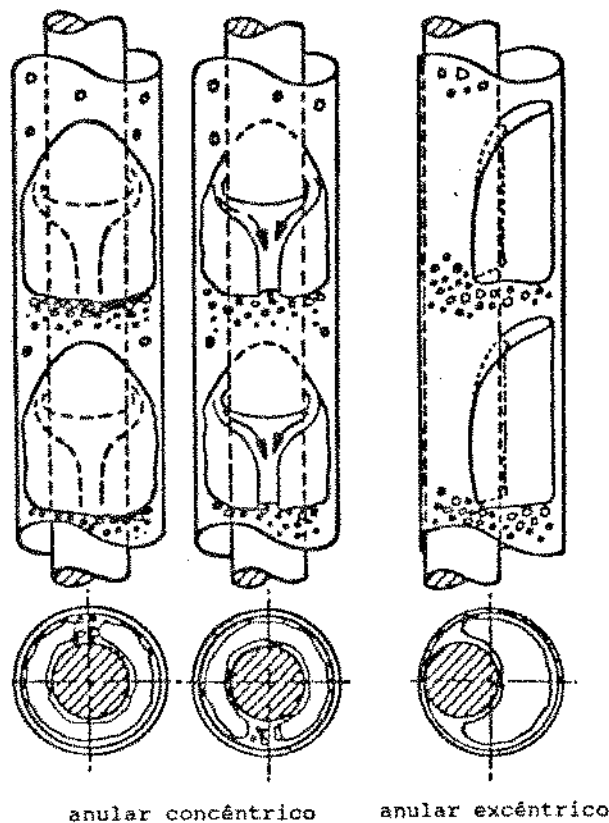


FIGURA E-4 - Padrão Golfadas
(modificado de Caetano[10])

c) Padrão Agitante:

Pode ser entendido como um estágio avançado do Padrão Golfadas. Caracteriza-se de forma semelhante, embora seja muito mais caótico, espumante e desordenado. A bolha de Taylor torna-se mais estreita e sua forma fica distorcida. A golfada de líquido entre bolhas também fica distorcida, devido à alta concentração de gás. Dessa forma, a golfada de líquido se quebra, dando passagem ao gás e se acumulando mais abaixo, quando então é novamente elevado pelo gás. Segundo Shohan[56], este Padrão não deve ocorrer para inclinações maiores que 30 graus com a vertical. A figura E-5 apresenta uma representação esquemática do padrão agitante.

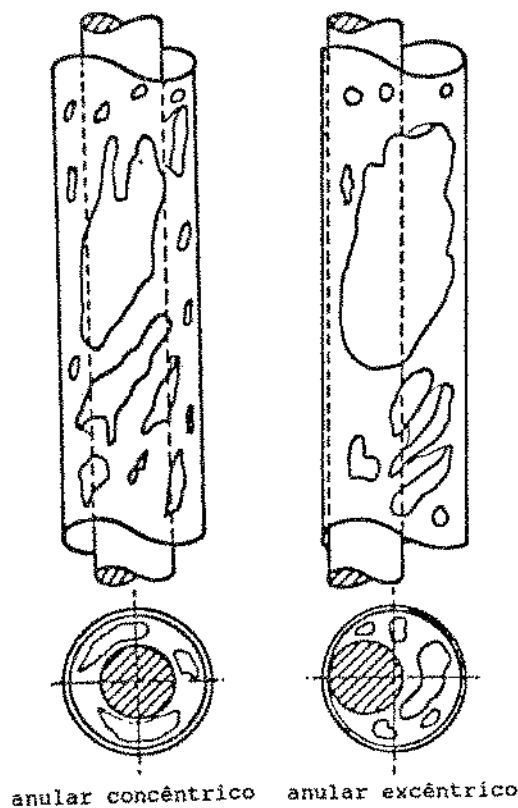
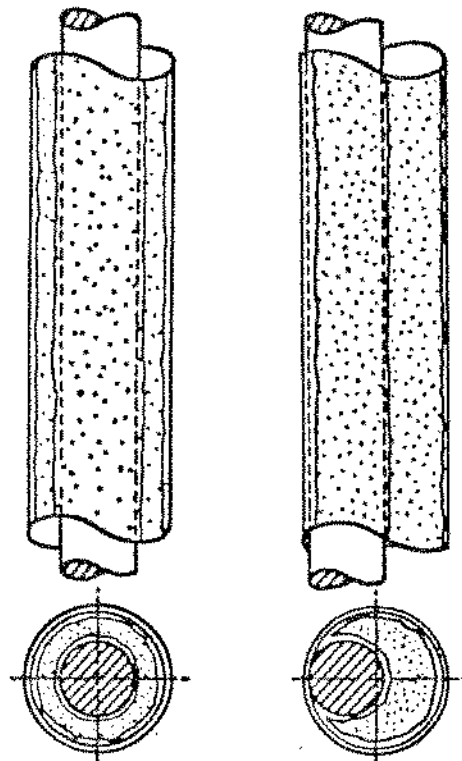


FIGURA E-5 - Padrão Agitante
(modificado de Caetano[10])

d) Padrão Anular:

É o Padrão típico de elevadas velocidades de gás. Caracteriza-se por ter o gás como fase contínua, ocupando quase a totalidade da área da seção transversal. O líquido é deslocado para as paredes dos tubos, fluindo ascendentemente em forma de filme ondulado. Observa-se a presença de bolhas esféricas de líquido no meio gasoso, fluindo com a mesma velocidade do gás. O filme de líquido da parede externa é mais espesso que o da parede interna e no caso de geometria anular totalmente excêntrica onde os tubos se tocam, observa-se uma acumulação de líquido próximo ao contato dos dois tubos. Isto provavelmente deve ocorrer, devido à menor velocidade de escoamento do gás nessa região[31]. A figura E-6 apresenta uma representação esquemática do padrão anular.



anular concêntrico anular excêntrico

FIGURA E-6 - Padrão Anular

(modificado de Caetano[10])

3.2 MAPAS DE FLUXO:

Com base na definição de cada Padrão de Fluxo, os pesquisadores determinaram experimentalmente e/ou teóricamente, regiões de ocorrência de cada Padrão. Dessa forma, constroem-se Mapas de Fluxo, que contém o conjunto de regiões e suas transições, compondo os possíveis Padrões de Fluxo para uma dada geometria, inclinação do conduto, propriedades físicas e velocidades relativas dos fluidos.

Da mesma forma que para os Padrões de Fluxo, não existe uma padronização na forma de apresentação destes mapas. Shohan[56] apresenta em seu trabalho, a variedade de coordenadas utilizadas nos Mapas propostos por diversos pesquisadores (ver tabela E-1).

Dentre as variáveis utilizadas como coordenadas, podemos destacar duas classes: as coordenadas adimensionais baseadas em agrupamentos adimensionais, como por exemplo Duns & Ros[16] e as coordenadas dimensionais, baseadas nas velocidades superficiais do gás e do líquido, como por exemplo as propostas por Taitel et alli[60].

Para o escoamento em geometrias não circulares, praticamente inexitem Mapas de Fluxo propostos. Venkateswararao et alli[64] fizeram um estudo sobre o escoamento bifásico em condutos com conjuntos de barras, apresentando um Mapa de Fluxo e equações que prevêm as transições entre cada Padrão. Sadatomi et alli[55], com base na investigação de aspectos do escoamento bifásico em geometrias não circulares, sugeriu um Mapa de Fluxo que inclui diferentes geometrias. No entanto, não incluiu todos

TABELA E-1 - Quadro Comparativo dos Mapas de Fluxo Experimentais de Diversos Autores (segundo Shoham)

Author	Pipe Diameter (cm)	System	Mapping Coordinates
Kosterin (1949)	2.54	air-water	$\frac{U_{GS}}{U_M}, U_M$
Kozlov (1954)	2.54	air-water	$\frac{U_{GS}}{U_M}, \frac{U_M^2}{gD}$
Galegar et al. (1954)	1.2, 5.1	air-water/ kerosene	G_G, G_L
Govier et al. (1957, 1958, 1960)	2.54	air-water	W_G, W_L
Griffith and Wallis (1961)	1.2 to 5.75	steam-water	$\frac{U_{GS}}{U_M}, \frac{U_M^2}{gD}$
Duns and Ros (1963)	8	air-oil	$U_{GS} \left(\frac{\rho_L}{g\sigma} \right)^{1/2}, U_{LS} \left(\frac{\rho_L}{g\sigma} \right)^{1/2}$
Sterling (1965)	2.54	air-water	U_{LS}, U_{GS}
Wallis (1969)	2.54	air-water	U_{LS}, U_{GS}
Hewitt and Roberts (1969)	3.18	air-water	$\rho_G U_{GS}^2, \rho_L U_{LS}^2$
Govier and Aziz (1972)	2.54	air-water	$X \cdot U_{LS}, Y \cdot U_{GS}$
Oshinowo and Charles (1974)	2.54	air-water/ glycerine	$\frac{U_M^2}{gD\sqrt{\lambda}}, \left(\frac{U_{GS}}{U_{LS}} \right)^{1/2}$
Gould (1974) Gould et al. (1974)	data from others	air-water/ oil	$U_{GS} \left(\frac{\rho_L}{g\sigma} \right)^{1/2}, U_{LS} \left(\frac{\rho_L}{g\sigma} \right)^{1/2}$
Wisman, R. (1975)	data from others	various gas- liquid systems	$\rho_G U_{GS}^2, \rho_L U_{LS}^2$

os Padrões de Fluxo e nem deixou claro, que fatores afetam as transições. Caetano[10], propôs um Mapa de Fluxo para geometria anular concêntrica e outro para anular totalmente excêntrica, a partir da observação visual dos Padrões de Fluxo - figura E-7. Kelessidis[35], propôs um Mapa de Fluxo para geometria anular concêntrica e outro para anular parcialmente excêntrica ($e=0,5$), com base na análise da função densidade de probabilidade dos registros voltagem-tempo, obtidos por medidores de condutância - figura E-8. Em ambos os casos, as transições foram teoricamente definidas a partir do trabalho de Taitel et alli[60]

3.3 MODELO DE ESCOAMENTO BIFÁSICO:

Os fenômenos de transporte relacionados com o escoamento simultâneo de dois ou mais fluidos de propriedades físicas distintas em condutos forçados, têm sido objeto de estudo sistemático de pesquisadores, há várias décadas. A determinação precisa das frações volumétricas "in-situ" de cada fluido, têm se revelado de importância fundamental no entendimento dos mecanismos de perda de pressão, devido ao escoamento.

A previsão da fração volumétrica "in-situ" e do gradiente de pressão, muitas vezes tem sido feita por intermédio de correlações, que são desenvolvidas empiricamente a partir de dados experimentais, que na sua maioria, não consideram a existência dos Padrões de Fluxo.

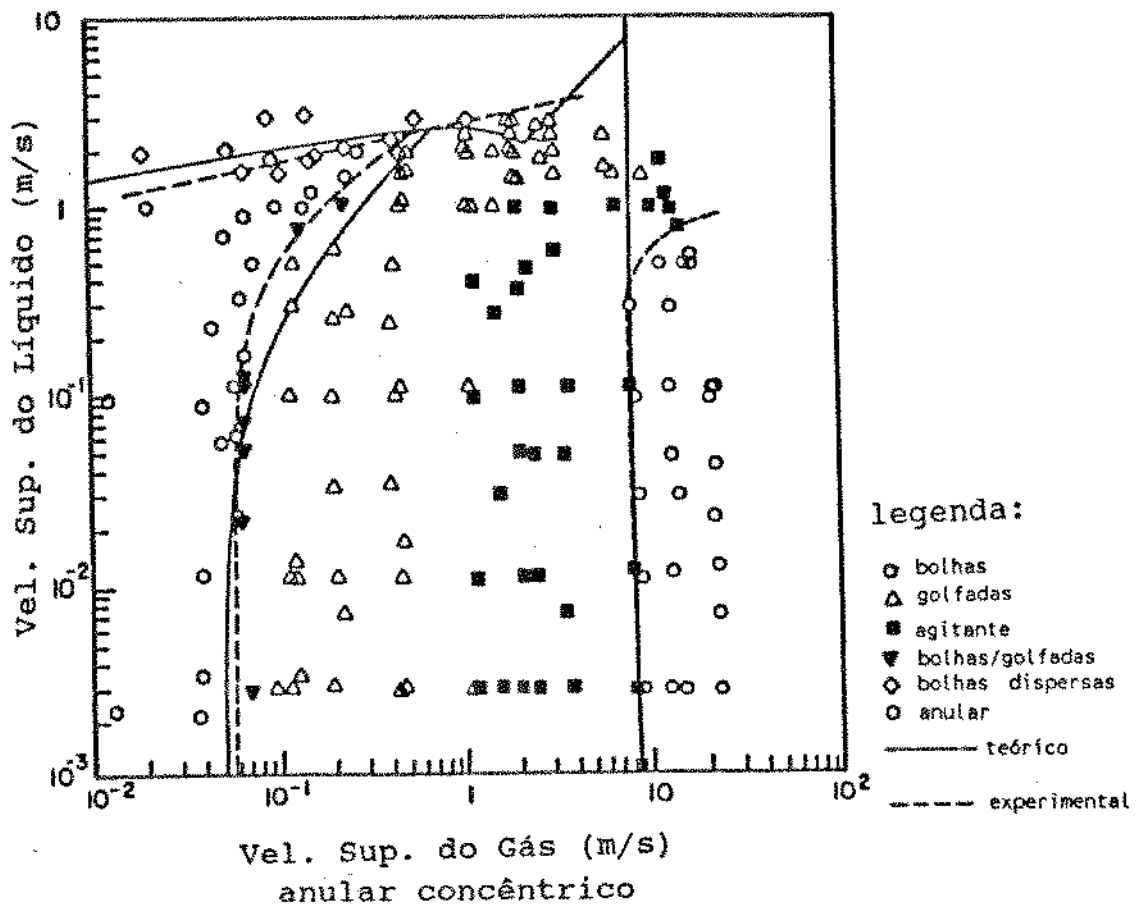
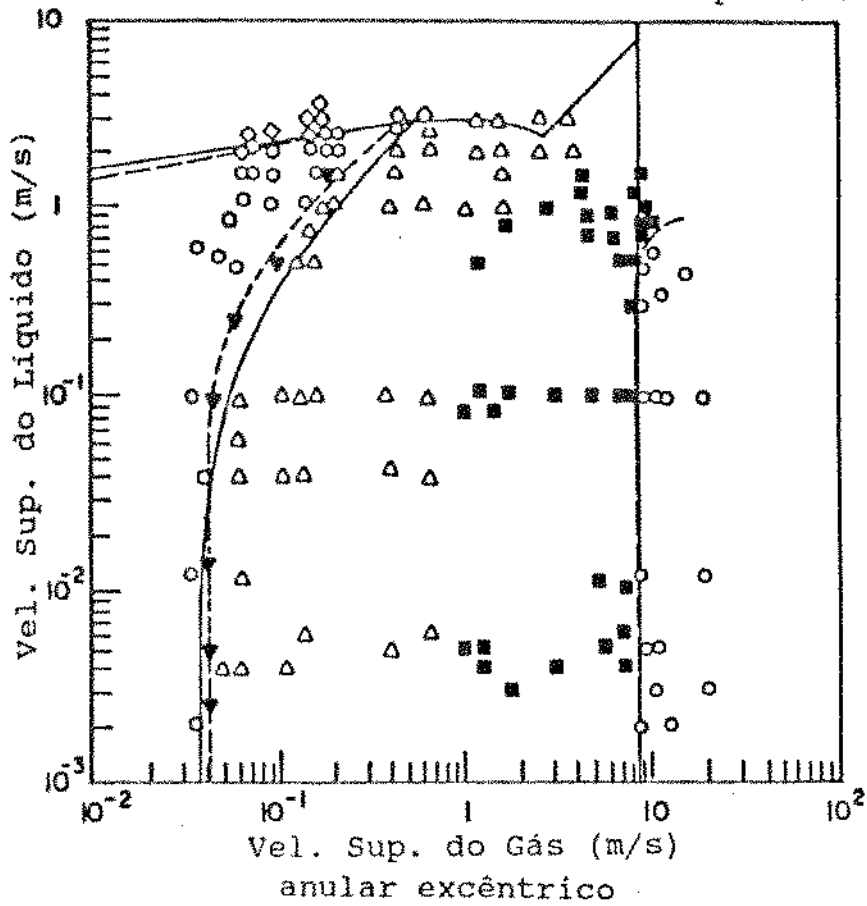


FIGURA E-7 - Mapas de Fluxo Propostos por Caetano[10]

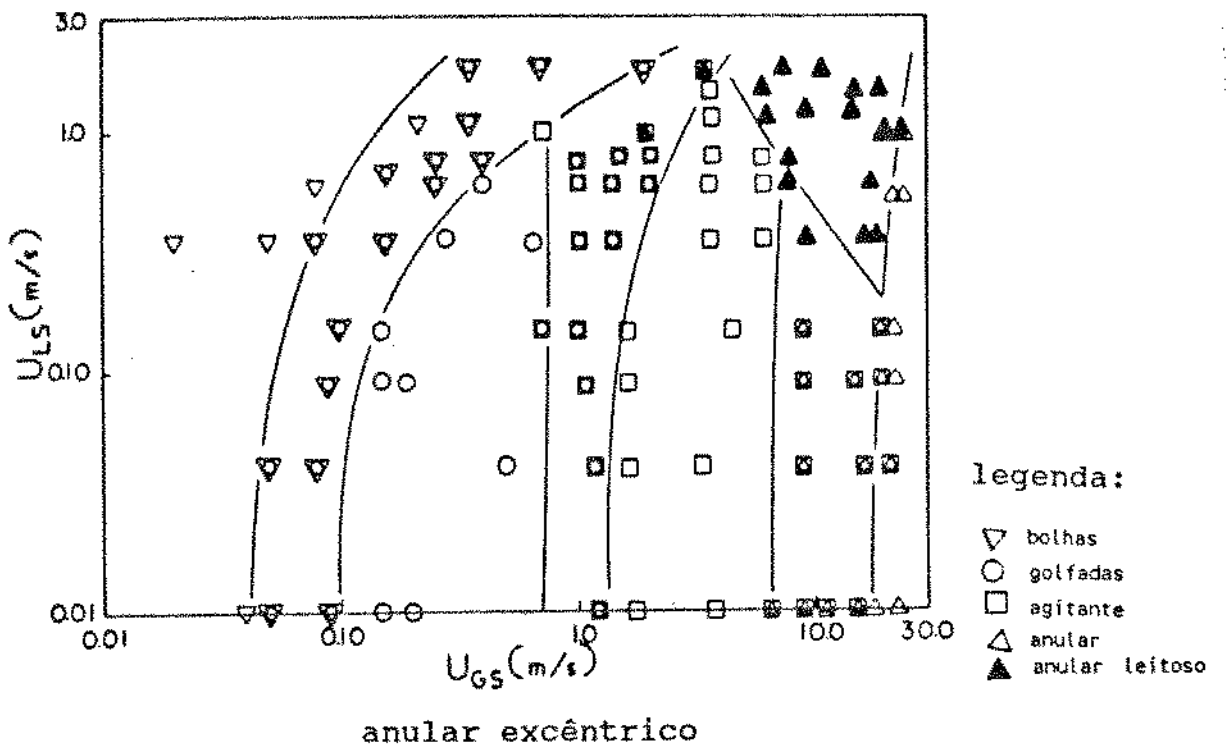
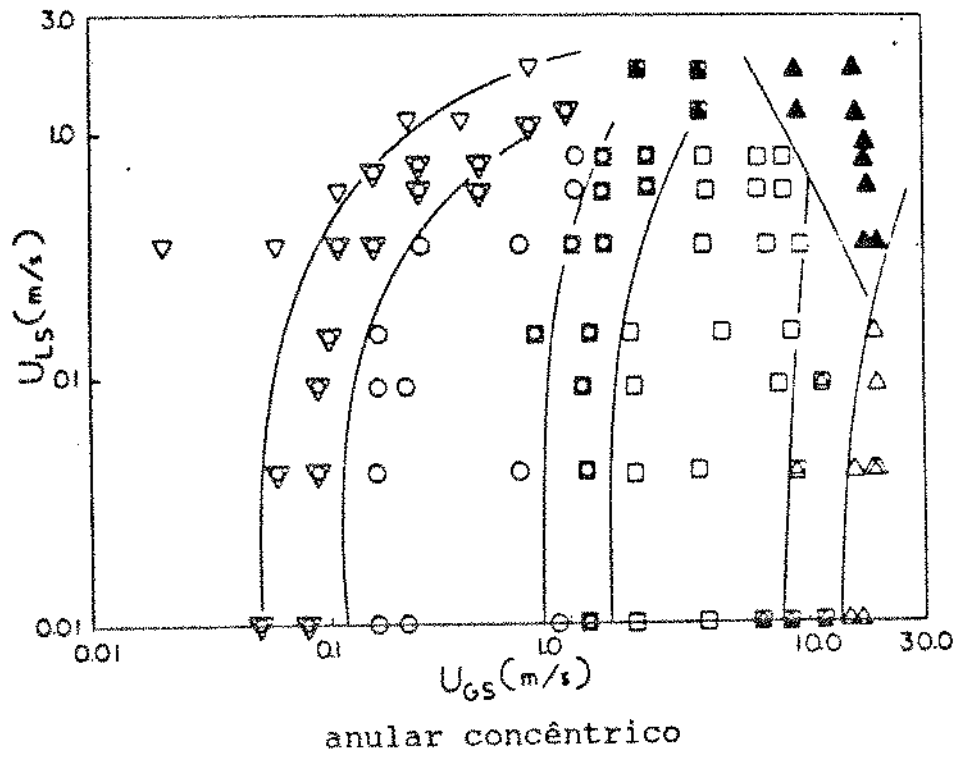


FIGURA E-8 - Mapas de Fluxo Propostos por Kelessidis[35]

Mais recentemente, foram desenvolvidas correlações baseadas em modelos mecanicistas, que consideram as características intrínsecas de cada Padrão de Fluxo, no desenvolvimento de correlações para as frações volumétricas e para o gradiente de pressão.

Para a geometria anular, as correlações desenvolvidas têm seguido basicamente duas abordagens:

- através do conceito de diâmetro hidráulico, faz-se a adaptação das correlações originalmente desenvolvidas para o fluxo bifásico em tubos;
- através de trabalhos experimentais em geometrias anulares, desenvolve-se correlações específicas.

Para efeito deste Estudo, foram utilizados os modelos desenvolvidos por Zubler & Findlay[70], para uma avaliação inicial do modelo numérico de simulação da coluna de testes e o modelo desenvolvido por Caetano[10], para avaliação das frações de vazios e do gradiente total de pressão no escoamento bifásico.

As equações características para a fração volumétrica de líquido e para a queda de pressão do modelo de Caetano[10], são apresentadas no Anexo B.

APENDICE F

DETERMINAÇÃO EXPERIMENTAL DOS FATORES DE FRICÇÃO DESENVOLVIMENTO MATEMÁTICO

1 DETERMINAÇÃO EXPERIMENTAL DO FATOR DE FRICÇÃO PARA A GEOMETRIA ANULAR NO FLUXO MONOFÁSICO

As equações do Balanço da Energia Mecânica e a equação de Fanning, são as bases para a avaliação experimental dos parâmetros do fluxo monofásico. Nass[44] detalhou o desenvolvimento da solução destas equações para o escoamento de fluidos compressíveis e incompressíveis, em condutos circulares. Estas equações podem ser convenientemente adaptadas para o escoamento de fluidos em geometrias não circulares, utilizando o conceito de diâmetro equivalente.

As seguintes simplificações são assumidas no desenvolvimento das equações:

- o o fluxo se dá em regime permanente;
- o a temperatura se mantém constante em toda a seção de teste;
- o não existe trabalho realizado durante o escoamento;
- o todas as perdas devidas ao escoamento são atribuídas às

irreversibilidades e são definidas pela equação de Fanning.

Assim, para a equação do Balanço de Energia Mecânica teremos:

$$\frac{dp}{\rho} + U dU + g dZ + \frac{2fU^2}{D} dX = 0 \dots\dots\dots (F-1)$$

1.1 Fluido Incompressível:

Independentemente da excentricidade da seção transversal na geometria anular, a área exposta ao fluxo se mantém constante ao longo de toda a coluna de testes e portanto, a velocidade de escoamento, na direção do fluxo é também constante, não havendo variação da energia cinética. Assumindo que o fluido é totalmente incompressível e que o escoamento ao longo da seção de teste é isotérmico, não existe variação na massa específica.

Com as hipóteses acima, podemos fazer a integração da equação do Balanço de Energia Mecânica, chegando a:

$$(P_1 - P_2) - \rho_L g \Delta Z - \frac{2f_L \rho_L \bar{U}_L^2 L}{D_{eq}} = 0 \dots\dots\dots (F-2)$$

onde:

P_1 e P_2 ... são as pressões nos pontos 1 e 2 respectivamente;

ΔP é o diferencial de pressão obtido entre os pontos 1 e 2;

ρ_L é a massa específica do fluido incompressível;

g é a aceleração da gravidade ($9,81 \text{ m/s}^2$);

ΔZ é a diferença de cotas entre os pontos 1 e 2;

f_L é o fator de Fricção de Fanning, para o fluido incompressível, adimensional;

L é o comprimento da seção de teste;

D_{eq} é o diâmetro equivalente definido no Apêndice D

\bar{U}_L é a velocidade média obtida na seção de testes, que é definida como:

$$\bar{U}_L = \frac{Q_L}{A_{an}} \dots\dots\dots (F-3)$$

onde:

Q_L é a vazão volumétrica do fluido;

A_{an} é a área da seção transversal exposta ao fluxo na geometria anular, que é definida pela equação (E-2);

Rearranjando a equação (F-2), o fator de fricção experimental para o líquido, será obtido por:

$$f_{exp_L} = \frac{D_{eq}}{2\rho_L \bar{U}_L^2 L} \left[(P_1 - P_2) - \rho_L g \Delta Z \right] \dots\dots\dots (F-4)$$

Para o sistema experimental utilizado, cujas dimensões são apresentadas na figura 2, temos que, para cada vazão volumétrica de líquido, a velocidade média será dada por:

$$\bar{U}_L = 400,50 Q_L \dots\dots\dots (F-5)$$

e o fator de fricção experimental para o líquido será:

$$f_{exp_L} = \frac{D_{eq}}{1267162 \rho_L Q_L^2} \left[(P_1 - P_2) - 9,81 \rho_L \Delta Z \right] \dots\dots\dots (F-6)$$

O Número de Reynolds para o escoamento monofásico incompressível, é definido pela equação (E-11) e é determinado por:

$$Re = 400,50 \frac{Q_L \rho_L D_{eq}}{\mu_L} \dots\dots\dots (F-7)$$

1.2 Fluido Compressível:

No escoamento de fluidos compressíveis, a variação na pressão devido ao escoamento, provoca uma variação na velocidade de escoamento e nas propriedades físicas do fluido ponto a ponto, que são função da pressão e da temperatura.

O cálculo da queda de pressão para fluidos compressíveis ao longo de uma seção de escoamento, deve ser feito considerando pequenos trechos, onde se possa admitir que as propriedades físicas permaneçam constantes, sem que sejam introduzidos erros apreciáveis.

A massa específica do gás pode ser calculada, utilizando a Equação de Estado para os Gases Reais, incluindo o fator de compressibilidade;

$$\rho_G = \frac{M_{AR} d_{gas} P}{Z R T} \dots\dots\dots (F-8)$$

onde:

P é a pressão absoluta;

T é a temperatura absoluta;

ρ_G é a massa específica do gás, à pressão P e temperatura T;

M_{AR} é o peso molecular do ar (28,97 Kgm/Kgmole);

d_{gas} é a densidade do gás, adimensional (d_{ar}= 1.0);

Z é o fator de compressibilidade do gás a P e T, adimensional;

R é a constante universal dos gases ... (8314 Pa abs m³/Kgmole K);

Neste trabalho é utilizado o ar como fluido compressível. Seu fator de compressibilidade, para o range de pressões e temperaturas utilizados nos ensaios, pode ser considerado unitário¹⁵. Portanto, a massa específica do ar num ponto qualquer da coluna de testes, utilizando a equação (F-8), será:

$$\rho_{AR} = 3,4845 \times 10^{-3} \frac{P}{T} \dots\dots\dots (F-9)$$

Considerando a seção de teste em condições isotérmicas, a massa específica média, será:

¹⁵ "Tables of Thermal Properties of Gases", circular 564, U.S.National Bureau of Standards, Washington,D.C. (nov. 1955)

$$\bar{\rho}_{AR} = \frac{\int_{P_1}^{P_2} \rho_g dP}{\int_{P_1}^{P_2} dP} \dots\dots\dots (F-10)$$

portanto,

$$\bar{\rho}_{AR} = \frac{3,4845 \times 10^{-3}}{T} \left(\frac{P_1 + P_2}{2} \right) \dots\dots\dots (F-11)$$

Consideremos agora, uma dada vazão mássica de ar que passa por um conduto de seção transversal constante. Para o regime permanente, o produto entre a velocidade e a massa específica deve permanecer constante em qualquer ponto. Portanto:

$$\frac{W_g}{A} = \rho_g U_g = cte \dots\dots\dots (F-12)$$

onde:

W_g é a vazão mássica de gás;

U_g é a velocidade de escoamento do gás;

A é a área da seção transversal;

Considerando as condições Padrão, uma dada pressão P_1 e uma dada temperatura T_1 , combinando as equações (F-8) e (F-12) teremos:

$$U_{g1} \rho_{g1} = U_{gs} \rho_{gs} = cte \dots\dots\dots (F-13)$$

$$U_{g1} \frac{P_1}{Z_1 T_1} = U_{gs} \frac{P_s}{Z_s T_s} = cte \dots\dots\dots (F-14)$$

fazendo $U_{gs} = \frac{Q_g}{A_{an}}$, e isolando U_{g1} em (F-14), teremos:

$$U_{G1} = \frac{P_s Z_1 T_1 Q_G}{P_1 Z_s T_s A_{an}} \dots\dots\dots (F-15)$$

analogamente:

$$U_{G2} = \frac{P_s Z_2 T_2 Q_G}{P_2 Z_s T_s A_{an}} \dots\dots\dots (F-16)$$

onde:

P_1 e P_2 ... são as pressões absolutas nos pontos 1 e 2 respectivamente;

P_s é a pressão Padrão (101325 Pa abs);

T_1 e T_2 ... são as temperaturas absolutas nos pontos 1 e 2, respectivamente;

T_s é a temperatura Padrão (288,71 K);

Q_G é a vazão volumétrica de gás, nas condições Padrão;

U_{G1} e U_{G2} . são as velocidades do gás nos pontos 1 e 2 a P_1 e T_1 e P_2 e T_2 respectivamente;

U_{Gs} é a velocidade do gás a P_s e T_s ;

ρ_{G1} e ρ_{G2} . são as massas específicas do gás nos pontos 1 e 2 a P_1, T_1 e P_2, T_2 respectivamente;

ρ_{Gs} é a massa específica do gás na condição Padrão, (1,223 Kg/m³ para o ar);

Z_1 e Z_2 ... são os fatores de compressibilidade do gás nos pontos 1 e 2 a P_1 e T_1 e P_2 e T_2 , respectivamente;

Z_s é a compressibilidade do gás na condição Padrão, (assumido igual à unidade, para as condições Padrão);

A_{an} é a área da seção transversal da geometria anular em m^2 , e é determinada pela equação (E-2);

As perdas devido às irreversibilidades, representadas pela parcela de fricção, são calculadas em termos de velocidades médias de escoamento. Vamos definir então como velocidade média, aquela que ocorre no mesmo ponto do sistema onde ocorre a massa específica média. Daí teremos, da equação (F-12):

$$\bar{\rho}_G \bar{U}_G = \frac{W_G}{A} = \frac{Q_G \rho_{GS}}{A_{an}} \dots\dots\dots (F-17)$$

ou, isolando \bar{U}_G :

$$\bar{U}_G = \frac{\rho_{GS} Q_G}{\bar{\rho}_G A_{an}} \dots\dots\dots (F-18)$$

onde:

$\bar{\rho}_G$ é a massa específica média definida pela equação (F-10);

\bar{U}_G é a velocidade média de escoamento do fluido compressível, na seção de teste;

Assumindo que o fator de fricção representa um valor médio, podemos integrar a equação do Balanço de Energia Mecânica para fluidos compressíveis, usando a massa específica média e a velocidade média, obtendo:

$$(P_1 - P_2) - \bar{\rho}_g \frac{(U_{g2}^2 - U_{g1}^2)}{2} - \bar{\rho}_g g \Delta Z - \frac{2 \bar{f}_g \bar{\rho}_g \bar{U}_g^2 L}{D_{eq}} = 0 \dots\dots (F-19)$$

onde \bar{f}_g é o fator de fricção médio de Fanning, para o fluido compressível, entre os pontos 1 e 2.

Para o nosso sistema experimental, a cada vazão de ar as equações (F-15), (F-16) e (F-18) se tornam:

$$U_{g1} = 140557 \frac{T_1}{P_1} Q_g \dots\dots\dots (F-20)$$

$$U_{g2} = 140557 \frac{T_2}{P_2} Q_g \dots\dots\dots (F-21)$$

$$\bar{U}_g = 140557 \frac{T}{\left(\frac{P_1 + P_2}{2} \right)} Q_g \dots\dots\dots (F-22)$$

Colocando o fator de fricção em evidência na equação (F-19), o fator de fricção experimental para o gás será obtido por:

$$f_{exp_g} = \frac{D_{eq}}{2 \bar{\rho}_g \bar{U}_g^2 L} \left[(P_1 - P_2) - \bar{\rho}_g g \Delta Z - \bar{\rho}_g \frac{(U_{g2}^2 - U_{g1}^2)}{2} \right] \dots\dots (F-23)$$

O Número de Reynolds pode ser considerado constante para uma dada vazão mássica, se a seção permanecer constante, existir pequena variação na pressão e na temperatura e se a viscosidade do gás não variar significativamente. Para as condições de teste, (baixas pressões e temperaturas constantes ao longo

da seção de teste), fica assegurado que a viscosidade do gás terá valor aproximadamente constante, garantindo Número de Reynolds também constante.

Assim sendo, o Número de Reynolds para o escoamento monofásico compressível, pode ser calculado como definido pela equação (E-11):

$$Re = \frac{\bar{\rho}_g \bar{U}_g D_{eq}}{\mu_g} \dots\dots\dots (E-11)$$

substituindo os valores de $\bar{\rho}_g$ e \bar{U}_g , nas equações (F-10) e (F-22) respectivamente, teremos para o cálculo do Número de Reynolds a forma:

$$Re = 489,81 \frac{Q_g D_{eq}}{\mu_g} = \dots\dots\dots (F-24)$$

2 DETERMINAÇÃO EXPERIMENTAL DO FATOR DE FRICÇÃO PARA O ESCOAMENTO DE GÁS NO INTERIOR DO FLEXITUBO

Assim como no item anterior, utiliza-se a equação do Balanço de Energia Mecânica, aplicada ao escoamento de fluidos compressíveis. Para o caso de escoamento de gás em condutos circulares, o diâmetro equivalente é o próprio diâmetro e a área, a da seção transversal. Portanto, as equações (F-15), (F-16), (F-18) e (F-23) podem ser reescritas da seguinte maneira:

$$U_{G1} = \frac{P_s Z_1 T_1 Q_g}{P_1 Z_s T_s A} \dots\dots\dots (F-25)$$

$$U_{G2} = \frac{P_s Z_2 T_2 Q_G}{P_2 Z_s T_s A} \dots\dots\dots (F-26)$$

$$\bar{U}_G = \frac{\rho_{Gs} Q_G}{\bar{\rho} A} \dots\dots\dots (F-27)$$

$$f_{exp G} = \frac{D}{2\bar{\rho}_G \bar{U}_G^2 L} \left[(P_1 - P_2) - \bar{\rho}_G g \Delta Z - \bar{\rho}_G \frac{(U_{G2}^2 - U_{G1}^2)}{2} \right] \dots\dots (F-28)$$

Para o Número de Reynolds, a partir da equação (E-11) chegamos a:

$$Re = \frac{\rho_{Gs} Q_G D}{A \mu_G} \dots\dots\dots (F-29)$$

onde:

Dé o diâmetro interno do tubo;

Aé a área exposta ao fluxo;

Em termos do sistema experimental utilizado, teremos que as equações (F-25), (F-26), (F-27) e (F-29) se tornam:

$$U_{G1} = 966692 \frac{T_1}{P_1} Q_G \dots\dots\dots (F-30)$$

$$U_{G2} = 966692 \frac{T_2}{P_2} Q_G \dots\dots\dots (F-31)$$

$$\bar{U}_G = 966692 \frac{T}{\left(\frac{P_1 + P_2}{2}\right)} Q_G \dots\dots\dots (F-32)$$

$$Re = 72,43 \frac{Q_G}{\mu_G} \dots\dots\dots (F-33)$$

ANEXO A

EQUAÇÕES BÁSICAS PARA O FLUXO LAMINAR MONOFÁSICO DESENVOLVIMENTO TEÓRICO

As suposições que estão implícitas no desenvolvimento das equações aqui apresentadas, são as seguintes:

- a) o fluxo de fluido é laminar ($RE < 2100$);
- b) a massa específica do fluido é constante (incompressível)
- c) o fluxo não é dependente do tempo (estacionário);
- d) o fluido é Newtoniano: $\tau_{rz} = -\mu \left(\frac{dU}{dr} \right)$;
- e) os efeitos de entrada e de saída são desprezíveis
($LE > 0,035 D RE$);
- f) o fluido se comporta como um meio contínuo;
- g) não há escorregamento nas paredes do conduto;
- h) o escoamento é isotérmico;

1. FLUXO LAMINAR ATRAVÉS DE UM TUBO CIRCULAR

Fazendo o balanço da quantidade de movimento, no cilindro de fluido de espessura Δr , apresentado na figura A-1¹⁶,

¹⁶ As figuras mencionadas encontram-se no final do Apêndice

como realizado por Bird et alli[4], teremos:

$$(2\pi r L \tau_{rz}) \Big|_r - (2\pi r L \tau_{rz}) \Big|_{r+\Delta r} + (2\pi r \Delta r \rho U_z^2) \Big|_{z=0} - (2\pi r \Delta r \rho U_z^2) \Big|_{z=L} +$$

$$- 2\pi r \Delta r L \rho g + 2\pi r \Delta r (P_0 - P_1) = 0 \dots (A-1)$$

Para um fluido incompressível, $U_z \Big|_{z=0} = U_z \Big|_{z=L}$, então o terceiro e quarto termos se anulam. Dividindo a equação (A-1) por $2\pi \Delta r L$ e levando ao limite para $\Delta r \rightarrow 0$, teremos:

$$\lim_{\Delta r \rightarrow 0} \frac{r \tau_{rz} \Big|_{r+\Delta r} - r \tau_{rz} \Big|_r}{\Delta r} = \frac{r}{L} (P_0 - P_1) - r \rho g$$

ou

$$\frac{d}{dr} (r \tau_{rz}) = \frac{r}{L} (P_0 - P_1 - \rho g L) \dots \dots \dots (A-2)$$

Integrando em r , definindo $\Pi = P + \rho g L^{17}$ e isolando o termo da tensão de cisalhamento, teremos que:

$$\tau_{rz} = \frac{(\Pi_0 - \Pi_1)}{L} \frac{r}{2} + \frac{C_1}{r} \dots \dots \dots (A-3)$$

Quando $r = 0$, para que o fluxo da quantidade de movimento não seja infinito, $C_1 = 0$. Daí a equação (A-3) se torna:

$$\tau_{rz} = \frac{(\Pi_0 - \Pi_1)}{L} \frac{r}{2} \dots \dots \dots (A-4)$$

Para um fluido Newtoniano, temos que:

$$\tau_{rz} = -\mu \frac{dU}{dr} \dots \dots \dots (A-5)$$

¹⁷ Π representa o efeito combinado da pressão e da ação gravitacional sobre a massa de fluido, no ponto considerado.

Igualando as equações (A-4) e (A-5) e integrando em r, teremos:

$$U = - \frac{(\Pi_0 - \Pi_1)}{L} \frac{r^2}{4\mu} + C_2 \dots\dots\dots (A-6)$$

Para r = R ⇒ U = 0, então $C_2 = \frac{\Pi_0 - \Pi_1}{4\mu L} R^2$

Substituindo C₂ em (A-6) e rearranjando os termos teremos então que:

$$U = - \frac{(\Pi_0 - \Pi_1)}{L} \frac{(R^2 - r^2)}{4\mu} \dots\dots\dots (A-7)$$

que nos indica que a distribuição de velocidades no fluxo laminar de um fluido incompressível em tubos é parabólica. Daí, podemos tirar:

a) Velocidade Média:

$$\bar{U}_T = \frac{\int_0^{2\pi} \int_0^R U r dr d\theta}{\int_0^{2\pi} \int_0^R r dr d\theta} = \frac{(\Pi_0 - \Pi_1)}{L} \frac{R^2}{8\mu} \dots\dots\dots (A-8)$$

b) Fluxo Volumétrico Médio:

$$\bar{Q}_T = \frac{(\Pi_0 - \Pi_1)}{L} \frac{\pi R^4}{8\mu} \dots\dots\dots (A-9) \text{ (Hagen - Poiseuille)}$$

c) Tensão de Cisalhamento na Parede do Tubo:

Fazendo r = R na equação (A-4), teremos:

$$\tau_w = \frac{(\Pi_0 - \Pi_1)}{L} \frac{R}{2} \dots\dots\dots (A-10)$$

2 FLUXO LAMINAR ATRAVÉS DE UMA GEOMETRIA ANULAR
CONCÊNTRICA

Fazendo o balanço da quantidade de movimento sobre um cilindro de fluido no interior do anular com espessura Δr , apresentado na figura A-2, como realizado por Bird et alli[4], chegamos à equação (A-3):

$$\tau_{rz} = \frac{(\Pi_0 - \Pi_1)}{L} \frac{r}{2} + \frac{C_1}{r} \dots\dots\dots (A-3)$$

Neste caso, a constante C_1 não pode ser determinada de imediato, pois não se tem informações sobre o fluxo da quantidade de movimento, nas superfícies dos tubos. No entanto, sabemos que existe um máximo de velocidade para $R_i < r < R_c$, ou seja, para $r = \alpha R_c$, onde o fluxo da quantidade de movimento seja igual a zero.

Assim, fazendo $r = \alpha R_c$ na equação (A-3) e tirando o valor de C_1 , teremos:

$$\tau_{rz} = \frac{(\Pi_0 - \Pi_1)}{L} \frac{\alpha R_c}{2} + \frac{C_1}{\alpha R_c} = 0 \quad \text{ou} \quad C_1 = -(\Pi_0 - \Pi_1) \frac{\alpha^2 R_c^2}{2L}$$

Substituindo o valor de C_1 em (A-3), e rearranjando os termos, teremos:

$$\tau_{rz} = \frac{(\Pi_0 - \Pi_1)}{L} \frac{R_c}{2} \left[\left(\frac{r}{R_c} \right) - \alpha^2 \left(\frac{R_c}{r} \right) \right] \dots\dots\dots (A-11)$$

igualando à equação (A-5) e integrando em r , teremos então que:

$$U = - \frac{(\Pi_o - \Pi_l)}{L} \frac{R_c^2}{4\mu} \left[\left(\frac{r}{R_c} \right)^2 - 2\alpha^2 \text{Ln} \left(\frac{r}{R_c} \right) + C_2 \right] \dots\dots\dots (A-12)$$

Sabemos que, para $r = R_f = KR_c$, onde K é a razão de diâmetros definido pela equação (2.1) e para $r = R_c$, a velocidade de fluxo é igual a zero. Substituindo estes valores na equação (A-11), teremos um sistema a duas equações, que resolvido nos fornecem os valores de C_2 e α^2 . Assim, temos que:

$$C_2 = -1 \quad \text{e} \quad \alpha^2 = \frac{1 - K^2}{2\text{Ln}(1/K)}$$

Substituindo estes valores nas equações (A-11) e (A-12) teremos:

$$\tau_{rz} = \frac{(\Pi_o - \Pi_l)}{L} \frac{R_c}{2} \left[\left(\frac{r}{R_c} \right) + \frac{1 - K^2}{2\text{Ln}(1/K)} \left(\frac{R_c}{r} \right) \right] \dots\dots\dots (A-13)$$

$$U = - \frac{(\Pi_o - \Pi_l)}{L} \frac{R_c^2}{4\mu} \left[1 - \left(\frac{r}{R_c} \right)^2 + \frac{1 - K^2}{\text{Ln}(1/K)} \text{Ln} \left(\frac{r}{R_c} \right) \right] \dots\dots\dots (A-14)$$

Note que, para $K \rightarrow 0$, as equações (A-12) e (A-13) se reduzem às equações (A-4) e (A-7), respectivamente.

Uma vez conhecidas a distribuição de velocidades e a densidade de fluxo da quantidade de movimento para fluxo laminar em geometrias anulares concentricas, podemos obter:

a) **Velocidade Média:**

$$\bar{U}_{ac} = \frac{\int_0^{2\pi} \int_0^R U r \, dr d\theta}{\int_0^{2\pi} \int_0^R r \, dr d\theta} = \frac{(\Pi_o - \Pi_l)}{L} \frac{R_c^2}{8\mu} \left(1 + K^2 - \frac{1 - K^2}{\text{Ln}(1/K)} \right) \dots\dots (A-15)$$

b) Fluxo Volumétrico Médio:

$$\bar{Q}_{ac} = \frac{(\Pi_0 - \Pi_1)}{L} \frac{\pi R_c^4}{8\mu} (1-K^2) \left(1+K^2 \cdot \frac{(1-K^2)}{\ln(1/K)} \right) \dots\dots\dots (A-16)$$

c) Tensão de Cisalhamento nas Paredes dos Tubos:

Fazendo $r = R_c$ na equação (A-13), teremos a tensão de cisalhamento na parede interna do tubo externo:

$$\tau_{wc} = \frac{(\Pi_0 - \Pi_1)}{L} \frac{R_c}{2} \left(1 - \frac{(1-K^2)}{2\ln(1/K)} \right) \dots\dots\dots (A-17)$$

Fazendo $r = R_i$, teremos a tensão de cisalhamento na parede externa do tubo interno:

$$\tau_{wi} = \frac{(\Pi_0 - \Pi_1)}{L} \frac{R_c}{2K} \left(K^2 - \frac{(1-K^2)}{2\ln(1/K)} \right) \dots\dots\dots (A-18)$$

A tensão de cisalhamento média do sistema, é dada a partir da análise da resultante das forças aplicadas às paredes dos condutos, durante o escoamento:

$$F_s = F_c - F_T = \tau_{wc} A_c - \tau_{wi} A_i = \pi R_c^2 (1-K^2) (\Pi_0 - \Pi_1)$$

daí:

$$\bar{\tau}_{wac} = \frac{F_s}{A_s} = \frac{(\Pi_0 - \Pi_1)}{L} \frac{R_c}{2} (1-K) \dots\dots\dots (A-19)$$

3 FLUXO LAMINAR ATRAVÉS DE UMA GEOMETRIA ANULAR EXCÊNTRICA

Devido a não simetria do problema, com mostrado na figura A-3, as coordenadas cilíndricas não podem ser utilizadas, uma vez que não há linearidade nas condições de contorno. É

preciso então fazer uma transformação de coordenadas, que linearize estas condições de contorno. Snyder & Goldstein[58] apresentaram uma solução analítica para o fluxo laminar em geometria anular, baseando-se no trabalho desenvolvido por El-Saden[18], que utilizou um sistema bipolar de coordenadas e transformação conforme. Redberger & Charles[49], apresentaram uma solução numérica baseada no mesmo princípio.

Para um sistema em coordenadas bipolares:

$$z = i C \cotg \frac{w}{2} \dots\dots\dots (A-20)$$

onde:

$$z = x + iy \quad e \quad w = \xi + i\eta$$

x e y são as coordenadas do domínio físico

ξ e η são as coordenadas do domínio transformado

C é uma constante real

i define o espaço imaginário, $i = \sqrt{-1}$

Equacionando a equação (A-20) para as partes real e imaginária, teremos:

$$x = \frac{C \operatorname{senh} \eta}{\cosh \eta - \cos \xi} \dots\dots\dots (A-21)$$

e

$$y = \frac{C \operatorname{sen} \xi}{\cosh \eta - \cos \xi} \dots\dots\dots (A-22)$$

da equação (A-20) temos que:

$$e^{-iw} = e^{\eta - i\xi} = \frac{z+C}{z-C} = \frac{(x+C)+iy}{(x-C)+iy}$$

de onde chegamos a:

$$e^{2\eta} = \frac{(x+C)^2+y^2}{(x-C)^2+y^2} \dots\dots\dots (A-23)$$

$$\text{tg } \xi = \frac{2yC}{x^2-C^2+y^2} \dots\dots\dots (A-24)$$

e finalmente:

$$y^2+(x-C \text{ cotgh } \eta)^2 = \frac{C^2}{\text{senh}^2\eta} \dots\dots\dots (A-25)$$

Na equação (A-25), linhas com η constante, representam círculos no plano (x,y), com centro em (coth η , 0) e raio C/senh η . As superfícies interna e externa da geometria anular, são representadas por linhas de η constante, que serão designadas por η_i e η_o respectivamente. Os valores destas coordenadas são determinadas por:

$$\text{cosh } \eta_i = \frac{K(1+e^2)+(1-e^2)}{2Ke} \dots\dots\dots (A-26)$$

e

$$\text{cosh } \eta_o = \frac{K(1-e^2)+(1+e^2)}{2e} \dots\dots\dots (A-27)$$

onde:

e é a excentricidade do anular, definido pela equação (E-3)

K é a razão de diâmetros, definido pela equação (E-1).

Com η_i e η_o definidos, podemos obter a constante C, que vale:

$$C = \frac{D_i}{2} \text{senh } \eta_i = \frac{D_o}{2} \text{senh } \eta_o \dots\dots\dots (A-28)$$

Na equação (A-25), a coordenada ξ corresponde a uma segunda família de círculos, ortogonais aos círculos de η constante, com ξ variando de 0 a 2π . A figura A-4 mostra o sistema bipolar (η, ξ) utilizado. Os contornos originais da geometria anular são modificados, de forma a se ter contornos paralelos (retangular), onde as novas coordenadas η e ξ variam de η_i a η_o e de $-\pi$ a π , respectivamente. Também, na transformação utilizada, temos pontos singulares para os casos concêntrico ($e \rightarrow 0$) e totalmente excêntrico ($e \rightarrow 1$).

A solução analítica, em coordenadas bipolares, para a distribuição de velocidades devido ao fluxo laminar em geometria anular excêntrica, foi desenvolvida por Snyder & Goldstein[58], baseada no trabalho de El-Saden[18] e vale:

$$U(\eta, \xi) = \frac{\Pi_o - \Pi_i}{L} \frac{C^2}{\mu} \Gamma \dots\dots\dots (A-29)$$

onde:

$$\Gamma = \left\{ A\eta + B - \frac{\coth \eta}{2} + \sum_{n=1}^{\infty} \left[C_n e^{n\eta} + (D_n - \coth \eta) e^{-n\eta} \right] \cos n \xi \right\}$$

$$A = \frac{\coth \eta_i - \coth \eta_o}{2(\eta_i - \eta_o)}$$

$$B = \frac{\eta_i \coth \eta_o - \eta_o \coth \eta_i}{2(\eta_i - \eta_o)}$$

$$C_n = \frac{\coth \eta_i - \coth \eta_o}{e^{2n\eta_i} - e^{2n\eta_o}} \quad D_n = \frac{e^{2n\eta_i} \coth \eta_o - e^{2n\eta_o} \coth \eta_i}{e^{2n\eta_i} - e^{2n\eta_o}}$$

Como podemos verificar, o cálculo da velocidade axial envolve uma série infinita de termos. No entanto, podemos truncar esta série, quando o erro resultante na velocidade for desprezível.

a) Velocidade Média:

Utilizando as equações (A-21) e (A-22), podemos reescrever a equação (A-29) em termos do sistema de coordenadas x e y. A partir daí, calcular a velocidade média para a geometria anular excentrica, como realizado por Tosun[62]:

$$\bar{U}_{ec} = \frac{(\Pi_0 - \Pi_1)}{L} R_c^2 \frac{\phi \sinh^4 \eta_0}{2\mu(1-K^2)} \dots\dots\dots (A-34)$$

onde:

$$\phi = (\coth \eta_i - \coth \eta_0)^2 \left(\frac{1}{\eta_0 - \eta_i} - 2 \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2n}{e^{2n\eta_i} - e^{2n\eta_0}} \right) + \frac{1}{4} \left(\frac{1}{\sinh^4 \eta_0} - \frac{1}{\sinh^4 \eta_i} \right)$$

b) Fluxo Volumétrico Médio:

$$\bar{Q}_{ec} = \frac{(\Pi_0 - \Pi_1)}{L} \pi R_c^2 \frac{\phi \sinh^4 \eta_0}{2\mu} \dots\dots\dots (A-35)$$

c) Tensão de Cisalhamento nas Paredes dos Tubos:

Pode ser determinada, avaliando o gradiente de velocidades junto às paredes dos tubos, utilizando a equação de Newton para a viscosidade - equação (A-5):

$$\tau_{wt} = +\mu \frac{dU}{dr} \Big|_{r=R_t} \dots\dots\dots (A-5a)$$

$$\tau_{wc} = -\mu \frac{dU}{dr} \Big|_{r=R_c} \dots\dots\dots (A-5b)$$

O gradiente de velocidades, na direção r pode ser expresso em termos de coordenadas bipolares (η,ξ), fazendo uma

simples aplicação de regra da cadeia para derivadas parciais. Isto foi feito por Snyder & Goldstein[48], resultando em:

$$\tau_{wt} = \frac{\mu(1-\cosh \eta_i \cos \xi)}{R_i \sinh \eta_i \cos \theta} \left. \frac{\partial U}{\partial \eta} \right|_{\eta=\eta_i} \dots \dots \dots (A-36)$$

$$\tau_{wc} = - \frac{\mu(1-\cosh \eta_o \cos \xi)}{R_c \sinh \eta_o \cos \theta} \left. \frac{\partial U}{\partial \eta} \right|_{\eta=\eta_o} \dots \dots \dots (A-37)$$

A relação entre θ e ξ ao longo da superfície das paredes dos tubos, pode ser obtida a partir da figura A-4. Temos então que:

$$\operatorname{tg} \theta = \frac{y}{x-S}, \quad \text{com} \quad S = s_1 = C \operatorname{cotgh} \eta_i \quad \text{e} \quad S = s_2 = C \operatorname{cotgh} \eta_o$$

tomando x e y , dados pelas equações (A-21) e (A-22) respectivamente, teremos:

$$\operatorname{tg} \theta_i = \frac{\sinh \eta_i \operatorname{sen} \xi}{\cosh \eta_i \cos \xi - 1} \dots \dots \dots (A-38a)$$

e

$$\operatorname{tg} \theta_c = \frac{\sinh \eta_o \operatorname{sen} \xi}{\cosh \eta_o \cos \xi - 1} \dots \dots \dots (A-38b)$$

ou ainda:

$$\cos \xi = \frac{1 - \cosh \eta \cos \theta}{\cosh \eta - \cos \theta} \dots \dots \dots (A-38c)$$

Os valores das tensões de cisalhamento médias nas paredes dos tubos, são dadas por:

$$\bar{\tau}_{WT} = \frac{2 \int_0^{\pi} \tau_{WT} R_T d\theta}{2\pi R} = \frac{1}{\pi} \int_0^{\pi} \tau_{WT} d\theta \dots\dots\dots (A-39)$$

e

$$\bar{\tau}_{WC} = \frac{2 \int_0^{\pi} \tau_{WC} R_C d\theta}{2\pi R_C} = \frac{1}{\pi} \int_0^{\pi} \tau_{WC} d\theta \dots\dots\dots (A-40)$$

onde os limites de integração se devem à simetria existente em relação ao eixo x.

Derivando a equação (A-29), parcialmente em relação a η e substituindo nas equações (A-36) e (A-37) e estas em (A-39) e (A-40) respectivamente, chegamos que:

$$\bar{\tau}_{WT} = \frac{\Phi_{\eta_i} R_T \sinh \eta_i (\Pi_0 - \Pi_l)}{\pi L} \int_0^{\pi} \frac{(1 - \cosh \eta_i \cos \xi)}{\cos \theta} d\theta \dots\dots\dots (A-41)$$

e

$$\bar{\tau}_{WC} = - \frac{\Phi_{\eta_o} R_C \sinh \eta_o (\Pi_0 - \Pi_l)}{\pi L} \int_0^{\pi} \frac{(1 - \cosh \eta_o \cos \xi)}{\cos \theta} d\theta \dots\dots\dots (A-42)$$

onde:

$$\Phi_{\eta} = A + \frac{1}{2 \sinh^2 \eta} + \sum_{n=1}^{\infty} \left\{ n C_n e^{n\eta} - \left[n (D_n - \cotgh \eta) + \frac{1}{\sinh^2 \eta} \right] e^{-n\eta} \right\} \cos n \xi \quad (D-43)$$

Substituindo a equação (A-38b), com os valores respectivos para η_i e η_o , nas equações (A-41) e (A-42) e resolvendo o termo integral, teremos:

$$\bar{\tau}_{WT} = \frac{(\Pi_0 - \Pi_l)}{L} \Phi_{\eta_i} R_T \sinh^2 \eta_i \dots \dots \dots (A-44)$$

e

$$\bar{\tau}_{WC} = - \frac{(\Pi_0 - \Pi_l)}{L} \Phi_{\eta_o} R_T \sinh^2 \eta_o \dots \dots \dots (A-45)$$

A tensão de cisalhamento média do sistema é dada a partir da análise da resultante das forças aplicadas às paredes dos condutos, durante o escoamento:

$$F_s = F_c + F_T = \bar{\tau}_{WC} A_c + \bar{\tau}_{WT} A_T = 2\pi (\Pi_0 - \Pi_l) R_c^2 \left[\Phi_{\eta_o} \sinh^2 \eta_o - K^2 \Phi_{\eta_i} \sinh^2 \eta_i \right]$$

da equação (A-28) tiramos que: $\sinh \eta_o = K \sinh \eta_i$, portanto,

$$\bar{\tau}_{wec} = \frac{F_s}{A_s} = \frac{(\Pi_0 - \Pi_l)}{L} R_c \frac{\sinh^2 \eta_o}{(1+K)} \left(\Phi_{\eta_o} - \Phi_{\eta_i} \right) \dots \dots \dots (A-46)$$

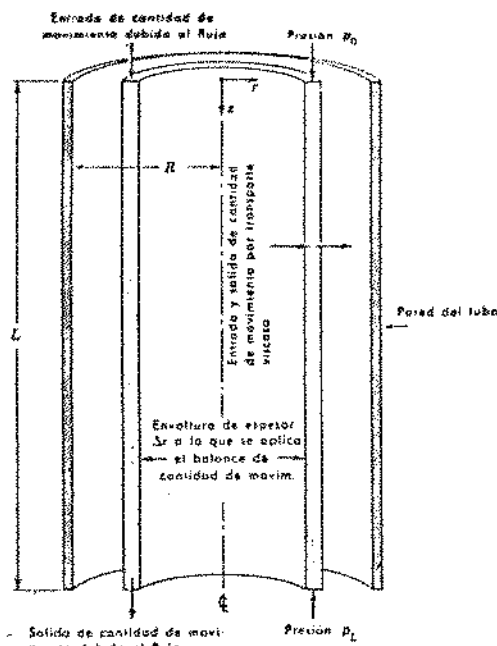


FIGURA A-1 : Seção de Tubo

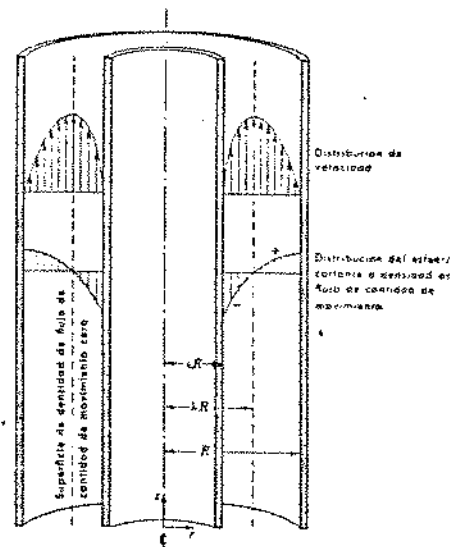


FIGURA A-2 : Seção de Anular Concêntrico

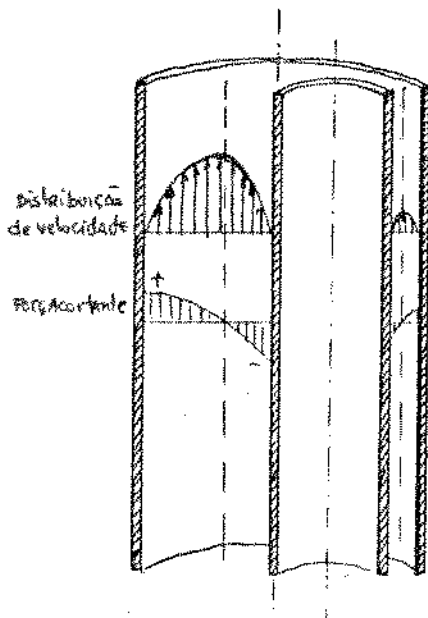


FIGURA A-3 : Seção de Anular Excêntrico

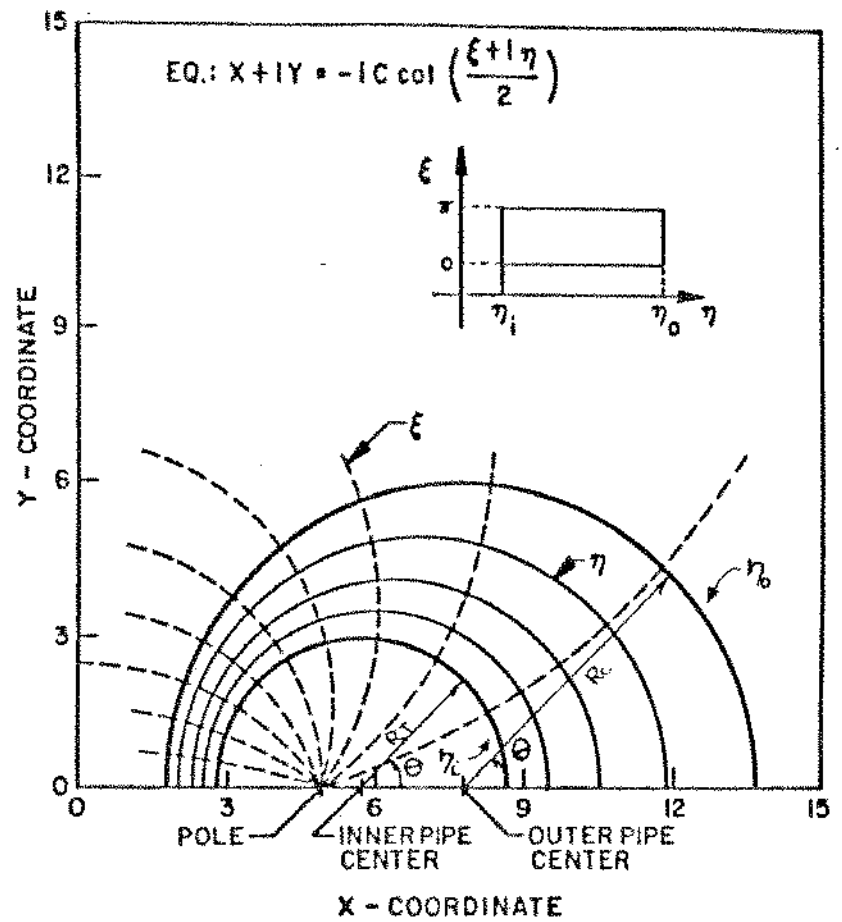


FIGURA A-4 : Sistema de Coordenadas - Domínio Físico e Domínio Transformado

ANEXO B

MODELO DE ESCOAMENTO BIFÁSICO PARA GEOMETRIA ANULAR SEGUNDO MODELO DE CAETANO[10]

1 DEFINIÇÕES

a) fração volumétrica média "in-situ":

Dependente do espaço e do tempo, para o escoamento bifásico gás-líquido em regime permanente, pode ser definido como:

- fração volumétrica média de gás ou fração de vazios:

$$\alpha_g = \frac{v_g}{v_g + v_l} = \frac{A_g}{A_g + A_l} \dots\dots\dots (B-1)$$

- fração volumétrica média de líquido:

$$\alpha_l = \frac{v_l}{v_g + v_l} = \frac{A_l}{A_g + A_l} \dots\dots\dots (B-2)$$

onde:

v_g e v_l ... são os volumes ocupados pelo gás e pelo líquido numa seção de escoamento;

A_g e A_l ... são as áreas ocupadas pelo gás e pelo líquido, numa seção transversal de escoamento;

Para fração de vazios, utiliza-se normalmente a

notação α e para a fração volumétrica de líquido, utiliza-se normalmente a notação H_L . Portanto, de (B-1) e (B-2), temos que:

$$H_L = 1 - \alpha \dots\dots\dots (B-3)$$

b) velocidade superficial de fase:

É a velocidade média que cada fase teria, se estivesse fluindo sozinha na seção transversal de escoamento:

$$U_{sG} = \frac{Q_G}{A_G + A_L} = \frac{Q_G}{A_T} \dots\dots\dots (B-4)$$

$$U_{sL} = \frac{Q_L}{A_G + A_L} = \frac{Q_L}{A_T} \dots\dots\dots (B-5)$$

onde:

Q_G e Q_L ... são as vazões de gás e de líquido, numa seção de escoamento;

A_T é a área da seção transversal de escoamento;

c) velocidade da mistura:

É a velocidade média do escoamento, na seção transversal:

$$U_M = \frac{Q_G + Q_L}{A_T} = U_{sG} + U_{sL} \dots\dots\dots (B-6)$$

d) velocidade de fase:

É a velocidade média de cada fluido, na seção transversal:

$$U_G = \frac{Q_G}{A_G} = \frac{U_{sG}}{(1-H_L)} \dots\dots\dots (B-7)$$

$$U_L = \frac{Q}{A_L} = \frac{U_{sl}}{H_L} \dots\dots\dots (B-8)$$

f) velocidade de escorregamento:

É a velocidade média relativa entre as duas fases:

$$U_s = U_g - U_L \dots\dots\dots (B-9)$$

2 MODELOS DE ESCOAMENTO BIFÁSICOS, SEGUNDO CAETANO[10]

2.1 PADRÃO BOLHAS:

Considera-se que as bolhas esféricas discretas, apresentam escorregamento através da fase líquida, devido ao efeito do empuxo.

a) fração volumétrica média de líquido:

$$H_{L_{bl}}^{n+2} - H_{L_{bl}}^{n+1} + \frac{(U_{sl} + U_{sg})H_{L_{bl}} - U_{sl}}{1.53 \left[\frac{(\rho_L - \rho_g)g\sigma}{\rho_L^2} \right]} = 0 \dots\dots\dots (B-10)$$

onde :

g é a aceleração da gravidade;

σ é a tensão superficial do líquido;

b) gradiente total de pressão:

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_T = \rho_s g + \frac{4f_{nc}}{D_{eq}} \rho_s \frac{(U_{sl} + U_{sg})^2}{2} \dots\dots\dots (B-11)$$

onde assume-se que a parcela referente à aceleração é desprezível;

$$\rho_s = \rho_L H_L + \rho_G (1-H_L) \dots\dots\dots (B-12)$$

é a massa específica da mistura, considerando o escorregamento entre as fases;

$$Re_{bl} = \frac{\rho_s U_M D_{eq}}{\mu_M} \dots\dots\dots (B-13)$$

é o número de Reynolds para o Padrão Bolhas;

$$\mu_M = \mu_L \lambda_L + \mu_G (1-\lambda_L) \quad (Dukler) \dots\dots\dots (B-14)$$

é a viscosidade da mistura¹⁸;

$$\lambda_L = \frac{U_{SL}}{U_{SL} + U_{SL}} \dots\dots\dots (B-15)$$

é a fração volumétrica média de líquido, sem considerar o escorregamento entre as fases.

2.2 PADRÃO BOLHAS DISPERSAS:

Considera-se que não existe escorregamento entre as fases ($U_s = 0$) e o fluxo é homogêneo.

a) fração volumétrica média de líquido:

$$H_{L_{bd}} = \lambda_L = \frac{U_{SL}}{U_{SL} + U_{SL}} \dots\dots\dots (B-16)$$

b) gradiente total de pressão:

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_T = \rho_M g + \frac{4f_{nc}}{D_{eq}} \rho_M \frac{(U_{SL} + U_{SG})^2}{2} \dots\dots\dots (B-17)$$

¹⁸ Dukler, A.E., Wicks III, M. & Cleveland, R.G., "Frictional Pressure Drop in Two-Phase Flow: B. An Approach Through Similarity Analysis", AIChE J., (Jan 64), vol.10, pp:44-51.

onde:

$$\rho_M = \rho_L \lambda_L + \rho_G (1 - \lambda_L) \dots\dots\dots (B-18)$$

é a massa específica da mistura, sem considerar o escorregamento entre fases;

$$Re_{bd} = \frac{\rho_M U_M D_{eq}}{\mu_M} \dots\dots\dots (B-19)$$

é o número de Reynolds para o Padrão Bolhas Dispersas.

2.3 PADRÃO GOLFADAS:

O modelo desenvolvido considera que o fluxo é unidimensional, em regime permanente e axissimétrico em condições isotérmicas. Um esquema do modelo adotado pode ser visto na figura B-1¹⁹. Preve duas situações:

- fluxo com bolha de Taylor totalmente desenvolvida, onde o comprimento da ogiva é desprezível quando comparado ao comprimento total da bolha;
- fluxo com bolha de Taylor em desenvolvimento, onde o comprimento de ogiva é da ordem de grandeza do comprimento total de bolha.

a) fração volumétrica média de líquido:

$$H_{L_{SU}} = \left(\frac{L_{LS}}{L_{SU}} \right) H_{LS} + \left[1 - \left(\frac{L_{LS}}{L_{SU}} \right) \right] H_{LF} \dots\dots\dots (B-20)$$

¹⁹ Ver figuras no final do Apendice.

onde:

$$H_{LS} = \begin{cases} 0,80 & \text{para anular concêntrico} \\ 0.85 & \text{para anular excêntrico} \end{cases}$$

é a fração volumétrica de líquido, na golfada de líquido, obtida experimentalmente por Caetano[10];

H_{LF} será definido adiante;

$L_{LS} = 16D_H$ é o comprimento médio da golfada de líquido;

L_{SU} é o comprimento médio de uma unidade golfada e vale:

$$L_{SU} = L_{LF} + L_{LS} \dots\dots\dots (B-21)$$

A relação entre os comprimentos da golfada de líquido e a unidade golfada é dada por:

$$\frac{L_{LS}}{L_{SU}} = \frac{U_{SL} + U_{LLF} H_{LF}}{U_{LLS} H_{LS} + U_{LLF} H_{LF}} \dots\dots\dots (B-22)$$

onde:

$$U_{LLS} = (U_{SL} + U_{SG}) - 1.53 \left[\frac{(\rho_L - \rho_G) g \sigma}{\rho_L^2} \right]^{1/4} (H_{LS})^{1/2} (1 - H_{LS}) \dots\dots (B-23)$$

é a velocidade do líquido no filme de líquido que envolve a bolha de Taylor.

Para se determinar se a bolha de Taylor está ou não desenvolvida, deve-se calcular inicialmente o comprimento da ogiva (L_c), a partir das seguintes equações:

$$L_c = \frac{1}{2g} \left[U_T + \frac{U_{GTB} - Q_G + Q_L}{(A_{an} - A_{TB}^N)} \right]^2 \dots\dots\dots (B-24)$$

onde:

$$U_{GTB} = U_T - (U_T - U_{GLS}) (1 - H_{LS}) A_{an} \dots\dots\dots (B-25)$$

é a velocidade do gás no interior da bolha;

$$U_{GLS} = U_S + U_{LLS} \dots\dots\dots (B-26)$$

é a velocidade do gás na golfada de líquido;

$$A_{TB}^N = \frac{\pi}{4} \left[(D_c - 2\delta_N)^2 - D_T^2 \right] \dots\dots\dots (B-27)$$

é a área da seção transversal da bolha quando o filme de líquido tem a espessura Nusselt;

$$\delta_N = \left[\frac{3Q_{LLF} \mu_L}{\pi D_c g (\rho_L - \rho_G)} \right]^{1/3} \dots\dots\dots (B-28)$$

é a espessura do filme de líquido, dada pela equação de Nusselt;

$$Q_{LLF} = \left[U_T A_{TB}^N - (U_T - U_{GLS}) (1 - H_{LS}) A_{an} \right] - (Q_L + Q_G) \dots\dots\dots (B-29)$$

é a vazão de líquido no filme de líquido.

Com estas equações chegamos iterativamente ao comprimento da ogiva, L_c dado pela equação (B-24).

Para o escoamento onde as bolhas de Taylor são desenvolvidas ($L_c < L_{FL}$), resolve-se o sistema com as equações abaixo, iterativamente, atribuindo um valor inicial para a espessura do filme de líquido, δ :

$$U_{LLF} = \left\{ \frac{\delta (1 - C_M)}{C_K \left[\frac{\mu_L^2}{(\rho_L - \rho_G) g \rho_L} \right]^{1/3}} \right\}^{1/C_M} \frac{\mu_L}{4\rho_L} \dots\dots\dots (B-30)$$

onde C_K e C_M são constantes, função do número de Reynolds;

$$H_{LF} = H_{LS} \frac{U_T - U_{LLS}}{U_T + U_{LLF}} \dots\dots\dots (B-31)$$

$$\delta = \left(D_C - \sqrt{D_C^2 (1 - H_{LF}) + D_T^2 H_{LF}} \right) / 2 \dots\dots\dots (B-32)$$

onde:

$$U_T = 1,2 (U_{SL} + U_{SG}) + 0,345 \sqrt{g (D_C + D_T)} \dots\dots\dots (B-33)$$

é a velocidade de ascensão da bolha de Taylor.

Para o escoamento onde as bolhas de Taylor não estão desenvolvidas ($L_C > L_{FL}$), teremos que:

$$H_{LF} = H_{LS} \frac{U_T - U_{LLS}}{\sqrt{2gL_{LF}^*}} \dots\dots\dots (B-34)$$

onde L_{LF}^* é dado pela equação:

$$\left(L_{LF}^* \right)^2 + B \left(L_{LF}^* \right) + C = 0 \dots\dots\dots (B-35)$$

$$B = \left\{ \frac{-2 \left(1 - \frac{U_{SG}}{U_T} \right) \left[\frac{U_{SG} - U_{GLS} (1 - H_{LS})}{U_T} \right] L_{LS} + \frac{2}{g} (U_T - U_{LLS})^2 H_{LS}^2}{\left(1 - \frac{U_{SG}}{U_T} \right)^2} \right\}$$

$$C = \left\{ \frac{\left(\frac{U_{SG} - U_{GLS} (1 - H_{LS})}{U_T} L_{LS} \right)^2}{\left(1 - \frac{U_{SG}}{U_T} \right)} \right\}$$

b) gradiente total de pressão:

Assume-se que a bolha de Taylor tem pressão constante

e que o filme de líquido, não tem influência sobre o gradiente. Assume-se também que toda a queda de pressão se dá na zona da golfada de líquido.

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_T = \left[\rho_s g L_{LS} + \rho_L H_{LS} (U_{LLS} + U_T) (U_{LLF} + U_{LLS}) + \frac{2f_{nc}}{D_{eq}} \rho_s (U_{SG} + U_{SL})^2 L_{LS} \right] \frac{1}{L_{SU}} \dots\dots (B-36)$$

onde a componente do gradiente devido a aceleração é assumida como sendo a energia requerida, para acelerar o filme de líquido, que inicialmente tem movimento descendente, até que o mesmo tenha velocidade "in-situ", igual à da golfada de líquido.

2.4 PADRÃO ANULAR:

O modelo assume que o escoamento gás-líquido se dá em equilíbrio isotérmico e é totalmente desenvolvido. O filme de líquido é assumido como tendo espessura uniforme e, que gotículas de líquido, fluem juntamente com o gás formando uma mistura homogênea, sem escorregamento entre as fases.

a) fração volumétrica média de líquido:

$$H_{L_{an}} = H_{LC} + H_{LT} + H_{LM} \dots\dots\dots (B-37)$$

onde:

$$H_{LC} = \frac{4\tilde{\delta}_c [1 - \tilde{\delta}_c (1-K)]}{(1+K)} \dots\dots\dots (B-38)$$

é a fracção volumétrica de líquido no filme de líquido do tubo externo;

$$H_{LI} = \frac{4T\tilde{\delta}_c [K + T\tilde{\delta}_c (1-K)]}{(1+K)} \dots\dots\dots (B-39)$$

é a fracção volumétrica de líquido no filme de líquido do tubo interno;

$$H_{LM} = \frac{U_{sl} F_e}{U_{sl} F_e + U_{sg}} \left[(1+K) - 4\tilde{\delta}_c (1+KT) + 4\tilde{\delta}_c (1-K) (1-T^2) \right] \dots (B-40)$$

é a fracção volumétrica do líquido no anular;

$$F_e = 1 - \exp \left[-0,125 (\phi_g - 1,5) \right]$$

é a correção que prevê a entrada de frações de líquido na massa de gás que flui no espaço anular, como previsto por Wallis[69], e

$$\phi_g = 10^4 U_{sg} \frac{\mu_g}{\tau} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{1/2}$$

é o número adimensional do gás;

$$T = \frac{\tilde{\delta}_I}{\tilde{\delta}_c} = \frac{\bar{W}_I}{(2\pi - \bar{W}_I)K} \dots\dots\dots (B-41)$$

é a razão de espessuras entre filmes de líquido, onde \bar{W}_I é o ângulo plano mostrado na figura B-2 e vale:

- para anular concêntrico:

$$\bar{W}_I = \frac{1}{1-K^2} [2 \arcsen (K) + 2K\sqrt{1-K^2} - \pi K^2] \dots\dots\dots (B-42)$$

- para anular excêntrico:

$$\bar{W}_I = \frac{1}{\pi(1-K^2)} \int_0^\pi \left[8a^2 \arcsen \left(\frac{K}{2a} \right) + 2K\sqrt{4a-K^2} - \pi K^2 \right] d\theta \dots\dots (B-43)$$

onde:

$$a = \frac{e}{2}(1-K) \cos \theta + \frac{1}{2} \sqrt{e^2(1-K)^2(\cos^2 \theta - 1) + 1}$$

$\tilde{\delta}_c$ e $\tilde{\delta}_T$ são respectivamente, a espessura adimensional do filme de líquido na parede do tubo externo e na parede do tubo interno. $\tilde{\delta}_c$ é determinado iterativamente, a partir de equação de continuidade da fase líquida:

$$\frac{U_{LT}}{U_{SL}} H_{LT} + \frac{U_{LC}}{U_{SL}} H_{LC} + F_e = 1 \dots\dots\dots (B-44)$$

onde:

$$\frac{U_{LT}}{U_{SL}} = \left\{ \frac{\tilde{D}_{LT}^{(1+m)}}{4 X_M^2} \left\{ \left(\frac{U_{GM}}{U_{MM}} \right)^2 \left[1 + 300 \tilde{\delta}_c T \frac{(1-K)}{K} \right] \left[1 + 2 \tilde{\delta}_c T \frac{(1-K)}{K} \right] \left(\frac{1}{G_3} + \frac{1}{G_4} \right) + \right. \right. \\ \left. \left. + \left(\frac{U_{GM}}{U_{MM}} \right)^2 \left[1 + 300 \tilde{\delta}_c (1-K) \right] \left[1 - 2 \tilde{\delta}_c (1-K) \right] \frac{1}{G_2} - 4 Y_M \right\}^{1/(2-m)} \dots\dots (B-45)$$

$$\frac{U_{CT}}{U_{SL}} = \left\{ \frac{\tilde{D}_{LC}^{(1+m)}}{4 X_M^2} \left\{ \left(\frac{U_{GM}}{U_{MM}} \right)^2 \left[1 + 300 \tilde{\delta}_c (1-K) \right] \left[1 - 2 \tilde{\delta}_c (1-K) \right] \left(\frac{1}{G_1} + \frac{1}{G_2} \right) + \right. \right. \\ \left. \left. + \left(\frac{U_{GM}}{U_{MM}} \right)^2 \left[1 + 300 \tilde{\delta}_c T \frac{(1-K)}{K} \right] \left[1 + 2 \tilde{\delta}_c T \frac{(1-K)}{K} \right] \frac{1}{G_3} - 4 Y_M \right\}^{1/(2-m)} \dots\dots (B-46)$$

onde m é o expoente da equação de Blasius; X_M e Y_M são os parâmetros de Lockhart-Martinelli modificados; \tilde{D}_{LT} e \tilde{D}_{LC} são diâmetros hidráulicos adimensionais associados ao filme de líquido do tubo interno e do tubo externo e são dados respectivamente por:

$$\tilde{D}_{LT} = 4\tilde{\delta}_c T \left[1 + \tilde{\delta}_c T \frac{(1-K)}{K} \right]$$

$$\tilde{D}_{LC} = 4\tilde{\delta}_c [1 - \tilde{\delta}_c (1-K)]$$

e G_1 , G_2 , G_3 e G_4 são dados respectivamente por:

$$G_1 = \tilde{\delta}_c [1 - \tilde{\delta}_c (1-K)]$$

$$G_2 = \frac{(1+K)}{4} - \tilde{\delta}_c [1 - \tilde{\delta}_c (1-K)] - \tilde{\delta}_c K T \left[1 + \tilde{\delta}_c T \frac{(1-K)}{K} \right]$$

$$G_3 = \frac{(1+K)}{4K} - \frac{\tilde{\delta}_c}{K} [1 - \tilde{\delta}_c (1-K)] - \tilde{\delta}_c T \left[1 + \tilde{\delta}_c T \frac{(1-K)}{K} \right]$$

$$G_4 = \tilde{\delta}_c T \left[1 + \tilde{\delta}_c T \frac{(1-K)}{K} \right]$$

b) gradiente total de pressão:

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_T = A - B + \rho_L g \dots \dots \dots (B-47)$$

onde:

$$A = \frac{\left(\frac{dP}{dz} \right)_{SL}}{4} \frac{\left(\frac{U_{cT}}{U_{sL}} \right)^{(2-m)} \tilde{D}_{LC}^{-m}}{\tilde{\delta}_c (1 - \tilde{\delta}_c D_H/D_c)}$$

$$B = \frac{\left(\frac{dP}{dz} \right)_{MC}}{4} \left(1 + 300 \tilde{\delta}_c \frac{D_H}{D_c} \right) \left(\frac{U_{GM}}{U_{MM}} \right)^2 \frac{(1 - 2\tilde{\delta}_c D_H/D_c)}{\tilde{\delta}_c (1 - \tilde{\delta}_c D_H/D_c)}$$

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_{SL} = 2f_{SL} \rho_L \frac{V_{SL}^2}{D_H} \quad e \quad \left(\frac{dP}{dz} \right)_{MC} = 2f_{MC} \rho_L \frac{V_{MM}^2}{D_H}$$

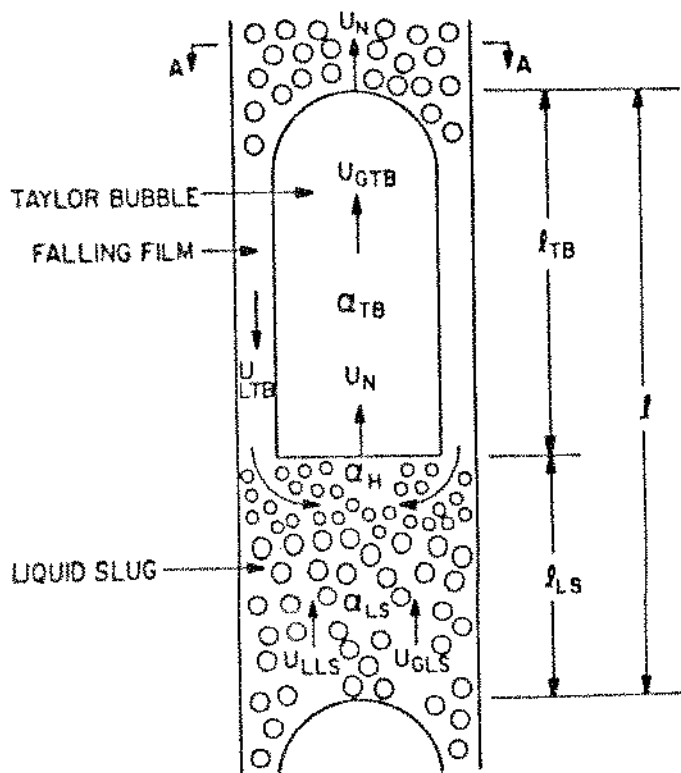


FIGURA B-1 : Modelo para Padrão Golfadas

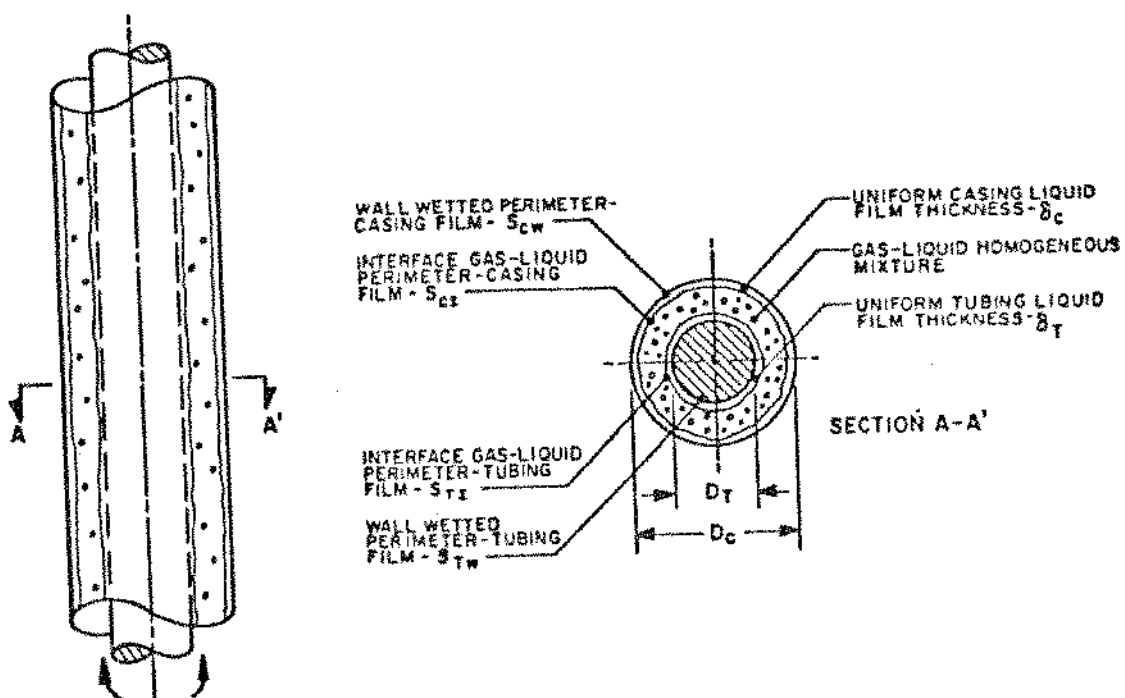


FIGURA B-2 : Modelo para Padrão Anular