

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

ESCOAMENTO BIFÁSICO ANULAR VERTICAL ASCENDENTE:
INVERSÃO NO SENTIDO DE FLUXO DO LÍQUIDO

*Este exemplar corresponde à versão final
da tese defendida pelo Engº Paulo Edison Furtado
de Guimarães e aprovada pela Comissão Julgadora
em 12/12/91*

Autor: Paulo Edison Furtado Guimarães

Orientador: Fernando de Almeida França

63/91

9204574/00

Dezembro de 1991

I

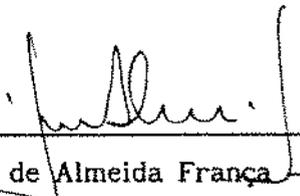
UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL

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

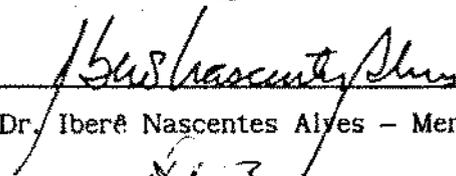
A dissertação "Escoamento Bifásico Anular Vertical Ascendente: Inversão no Sentido de Fluxo do Líquido", elaborada por Paulo Edison Furtado Guimarães e aprovada por todos os membros da Banca Examinadora foi aceita pela Sub-Comissão de Pós-Graduação em Engenharia de Petróleo como requisito parcial à obtenção do Título de Mestre em Engenharia de Petróleo.

Campinas, 12 de Dezembro de 1991.

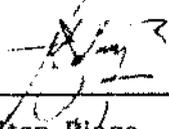
Banca Examinadora:



Dr. Fernando de Almeida França - Orientador



Dr. Iberê Nascentes Alves - Membro



Dr. Milton Biége - Membro

ÍNDICE GERAL :

RESUMO	V
ABSTRACT	VI
Capítulo 1 – INTRODUÇÃO	
1.1. MOTIVAÇÃO	01
1.2. CONCEITUAÇÕES	02
1.3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	03
Capítulo 2 – REVERSÃO DE FLUXO EM POÇOS PRODUTORES DE GÁS NATURAL	
2.1. FLUXO EM POÇOS DE GÁS NATURAL	12
2.2. CONCEPÇÃO FÍSICA DA REVERSÃO DE FLUXO	15
Capítulo 3 – MODELAGEM DO ESCOAMENTO ANULAR COM DISPERSÃO	
3.1. INTRODUÇÃO.....	17
3.2. ALGUMAS DEFINIÇÕES E CONCEITOS.....	18
3.3. EQUAÇÕES DE CONTINUIDADE	19
3.4. EQUAÇÕES DE QUANTIDADE DE MOVIMENTO	20
3.5. SIMPLIFICAÇÕES NAS EQUAÇÕES DE QUANTIDADE DE MOVIMENTO	23
Capítulo 4 – O APARATO EXPERIMENTAL	
4.1. CARACTERIZAÇÃO	25
4.2. COLUNA PRINCIPAL	27
4.3. SEÇÃO SUPERIOR	28
4.4. SEÇÃO INTERMEDIÁRIA	29
4.5. SEÇÃO INFERIOR	30
4.6. INSTRUMENTAÇÃO E SISTEMA DE AQUISIÇÃO DE DADOS	31
4.7. PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL	32
4.8. VALIDAÇÃO DO APARATO EXPERIMENTAL	33
Capítulo 5 – ANÁLISE DOS RESULTADOS EXPERIMENTAIS	
5.1. CRITÉRIO DE REVERSÃO DE FLUXO	38
5.2. GRÁFICOS REPRESENTATIVOS DOS RESULTADOS ...	39
5.3. ANÁLISE DO GRADIENTE DE PRESSÃO	43
Capítulo 6 – PROPOSIÇÃO DE UM MODELO PARA A REVERSÃO	
6.1. OS PONTOS DE REVERSÃO	45
6.2. MODELO PROPOSTO	46
6.3. COMPARAÇÃO COM A LITERATURA	52

Capítulo 7 — APLICABILIDADE A POÇOS DE GÁS E CONCLUSÕES	
7.1. INTRODUÇÃO	55
7.2. COMPARAÇÃO COM A LITERATURA	57
7.3. EQUAÇÃO PARA USO PRÁTICO	59
Capítulo 8 — CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	
8.1. CONCLUSÕES	61
8.2. RECOMENDAÇÕES	62
NOMENCLATURA	63
BIBLIOGRAFIA	65
APÊNDICE A — TABELAS DE DADOS DOS EXPERIMENTOS	68
APÊNDICE B — DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE DE ATRITO INTERFACIAL	77
APÊNDICE C — AFERIÇÃO DOS INSTRUMENTOS DE MEDIÇÃO DE VAZÃO	79
APÊNDICE D — ANÁLISE DE ERROS	82
ANEXO I — FORMULÁRIOS USADOS PARA REGISTRO DE DADOS EM LABORATÓRIO	90

ÍNDICE DE FIGURAS :

Fig.1.1: Tipos de extremidades de tubulação	05
Fig.2.1: Gráfico esquemático da vida útil de um poço	14
Fig.3.1: Definição de fases no fluxo anular	17
Fig.3.2: Seção transversal da tubulação	18
Fig.3.3: Volume de controle	20
Fig.3.4: Fase gás com gotas dispersas	21
Fig.3.5: Fase filme de líquido	23
Fig.4.1: Fluxograma do sistema experimental	26
Fig.4.2: Coluna principal	27
Fig.4.3: Detalhe da seção superior	28
Fig.4.4: Seção intermediária: entrada de água	29
Fig.4.5: Caixa inferior	30
Fig.4.6: Gráfico comparativo com a equação de Wallis	35
Fig.4.7: Comparação com o modelo de Taitel et alii	35
Fig.4.8: Comparação com dados experimentais	36
Fig.5.1: Teste de critério de reversão	38
Fig.5.2: Velocidades superficiais do líquido	39
Fig.5.3: Dispersão	40
Fig.5.4: Pressão estática média	41
Fig.5.5: Gradiente de pressão	42
Fig.5.6: Espessura do filme de líquido	42
Fig.5.7: Fração de vazio	43
Fig.5.8: Gradiente de pressão experimental	44
Fig.6.1: Pontos de reversão de fluxo	45
Fig.6.2: Início da reversão	46
Fig.6.3: Tensões interfaciais	49
Fig.6.4: Detalhe da figura 6.3	49
Fig.6.5: Velocidade superficial adimensional do gás em função da fração de vazio	51
Fig.6.6: Comparativo de resultados na reversão de fluxo .	52
Fig.6.7: Vazão no filme de líquido, Zabarás et alii	53
Fig.7.1: Gradiente de pressão do ponto R-04	55
Fig.A.1: Frações de vazio ao longo do diâmetro	76
Fig.B.1: Coeficiente de atrito interfacial	78
Fig.C.1: Curva de calibração da placa de orifício	80
Fig.C.2: Curva de calibração do rotâmetro	81

ÍNDICE DE TABELAS :

Tab.1.1: Tipos de inundação segundo Dukler e Smith	08
Tab.6.1: Comparativo dos resultados para reversão	53
Tab.A.1: Ponto R-03; QL = 0,78 l/min.	68
Tab.A.2: Ponto R-02; QL = 1,01 l/min.	69
Tab.A.3: Ponto R-01; QL = 1,24 l/min.	70
Tab.A.4: Ponto R-04; QL = 1,49 l/min.	70
Tab.A.5: Ponto R-05; QL = 1,76 l/min.	71
Tab.A.6: Ponto R-06; QL = 1,96 l/min.	72
Tab.A.7: Ponto R-07; QL = 2,22 l/min.	72
Tab.A.8: Ponto R-08; QL = 2,49 l/min.	73

RESUMO:

Este trabalho estuda o processo de reversão de fluxo em um escoamento vertical anular e sua aplicabilidade à ocorrência de auto-amortecimento em poços produtores de gás natural. O fenômeno foi experimentado em laboratório utilizando ar e água como fluidos e o aparato foi validado através de ensaios de inundação. São apresentados resultados experimentais de reversão de fluxo com medições de pressões, vazões e frações de vazio médias na seção transversal. É proposto um modelo semi-analítico com base num filme de líquido pendurado numa tubulação por efeito do fluxo gasoso. O modelo apresenta bons resultados quando comparados com outros da literatura, específicos para auto-amortecimento de poços produtores de gás natural com líquidos.

ABSTRACT:

The flow reversal and its application to gas-well load-up was investigated in a 27 mm ID cylindrical vertical pipe with air-water flows. The experimental flow loop was validated for flooding data. Flow reversal experimental data include mean film thickness, dispersion rate, pressure drop, void fraction and co-current and counter-current flow rates. A model for the onset of flow reversal and gas-well load-up was developed. This model establishes the minimum tension to hold a hanging film, balancing gravity and interfacial forces. The prediction of the theory is in satisfactory agreement with experimental data.

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

1.1. MOTIVAÇÃO.

O fluxo multifásico tem sido uma área de grande concentração de estudo e pesquisa nos últimos anos. A quantidade e variedade de aplicações do resultado destes trabalhos na indústria, bem como a dificuldade de sua modelagem enquanto fenômeno físico, justificam o empenho com que se busca soluções satisfatórias para o transporte simultâneo de dois ou mais fluidos.

Nas indústrias química, nuclear e petrolífera, dentre outras, encontra-se o escoamento multifásico em sistemas com diferentes geometrias e com os mais diferentes tipos de fluidos.

Especificamente na indústria de produção de petróleo, o fluxo multifásico assume papel vital por ser a essência da atividade. Desde o movimento dos fluidos dentro da própria rocha reservatório, passando por sua ascensão vertical até a superfície e seu transporte horizontal até os meios de tratamento e armazenamento, procura-se sempre a melhor relação entre a energia da própria pressão ou a energia externa aplicada aos fluidos e o deslocamento resultante.

Sem dúvida a etapa que consome, proporcionalmente, a maior quantidade de energia é a elevação vertical. Esta envolve, além das perdas por atrito, a realização de um trabalho contra o campo gravitacional.

A interrupção da elevação dos fluidos por esgotamento da energia disponível (pressão da jazida), aliada à não viabilidade econômica ou impossibilidade tecnológica de fornecer energia externa aos fluidos, levam à redução da produção, ou seja, atingem diretamente a atividade elementar da indústria.

Logo, o conhecimento detalhado do fluxo ascendente de fluidos numa tubulação vertical e, principalmente, dos mecanismos que fazem cessar as condições de ocorrência deste fluxo são de importância significativa.

Dentro do ramo de estudos e pesquisas científicas em fluxo multifásico, grande enfoque foi dado a um processo denominado de inundação. A inundação consiste, basicamente, numa limitação ao fluxo contra-corrente de dois

fluidos, como será melhor conceituado e detalhado adiante. O interesse dedicado ao fenômeno resultou da vital importância para a segurança da refrigeração de reatores nucleares.

Em paralelo, porém com menos ênfase, foram desenvolvidos estudos sobre reversão de fluxo, que é o processo inverso à inundação. A reversão de fluxo, uma limitação ao fluxo co-corrente ascendente, é exatamente o processo que ocorre quando um poço de petróleo torna-se incapaz de elevar os próprios fluidos que produz.

Este trabalho mostra os resultados experimentais de reversão de fluxo realizados em laboratório e traça um paralelo, até onde as limitações de escala e tipos de fluido permitem, destes processos com os que ocorrem em poços produtores de gás natural.

1.2. CONCEITUAÇÕES.

Considerando a pouca literatura existente, em língua portuguesa, sobre escoamento bifásico, é importante que se estabeleça alguns conceitos e definições.

INUNDAÇÃO ("flooding"):

Considere uma tubulação vertical com fluxo bifásico anular contra-corrente, isto é, com água escoando em forma de filme junto à parede da tubulação, no sentido descendente, e o gás constituindo um núcleo "cilíndrico" interno à este filme líquido e escoando no sentido ascendente. Suponha que a vazão de líquido é mantida constante durante todo o experimento e que a vazão de gás aumenta lenta e continuamente. A interface gás-líquido assim formada é ondulada e a tensão que nela atua age, no sentido de restringir o movimento descendente do filme de líquido.

Haverá um momento em que, em decorrência do aumento da tensão interfacial por aumento da vazão de gás, parte do líquido adquire sentido de fluxo ascendente. O processo que ocorre desde este instante até o momento em que todo o líquido que flui na tubulação tem sentido ascendente é denominado INUNDAÇÃO. Vários processos intermediários são identificados na ocorrência da inundação e serão classificados em momento oportuno.

REVERSÃO DE FLUXO ("flow reversal"):

É um processo que ocorre em sentido inverso ao de inundação. A partir de

um escoamento anular vertical ascendente de gás e líquido obtém-se, pela redução gradativa da vazão de ar, uma vazão de líquido descendente. Com a continuidade na redução da vazão de ar, o escoamento do líquido passará a ser totalmente descendente. A reversão de fluxo tem sido tratada, recentemente, como "desinundação" ("deflooding"). Esta é a nomenclatura adotada, por exemplo, por GOVAN et alii [II], 1991.

A descrição apresentada para INUNDAÇÃO e REVERSÃO DE FLUXO é ilustrativa. Efeitos semelhantes podem ser obtidos mantendo-se vazão constante de gás e variando-se a vazão de líquido. Os fenômenos também podem variar em função da posição e da forma de injeção da água na tubulação, do formato das extremidades da tubulação e de vários outros aspectos da geometria do sistema. De qualquer modo os conceitos permanecem válidos da forma como foram apresentados.

FLUXO ANULAR NEVOEIRO ("annular mist-flow");

Escoamento vertical em que parte da fase líquido se desloca junto à parede interna da tubulação sob a forma de um filme e a fase gasosa se desloca na região central ("gas core") carreando o restante do líquido sob a forma de gotículas dispersas ("entrainment"). A relação entre a quantidade de líquido dispersa na fase gás e a quantidade total de líquido do escoamento é denominada de FRAÇÃO DE DISPERSÃO. A ATOMIZAÇÃO ("atomization") consiste na incorporação de gotas do filme de líquido à corrente gasosa e o processo inverso, reincorporação das gotas dispersas ao filme de líquido, é denominado de DEPOSIÇÃO ("deposition"). A fração de dispersão é o resultado líquido dos efeitos de atomização e deposição.

FLUXO AGITANTE ("churn flow");

Escoamento vertical em que as fases líquido e gás se deslocam de forma misturada formando um fluxo de aspecto irregular e perturbado com o líquido bloqueando parcial ou totalmente a seção transversal do tubo em vários pontos formando o ponteamto ou bloqueio ("bridging").

1.3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.

A literatura sobre reversão de fluxo é escassa, contrariamente ao que se observa com o material publicado sobre inundação. Apesar disto há pontos

obscuros no mecanismo de inundação justificando o empenho que ainda é dedicado ao tema. Esta diferença na quantidade de material publicado sobre cada um dos assuntos pode ser entendida pelo fato de que a inundação está associada à segurança de reatores nucleares, como é o caso de acidentes por perda de refrigeração. Ao se fazer um retrospecto histórico, obviamente os textos sobre inundação predominarão. Isto não é de todo inconveniente já que a inundação apresenta similaridades com a reversão de fluxo: além de serem caminhos inversos, a estrutura do fluxo e a ação das forças superficiais são processos determinantes nos dois casos.

A preocupação com a inundação surge na literatura desde a década de 30, mas sem um enfoque direcionado. Na década de 60 os trabalhos sobre o assunto se intensificaram buscando, principalmente, atender às necessidades da indústria nuclear. Nas usinas atômicas, acidentes de perda de refrigeração podem ocasionar sérias consequências caso a refrigeração de emergência não funcione à contento. Esta refrigeração consiste, em linhas gerais, em água descendo pela superfície externa de barras em alta temperatura. A evaporação desta película externa de água causa um fluxo de vapor ascendente que poderá impedir o fluxo descendente do filme de água, provocando o processo conhecido como inundação. Ou seja, o fluxo ascendente de um gás impede o fluxo descendente de um líquido. No caso das usinas isto provocará o superaquecimento das tubos por falta do filme refrigerante ocasionando a fusão de elementos do núcleo.

Nesta época, os trabalhos se concentraram em correlacionar empiricamente as variáveis envolvidas na inundação, através da obtenção de equações que descrevessem o comportamento verificado em testes de laboratório. A sucessão de pesquisas sobre o assunto visava ampliar cada vez mais o horizonte coberto pelos experimentos anteriores, buscando cobrir toda a faixa de diâmetros de tubulações, tipos de fluidos, pressões de trabalho, além de geometrias diversas como escoamento entre tubos concêntricos, anéis e outras restrições.

A partir da segunda metade da década de 70 aparecem os trabalhos que buscaram uma formulação mais teórica sobre o processo. Juntamente surgiu uma preocupação maior em compreender e descrever com mais detalhes as características físicas da inundação. Apareceram trabalhos medindo e modelando o comportamento das ondas no instante da inundação, as taxas de dispersão do líquido, a tensão interfacial, entre outros.

A maioria dos trabalhos entretanto, sempre preocupou-se com a inundação

sem analisar o processo inverso, a reversão de fluxo.

WALLIS [2], em 1962, propôs, a partir de vários experimentos, a seguinte equação para caracterizar a inundação:

$$\left(j_G^* \right)^{1/2} + \left(j_L^* \right)^{1/2} = C \tag{1.1}$$

Os termos adimensionais, indicados pelo superescrito "**", são números de Froude modificados:

$$j_G^* = j_G \cdot \rho_G^{1/2} \cdot \left(d_t \cdot g \cdot (\rho_L - \rho_G) \right)^{-1/2} \tag{1.2}$$

$$j_L^* = j_L \cdot \rho_L^{1/2} \cdot \left(d_t \cdot g \cdot (\rho_L - \rho_G) \right)^{-1/2} \tag{1.3}$$

Onde "j" representa a velocidade superficial conforme será definido mais adiante, "ρ" é a massa específica do fluido, "d_t" é o diâmetro interno da tubulação, "g" é a aceleração da gravidade e os subscritos "g" e "L" referem-se, respectivamente, às fases gás e líquido. "C" é um parâmetro que é função do tipo de extremidade do tubo. Wallis propôs um valor de C = 0,725 para tubos com extremidades retas (ver figura 1.1.(a)) e C = 0,88 para tubos com extremidades arqueadas (fig. 1.1.(b)):

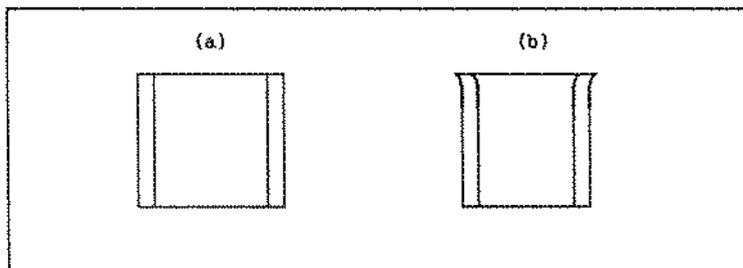


FIGURA 1.1: Tipos de extremidade de tubulação.

Mais tarde, em 1969, Wallis [3] propõe uma alteração na equação (1.1) passando-a para a seguinte forma:

$$\left(j_G^* \right)^{1/2} + m \cdot \left(j_L^* \right)^{1/2} = C \tag{1.4}$$

Porém Wallis sugere, para a constante "m", em escoamentos turbulentos, um valor igual a unidade. Isto acaba tornando a equação (1.4) equivalente à equação (1.1).

Wallis propõe ainda que, para baixas vazões de líquido, a transição para o fluxo anular co-corrente pode ser dada por:

$$0,8 < j_G^* < 0,9 \quad (1.5)$$

o que equivale dizer que as velocidades de gás para fluxo de líquido descendente nulo são as mesmas que correspondem à transição para fluxo ascendente de líquido.

SHIRES e PICKERING [4] fizeram, em 1965, uma extensa análise experimental da inundação através de testes em geometrias diversas: tubo, geometria anular, anular com restrição e outras. Testaram também a influência da densidade e viscosidade na velocidade de inundação, chegando a conclusões qualitativas em faixas restritas. Suas comparações com correlações disponíveis na literatura acabaram por referendar a proposição de Wallis [2], com desvios na faixa de $\pm 10\%$.

CLIFT, PRITCHARD e NEDDERMAN [5], em trabalho similar realizado em 1966, ampliaram as comparações com correlações disponíveis. Concluíram pela correlação de Wallis [2], muito embora ressaltem que a concordância pode ser devida à similaridade entre os aparatos experimentais usados. Os autores verificaram ainda que o ponto de reversão ocorria para velocidades de gás constantes, caracterizando desta forma a existência de uma "histerese" entre a ocorrência da inundação e da reversão. Para a reversão os autores sugerem o valor médio de 10,1 m/s que, adimensionalizado pela equação (1.2), corresponde à:

$$j_G^* = 0,61 \quad (1.6)$$

DIEHL e KOPPANY [6], em 1969, preocuparam-se com as discrepâncias encontradas entre diferentes grupos de autores quanto à influência ou não do diâmetro do tubo na velocidade crítica do gás (velocidade na qual ocorre a inundação). O critério para inundação seria dado por:

$$j_{GI} = K_1 \cdot K_2 \cdot \left(\frac{\sigma}{\rho_G} \right)^{0,5} \quad (1.7)$$

onde " σ " é a tensão superficial e " j_{GI} " a velocidade superficial do gás na inundação.

Com dados experimentais próprios e de outros autores, concluíram que o efeito do diâmetro na velocidade de inundação desaparece a partir de um certo valor, denominado diâmetro crítico da tubulação " d_{tc} ", que é dado por:

$d_{tc} = \sigma/80$. Com base nesta observação, propuseram:

$$\left. \begin{array}{l} K_1 = 1 \quad \text{para } \frac{d_t}{(\sigma/80)} \geq 1 \\ \text{ou} \\ K_1 = [d_t/(\sigma/80)]^{0,4} \quad \text{para } \frac{d_t}{(\sigma/80)} < 1 \\ \text{e} \quad K_2 = (Q_L / Q_G)^{0,5} \end{array} \right\} \quad (1.8)$$

onde "Q" representa a vazão volumétrica.

PUSHKINA e SOROKIN [7], em 1969, motivados pela mesma questão de Diehl e Koppány [6], fizeram experimentos e concluíram que, para tubos com diâmetros entre 6 e 309 mm, praticamente não havia interferência do diâmetro na velocidade do gás na inundação. Desta forma, endossaram a equação proposta por Kutateladze (1967), cujos parâmetros independem do diâmetro:

$$j_G = K \cdot \left(\frac{g^2 \cdot \sigma \cdot (\rho_L - \rho_G)}{\rho_G^2} \right)^{1/4} \quad (1.9)$$

onde $K = 3,2$ é o número de Kutateladze e a tensão superficial " σ " deve ser usada em [kg/m].

Os autores realizaram ainda experimentos com a reversão de fluxo e concluíram que, para efeitos práticos, os valores de j_G coincidiam. Para sistemas com ar e mínimas vazões de água os autores propuseram uma faixa de valores de velocidade superficial do gás que, adimensionalizada pela equação (1.2) para diâmetro de 27 mm, resulta em:

$$0,93 < j_G^* < 1,06 \quad (1.10)$$

DUKLER e SMITH [8], em 1979, fizeram uma análise geral da literatura sobre inundação publicada até aquela data, concluindo pela limitação da aplicação de cada correlação: normalmente só eram válidas dentro do limite das condições operacionais em que foram geradas. Verificaram também a pouca descrição e a fraca análise na conceituação física dos fenômenos que acompanham a inundação. Com os dados obtidos em laboratório e considerando também os publicados na literatura, elaboraram a tabela abaixo, onde os tipos de inundação são classificados em função dos aspectos que a caracterizam.

TABELA 1.1 : Tipos de inundação segundo Dukler e Smith.

REGIMES DE INUNDAÇÃO	j_L (pé/s)	j_G (pé/s)
Filme pendurado	< 0,00328	45,90 à 50,00
Ondas crespas	0,00328 à 0,103	30,29 à 45,90
Entrada de líquido	0,103 à 0,407	9,94 à 30,29
Ponteameto	0,407 à 0,663	1,77 à 9,94
Golfadas	> 0,663	< 1,77

A classificação dos regimes corresponde à forma ou local como ou onde se dá o início de inundação. Os dois últimos regimes da tabela não foram observados diretamente pelos autores, isto é, são critérios estabelecidos por outros autores.

TAITEL, BARNEA e DUKLER [9], em 1982, apresentam um modelo analítico baseados num mecanismo de filme. O modelo abrange a inundação e a reversão de fluxo e prevê a ocorrência do efeito de histerese existente entre ambas. Os autores explicam os efeitos de extremidade de tubo como resultado de mudanças na tensão interfacial devidas às diferentes formas de entrada e saída de líquido nas tubulações dos experimentos.

Para os autores, a inundação e a reversão resultam da solução do seguinte sistema de equações:

$$\tau_1^* = \frac{j_L^*}{2 \cdot \delta^{*2}} + \frac{2 \cdot \delta^*}{3} \quad (1.11)$$

$$\tau_1^* = C_{f1} \cdot \frac{j_G^{*2}}{2 \cdot (1 - 2 \cdot \delta^*)^4} \quad (1.12)$$

Nas equações acima, " τ_1^* " é a tensão cizalhante na interface, C_{f1} é o coeficiente de atrito também na interface e δ^* é a espessura do filme adimensionalizada, dada por:

$$\delta^* = \frac{\delta}{d_t}$$

Na equação (1.11), a velocidade superficial do líquido assume sinal negativo quando o filme é descendente. Através de uma análise de estabilidade das soluções dadas pelo sistema de equações os autores propõem as soluções, separadamente, para a inundação e a reversão.

TAITEL e BARNEA [10] estudaram, em 1983, o fluxo bifásico contra-corrente analisando, experimentalmente, os fluxos em golfadas, bolhas e anular. Sugerem uma progressão do fluxo em bolhas para o fluxo em golfadas e deste para o fluxo anular havendo uma região em que este último pode coexistir com os dois primeiros. A inundação seria uma linha envoltória da região de fluxo anular onde, além desta envoltória, não há solução para o fluxo contra-corrente. Em outras palavras infere-se que, num mapa global de padrões de fluxo vertical, a inundação seria uma linha divisória entre os fluxos co-corrente e contra-corrente.

DUKLER, SMITH e CHOPRA [11], (1984), descreveram um aparato experimental e a respectiva aquisição de dados e observações do fenômeno que serviram de base para MARON e DUKLER [12], num trabalho de publicação simultânea, fazerem a análise dos resultados. Trabalhando com tubo de 5,08 cm de diâmetro, os autores salientaram que não foi observado ponteamto e sugerem que a inundação ocorre como resultado de mudanças alternadas entre estados estáveis do sistema. Estas mudanças, resultantes da variação de uma das vazões, provocam variações na tensão interfacial, na espessura do filme, no perfil de velocidades, e em outras variáveis de tal forma que podem resultar numa combinação de fatores em que a resultante seja a ascendência do filme de líquido.

McQUILLAN E WHALLEY [13], em 1985, descrevem a inundação como sendo o resultado da formação de uma grande onda de perturbação que se desloca pela superfície do filme de líquido. Para tanto usaram fotografias feitas no sentido axial ao fluxo. Os autores sugerem uma equação para previsão da inundação a partir da modelagem de uma onda semicircular.

BANKOFF e LEE [14], em livro publicado em 1986, fazem uma extensa revisão da bibliografia sobre inundação, classificando-a em três grupos em função do enfoque dado por cada autor para o ponto de início da inundação. Os autores referem-se ao ponto de vazão descendente nula ou "ponto de penetração zero do filme", o que equivale a um filme descendente pendurado, como sendo o critério para o final da ocorrência da inundação.

Isto evidencia que, tanto o final da inundação como o início da reversão, quando definidos por um mesmo aspecto visual de fluxo: filme inferior pendurado e sem vazão, devem coincidir. O filme de líquido pendurado é uma situação de fluxo permanente, independente de resultar de um experimento em que a vazão cresce ou decresce, logo o fim da inundação e o início da reversão são situações idênticas.

Os autores afirmam ainda que nem as formulações teóricas propostas, nem os dados experimentais disponíveis são suficientes para que se tire conclusões precisas sobre o processo da inundação. Isto também é verificado por GOVAN et alii [1] que citam "...tem havido um grande número de estudos publicados sobre a inundação, mas apesar disto, ainda existe confusão sobre os mecanismos envolvidos e muitos dos dados e correlações têm fraco ajustamento...".

Na parte da literatura aplicada a poços de gás natural, TURNER et alii [15], em 1969, buscaram prever o ponto a partir do qual um poço de gás torna-se incapaz de produzir. Os autores estudaram dois modelos passíveis de serem responsáveis pela remoção do líquido de um poço: modelo de movimento de filme e modelo de remoção de gotas. Na comparação com dados de campo foram utilizados dados de 46 poços para comparar o primeiro modelo e 106 para comparar o segundo.

Com base nos resultados, Turner et alii optaram pelo modelo de remoção de gotas ao qual impuseram um incremento de 20% para melhor ajustamento aos dados de campo. Desta forma os autores propuseram que a menor velocidade de gás, capaz de manter um poço com capacidade de remoção contínua de líquidos é dada por:

$$V_G = 3,705 \cdot \left(\frac{g \cdot \sigma \cdot (\rho_L - \rho_G)}{\rho_G^2} \right)^{1/4} \quad (1.13)$$

No corrente ano, COLEMAN et alii [16], publicaram trabalho verificando a validade da relação de Turner et alii para dados de campo envolvendo poços com baixa pressão na superfície (da ordem de 3500 kPa). Concluíram que a relação de Turner et alii permanecia válida desde que o ajuste de 20% fosse eliminado. Dessa forma, propuseram:

$$V_G = 3,087 \cdot \left(\frac{g \cdot \sigma \cdot (\rho_L - \rho_G)}{\rho_G^2} \right)^{1/4} \quad (1.14)$$

É interessante observar que a equação (1.14) é similar à (1.9), porém expressa em termos da velocidade média do gás.

TAITEL et alii [17], em 1980, modelando a transição entre o escoamento anular e o agitante, ambos co-corrente ascendentes, sugerem que tal transição ocorre no instante em que o gás não tem mais capacidade de sustentação de uma gota. Tal transição é expressa numa equação também independente do diâmetro, com a forma:

$$V_G = 3,1 \cdot \left(\frac{g \cdot \sigma \cdot (\rho_L - \rho_G)}{\rho_G^2} \right)^{1/4} \quad (1.15)$$

A equação (1.15) mantém a mesma similaridade observada entre as equações (1.9) e (1.14) e serão discutidas posteriormente.

No presente trabalho realizou-se ensaios com a inundação, para traçar um paralelo com as correlações e modelos da literatura e validar o aparato montado; experimentar a reversão de fluxo, já que poucos são os experimentos específicos no assunto; definir critérios que caracterizem a reversão já que este é um ponto também pouco explorado; verificar a existência da histerese entre a inundação e a reversão de fluxo e, finalmente, adequar os conhecimentos adquiridos à engenharia de petróleo no que diz respeito ao fluxo em poços produtores de gás natural com líquidos.

CAPÍTULO 2

REVERSÃO DE FLUXO EM POÇOS PRODUTORES DE GÁS NATURAL

2.1. FLUXO EM POÇOS DE GÁS NATURAL.

A indústria do petróleo é, basicamente, uma indústria de transporte. Entre os objetivos da engenharia de petróleo, está a decisão sobre a melhor forma de transportar óleo e gás natural, desde as condições em que se encontram na jazida petrolífera até a superfície, de tal forma que, dentro de parâmetros econômicos, o maior volume seja recuperado.

No aspecto enfocado, dois tipos de transporte de fluidos podem ser distinguidos em vista do meio onde ocorrem. O primeiro é o movimento do fluido dentro do próprio meio poroso em que está armazenado. O segundo ocorre em dutos e compreende a ascensão dos fluidos pela coluna do poço produtor e seu transporte, na superfície, do poço aos locais de armazenamento.

Neste trabalho, será dado maior enfoque ao fluxo vertical dos fluidos, especificamente no caso em que, na coluna de produção, escoam gás e líquido, sendo este gás composto basicamente de hidrocarbonetos de cadeia curta (metano, etano, propano, ...) com alguns contaminantes (CO_2 , N_2 , ...) e a fase líquida composta normalmente de uma fração de água e uma fração de condensado (hidrocarbonetos leves na faixa do C_5 ao C_{12} , em estado líquido).

Num poço produtor de hidrocarbonetos, dentro das características acima, quando a vazão de gás é muito superior à vazão de líquido (o que caracteriza um poço produtor de gás natural) encontramos pressões de fluxo da ordem de até 35 MPa (os valores típicos se situam entre 15 e 20 MPa). A coluna de produção tem comprimentos que podem variar de 500 a 3000 metros e diâmetros de 70 a 120 mm. A densidade relativa do gás produzido varia em média de 0,65 a 0,85 e a do líquido de 0,6 a 0,9 . Os números citados são mera referência podendo encontrar-se valores fora das faixas citadas.

Em relação às condições que normalmente são simuladas em laboratórios

podemos observar que, além das diferenças nas características dos fluidos (normalmente são usados água e ar), as pressões envolvidas bem como as características geométricas do sistema são totalmente diferentes. Trabalha-se com pressões, diâmetros e comprimentos muito menores.

As razões da desproporção de escala são óbvias e incluem até mesmo a impossibilidade física de se simular a situação real em condições de laboratório. Este trabalho não fugirá à regra e tentará simular o fluxo em condições de baixa pressão, pequenos comprimento e diâmetro e usando como fluidos ar e água.

O conhecimento da perda de carga em um poço é de fundamental importância não só na fase de projeto como também na fase operacional de produção de gás. Normalmente, para estas previsões, são usadas correlações bastante conhecidas na literatura e muito divulgadas dentro da indústria do petróleo. Estas correlações tem atendido razoavelmente as necessidades de dimensionamento e operação dos sistemas, muito embora se baseiem, em sua maioria, em modelos homogêneos de fluxo. Porém há situações específicas, como é o caso da reversão de fluxo, em que estas relações não são aplicáveis nem válidas.

O fluxo em um poço de gás natural com produção de líquido pode ser caracterizado como um fluxo bifásico e, sendo pequena a fração de líquido em relação ao gás e altas as velocidades envolvidas, é de se esperar que tenha padrão anular na maioria dos casos.

Considerando um poço de gás com pressão relativamente alta no reservatório (jazida) e supondo-se vazões mássicas de gás e líquido constantes, apresentará fluxo com características bastante diversas se compararmos o fluxo no fundo do poço com o fluxo próximo à superfície. Como a tubulação tem grande comprimento a perda de carga também será grande fazendo com que a densidade da fase gasosa, principalmente, apresente variação considerável. É de se esperar uma fração de líquido maior no fundo do que na superfície, assim como, próximo à superfície a velocidade de ambas as fases deverão ser bem maiores.

Para curtos períodos de tempo (dias) o fluxo num poço produtor de gás natural pode ser considerado permanente. As vazões mássicas de gás e líquido que entram no fundo do poço são constantes e iguais às vazões mássicas que

saem na superfície. Para tanto deve-se considerar que não há mudança de fase o que é uma premissa bastante forte já que, com a queda da pressão devido a perda de carga, parte dos hidrocarbonetos da fase líquida passarão para a fase gasosa. Este efeito de condensação é compensado pelo fato do gás, ao subir pela coluna, trocar calor resfriando-se. Porém, trata-se de uma simplificação necessária para facilitar o entendimento e a modelagem do fluxo.

Para longos períodos de tempo (meses) há um contínuo declínio da pressão provocado pela retirada de massa e conseqüente descompressão da jazida. Pode ocorrer ainda um incremento da vazão de líquido por aumento da vazão de água. Com alguma frequência os dois eventos ocorrem simultaneamente. Resulta então que, no longo prazo, por redução da pressão disponível ao fluxo ou pelo aumento da densidade média dos fluidos da coluna (componente gravitacional da perda de carga), ou ainda por uma combinação dos dois fatores, haverá um momento em que o fluxo no poço cessará já que a diferença de pressão disponível entre o fundo e a superfície não é suficiente para vencer a perda de carga exigida pelos fluidos presentes na coluna. Neste caso diz-se que o poço morre.

O declínio nas condições de fluxo (queda nas pressões, vazões e aumento na perda de carga) ocorre de uma forma lenta e contínua, porém a extinção final do fluxo ocorre, na prática, de forma abrupta. O gráfico a seguir, meramente esquemático, ilustra o processo.

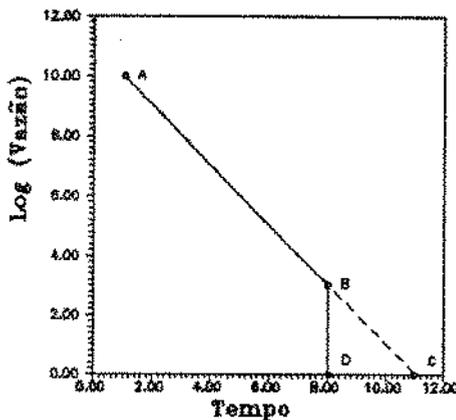


Figura 2.1: Gráfico esquemático da vida útil de um poço.

Com relação à figura 2.1, quando seria de se esperar um declínio contínuo da vazão seguindo a semi-reta AB, até o ponto C, observa-se uma queda abrupta a partir do ponto B até o ponto D, onde a vazão é nula (poço morto). Este declínio abrupto é motivo de investigação por parte de vários autores como por exemplo os trabalhos já citados de Turner et alii [15] e Coleman et alii [16] além da seqüência de trabalhos [18], [19] e [20] publicados por estes últimos.

Uma análise preliminar do fenômeno permite excluir a possibilidade da causa estar no aumento contínuo da vazão de líquido ou na queda contínua da pressão no fundo do poço, ou em ambas, já que, por serem efeitos contínuos, tenderiam a levar o poço à vazão nula através da semi-reta BC. Logo, somos levados a crer que as mudanças no fluxo, ao longo da tubulação, possivelmente uma alteração no padrão ou nas características do fluxo sejam a causa do fenômeno.

Caracterizando-se o fluxo na tubulação como anular, com o líquido escoando na forma de um filme junto à parede do tubo e o gás formando um núcleo central, podendo carrear gotas de líquido dispersas; considerando que a pressão na superfície (fim do fluxo vertical) permanece constante e que a pressão no fundo do poço decline constantemente, pode-se supor que, em algum ponto ao longo da coluna, a velocidade do gás que escoar no centro do tubo não seja suficiente para arrastar o filme líquido. Há, por consequência, uma redução na vazão de líquido do filme. Como a alimentação de líquido permanece constante neste momento, é de se esperar um acúmulo de líquido na coluna, resultando em maior perda de carga, o que provocará menores vazões tanto de gás como de líquido. A redução da vazão de gás, mesmo com uma vazão de líquido proporcionalmente menor, resultará numa velocidade do gás ainda insuficiente para elevar todo o filme de líquido, de tal forma que o processo se completa no sentido de inibir totalmente (e de forma rápida) a continuidade do fluxo.

Ao longo de toda a coluna o ponto onde o gás tem menor velocidade é onde sua densidade é maior. Por consequência é de se esperar que o processo anteriormente descrito ocorra no fundo do poço ou muito próximo deste. O processo descrito caracteriza a reversão de fluxo, que será melhor detalhada nos capítulos seguintes.

2.2. CONCEPÇÃO FÍSICA DA REVERSÃO DE FLUXO.

Em fluxo bifásico anular co-corrente ascendente o gás flui por diferença de pressão e, através da tensão interfacial, carrega uma porção de líquido sob a forma de filme que escoar na periferia da tubulação. O restante do líquido é transportado sob a forma de gotas através do arrasto exercido pelo

gás. O líquido disperso é consequência da própria tensão interfacial que o gás exerce sobre o filme. À medida que o filme apresenta ondulações, o gás arranca parte da crista das ondas e as transporta sob forma de gotas. Este processo de atomização do líquido, muito embora contínuo, tem sua contrapartida na deposição. A deposição ocorre quando a gota dispersa volta a juntar-se ao filme de líquido.

O equilíbrio do filme de líquido é, basicamente, um balanço entre a ação da gravidade, que tende a fazer o líquido assumir movimento descendente, e a força resultante da ação do fluxo de gás, representada pela tensão interfacial, que tende a manter o líquido em movimento ascendente.

À medida que a vazão de líquido é aumentada e/ou a vazão de gás é diminuída, a estabilidade do filme é alterada e o mesmo passa a ser mais espesso e a apresentar uma superfície cada vez mais ondulada. Observa-se que o aumento de amplitude das ondas são o indício do desequilíbrio entre as forças que atuam no movimento. Quanto menor for a predominância da ação do gás sobre o filme, maior será o nível de agitação do escoamento; o filme se torna instável e um reciclo surgirá interno ao filme de tal forma que a parte do líquido que flui junto à parede assumirá sentido descendente e a porção externa do filme (junto ao núcleo de gás) terá fluxo ascendente.

Uma continuidade do incremento da vazão de líquido e/ou um declínio na vazão de gás fará com que as forças gravitacionais predominem sobre a ação interfacial do gás, fazendo com que o filme de líquido, pelo menos parcialmente, tenha fluxo resultante no sentido descendente.

Quando todo o filme de líquido tiver fluxo descendente estará concluído o processo de reversão de fluxo. Num poço de gás, por não haver "saída" para o líquido que não é elevado, o processo se encerra antes de haver uma vazão média real descendente.

CAPÍTULO 3

MODELAGEM DO ESCOAMENTO ANULAR COM DISPERSÃO

3.1. INTRODUÇÃO.

O escoamento bifásico anular vertical consiste em um filme de líquido escoando junto à parede da tubulação, carregado por um fluxo interno de gás contendo gotas dispersas. Na presente modelagem assume-se que o escoamento é permanente e unidimensional; não há troca de calor entre as fases nem destas com o meio; não há mudanças de fase; as gotas que escoam no núcleo de gás estão uniformemente dispersas e têm diâmetro uniforme. Outras simplificações serão feitas ao longo do texto.

A figura 3.1 mostra as fases em que se divide o escoamento, para fins de modelagem.

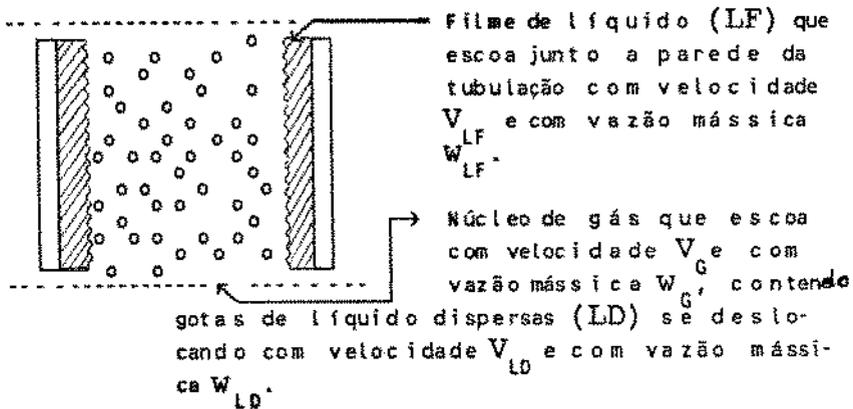


Figura 3.1: Definição de fases no fluxo anular.

Chamando-se de w_L a vazão mássica total de líquido que é introduzida no sistema, temos que:

$$w_L = w_{LF} + w_{LD} \quad (3.1)$$

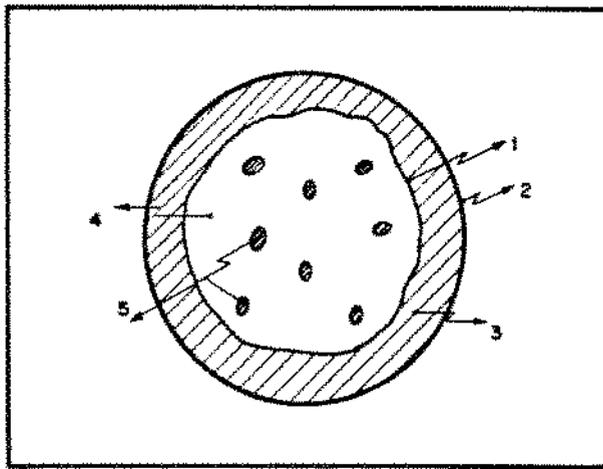


Figura 3.2: Seção transversal da tubulação.

Na figura 3.2, temos:

1. Interface entre o filme de líquido e o núcleo de gás situada a uma distância média Γ_I do centro da tubulação,
2. tubulação com raio interno igual a Γ_t ,
3. filme de líquido com espessura média δ e área A_{LF} ,
4. núcleo de gás com raio igual a Γ_I (raio da interface) e ocupando uma área A_G , contendo
5. gotas de líquido dispersas que ocupam uma área A_{LD} na seção transversal.

3.2. ALGUMAS DEFINIÇÕES E CONCEITOS.

Chamando a massa específica do líquido de " ρ_L " e a massa específica do gás de " ρ_G ", temos para as vazões volumétricas "Q":

$$\text{. Líquido: } Q_L = w_L / \rho_L \quad (3.2)$$

$$Q_L = Q_{LD} + Q_{LF} \quad (3.3)$$

$$\text{. Gás: } Q_G = w_G / \rho_G \quad (3.4)$$

Sendo A_t a área da seção transversal do tubo e recorrendo-se às caracterizações que constam na figura 3.2, pode-se definir:

. α : fração de vazio ou fração da área da seção

transversal ocupada pelo gás, dada por:

$$\alpha = A_G / A_t \quad (3.5)$$

. β : fração de filme ou fração da área do tubo que é ocupada pelo filme de líquido:

$$\beta = A_{LF} / A_t \quad (3.6)$$

. γ : fração de gotas (ou fração dispersa):

$$\gamma = A_{LD} / A_t \quad (3.7)$$

. Como: $A_t = A_G + A_{LF} + A_{LD}$ (3.8)

pode-se obter :

$$\alpha + \beta + \gamma = 1 \quad (3.9)$$

Recorrendo-se ainda à figura 3.2, observa-se que a espessura média do filme " δ ", pode ser dada por:

$$\delta = r_t - r_i \quad (3.10)$$

Sendo "V" a velocidade média real, podemos dizer que:

$$V_G = Q_G / A_G \quad (3.11)$$

$$V_{LF} = Q_{LF} / A_{LF} \quad (3.12)$$

$$V_{LD} = Q_{LD} / A_{LD} \quad (3.13)$$

Conceituando "j", velocidade superficial de fase, como sendo a velocidade que a fase teria se escoasse sozinha na tubulação, temos:

$$j_G = Q_G / A_t \quad (3.14)$$

$$j_{LF} = Q_{LF} / A_t \quad (3.15)$$

$$j_{LD} = Q_{LD} / A_t \quad (3.16)$$

3.3. EQUAÇÕES DE CONTINUIDADE.

3.3.1. Para o gás:

Usando as equações (3.5), (3.11) e (3.14), podemos obter:

$$j_G = \alpha \cdot V_G \quad (3.17)$$

3.3.2. Para o líquido do filme:

Usando as equações (3.6), (3.12) e (3.15), de forma semelhante ao item 3.4.1., obtém-se:

$$j_{LF} = \beta \cdot V_{LF} \quad (3.18)$$

3.3.3. Para o líquido disperso:

Por analogia, com as equações (3.7), (3.13) e (3.16), resulta:

$$j_{LD} = \gamma \cdot V_{LD} \quad (3.19)$$

3.3.4. Para o líquido como um todo:

$$A_L = A_{LD} + A_{LF} \quad (3.20)$$

$$j_L = Q_L / A_t \quad (3.21)$$

$$V_L = Q_L / A_L \quad (3.22)$$

e usando-as juntamente com (3.4), obtém-se:

$$j_L = j_{LD} + j_{LF} \quad (3.23)$$

3.4. EQUAÇÕES DA QUANTIDADE DE MOVIMENTO.

3.4.1. Esquema e conceitos:

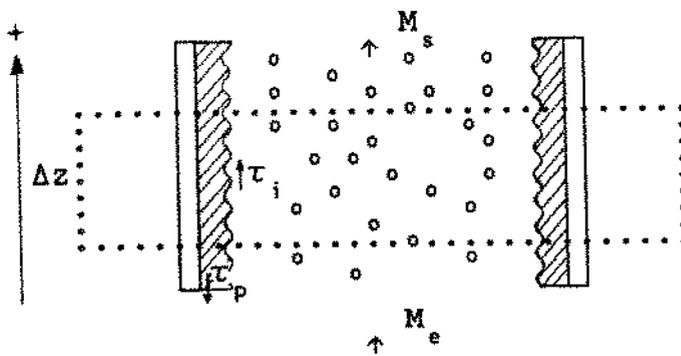


Figura 3.3: Volume de controle.

A figura 3.3 representa um escoamento conforme descrito na figura 3.1. Nela, " τ_p " representa a tensão de cisalhamento entre a parede da tubulação e o filme de líquido; " τ_i " é a tensão de cisalhamento na interface gás/filme; o retângulo pontilhado indica um volume de controle de altura " Δz "; a letra "M" indica o fluxo de quantidade de movimento que atravessa as superfícies do volume de controle e os subscritos "e" e "s" referem-se a entrada e saída do volume de controle.

3.4.2. Balanço da quantidade de movimento da fase gás com gotas dispersas:

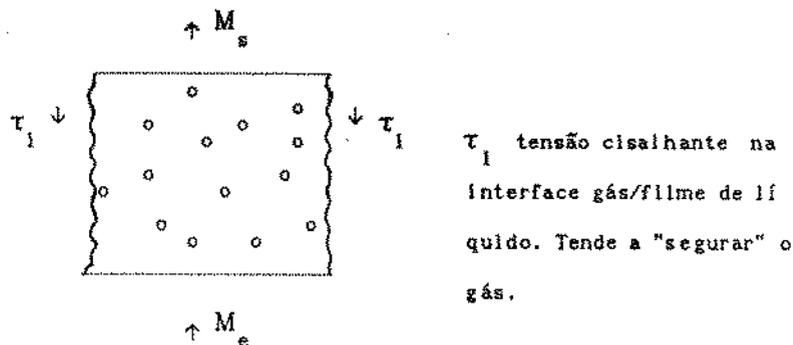


Figura 3.4: Fase gás com gotas dispersas.

Pela conservação, temos que o fluxo líquido de quantidade de movimento no volume de controle deve se igualar às forças que atuam sobre ele, ou seja:

$$M_s - M_e = F_g + F_p + F_{LF} \quad (3.25)$$

Onde:

M_e - fluxo de quantidade de movimento que entra no sistema:

$$M_e = w_G \cdot V_G + w_{LD} \cdot V_{LD}$$

M_s - fluxo de quantidade de movimento que sai do sistema. Considerando o escoamento em regime permanente, as vazões mássicas são constantes e portanto iguais na entrada e saída. Para simplificação na modelagem, optou-se por considerar taxas iguais de deposição e atomização, ou seja, a vazão de líquido disperso é constante. Poderá haver variação de velocidades, representadas por ΔV_G para o gás e ΔV_{LD} para o líquido. Logo:

$$M_s = w_G \cdot (V_G + \Delta V_G) + w_{LD} \cdot (V_{LD} + \Delta V_{LD})$$

F_g - é a força devida à ação da gravidade sobre o gás e as gotas. Como o fluxo é ascendente, o termo terá sinal negativo. Aplicando-se o conceito de fluxo homogêneo para gás e gotas podemos trabalhar com uma massa específica média da mistura, definida por:

$$\rho_M = \frac{\gamma \cdot \rho_L + \alpha \cdot \rho_G}{\alpha + \gamma} \quad (3.26)$$

Logo, a ação da gravidade sobre o núcleo do escoamento pode ser dada por:

$$F_g = - (A_G + A_{LD}) \cdot \rho_M \cdot g \cdot \Delta z$$

F_p - força devida à diferença de pressão entre a entrada e a saída do volume de controle. Considerando a pressão na saída menor que na entrada, o termo será negativo:

$$F_p = - (A_G + A_{LD}) \cdot \Delta p$$

F_{LF} - é a força que o gás exerce sobre o filme de líquido por ação da tensão interfacial. Como a tensão atua no sentido de "frear" o gás, este termo também é negativo. A tensão interfacial atua sobre uma superfície cilíndrica formada pela interface gás/ filme líquido de área A_i .

$$F_{LF} = - \tau_i \cdot A_i \quad , \quad \text{ou ainda, sendo } A_i = 2 \cdot \pi \cdot r_i \cdot \Delta z,$$

$$F_{LF} = - 2 \cdot \pi \cdot r_i \cdot \tau_i \cdot \Delta z$$

Substituindo todos os termos analisados na equação (3.25), resulta:

$$\begin{aligned} w_G \cdot (V_G + \Delta V_G) + w_{LD} \cdot (V_{LD} + \Delta V_{LD}) - w_G \cdot V_G - w_{LD} \cdot V_{LD} = \\ - (A_G + A_{LD}) \cdot \rho_M \cdot g \cdot \Delta z - (A_G + A_{LD}) \cdot \Delta p - 2 \cdot \pi \cdot r_i \cdot \tau_i \cdot \Delta z \end{aligned} \quad (3.27)$$

3.4.3. Balanço da quantidade de movimento da fase filme de líquido:

Equação geral: $M_s - M_e = F_g + F_p + F_{LF} + F_{pa}$

Onde:

$$M_a = w_{LF} \cdot (V_{LF} + \Delta V_{LF})$$

$$M_e = w_{LF} \cdot V_{LF}$$

$$F_g = -A_{LF} \cdot \rho_L \cdot g \cdot \Delta z$$

$$F_p = -A_{LF} \cdot \Delta p$$

$$F_{LF} = 2 \cdot \pi \cdot r_i \cdot \tau_i \cdot \Delta z$$

$$F_{pa} = -\tau_{pa} \cdot A_{pa}, \quad \text{ou}$$

$$F_{pa} = -2 \cdot \pi \cdot r_t \cdot \tau_{pa} \cdot \Delta z$$

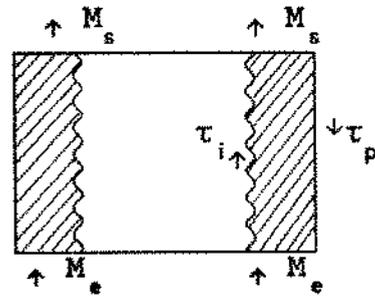


Figura 3.5: Fase filme de líquido.

onde F_{pa} é a força resultante da ação da tensão cisalhante da parede sobre o filme de líquido.

Substituindo os termos acima na equação geral, temos:

$$w_{LF} \cdot (V_{LF} + \Delta V_{LF}) - w_{LF} \cdot V_{LF} = -A_{LF} \cdot \rho_L \cdot g \cdot \Delta z - A_{LF} \cdot \Delta p + 2 \cdot \pi \cdot (r_i \cdot \tau_i - r_t \cdot \tau_{pa}) \cdot \Delta z \quad (3.28)$$

3.5. SUBSTITUIÇÕES NAS EQUAÇÕES DE QUANTIDADE DE MOVIMENTO.

3.5.1. Equação (3.27):

Considerando a fração de vazio, a fração de gotas dispersas e a massa específica do gás constantes, a equação (3.27) fica reduzida a:

$$-(A_G + A_{LD}) \cdot \rho_M \cdot g \cdot \Delta z - (A_G + A_{LD}) \cdot \Delta p - 2 \cdot \pi \cdot r_i \cdot \tau_i \cdot \Delta z = 0$$

Dividindo todos os termos por $(A_G + A_{LD}) \cdot \Delta z$, fazendo $\Delta z \rightarrow 0$ e lembrando que $A_G + A_{LD} = \pi \cdot r_i^2$, resulta:

$$\left. \frac{dp}{dz} \right|_G = -\rho_M \cdot g - 2 \cdot \frac{\tau_i}{r_i} \quad (3.29)$$

3.5.2. Equação (3.28):

Desprezando os efeitos de aceleração do filme, ou seja, fazendo $\Delta V_{LF} = 0$, resulta:

$$- A_{LF} \cdot \rho_L \cdot g \cdot \Delta z - A_{LF} \cdot \Delta p + 2 \cdot \pi \cdot (r_i \cdot \tau_i - r_t \cdot \tau_{pa}) \cdot \Delta z = 0$$

Que, separando convenientemente e fazendo Δz tender a zero, adquire a seguinte forma:

$$\left. \frac{dp}{dz} \right|_{LF} = - \rho_L \cdot g + \frac{2 \cdot \pi \cdot r_i \cdot \tau_i}{A_{LF}} - \frac{2 \cdot \pi \cdot r_t \cdot \tau_{pa}}{A_{LF}} \quad (3.30)$$

CAPÍTULO 4

O APARATO EXPERIMENTAL

4.1. CARACTERIZAÇÃO.

O detalhamento do aparato em que se realiza um trabalho experimental é importante para a interpretação e entendimento dos dados. No caso específico deste trabalho a descrição tem um caráter fundamental já que, como comentado na literatura, o diâmetro, o tipo de extremidades da tubulação, os comprimentos dos tubos, a forma de entrada dos fluidos, entre outras características, apresentam influência decisiva nos resultados obtidos.

O material básico utilizado na construção do sistema foi o acrílico, já que este atendia às condições de operação e permitia a visualização do fluxo, característica essencial.

A figura 4.1 mostra um fluxograma incluindo a coluna de testes e os dispositivos acessórios. A coluna de testes será detalhada adiante. Os dispositivos auxiliares constituiram basicamente dois circuitos: ar e água.

O circuito de água incluiu uma caixa com capacidade de armazenamento de mil litros. A água utilizada foi filtrada de forma a evitar a formação de filtrado junto ao meio poroso da coluna principal. Uma bomba centrífuga foi responsável pela circulação de água. Na descarga da bomba uma válvula tipo globo permitia a recirculação da vazão excedente para a caixa d'água. Uma válvula agulha regulava a vazão dirigida à coluna principal. Um rotâmetro, cuja calibração é comentada no apêndice C, fazia a medição desta vazão de água. O sistema permitia três saídas diferentes para a água: 1) sob a forma dispersa, juntamente com o ar, para a atmosfera; 2) sob a forma de filme descendente, que era recolhida na caixa inferior e medida volumetricamente com um copo graduado; e 3) sob a forma de filme ascendente, a água era recolhida na caixa superior e escoava para um tubo com escala graduada para medição da vazão. Com excessão da água dispersa, o restante retornava à caixa para recirculação.

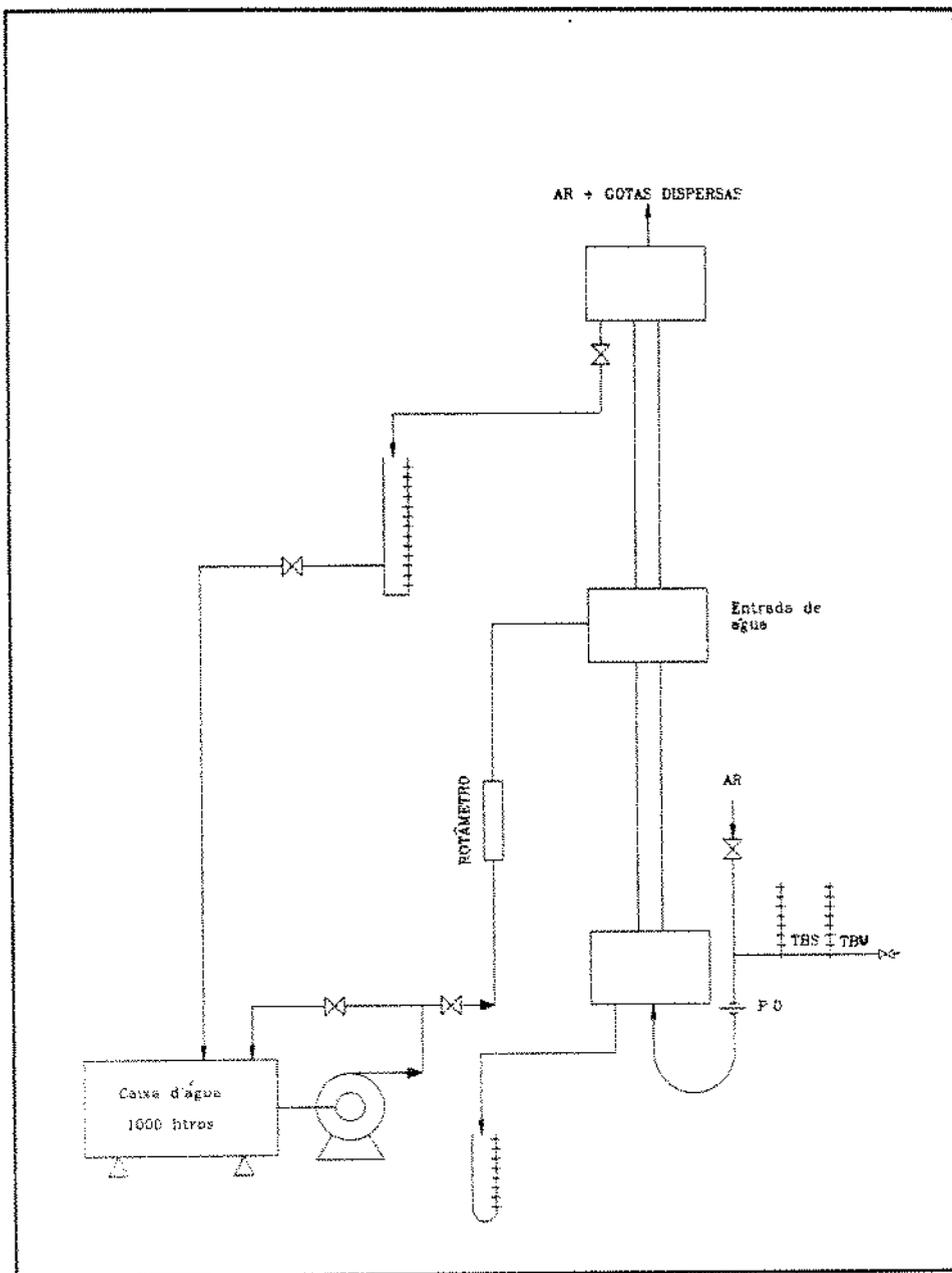


Figura 4.1: Fluxograma do sistema experimental.

O ar usado no aparato era proveniente da rede de ar comprimido do laboratório e sua vazão foi controlada por uma válvula agulha. Antes do ponto de medição, uma pequena sangria permitiu a determinação das temperaturas de bulbo seco e úmido para cálculo da umidade relativa do ar. A medição da vazão de ar foi feita em placa de orifício cuja descrição e calibração consta também no apêndice C. Após medido, o ar era direcionado à coluna principal.

4.2. COLUNA PRINCIPAL.

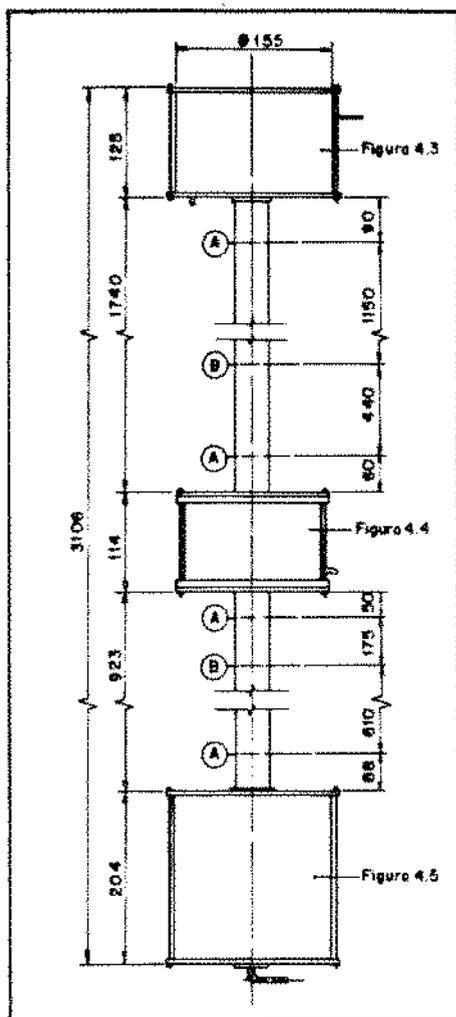


Figura 4.2: Coluna principal. (medidas em milímetros)

A figura 4.2 mostra a coluna principal, constituída, de baixo para cima, de: caixa inferior, destinada a entrada de ar e saída de líquido; tubulação inferior, usada para medições quando da execução de ensaios de inundação; caixa intermediária, destinada a introduzir e distribuir o líquido no sistema; tubulação superior, usada para medições dos ensaios de reversão e, finalmente, caixa superior, cuja função era permitir a coleta do filme de líquido ascendente.

Ainda na figura 4.2, os pontos indicados pela letra "A" correspondem aos pontos de tomada de pressão. Devido a disponibilidade de apenas dois aparelhos de tomada de pressão, eles eram instalados na parte inferior quando

da realização de testes de inundação e eram transferidos para a parte superior quando da realização dos testes de reversão de fluxo. Os pontos indicados pela letra "B" correspondem aos pontos de introdução da agulha para medição da fração de vazio local e posterior determinação da espessura do filme de líquido. Estes pontos possuem engaxetamento para permitir a translação da agulha que contém o eletrodo portador do sinal de voltagem. Em posição diametralmente oposta ao ponto "B" está instalado, fixo, o eletrodo receptor de sinal de tal forma que, quando há líquido entre ambos eletrodos, há sinal e vice-versa.

4.3. SEÇÃO SUPERIOR.

A parte superior do aparato teve por objetivo permitir a saída do ar e das gotas dispersas para a atmosfera e ao mesmo tempo coletar o filme de líquido para medição.

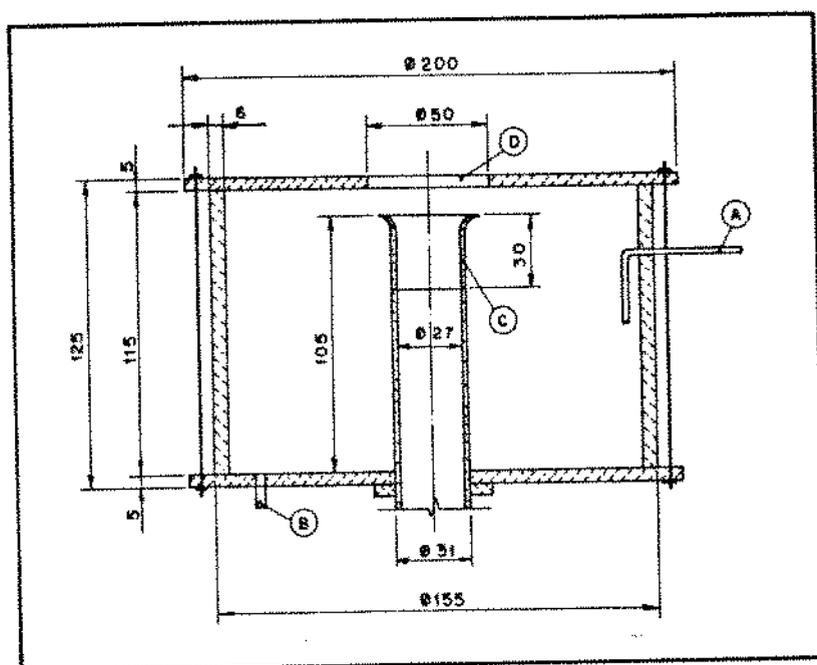


Figura 4.3: Detalhe da seção superior.
(medidas em milímetros)

A letra "A" na figura 4.3 está indicando o ponto de saída do líquido do filme ascendente para medição. A tomada da tubulação é voltada para baixo para reduzir a influência da oscilação do nível de líquido da caixa sobre o

volume coletado para medição. O ponto indicado por "B" corresponde à uma saída alternativa do líquido do filme. A letra "C" indica a ponteira da tubulação. Esta ponteira foi construída para dar uma saída suave ao filme de líquido e é removível de forma a permitir também a experimentação com saídas retas. A letra "D" indica um orifício com 50 mm de diâmetro destinado a permitir a saída do gás carreando as gotas dispersas. Sobre esta saída foi colocado um tubo destinado a prover uma melhor separação das gotas.

4.4. SEÇÃO INTERMEDIÁRIA.

Esta seção, mostrada em detalhe na figura 4.4, teve por função introduzir a água de forma distribuída no perímetro da tubulação.

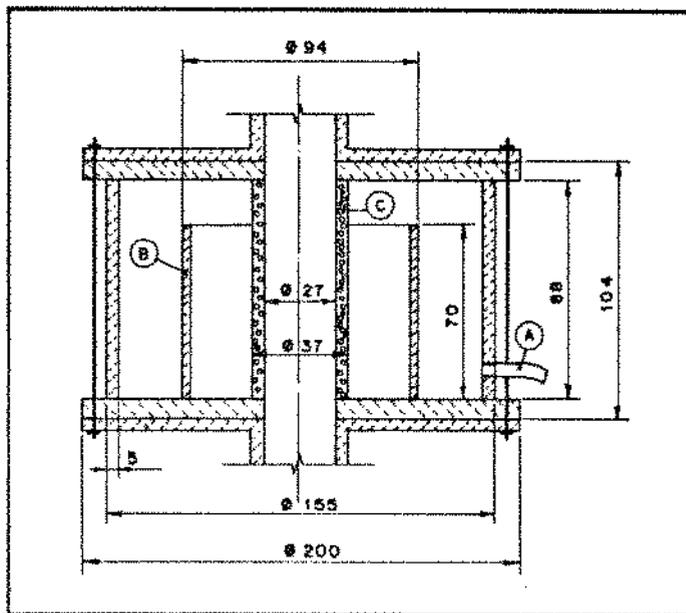


Figura 4.4: Seção intermediária: entrada de água.
(medidas em milímetros)

Na figura 4.4, o ponto "A" indica a mangueira por onde a água, proveniente da bomba, era introduzida no sistema. A opção de conexão por intermédio de uma mangueira visou evitar transmissão da vibração da bomba para o aparato. O ponto "B" está indicando uma parede cilíndrica cuja função foi pré-distribuir uniformemente a água na direção radial de forma a evitar entradas preferenciais no meio poroso. A letra "C" está indicando o meio poroso. Constituído de metal sinterizado, o tubo poroso tem por função

distribuir o fluxo de água uniformemente ao longo do perímetro da tubulação. Seu diâmetro interno coincide com o diâmetro interno da tubulação. Convém registrar que, inicialmente, foi usado um meio poroso construído com esferas de vidro coladas com araldite. Numa das inspeções para verificação constatou-se que houve desagregação das esferas e a opção foi descartada.

4.5. SEÇÃO INFERIOR.

A seção inferior teve por função permitir a entrada de ar no aparato e a saída do líquido proveniente do filme descendente.

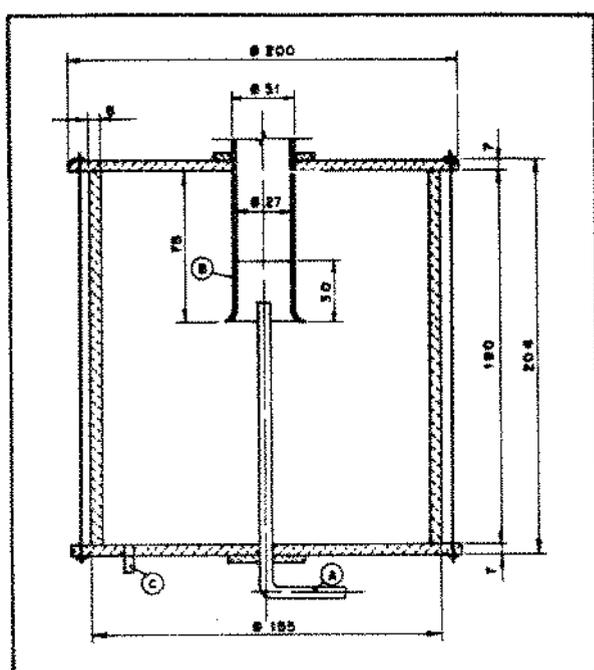


Figura 4.5: Caixa inferior.
(medidas em milímetros)

Na figura 4.5, a letra "A" está indicando um tubo de cobre por onde o fluxo de ar era introduzido no aparato. A letra "B" indica um bocal à semelhança do descrito para a parte superior do tubo. Este bocal é removível e sua função é permitir saída suave do filme de líquido ou, na sua ausência, proporcionar saída por bordas retas. A conexão do tubo de cobre com o corpo da seção inferior foi feita de tal forma que permitia o ajuste da posição relativa entre a extremidade do tubo e o bocal "B". Desta forma pôde-se

simular a entrada de ar diretamente sobre o filme descendente (tubo de cobre penetrando no bocal) ou então distribuir o jato de ar sobre a caixa com a extremidade do tubo de cobre bem abaixo do bocal. A letra "C" indica o ponto de saída de água, proveniente do filme descendente, para recirculação ou medição.

4.6. INSTRUMENTAÇÃO E SISTEMA DE AQUISIÇÃO DE DADOS.

4.6.1 MEDIÇÃO DE PRESSÃO:

Foram utilizados dois transdutores de pressão de fabricação Validyne. A conversão em sinal de voltagem (- 13 à + 13 volts) foi feita por um demodulador também de marca Validyne. O sinal de voltagem era encaminhado a uma placa de conversão analógico-digital - CAD para gravação em disco através de um microcomputador.

Para registro dos dados foi utilizado o programa AqDados produzido pela LYNX Tecnologia Eletrônica LTDA.

A calibração dos aparelhos Validyne foi feita estaticamente, usando-se colunas de água de altura conhecida. Verificações da calibração eram feitas, esporadicamente, ao longo dos ensaios.

Uma restrição imposta pelo programa AqDados resultou numa faixa de trabalho entre - 5 e + 5 volts para os sinais a serem convertidos na placa de CAD.

4.6.2. MEDIÇÃO DA ESPESSURA DE FILME:

Foi efetuada a partir da medição da fração de vazio local utilizando-se critério de continuidade elétrica entre dois pontos. Um fixo, junto à parede da tubulação e outro móvel. O ponto móvel consistiu em um finíssimo fio de cobre introduzido no escoamento. O fio foi introduzido numa agulha oca, para possuir rigidez mecânica, e da qual estava isolado eletricamente. Por sua vez, a agulha foi acoplada a um micrômetro que lhe provia a translação ao mesmo tempo em que indicava a posição da sua extremidade no tubo. Quando a água preenchia o espaço entre a extremidade da agulha e o eletrodo fixado na parede do tubo, um sinal de 0,5 V era registrado. Quando havia ar entre ambos, era registrada a ausência de sinal, zero V. O procedimento para

cálculo da espessura do filme, a partir destes dados, está detalhado no apêndice A.

4.7. PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL.

Utilizando-se o aparato experimental descrito nos itens anteriores, efetuou-se os ensaios de reversão com obtenção de oito pontos que receberam a designação: R-01, R-02, ..., R-08. Outros pontos foram tomados com interesse específico em determinada variável. Visavam a confiabilidade e repetibilidade dos resultados e o conhecimento do comportamento das variáveis ao longo do processo.

O que está sendo denominado de ponto de reversão consiste, na realidade, em uma sequência de registros de várias variáveis. Com relação a estes registros, convém detalhar:

- Vazão de líquido: a vazão de água foi mantida constante ao longo do registro de dados de cada um dos pontos de reversão. Oscilações que eventualmente ocorriam no sistema levavam a repetição de todos os registros afetados. A vazão de água foi verificada, em copo graduado, pela média de três medidas efetuadas antes e três após a realização de cada ponto, para comparação com a curva de calibração do rotâmetro;

- Vazão de gás: a vazão de ar era ajustada, inicialmente, em valor elevado o suficiente para garantir a existência, no tubo superior, de fluxo co-corrente ascendente em padrão anular. A seguir a vazão de ar era reduzida, em patamares, até a reversão total do fluxo.

Para cada um dos patamares de vazão de ar citados anteriormente, numa média de 6 à 8 patamares por ponto, eram feitos os seguintes registros:

- Pressões: três registros de pressão em cada um dos dois pontos de tomada de pressão existentes na coluna superior. Cada registro consistiu num arquivo de pelo menos três segundos com frequência de amostragem de 1000 Hz. Ou seja, os valores de pressão de fluxo e gradiente de pressão das tabelas que serão mostradas correspondem a uma média de pelo menos 9.000 pontos registrados em três momentos distintos de uma mesma vazão de gás.

- Fração de vazão local: foram feitos quatro registros para cada vazão de ar, cada um com a extremidade da sonda elétrica em uma posição diferente. A primeira posição, no centro da tubulação, visava registrar a ocorrência ou

não de ponteamto para aquelas condições de fluxo. As outras três posições visavam permitir o cálculo posterior da espessura média do filme de líquido. O critério de posicionamento foi visual e buscou-se, tanto quanto possível, registrar pontos que acusassem 20 %, 50 % e 80 % de presença de líquido. A colocação da extremidade da agulha nestas três posições era feita com o auxílio do sinal de resposta observado num osciloscópio. Após posicionada a agulha, o sinal era transferido ao micro-computador para registro.

- Vazão do filme ascendente: cada vazão de líquido que consta nas tabelas é resultado de uma média aritmética de pelo menos três medições volumétricas. No caso, a medição da vazão do filme ascendente foi feita com o deslocamento da água para um tubo de acrílico graduado e aferido.

- Vazão do filme descendente: mesmo critério da medição anterior, sendo o líquido coletado em um copo graduado com cronometragem do tempo de coleta.

O Anexo I apresenta os formulários que foram usados em laboratório para anotação dos dados que requeriam registro manual.

4.8. VALIDAÇÃO DO APARATO EXPERIMENTAL.

4.8.1 OBJETIVO:

Como já citado, a literatura sobre reversão de fluxo é bem menos numerosa que a relativa à inundação. Os processos, entretanto, são similares.

Com base nesta premissa, optou-se por efetuar ensaios que reproduzissem as situações de inundação. O objetivo foi confrontar os resultados obtidos com correlações e resultados de modelos publicados, de tal forma a constituir uma base segura para a continuidade dos experimentos em situação de reversão de fluxo.

O critério adotado neste trabalho para caracterizar a inundação foi o surgimento do filme de líquido ascendente. Já antes do seu surgimento, a parede do tubo superior apresenta-se molhada devido à deposição de gotas dispersas. Arrancadas da crista das ondas do fluxo contra-corrente no trecho do tubo abaixo da entrada de água, as gotas são carregadas pelo núcleo gasoso do escoamento e depositam-se no trecho inicial da parte superior do tubo, prenunciando a ocorrência da inundação.

A instalação do filme na parte superior do tubo, não garante, por si só, a ocorrência de vazão ascendente de líquido. É possível, mantidas constantes as vazões, perdurar-se a ocorrência do filme pendurado.

Com o acréscimo da vazão de gás, obtém-se um aumento no comprimento do filme ascendente até que, em uma certa vazão de gás, o filme atinge o topo do tubo superior instalando-se uma vazão de líquido ascendente. Com a geometria adotada no aparato foi possível manter-se escoamento, em regime permanente, com vazão de líquido descendente (fluxo contra-corrente) e ascendente (fluxo co-corrente) simultaneamente.

A interface filme de líquido/núcleo gasoso apresenta-se com ondas de base e ondas de perturbação superpostas. A observação visual indica que há ponteamto.

As ondas de perturbação, desde seu surgimento no fluxo contra-corrente, com pequenas vazões de gás, até o fluxo anular-névoa co-corrente, acompanham todo o processo. Estas ondas têm o aspecto de um anel de líquido que se desloca sobre o filme com velocidade superior à das ondas da superfície.

A ocorrência de ponteamto é motivo de polêmica na literatura. No caso específico deste experimento o ponteamto não só foi observado visualmente como foi comprovado através de medidas.

4.8.2. COMPARAÇÕES COM A LITERATURA.

A figura 4.6 mostra os resultados obtidos no presente trabalho e a correlação proposta por Wallis [3], dada pela equação (1.4) para dois valores do parâmetro "C".

Como pode ser observado na figura 4.6, há uma boa concordância dos resultados obtidos quando se considera a equação (1.4) com $m = 1$ e $C = 0,8$. Os pontos experimentais são correlacionados por uma reta com o parâmetro $C = 0,837$:

$$\left(j_G^* \right)^{1/2} + \left(j_L^* \right)^{1/2} = 0,837 \quad (4.1)$$

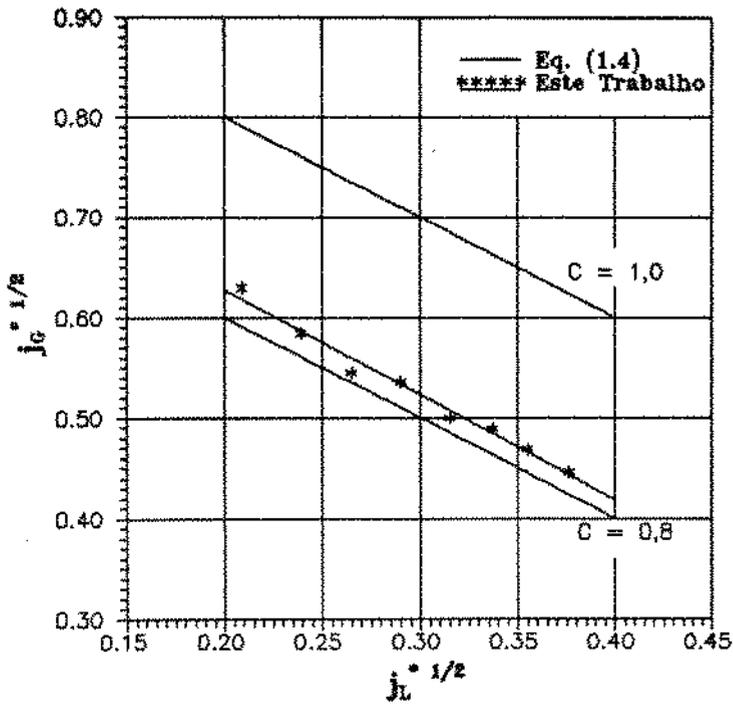


Figura 4.6: Gráfico comparativo com a equação de Wallis.

Wallis sugere um valor mínimo de $C = 0,88$ para tubos com efeitos de extremidade atenuados, como é o caso do presente trabalho.

O modelo analítico sugerido por Taitel et alii [9], através das equações (1.11) e (1.12) está apresentado na figura 4.7 juntamente com os resultados experimentais deste trabalho.

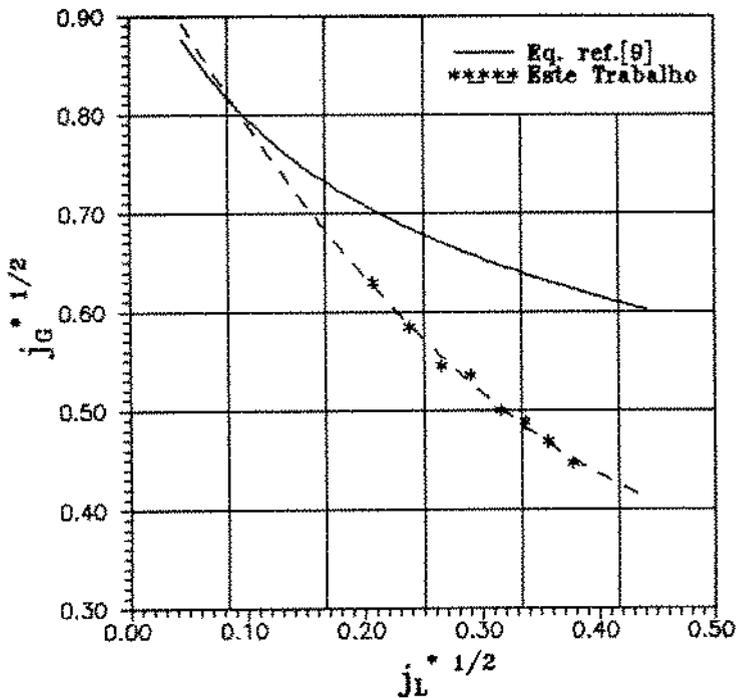


Figura 4.7. Comparação com o modelo de Taitel et alii.

Como pode ser observado na figura 4.7, o modelo de Taitel et alii não prevê, satisfatoriamente, os resultados experimentais obtidos. A diferença é maior quanto maiores são as vazões de líquido.

É interessante que os dados obtidos sejam comparados com resultados de laboratório obtidos por outros autores. A figura 4.8 mostra uma comparação dos dados deste trabalho com resultados, em condições similares, obtidos por outros autores.

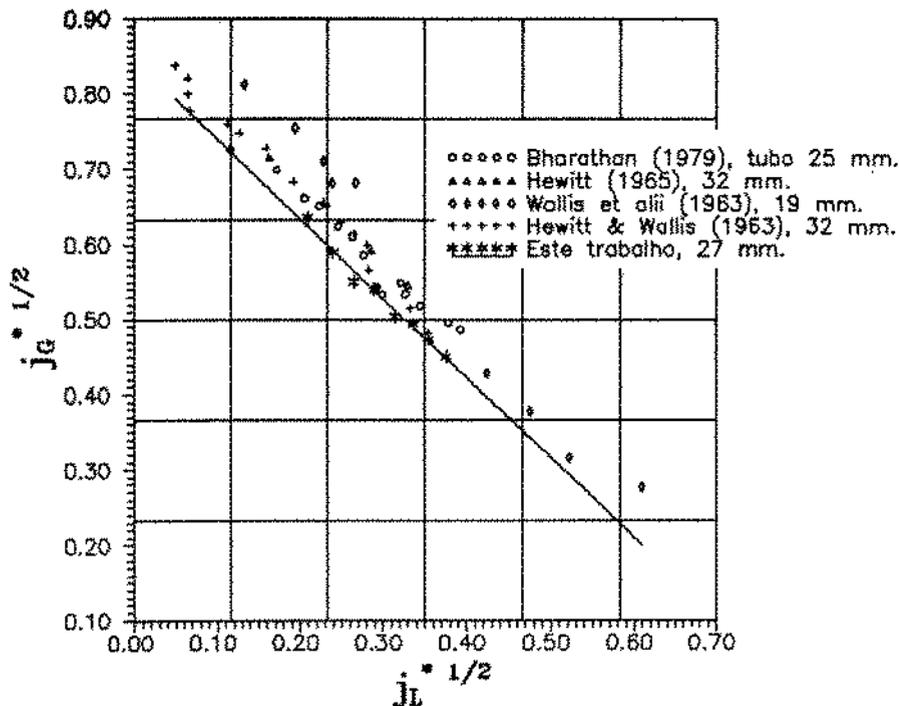


Figura 4.8. Comparação com dados experimentais.

4.8.3. CONCLUSÕES:

Os ensaios para obtenção dos pontos de inundação não foram úteis apenas para confirmar o acerto da montagem escolhida. Foram de grande utilidade para que se pudesse aferir, regular e obter confiança nos equipamentos complementares. Desta forma puderam ser eliminados ruídos elétricos dos sinais analógicos; os sensores de pressão puderam ser dispostos de forma mais adequada e muitos outros acertos típicos de laboratório puderam ser efetuados nesta etapa.

Das comparações mostradas nos itens anteriores pode-se observar que o aparato montado responde de forma bastante satisfatória produzindo dados experimentais que se ajustam, principalmente, com os dados reais e

correlações da literatura.

Deve-se esperar portanto, que os resultados obtidos nos ensaios de reversão de fluxo sejam válidos e sirvam para análises quantitativas e qualitativas em bases reais.

CAPÍTULO 5

ANÁLISE DOS RESULTADOS EXPERIMENTAIS

5.1. CRITÉRIO DE REVERSÃO DE FLUXO.

A reversão de fluxo, assim como a inundação, caracterizam a transição entre regimes de fluxo co-corrente e contra-corrente. Ocorrem, entretanto, para uma dada vazão de líquido, em uma faixa de vazões de gás. Do início ao final do processo de transição, fenômenos diversos estão presentes.

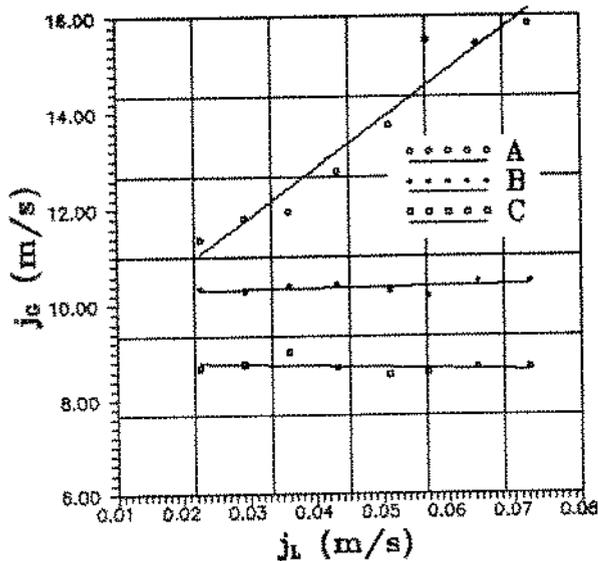


Figura 5.1: Teste de critério de reversão.

Na busca de um critério visual para padronizar a coleta de dados, realizou-se um "teste de critério de reversão". Na figura ao lado, as curvas A, B e C representam dados experimentais de reversão de fluxo identificada a partir de fenômenos distintos.

A curva "A" corresponderia à condição de reversão se o critério adotado fosse o surgimento de um filme descendente, pendurado e incipiente. Estabelecido um escoamento co-corrente ascen-

dente com a redução lenta e gradual da vazão de gás, surgia um filme pendurado no tubo inferior. Incipiente pois não molhava todo o perímetro do tubo. Irregularidades internas ao tubo podem explicar o fenômeno.

A curva "B" corresponderia à reversão com filme completo, ou seja, todo o perímetro do tubo estava molhado.

Para a curva "C", o critério é a vazão descendente contínua no filme de líquido. Esta situação corresponde a um processo lento, no qual o filme pendurado está incorporando líquido e, lentamente, aumenta de comprimento.

Verificou-se, em certas condições, um intervalo de tempo de até cinco minutos para que o filme atingisse a extremidade inferior da tubulação.

O critério correspondente à curva "B", isto é, a formação de filme completo, foi o critério adotado para caracterização do processo de reversão de fluxo. Acredita-se que este critério seja o que maior semelhança guarda com a situação de auto-amortecimento de um poço de gás.

5.2. GRÁFICOS REPRESENTATIVOS DOS RESULTADOS.

As figuras (5.2) a (5.8), a seguir, trazem curvas representativas das variáveis medidas ao longo do estabelecimento da reversão, segundo o critério estabelecido no item anterior. Em todos os gráficos, o eixo horizontal, velocidade superficial do gás, refere-se à velocidade tomada nas condições de fluxo.

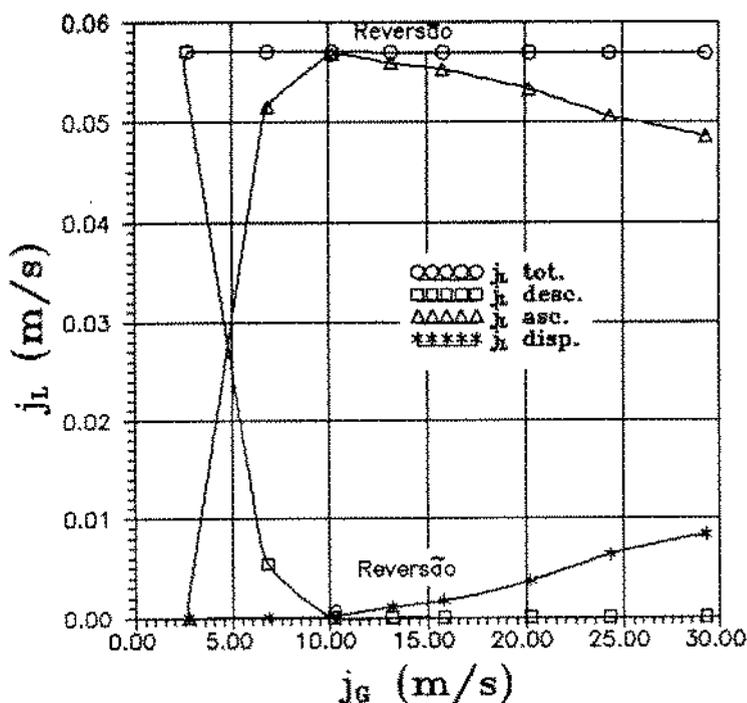


Figura 5.2: Velocidades superficiais do líquido.
(dados do ponto R-06)

A figura 5.2 mostra o comportamento das velocidades superficiais do líquido (total, descendente, ascendente e disperso) em função da velocidade superficial do gás. Um aspecto interessante a observar neste gráfico é o ponto de cruzamento das curvas referentes às vazões ascendente e descendente de líquido. Este ponto representa uma situação específica em que coexistem fluxo anular co-corrente ascendente com o descendente, com vazões iguais. Poderia ser considerado como o ponto intermediário do processo de reversão.

Este tipo de situação só é possível devido a uma característica específica do sistema de testes montado: a injeção de líquido ocorria em um ponto intermediário da coluna. Caso a entrada de líquido fosse conjunta com a de gás, como é o caso de um poço produtor de hidrocarbonetos, a vazão da fase gasosa seria insuficiente para elevar toda a vazão de líquido e o fluxo entraria em processo de mudança de padrão ou colapso.

Ainda na figura 5.2, a vazão de líquido disperso foi representada na forma de velocidade superficial apenas para permitir comparação com as demais velocidades superficiais expressas no gráfico.

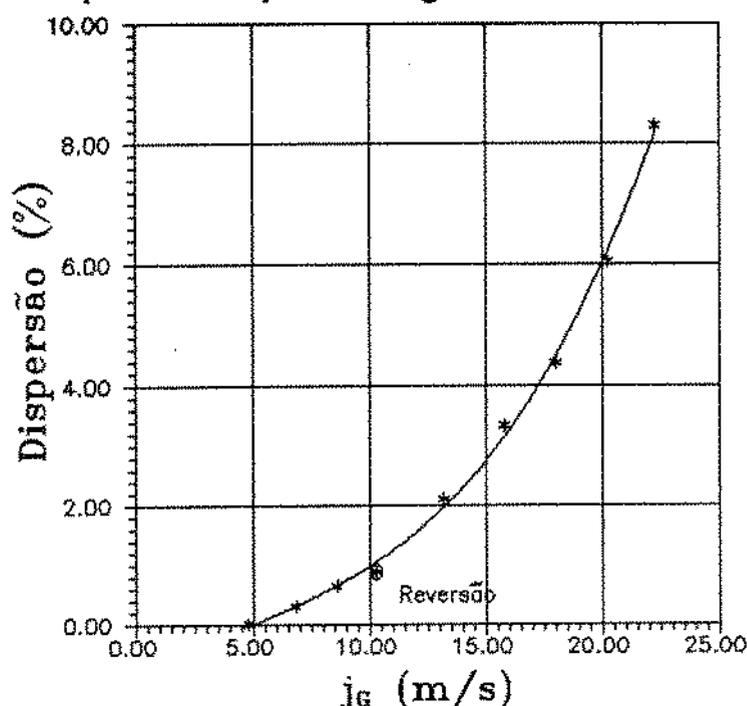


Figura 5.3: Dispersão.(dados do ponto R-02)

Na figura 5.3 podemos observar a redução da dispersão (fração de líquido carregada sob a forma de gotas pelo núcleo gasoso) à medida que a velocidade superficial do gás é reduzida. Nos pontos experimentados em que a vazão de gás inicial foi bastante alta, o gráfico da dispersão apresentou uma tendência de crescimento praticamente exponencial.

A figura 5.4 apresenta o comportamento da pressão na coluna com a variação da velocidade superficial do gás. Lembrando que os experimentos foram feitos com vazão de líquido constante e vazão de gás declinante, este gráfico informa que o início do processo de reversão ocorre num momento em que a pressão estática média do escoamento está crescendo. Após o ponto de reversão (vazão de gás menor), mesmo com a redução da vazão ascendente de

líquido, já está implantado o fluxo descendente, ainda ocorre um aumento na pressão. Isto é resultado do fluxo caótico que se instala no tubo superior quando está ocorrendo a reversão de fluxo.

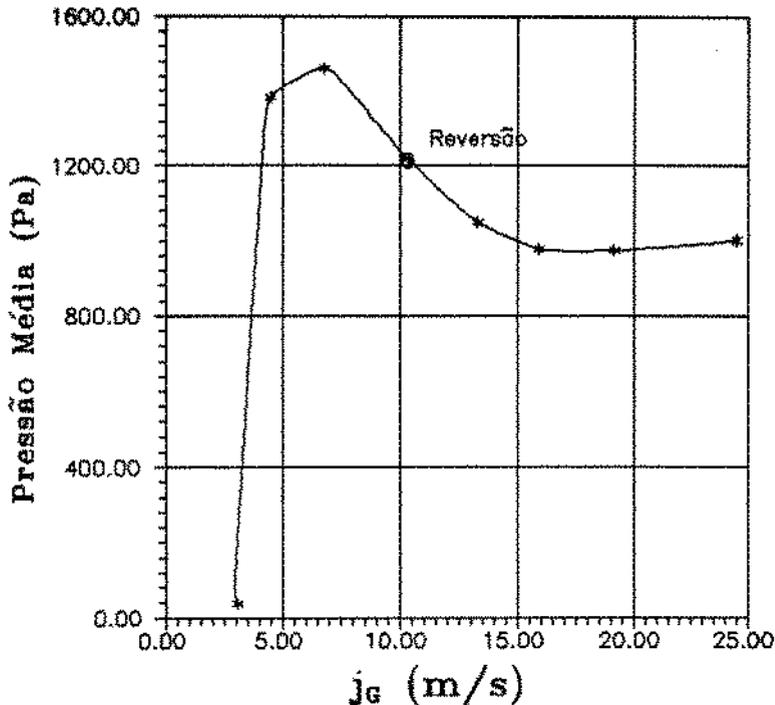


Figura 5.4: Pressão estática média.
(dados do ponto R-05)

Ainda em relação à figura 5.4, foi observado que há momentos, durante a redução da vazão de gás, em que o fluxo de líquido do filme ascendente é nulo. Há um volume constante de líquido, a menos da dispersão, que fica "retido" na tubulação superior, equilibrado pela tensão interfacial. Uma pequena redução na vazão de gás provoca a redução deste volume de líquido confinado. Como os instrumentos de medição de pressão foram instalados na parte superior da tubulação, após o desaparecimento do filme superior a pressão de fluxo cai praticamente ao valor da pressão atmosférica, registrando apenas um fluxo monofásico de ar em baixa vazão.

A figura 5.5 mostra o comportamento do gradiente de pressão da coluna superior que segue as mesmas características descritas para a pressão média da coluna. Convém ressaltar que a elevação da pressão estática do fluxo, aliada ao crescimento do gradiente de pressão só foi possível porque havia suprimento de ar em pressão suficiente. Num poço produtor de gás natural a pressão disponível é limitada e, se não for suficiente para acompanhar a elevação que o fluxo exige, o processo será abreviado com uma redução mais abrupta da vazão da fase gasosa.

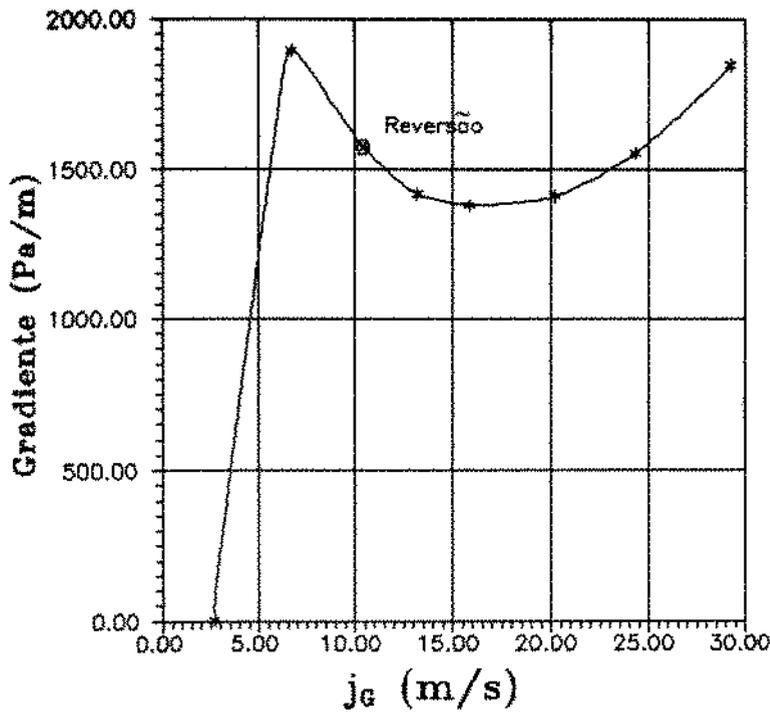


Figura 5.5: Gradiente de pressão.
(dados do ponto R-08)

Na figura 5.6 está mostrado o comportamento da espessura do filme com a velocidade superficial do gás. A espessura do filme acompanha o comportamento da pressão nos pontos do entorno de ocorrência da reversão.

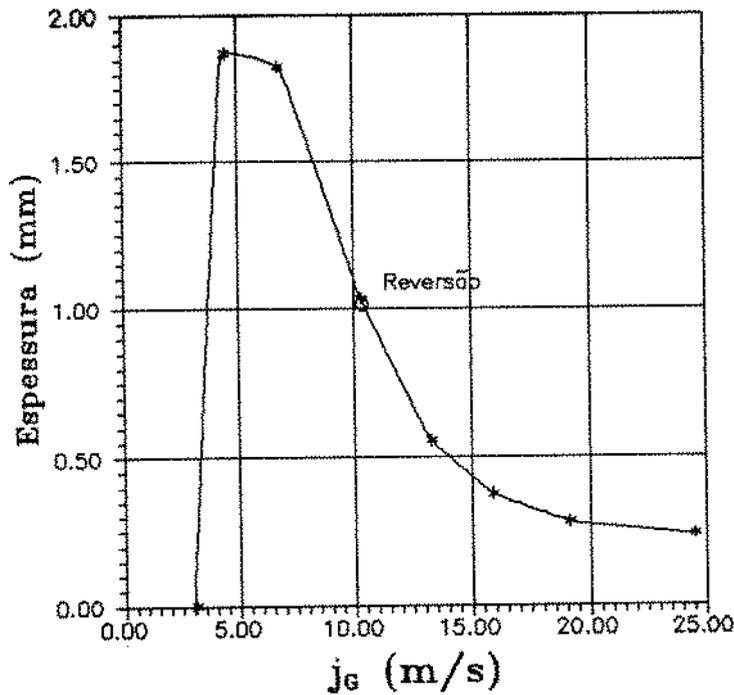


Figura 5.6: Espessura do filme de líquido.
(dados do ponto R-05)

A fração de vazio como função da velocidade superficial do gás, apresentou o comportamento caracterizado na figura 5.7 e, vale ressaltar, em

nenhum dos outros pontos experimentados foi inferior a 85 %. A forma de cálculo da fração de vazio está detalhada no apêndice A.

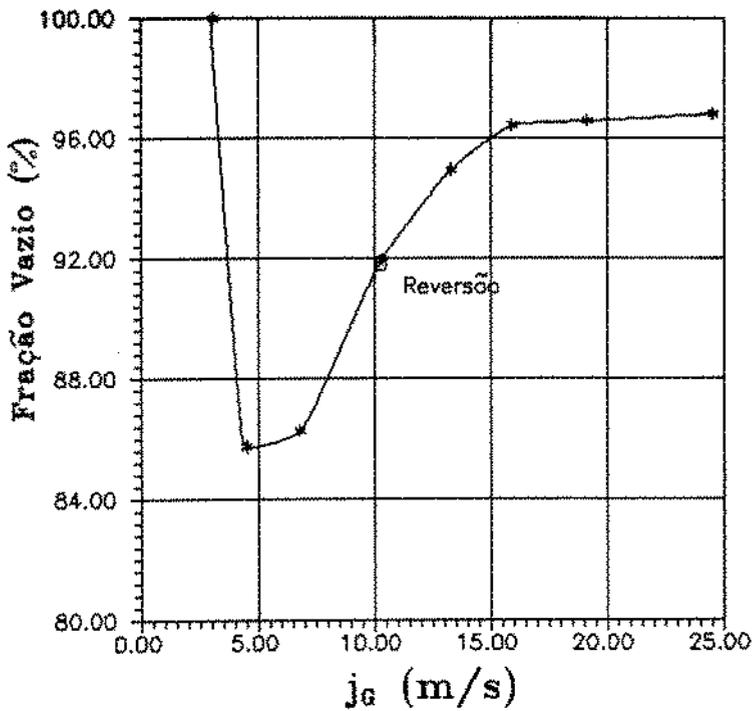


Figura 5.7: Fração de vazio. (dados do ponto R-05)

5.3. ANÁLISE DO GRADIENTE DE PRESSÃO.

Uma abordagem interessante, que será útil no capítulo 8, quando da análise de poços produtores de gás natural, refere-se ao ponto de menor gradiente de pressão. A figura 5.8 foi construída para velocidade superficial do gás nas condições de 98.066,5 Pa e 20 °C, e contém o gradiente de pressão de todos os oito pontos experimentais deste trabalho.

Pode-se observar que a linha vertical assinalada no gráfico da figura 5.8 corresponde, aproximadamente, aos pontos de mínimo gradiente, e equivale a uma velocidade superficial do gás de 16,5 m/s. Adimensionalizado, este valor corresponde a:

$$j_G^* \cong 1,1 \quad (5.1)$$

O valor da equação (5.1) mostra que, assim como a reversão, o mínimo gradiente de pressão também ocorre para uma vazão de gás constante e independente da vazão de líquido.

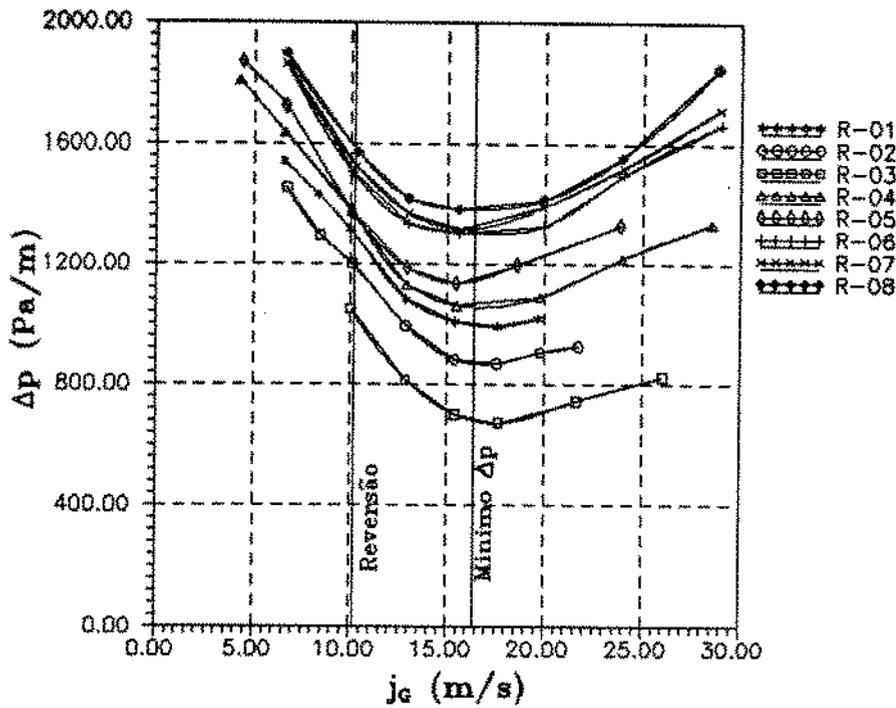


Figura 5.8: Gradiente de pressão experimental.

Zabaras et alii [21] também chegaram a esta conclusão. Eles indicam $V_G^* = 1,06$, e citam que Hewitt et alii (1965) chegaram ao valor de $V_G^* = 1,12$ para a velocidade do gás no ponto de mínima perda de carga.

Um cálculo de interpolação nos valores de fração de vazio dos pontos deste trabalho levam a um $\alpha = 0,97$, em média, para velocidades superficiais do gás de 16,5 m/s. Com estes dados obtém-se:

$$V_G^* = 1,13 \quad (5.2)$$

o que se ajusta, satisfatoriamente, aos valores encontrados pelos outros autores citados.

CAPÍTULO 6

PROPOSIÇÃO DE UM MODELO PARA A REVERSÃO

6.1. OS PONTOS DE REVERSÃO.

O capítulo anterior mostrou, em forma gráfica, os resultados gerais obtidos para todas as grandezas medidas durante os experimentos. Um extrato da parte mais importante, os pontos de reversão de fluxo, ficou, propositalmente, para ser apresentado neste capítulo.

Abaixo a figura 6.1 mostra, em gráfico, os pontos de reversão de fluxo obtidos nos experimentos .

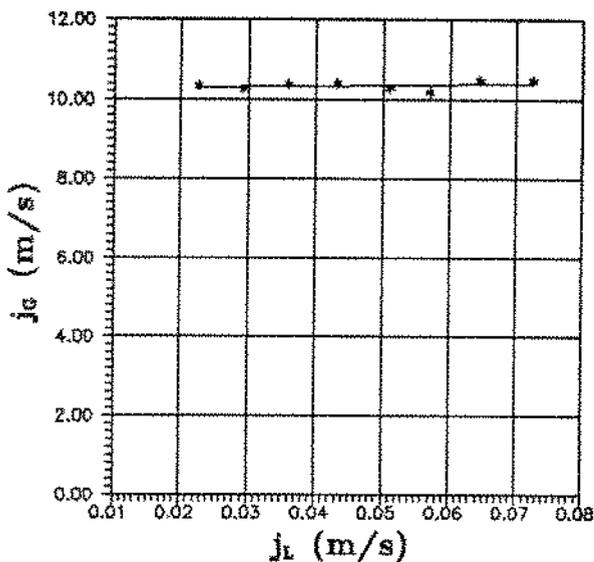


Figura 6.1: Pontos de reversão de fluxo.

A melhor reta que correlaciona os pontos experimentais mostrados na figura 6.1 é $j_c = 10$ m/s que, adimensionalizada pela equação (1.2), resulta em:

$$j_c^* = 0,69 \quad (6.1)$$

6.2. MODELO PROPOSTO.

O capítulo 3 apresentou uma modelagem generalizada do fluxo anular. A partir daquela abordagem elementar pode-se, assumindo premissas ou simplificações, adequar o sistema de equações a casos específicos de escoamento anular. Antes porém, é interessante que se apresente as premissas que levaram à solução que será apresentada.

A figura 6.2 mostra, esquematicamente, a situação que caracteriza o início da reversão.

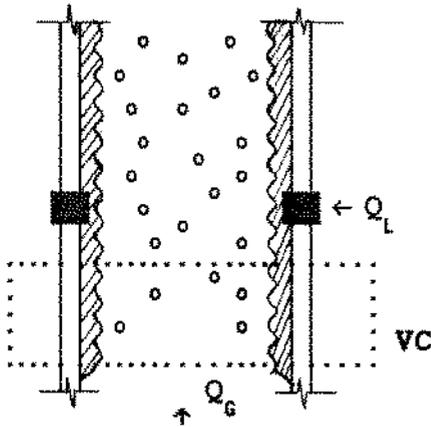


Figura 6.2: Início da reversão.

Na situação expressa na figura ao lado, a vazão de líquido continua sendo totalmente ascendente. Com o fluxo de gás imposto, verifica-se a presença de um filme de líquido pendurado na seção inferior do tubo. Esta é uma situação permanente, na medida que pode ser mantida por longo tempo, porém é instável já que uma pequena oscilação na vazão de gás pode permitir a

implantação de fluxo descendente de líquido.

A pergunta que deve ser feita para melhor compreensão do processo é : "Qual a influência do fluxo que ocorre na parte superior do tubo sobre o que ocorre na parte inferior? ". A resposta parece ser "Nenhuma", desde que haja fornecimento de gás em volume e pressão suficientes para manter as condições de fluxo.

Conclusão semelhante foi encontrada por Govan et alii [1] cujo trabalho afirma que " ... as regiões de filme descendente e de fluxo agitante são essencialmente independentes ... ".

A única interferência do fluxo da parte superior sobre a inferior é através da pressão. Na porção inferior do tubo o fluxo é monofásico e desde que, sujeito a uma contra-pressão exercida pelo fluxo superior caótico, possa responder com uma vazão volumétrica constante, nada deverá ocorrer.

A situação fica portanto restrita à capacidade da vazão de gás, considerada constante, manter ou não um filme de líquido pendurado junto à

tubulação.

Analisando o volume de controle "VC" pontilhado na figura 6.2, podemos fazer as seguintes considerações:

a) Para o trecho considerado a dispersão é muito pequena, já que o filme pendurado que caracterizou o início da reversão tinha em média de 3 à 5 cm de comprimento, podendo portanto ser desprezada. Assim, se $\gamma \cong 0$, a equação (3.9) fica:

$$\alpha + \beta = 1 \quad (6.2)$$

e,

$$j_{LD} = 0 \quad (6.3)$$

b) Com relação ao filme de líquido, temos que a sua vazão volumétrica é nula e, por consequência:

$$j_{LF} = 0 \quad (6.4)$$

e,

$$\tau_{pa} = 0 \quad (6.5)$$

A eliminação da tensão de cisalhamento na parede é uma premissa simplificadora já que pode se esperar um movimento de recirculação interno no filme de líquido, ascendente na interface com o gás e descendente na interface com a parede da tubulação. Pode-se, entretanto, supor que a velocidade do líquido junto à parede seja pequena o suficiente a ponto de a simplificação não alterar significativamente os resultados.

Recorrendo às relações geométricas:

$$A_{LF} = \pi.(r_t^2 - r_l^2) \quad e \quad r_l^2 = \alpha . r_t^2 ,$$

as equações (3.29) e (3.30) ficam:

$$\left. \frac{dp}{dz} \right|_G = - \rho_G . g - 2 . \frac{\tau_1}{r_l} \quad (6.6)$$

$$\left. \frac{dp}{dz} \right|_{LF} = - \rho_L . g + 2 . \frac{\alpha^{0,5} . \tau_1}{r_t . (1-\alpha)} \quad (6.7)$$

Considerando constantes as pressões nas seções transversais de entrada e saída do volume de controle, podemos igualar a perda de carga das duas fases, obtendo:

$$2 \cdot \frac{\tau_1}{r_t} \cdot \left[\frac{1}{\alpha^{0,5} \cdot (1-\alpha)} \right] = g \cdot \Delta\rho \quad (6.8)$$

onde $\Delta\rho = \rho_L - \rho_G$, já que a fração de líquido disperso foi considerada nula.

Ou ainda, isolando o termo da tensão interfacial:

$$\tau_1 = \frac{g \cdot \Delta\rho \cdot r_t}{2} \cdot \left((1 - \alpha) \cdot \alpha^{0,5} \right) \quad (6.9)$$

A equação (6.9) é uma relação entre a tensão interfacial e a fração de vazão média no volume de controle, para vazão de líquido nula.

Wallis [3], na página 318, comenta que a tensão interfacial é, possivelmente, função da diferença entre a velocidade do gás e de alguma velocidade característica da interface. Sugere ainda que, quando a velocidade do gás é muito maior que a do líquido, pode-se adotar a forma usual da equação para a tensão interfacial:

$$\tau_1 = \frac{C_{f1}}{2} \cdot \frac{\rho_G \cdot j_G^2}{\alpha^2} \quad (6.10)$$

Resta ainda assumir uma equação para o coeficiente de atrito interfacial. As correlações propostas na literatura têm seu uso restrito à faixa de dados experimentais em que foram geradas. O apêndice B mostra uma discussão do assunto e propõe a equação (B.4), mostrada abaixo, como melhor ajuste para os pontos de coeficiente de atrito interfacial obtidos no presente trabalho.

$$C_{f1} = 2,562 \cdot 10^9 \cdot 10^{(-26,0137 \cdot \alpha)}$$

As equações (6.9) e (6.10) estão representadas a seguir. A figura 6.4 corresponde a uma ampliação do quadro demarcado na figura 6.3.

Nos gráficos mostrados nas figuras 6.3 e 6.4, a curva cheia representa a equação (6.9). É importante reafirmar que esta equação resultou da igualdade da perda de carga entre os escoamentos no filme de líquido e no núcleo de gás para uma vazão de líquido nula. Ou seja, ela representa o lugar geométrico dos pontos de operação do sistema cujo valor de " α " permite que um filme com vazão média nula seja sustentado junto à parede da tubulação. As curvas tracejadas representam a equação (6.10) calculada para cinco diferentes vazões de gás. Estas curvas correspondem à solução de um escoamento anular genérico.

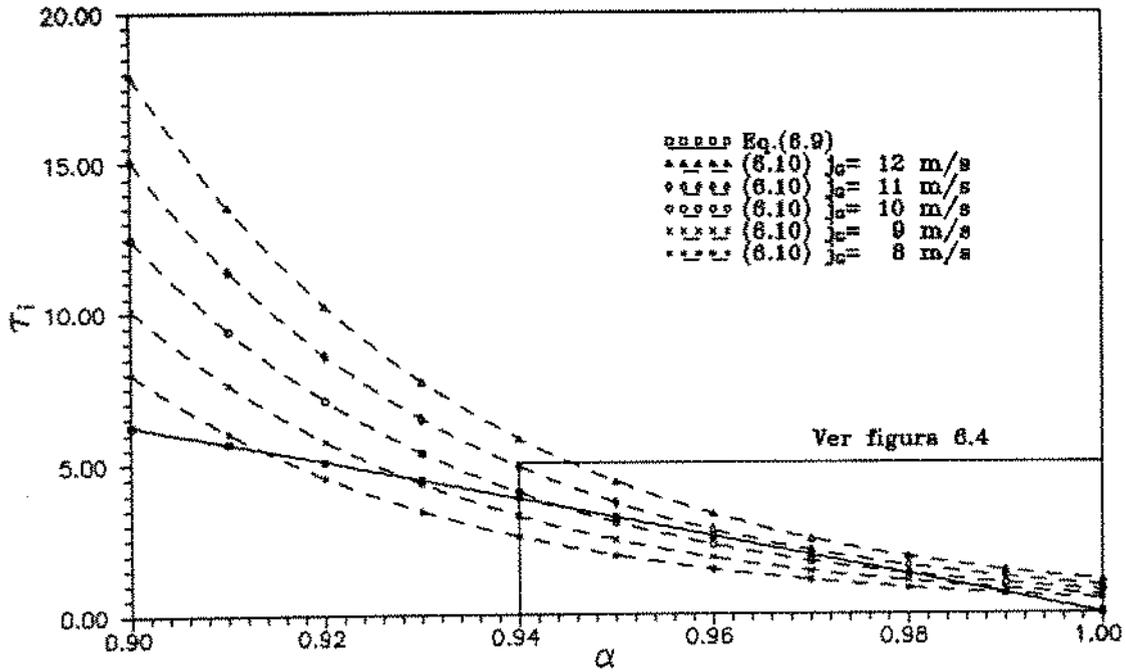


Figura 6.3: Tensões interfaciais.

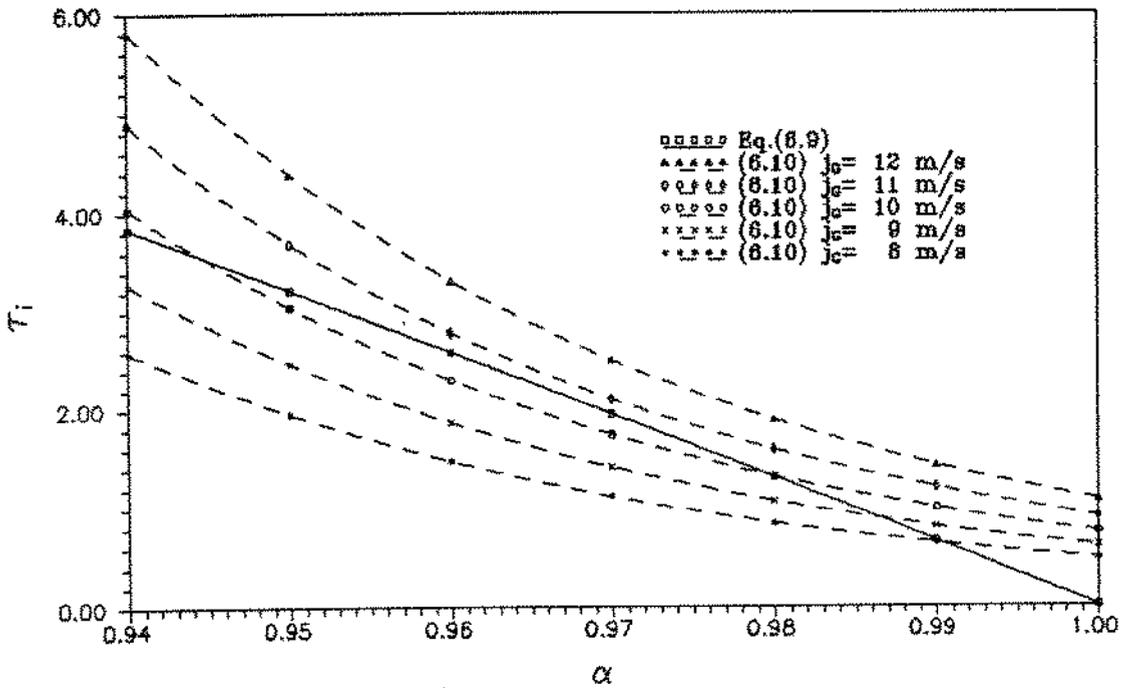


Figura 6.4: Detalhe da figura 6.3.

Observando-se as curvas tracejadas para $j_G = 12$ e 11 m/s, verifica-se que o escoamento no núcleo, nestas condições, é capaz de propiciar uma tensão interfacial maior do que a necessária para manter um filme parado (a tensão necessária é dada pela linha cheia). Desta forma pode-se concluir que a região acima da reta cheia dada pela equação (6.9) é uma região de filme ascendente.

O sistema das duas equações mostrado nas figuras 6.3 e 6.4 terá solução

única no momento em que, para uma dada vazão de gás, a linha pontilhada tangenciar a linha cheia. Neste caso teremos um único par (α, j_G) capaz de propiciar a tensão interfacial necessária e suficiente para sustentar o filme de líquido parado. Os valores de " j_G " e " α " referentes ao ponto de tangência são, então, correspondentes à condição de reversão de fluxo.

Como pode ser observado nos gráficos anteriores, vazões de gás menores que a do ponto de tangência implicam em duas soluções, ou seja, dois valores de " α " para um mesmo " j_G " satisfazem o sistema. Isto implica em uma condição instável que resultará em não sustentação do filme estabelecendo-se uma vazão de líquido descendente.

É importante ressaltar que uma análise similar do comportamento da tensão interfacial, em função da fração de vazio, que resulta das vazões de gás e de líquido impostas ao sistema, foi feita por Taitel et alii [9]. Porém, a interpretação física de ocorrência dos fenômenos de reversão está feita aqui de forma diferenciada. Resultará, inclusive, numa solução diferente, como será mostrado adiante.

Resolvendo-se o sistema formado pelas equações (6.9) e (6.10), utilizando o coeficiente de atrito obtido no apêndice B e aplicando a definição de velocidade adimensional do gás, dada pela equação (1.2), resulta:

$$j_G^* = \left(\frac{\alpha^{5/2} \cdot (1-\alpha)}{5,124 \cdot 10^9 \cdot 10^{(-26,0137 \cdot \alpha)}} \right)^{1/2} \quad (6.12)$$

A equação (6.12) representa uma relação da velocidade adimensional do gás exclusivamente como função da fração de vazio.

A figura 6.5 mostra o comportamento gráfico da equação (6.12). Nela, o ponto de maior vazão de gás corresponde a uma solução única para " α " e equivale à mesma solução dada pelo ponto de tangência das figuras 6.3 e 6.4. Este ponto corresponde à:

$$j_G^* = 0,71 \quad (6.13)$$

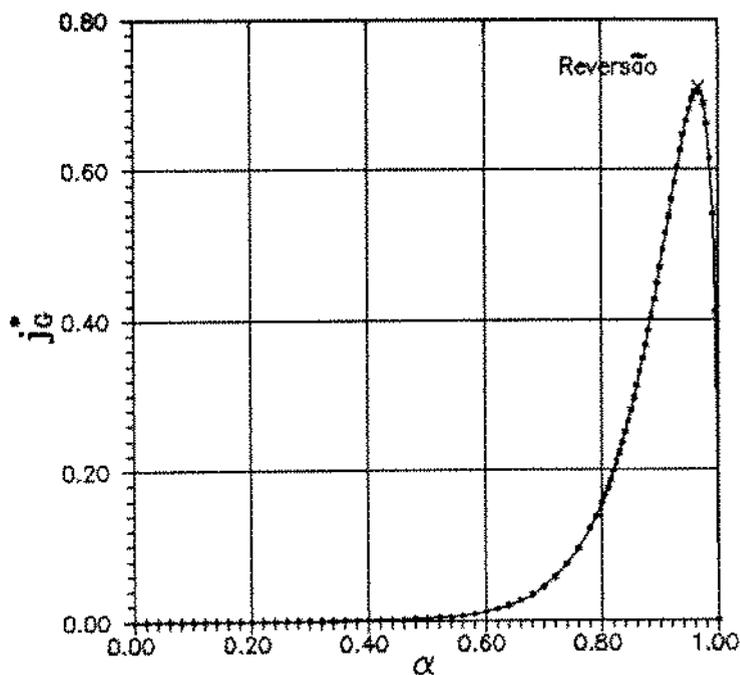


Figura 6.5: Velocidade superficial adimensional do gás em função da fração de vazio.

A equação (6.13), obtida a partir da condição de solução única da tensão interfacial capaz de sustentar um filme de líquido com vazão nula, corresponde portanto à solução semi-analítica de ocorrência da reversão de fluxo.

Como já discutido, o final da inundação corresponde ao início da reversão. É interessante então que isto possa ser verificado. No item 4.5 foram apresentados os pontos de inundação obtidos no dispositivo de testes montado. Chegou-se à equação (4.1), como equação característica do início da inundação, isto é:

$$\left(j_G^* \right)^{1/2} + \left(j_L^* \right)^{1/2} = 0,837$$

Se a condição de vazão de líquido nula for imposta à equação anterior, ou seja, $j_L^* = 0$, obteremos:

$$j_G^* = 0,70 \tag{6.14}$$

A velocidade adimensional assim obtida, na condição de reversão, está próxima à que correlaciona os pontos experimentais, conforme mostrado na equação (6.1). Verifica-se portanto que, dados obtidos em condições diversas confirmam a validade da solução dada pela equação (6.13) e confirmam que o final da inundação e o início da reversão são pontos idênticos.

6.3. COMPARAÇÃO COM A LITERATURA.

A figura 6.6 mostra a equação (6.13), convertida à forma dimensional e os dados experimentais deste trabalho. Também foram incluídos os dados de Hewitt (1965), extraídos da referência [9]. Os dados de Hewitt são para tubo de 32 mm. O gráfico inclui ainda a solução de Taitel et alii [9], calculada para diâmetro de 27 mm. A condição de referência é a pressão atmosférica.

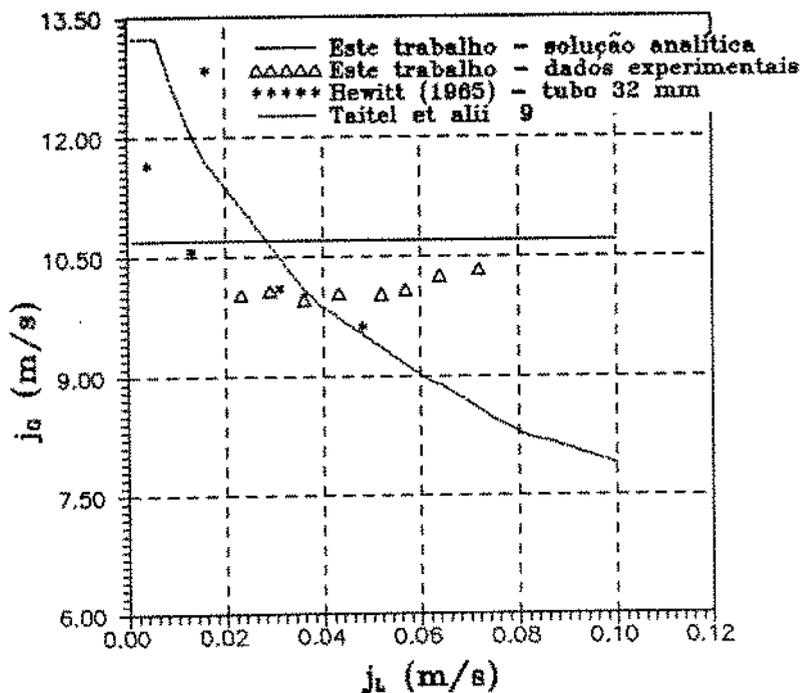


Figura 6.6: Comparativo dos resultados na reversão de fluxo.

Como pode ser observado na figura anterior o modelo semi-analítico proposto apresenta resultados, em média, 6,0% superiores aos obtidos nos experimentos.

A tabela a seguir sintetiza diversos resultados encontrados para a velocidade adimensional do gás em condições de filme pendurado com vazão nula. Dele pode-se inferir que há uma faixa de vazão de gás bastante definida que é capaz de sustentar um filme de líquido e, o que é mais importante, passível de solução semi-analítica e que expressa os dados experimentais.

Tabela 6.1: Comparativo dos resultados para reversão.

ORIGEM DOS RESULTADOS	α	j_G^*
Dados experimentais deste trabalho	0,93	0,69
Solução proposta pela eq.(6.13)	0,96	0,71
Equação da inundação (6.14)	-	0,70
Wallis [3], equação (1.5)	-	0,80 - 0,90
Clift et alii [5], equação (1.6)	-	0,61
Pushkina e Sorokin [7], eq. (1.10)	-	0,93 - 1,06

Uma forma de se verificar a condição proposta pela equação (6.13) pode ser dada pelo gráfico da figura 6.7. O gráfico reproduz a figura 9 do trabalho de Zabaras et alii [21], 1986. O trabalho estuda o fluxo anular co-corrente ascendente desde a inundação até o fluxo anular plenamente desenvolvido. Na figura 6.7 a vazão nula no filme corresponde ao ponto de inundação a partir do qual a vazão no filme cresce até não haver mais vazão descendente.

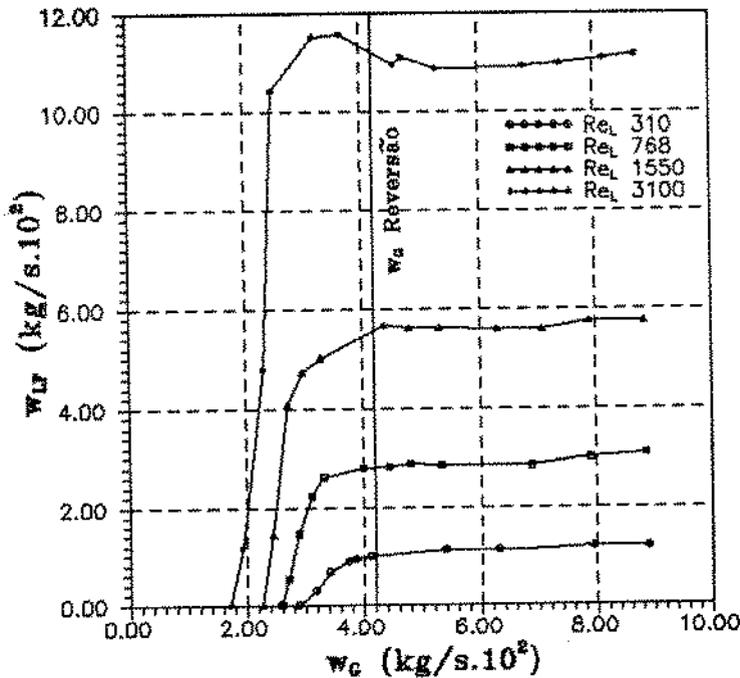


Figura 6.7: Vazão no filme de líquido, Zabaras et alii.

Nos experimentos, Zabarás et alii trabalharam com um líquido de massa específica igual a 1020 kg/m^3 , pressão média de operação de 140 kPa e tubulação de 50,8 mm. A partir destes dados e assumindo-se $\rho_G = 1,66 \text{ kg/m}^3$ (@ 140 kPa) e aplicando a equação (1.2) na equação (6.13), obtém-se:

$$j_G = 12,44 \text{ m/s} \quad \text{ou} \quad Q_G = 0,02516 \text{ m}^3/\text{s} \quad (6.15)$$

o que equivale a:

$$w_G = 0,042 \text{ kg/s} \quad (6.16)$$

A equação (6.16) corresponde à reta vertical existente no gráfico da figura 6.7. Pode-se verificar que, em média, corresponde ao ponto a partir do qual toda vazão é ascendente, ou antes do qual há vazão descendente e se está em condição de reversão.

É importante salientar que a condição $j_G^* = 0,71$ é um limite mínimo à existência do fluxo anular co-corrente ascendente. Porém outros padrões de fluxo com fração de vazio baixas, como por exemplo no fluxo em bolhas, podem constituir fluxo bifásico co-corrente ascendente com velocidade superficial adimensional da fase gasosa em valor inferior a 0,71. Em outras palavras, a modelagem não é aplicável a escoamentos cuja fração de vazio seja inferior à 0,8, já que este é o limite considerado na literatura para a existência de fluxo anular.

CAPÍTULO 7

APLICABILIDADE A POÇOS DE GÁS E CONCLUSÕES

7.1. INTRODUÇÃO.

A modelagem proposta no capítulo anterior foi feita a partir de uma proposição simples: qual a menor velocidade de um gás capaz de manter um filme estático junto à parede de um tubo cilíndrico? A solução, também simples, foi dada pela equação (6.13):

$$j_G^* = 0,71$$

O valor da velocidade superficial adimensional do gás acima ocorre, pela figura 6.5, para $\alpha = 0,96$.

Com relação a poços de gás, conforme discutido no capítulo 2, o que determina o fim de sua vida útil é a incapacidade de elevar os próprios fluidos que produz. Fatores tais como o aumento da produção de líquidos, e a perda de pressão na jazida, combinam-se para que, num dado momento, a pressão existente no fundo do poço não seja mais suficiente para suplantiar a perda de carga do escoamento mais a pressão necessária na superfície. Neste momento o

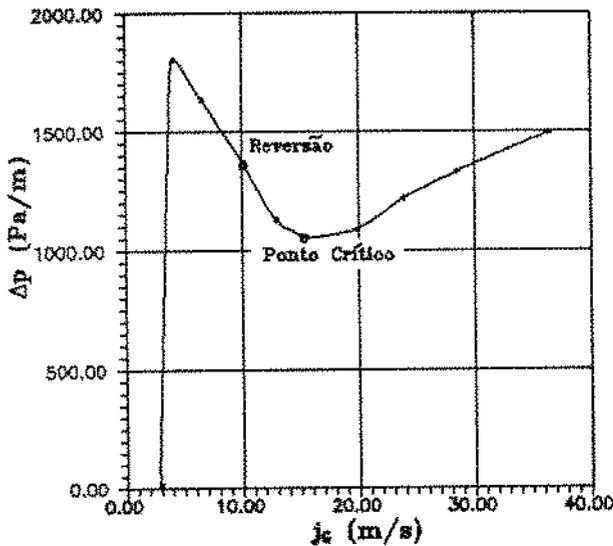


Figura 7.1: Gradiente de pressão do ponto R-04.

A figura 7.1 ilustra a posição relativa entre o ponto de reversão de fluxo e o ponto de menor gradiente de pressão num escoamento anular. Como pode ser observado, a menor perda de carga ocorre para $j_G \approx 16,5$ m/s e a reversão de fluxo para $j_G \approx 10,21$ m/s. Estes dois aspectos foram comentados no capítulo 6.

Outro aspecto importante

de ser destacado é que uma perda de carga semelhante à que ocorre no instante da reversão só é encontrada para uma vazão de gás três vezes maior, para $j_G \cong 36$ m/s, quando o fluxo já é anular plenamente desenvolvido.

Para uma idéia simples de um poço de gás, pode-se supor que ele produza para a atmosfera. Desta forma, quando em início de operação, ele produzirá com uma vazão máxima tal que a perda de carga na coluna se iguale à pressão disponível no fundo do poço. Com o passar do tempo a vazão será declinante, mantendo sempre a igualdade entre a perda de carga na coluna de produção e a pressão disponível no fundo do poço.

Desta forma o poço morrerá quando sua situação de fluxo atingir o ponto assinalado, denominado ponto crítico na figura 7.1. Neste ponto, se continuado o declínio de vazão, é exigida uma perda de carga pelo fluxo maior que a pressão disponível no fundo do poço e ele morrerá.

É, entretanto, uma interpretação simplificada. Na realidade o declínio de produção de gás de um poço é acompanhado de um declínio na produção de líquidos (água e condensado), quando se trata de reservatório volumétrico. Num reservatório que produza por influxo de água, a situação é mais crítica, porque a queda de vazão de gás pode vir acompanhada de um incremento na vazão de líquido. Estes fatos podem deslocar o ponto crítico.

Outro aspecto é que a contra-pressão na superfície nunca é nula, salvo quando se aplica o artifício, por breves períodos de tempo, para estimular o retorno de um poço amortecido à condição produtiva. O normal é um poço começar a produção com grande contra-pressão, propositalmente imposta na superfície, e terminar de produzir com a menor contra-pressão que o sistema de coleta de produção possa impor ao fluxo.

Estas características reais, aliadas aos mecanismos operacionais com que se estimula um poço ao retorno de produção, têm uma limitação: se não houver uma pressão disponível suficiente para manter uma vazão de gás com capacidade de carrear um filme de líquido, o poço fatalmente morrerá.

A vazão de reversão surge então como um caso limite da vida útil de um poço de gás que produza líquidos: " Não se pode afirmar que um poço produzirá até atingi-la mas pode-se dizer que, ao atingi-la, o poço morrerá."

A afirmação não se aplica para poços onde se introduzam mecanismos artificiais de remoção de líquido como por exemplo bombeamento, elevação

pneumática intermitente ou pistoneio.

Outro aspecto que merece ser comentado é a condensação de líquidos ao longo da coluna de produção. À medida que os hidrocarbonetos sobem na coluna de produção ocorre, além da redução da pressão média do fluxo, em consequência da perda de carga, um resfriamento dos fluidos causado pela própria descompressão e pela troca de calor com as paredes do tubo, espaço anular, revestimento e rochas.

Num poço em boas condições de fluxo o líquido condensado incorpora-se à dispersão e, como esta, passa a alternar-se entre as fase filme e a fase dispersa através dos mecanismos de atomização e deposição já comentados.

A partir do momento em que as condições de fluxo se tornam mais precárias, pela redução de pressão da jazida, o gás perde a capacidade de carrear as gotas dispersas e elas passam a se incorporar ao filme de líquido.

Os experimentos mostraram o que é intuitivo, ou seja, com a redução da vazão de gás há uma redução na taxa de líquido disperso. O gás perde a capacidade de atomizar a crista das ondas.

A condensação, portanto, é elemento importante do escoamento, mas sua ação se manifesta, quando um poço se aproxima de condições críticas de escoamento, na forma de incremento da vazão de líquido do filme.

7.2. COMPARAÇÃO COM A LITERATURA.

Na revisão bibliográfica do capítulo 1, citou-se o trabalho de Turner et alii [15], cuja solução para auto-amortecimento de um poço é dada pela equação (1.13) e o de Coleman et alii [16], que apresentaram a equação (1.14).

Rearranjando a solução deste trabalho para uma forma similar à dos trabalhos citados, obteremos:

$$V_G = 0,74 \cdot \left(\frac{g \cdot d_t \cdot (\rho_L - \rho_G)}{\rho_G} \right)^{1/2} \quad (7.1)$$

Para efeito de comparação, tomemos os dados relativos ao poço do teste número 1 feito por Coleman et alii [16]:

- Densidade do gás = 0,582 (ar = 1)
- Profundidade do poço = 7.812 pés ou 2381 m

- Diâmetro interno da tubulação = 2,441 pol ou 62 mm
- Pressão estática no fundo do poço = 548 psig ou 3.788 kPa

Os demais dados necessários que não constam na tabela foram assim assumidos:

- Temperatura no fundo do poço = 104 °C (assumindo-se uma temperatura de 25 °C na superfície e um gradiente geotérmico de 1 °C / 30 m.
- Fator de compressibilidade do gás = 0,98 (na pressão e temperatura de fundo).
- Massa específica do gás = 20,6 kg/m³ ou 1,283 lbm/pé³ (na pressão e temperatura de fundo).
- Massa específica do líquido = 958 kg/m³ ou 59,8 lbm/pé³ (na temperatura e pressão do fundo, supondo apenas água como líquido).
- Tensão superficial da água = 0,0576 Pa.m ou 0,576.10³ dina/cm.

Aplicando-se os dados acima às equações já vistas, obtém-se os seguintes resultados:

Turner et alii	$V_G = 3,92$ m/s
Coleman et alii	$V_G = 3,27$ m/s
Presente trabalho	$V_G = 3,89$ m/s

O teste escolhido, o primeiro da tabela 1 do artigo de Coleman et alii [16], representa uma simples comparação numérica. Cálculos feitos para outros poços resultaram em números próximos entre si, como os mostrados anteriormente, porém não foram aqui incluídos já que a falta de informações mais precisas e, por consequência, a necessidade de assumir dados médios da literatura, pode levar a erros.

De qualquer forma pode-se concluir que o modelo proposto no presente trabalho é capaz de prever, com razoável aproximação, os resultados de campo dos trabalhos citados.

Em seu artigo da referência [18], os autores discorrem sobre o comportamento dos fluidos num poço que enfrenta uma condição de amortecimento. Indicam que, ao ser atingida a velocidade crítica, as gotas dispersas, não mais encontrando condição de sustentação, entrariam em fluxo contra-corrente, descendo no poço e incrementando o gradiente hidrostático

médio o que provocaria o amortecimento do poço.

Como discutido no capítulo 1, Taitel et alii [17] apresentaram equação idêntica à de Coleman et alii [16], porém modelando a transição entre dois fluxos ascendentes, e não em uma situação de fluxo contra-corrente.

A solução proposta no presente trabalho, baseada numa velocidade mínima de gás capaz de sustentar um filme de líquido com vazão nula, mostra-se fisicamente consistente para expressar o fenômeno. Inclusive, as observações visuais dos ensaios indicaram que as gotas ou são carregadas ascendentemente pelo fluxo gasoso, ou incorporam-se ao filme de líquido.

Pode-se portanto sugerir que a condição $j_G^* = 0,71$ proposta no presente trabalho é capaz de prever satisfatoriamente a situação de auto-amortecimento de um poço produtor de gás natural com líquidos. O fato da solução contemplar a influência do diâmetro da tubulação, aliado à sua origem em testes de laboratório, a torna confiável e sujeita a representar outras situações de fluxo distintas das aqui discutidas.

7.3. EQUAÇÃO PARA USO PRÁTICO.

A exemplo do proposto nas referências [16] e [15], é interessante que se apresente o modelo do presente trabalho em forma de uma equação de fácil aplicabilidade.

Isto pode ser obtido de forma simples a partir do uso das equações (6.13), (1.2), (3.14) e da lei dos gases, de tal forma que resulta:

$$Q_G = 2,00 \cdot 10^{+7} \cdot \frac{p \cdot j_G \cdot d_t^2}{T \cdot Z} \quad (7.2)$$

onde a velocidade superficial do gás é dada por:

$$j_G = c \cdot \left(\frac{g \cdot d_t \cdot (\rho_L - \rho_G)}{\rho_G} \right)^{1/2} \quad (7.3)$$

Nas equações (7.2) e (7.3), temos:

- Q_g - Vazão volumétrica de gás [m^3/dia], nas condições de 1 atmosfera de pressão e $20\text{ }^\circ C$ de temperatura.
- p - Pressão de fluxo no fundo do poço [kg/cm^2 abs].
- T - Temperatura no fundo do poço [K].
- Z - Fator de compressibilidade do gás.
- d_t - diâmetro interno da coluna de produção [m].
- g - aceleração da gravidade [m/s^2].
- ρ_L - massa específica média dos líquidos produzidos, nas condições de fluxo do fundo do poço [kg/m^3].
- ρ_g - massa específica do gás nas condições de fluxo do fundo do poço [kg/m^3].
- $c = 1,1$ para cálculo da vazão crítica: valor abaixo do qual o poço passa a produzir em condições instáveis; ou
- $c = 0,71$ para cálculo da vazão limite: valor abaixo do qual o poço perde a capacidade de ascender os líquidos produzidos.

A vazão de gás calculada conforme as equações (7.2) e (7.3) é de grande utilidade no projeto de completação de um poço, já que permite a estimativa de um diâmetro ótimo de coluna em função da vazão de abandono do poço. O procedimento é útil ainda na determinação da vida útil produtiva de um poço de gás.

CAPÍTULO 8

CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

8.1. CONCLUSÕES.

1. Foi montado um aparato experimental em laboratório e o mesmo permitiu a simulação de fluxo bifásico vertical co-corrente ascendente e contra-corrente com as correspondentes medições de grandezas relativas ao fluxo tais como: vazão de gás, vazão de líquido total, ascendente e descendente, espessura de filme, pressão estática e gradiente de pressão. O aparato foi descrito no capítulo 4 e os dados obtidos constam no capítulo 5 e no apêndice A.

2. A qualidade de resposta do aparato foi aferida mediante ensaios de inundação, e posterior comparação com dados da literatura. Os resultados foram comentados no capítulo 4.

3. O objetivo principal do trabalho, estudar a reversão de fluxo, foi atingido. Chegou-se à conclusão de que, para as condições experimentais, a reversão ocorre em uma vazão constante de gás e independe da vazão de líquido.

4. Os resultados experimentais foram amparados por uma modelagem das condições de fluxo e um consequente equacionamento semi-analítico, cuja solução representa adequadamente os resultados experimentais. A modelagem foi mostrada no capítulo 3 e o equacionamento e soluções foram detalhados no capítulo 6.

5. A extrapolação dos resultados de reversão, para o fluxo em poços de gás natural em condição de auto-amortecimento, foi feita mediante comparação

com dois trabalhos sobre o assunto, e mostrou prever a ocorrência do fenômeno dentro do grau de precisão dos trabalhos usados para comparação.

6. Os experimentos e o modelo proposto permitem que se estabeleça a limitação à existência de fluxo bifásico co-corrente ascendente com altas frações de vazio como sendo o mesmo ponto em que ocorre a reversão.

8.2. RECOMENDAÇÕES.

Em vista dos experimentos em laboratório e do conhecimento adquirido no tratamento do tema, pode-se fazer as seguintes sugestões:

1. Um estudo cuidadoso pode permitir o cálculo do coeficiente de atrito interfacial, a partir da medição do gradiente de pressão, sem que seja necessário utilizar correlações existentes na literatura e nem sempre adequadas às condições em curso.

2. A influência do diâmetro na reversão merece ser melhor estudada, experimentalmente, a fim de que se comprove a solução proposta ou que se altere a mesma para generalizá-la.

3. É desejável que o modelo seja testado com dados reais de poços de gás natural, de preferência com variedade de diâmetros, pressões, características dos fluidos e outras.

NOMENCLATURA

A - LETRAS ARÁBICAS MAIÚSCULAS:

	GRANDEZAS OU VARIÁVEIS		SUBSCRITOS
A	área transversal ao fluxo	D	disperso / dispersão
C	parâmetro de Wallis /ou/ coeficiente (de atrito)	F	fílm
F	força	G	gás
K	fatores de Diehl e Koppany / n° de Kutateladze	I	inundação
M	Quantidade de movimento	L	líquido
Q	Vazão volumétrica	M	mistura
T	Temperatura	P	pressão
V	Velocidade média real		
Z	fator de compressibilidade do gás		

B - LETRAS ARÁBICAS MINÚSCULAS:

	GRANDEZAS OU VARIÁVEIS		SUBSCRITOS
c	constante	c	crítico
d	diâmetro	e	entrada
g	gravidade	f	atrito
j	velocidade superficial	g	gravidade
m	parâmetro de Wallis	i	interface
p	pressão	pa	parede do tubo
r	raio	s	saída
z	coordenada vertical	t	tubo
w	vazão mássica		

C - LETRAS GREGAS:

GRANDEZAS OU VARIÁVEIS	
α	fração de vazios
β	fração de filme
γ	fração de gotas dispersas
δ	espessura do filme líquido
ρ	massa específica
τ	tensão de cisalhamento
σ	tensão superficial
π	3,14159.....
Δ	variação de grandeza

D - OUTRAS SIMBOLOGIAS:

- (n) numeração de equações
- [n] referências bibliográficas
- d diferencial (precedendo uma variável)
- * indica variável adimensional (quando superescrito)

BIBLIOGRAFIA

- [1] - GOVAN, A. H., HEWITT, G. F., RICHTER H. J. e SCOTT, A. - Flooding and Churn Flow in Vertical Pipes. *International Journal of Multiphase Flow*, 17 (1) : 27-44. 1991.
- [2] - WALLIS, G. B. - The transition from Flooding to Upward Cocurrent Annular Flow in a Vertical Pipe. *Atomic Energy Establishment*, Winfrith, England. 1962.
- [3] - WALLIS, G. B. - *One Dimensional Two-Phase Flow*. New York, McGraw Hill. 1969.
- [4] - SHIRES, G. L. & PICKERING, A. R. - The Flooding Phenomenon in CounterCurrent TwoPhase Flow. *Symposium Two-Phase Flow*, Exeter, England, 2 : B501-B538. 1965.
- [5] - CLIFT, R.; PRITCHARD, C. L.; NEDDERMAN, R. M. - The Effect of Viscosity on the Flooding Conditions in Wetted Wall Coluns. *Chemical Engineering Science*, Oxford, England, 21 : 87-95. 1966.
- [6] - DIEHL, A. E. & KOPPANY, C. R. - Flooding Velocity Correlation for Gas-Liquid Counterflow in Vertical Tubes. *Chemical Engineering Progress Symposium Series*, Philadelphia, USA, 65 : 77-83. 1969.
- [7] - PUSHKINA, O. L. & SOROKIN, YU. L. - Breakdown of Liquid Film Motion in Vertical Tubes. *Heat Transfer - Soviet Research*, 1 (5) : 56-64. 1969.

- [8] - DUKLER, A. E. & SMITH, L. - Two Phase Interactions in CounterCurrent Flow: Studies of the Flooding Mechanism. Report to U.S. Nuclear Regulatory Commission - NUREG / CR - 0617.USA.1979. SA.1979.
- [9] - TAITEL, Y., BARNEA, D. e DUKLER, A. E. - A Film Model for the Prediction of Flooding and Flow Reversal for Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes. *International Journal of Multiphase Flow*, England, 8 (1) : 1-10. 1982.
- [10] - TAITEL, Y. & BARNEA, D. - Counter Current Gas-Liquid Vertical Flow, Model for Flow Pattern and Pressure Drop. *International Journal of Multiphase Flow*, England, 9 (6) : 637-647. 1983.
- [11] - DUKLER, A. E., SMITH, L. e CHOPRA, A. - Flooding and Upward Film in Tubes - I , Experimental Studies. *International Journal of Multiphase Flow*, USA, 10 (5) : 585-597. 1984.
- [12] - MARON, D. M. & DUKLER, A. E. - Flooding and Upward Film Flow in Vertical Tubes - II , Speculations on Film Flow Mechanisms. *International Journal of Multiphase Flow*, USA, 10 (5) : 599-621. 1984.
- [13] - McQUILLAN, K. W., WHALLEY, P. B. e HEWITT, G. F. - Flooding in Vertical Two-Phase Flow . *International Journal of Multiphase Flow*, England, 11 (6) : 741-760. 1985.
- [14] - BANKOFF, S. G. & LEE, S. C. - A Critical Review of the Flooding Literature. In: HEWITT, G. F., DELHAYE, J. M. e ZUBER, N. - *Multiphase Science and Technology*. Washington D.C., Ed. Hemisphere, 1986. v. 2, p.95-180.
- [15] - TURNER, R. G., HUBBARD, M. G. e DUKLER, A. E. - Analysis and Prediction of Minimum Flow Rate for the Continuous Removal of Liquids from Gas Wells. *Journal of Petroleum Technology*. Novembro 1969.

- [16] – COLEMAN, S. B., CLAY, H. B., McCURDY, D. G. e NORRIS III, H.L. – A New Look at Predicting Gas-Well Load-up. *Journal of Petroleum Technology*. Março 1991.
- [17] – TAITEL, Y., BARNEA, D. e DUKLER, A. E. – Modeling Flow Pattern Transition for Steady Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes. *AIChE Journal*. 26 (3). 1980.
- [18] – COLEMAN, S. B., CLAY, H. B., McCURDY, D. G. e NORRIS III, H.L. – Understanding Gas-Well Load-up Behavior. *Journal of Petroleum Technology*. Março 1991.
- [19] – COLEMAN, S. B., CLAY, H. B., McCURDY, D. G. e NORRIS III, H.L. – The Blowdown-Limit Model. *Journal of Petroleum Technology*. Março 1991.
- [20] – COLEMAN, S. B., CLAY, H. B., McCURDY, D. G. e NORRIS III, H.L. – Applying Gas-Well Load-up Technology. *Journal of Petroleum Technology*. Março 1991.
- [21] – ZABARAS, G., DUKLER, A. E. e MOALEM-MARON, D. – Vertical Upward Cocurrent Gas-liquid Annular Flow. *AIChE Journal*. 32 (5). Março 1986.

APÊNDICE A.

TABELAS DE DADOS DOS EXPERIMENTOS

As tabelas apresentadas a seguir representam o resultado do processamento dos dados obtidos em laboratório. Os pontos apresentam-se ordenados de forma crescente em função da vazão de líquido. O sinal "*" ao lado da vazão de gás indica a vazão correspondente ao início da reversão.

Após as tabelas é apresentado um comentário sobre cada uma das colunas.

Tabela A.1: Ponto R-03; $Q_L = 0,78$ l/min.

Q_G n°	j_G (m/s) (padrão)	j_G (m/s) (fluxo)	j_L total (m/s)	j_L desc. (m/s)	j_L asc. (m/s)	j_L disp. (m/s)
01	26,01	26,95	0,02235	0	0,01955	0,00280
02	21,63	22,42	0,02241	0	0,02014	0,00227
03	17,66	18,28	0,02247	0	0,02085	0,00161
04	15,42	15,97	0,02250	0	0,02115	0,00135
05	12,86	13,31	0,02253	0	0,02085	0,00168
06	* 10,02	* 10,35	0,02257	0	0,02156	0,00101
07	6,59	6,84	0,02262	0,02154	0,00085	0,00022
08	4,59	4,78	0,02264	0,02264	0	0

Tabela A.1: Continuação.

Q_G n°	DISPERSÃO (%)	P. MÉDIA (N/m^2)	GRADIENTE ($N/m^2/m$)	ESP. FILME (mm)	FR. VAZIO (%)
01	12,33	602,1	823,1	0,07	98,8
02	10,01	586,0	743,7	0,20	97,9
03	7,11	615,0	671,2	0,30	97,3
04	5,95	646,1	698,6	0,47	96,0
05	7,39	739,0	812,2	0,71	94,1
06	4,43	932,6	1048,4	1,02	92,0
07	0,97	435,0	510,9	1,30	90,4
08	0	76,2	47,4	0	100,0

Tabela A.2: Ponto R-02; $Q_L = 1,01$ l/min.

Q_G n°	j_G (m/s) (padrão)	j_G (m/s) (fluxo)	j_L total (m/s)	j_L desc. (m/s)	j_L asc. (m/s)	j_L disp. (m/s)
01	21,69	22,22	0,02927	0	0,02683	0,00244
02	19,74	20,22	0,02928	0	0,02751	0,00177
03	17,55	17,98	0,02930	0	0,02801	0,00128
04	15,39	15,76	0,02931	0	0,02833	0,00098
05	12,85	13,15	0,02932	0	0,02870	0,00062
06	* 10,07	* 10,28	0,02934	0	0,02908	0,00026
07	8,41	8,58	0,02935	0,00712	0,02205	0,00019
08	6,67	6,81	0,02936	0,01573	0,01344	0,00009
09	4,62	4,77	0,02937	0,02937	0	0

Tabela A.2: Continuação.

Q_G n°	DISPERSÃO (%)	P. MÉDIA (N/m^2)	GRADIENTE ($N/m^2/m$)	ESP. FILME (mm)	FR. VAZIO (%)
01	8,30	729,9	924,5	0,18	98,0
02	6,03	727,0	902,4	0,25	97,6
03	4,37	715,1	865,9	0,32	97,2
04	3,34	740,2	878,5	0,47	96,1
05	2,11	845,6	992,7	0,75	94,3
06	0,88	1028,6	1201,5	1,09	91,9
07	0,64	1063,5	1294,0	1,17	91,4
08	0,32	1131,9	1455,0	1,29	90,6
09	0	83,2	96,6	0	100,0

Tabela A.3: Ponto R-01; $Q_L = 1,24$ l/min.

$\frac{Q_G}{n}$	j_G (m/s) (padrão)	j_G (m/s) (fluxo)	$j_{L\ total}$ (m/s)	$j_{L\ desc.}$ (m/s)	$j_{L\ asc.}$ (m/s)	$j_{L\ disp.}$ (m/s)
01	19,64	20,56	0,03583	0	0,03335	0,00247
02	17,58	18,40	0,03585	0	0,03335	0,00250
03	15,40	16,12	0,03588	0	0,03423	0,00165
04	12,87	13,46	0,03592	0	0,03467	0,00125
05	* 9,96	* 10,40	0,03596	0	0,03473	0,00123
06	8,29	8,64	0,03598	0,00561	0,02983	0,00054
07	6,54	6,81	0,03601	0,01645	0,01914	0,00042
08	4,32	4,52	0,03604	0,03511	0,00060	0,00033
09	3,88	(#)	0,03604	0,03604	0	0
		(#) Registro falho.				

Tabela A.3: Continuação.

$\frac{Q_G}{n}$	DISPERSÃO (%)	P. MÉDIA (N/m ²)	GRADIENTE (N/m ² /m)	ESP. FILME (mm)	FR. VAZIO (%)
01	6,85	906,4	1016,7	0,19	97,9
02	6,93	913,2	990,4	0,21	97,6
03	4,58	945,4	1006,5	0,38	96,6
04	3,46	1021,9	1081,2	0,80	93,6
05	3,39	1212,5	1314,6	0,84	93,2
06	1,49	1272,0	1431,8	1,22	90,8
07	1,17	1351,9	1542,0	1,32	90,1
08	0,91	1057,4	1401,4	1,23	90,7
09	0	(#)	(#)	0	100,0
		(#) Registro falho.			

Tabela A.4: Ponto R-04; $Q_L = 1,49$ l/min.

$\frac{Q_G}{n}$	j_G (m/s) (padrão)	j_G (m/s) (fluxo)	$j_{L\ total}$ (m/s)	$j_{L\ desc.}$ (m/s)	$j_{L\ asc.}$ (m/s)	$j_{L\ disp.}$ (m/s)
01	36,52	37,95	0,04267	0	0,03542	0,00725
02	28,51	29,68	0,04283	0	0,03760	0,00522
03	23,89	24,86	0,04291	0	0,03919	0,00372
04	19,75	20,57	0,04299	0	0,04053	0,00246
05	15,47	16,11	0,04308	0	0,04196	0,00112
06	12,92	13,45	0,04312	0	0,04204	0,00108
07	* 10,04	* 10,43	0,04318	0	0,04238	0,00080
08	6,58	6,83	0,04325	0,01397	0,02877	0,00051
09	4,23	4,39	0,04329	0,03289	0,01036	0,00003
10	2,93	3,07	0,04332	0,04332	0	0

Tabela A.4: Continuação.

Q_{Gn}	DISPERSÃO (%)	P. MÉDIA (N/m^2)	GRADIENTE ($N/m^2/m$)	ESP. FILME (mm)	FR. VAZIO (%)
01	16,71	1127,9	1495,3	0,21	97,3
02	12,04	941,3	1332,4	0,29	96,8
03	8,58	979,2	1217,0	0,34	96,6
04	5,67	928,2	1088,1	0,42	96,2
05	2,58	944,7	1059,5	0,42	96,5
06	2,50	1015,8	1128,5	0,64	94,8
07	1,86	1203,2	1373,1	0,84	93,4
08	1,17	1323,8	1635,6	1,35	89,9
09	0,08	1311,2	1808,4	1,34	90,3
10	0	94,2	19,1	0	100,0

Tabela A.5: Ponto R-05; $Q_L = 1,76$ l/min.

Q_{Gn}	j_G (m/s) (padrão)	j_G (m/s) (fluxo)	$j_{L\ total}$ (m/s)	$j_{L\ desc.}$ (m/s)	$j_{L\ asc.}$ (m/s)	$j_{L\ disp.}$ (m/s)
01	23,83	24,51	0,05092	0	0,04497	0,00595
02	18,57	19,10	0,05099	0	0,04665	0,00434
03	15,46	15,90	0,05103	0	0,04887	0,00216
04	12,92	13,28	0,05106	0	0,04887	0,00220
05	* 10,03	* 10,29	0,05110	0	0,05012	0,00098
06	6,61	6,77	0,05114	0,00688	0,04338	0,00088
07	4,35	4,46	0,05117	0,02639	0,02406	0,00073
08	2,93	3,05	0,05119	0,05119	0	0

Tabela A.5: Continuação.

Q_{Gn}	DISPERSÃO (%)	P. MÉDIA (N/m^2)	GRADIENTE ($N/m^2/m$)	ESP. FILME (mm)	FR. VAZIO (%)
01	11,60	1000,0	1330,2	0,24	96,8
02	8,47	973,0	1196,3	0,28	96,6
03	4,22	976,4	1134,0	0,38	96,4
04	4,29	1048,7	1187,3	0,56	94,9
05	1,91	1218,0	1376,2	1,04	91,9
06	1,72	1461,5	1723,2	1,83	86,2
07	1,42	1382,1	1870,9	1,87	85,7
08	0	38,1	42,8	0	100,0

Tabela A.6: Ponto R-06; $Q_L = 1,96$ l/min.

Q_G n-	j_G (m/s) (padrão)	j_G (m/s) (fluxo)	j_L total (m/s)	j_L desc. (m/s)	j_L asc. (m/s)	j_L disp. (m/s)
01	28,96	29,32	0,05691	0	0,04861	0,00830
02	23,97	24,28	0,05694	0	0,05062	0,00631
03	19,92	20,20	0,05696	0	0,05326	0,00369
04	15,60	15,81	0,05698	0	0,05527	0,00171
05	12,98	13,16	0,05699	0	0,05590	0,00109
06	* 10,08	* 10,19	0,05700	0	0,05678	0,00023
07	6,76	6,81	0,05702	0,00543	0,05150	0,00008
08	2,62	2,68	0,05704	0,05704	0	0

Tabela A.6: Continuação.

Q_G n-	DISPERSÃO (%)	P. MÉDIA (N/m ²)	GRADIENTE (N/m ² /m)	ESP. FILME (mm)	FR. VAZIO (%)
01	14,54	1220,2	1663,9	0,07	97,8
02	11,06	1130,2	1498,3	0,10	97,7
03	6,48	1041,1	1324,0	0,16	97,7
04	2,99	1081,2	1303,2	0,34	96,9
05	1,91	1126,2	1334,2	0,81	93,6
06	0,40	1286,8	1505,3	1,22	91,0
07	0,15	1561,1	1858,4	1,84	86,7
08	0	54,0	37,6	0	100,0

Tabela A.7: Ponto R-07; $Q_L = 2,22$ l/min.

Q_G n-	j_G (m/s) (padrão)	j_G (m/s) (fluxo)	j_L total (m/s)	j_L desc. (m/s)	j_L asc. (m/s)	j_L disp. (m/s)
01	28,92	29,56	0,06426	0	0,05502	0,00924
02	23,94	24,51	0,06432	0	0,05653	0,00780
03	19,90	20,38	0,06437	0	0,05992	0,00445
04	15,65	16,03	0,06443	0	0,06193	0,00250
05	12,98	13,28	0,06446	0	0,06281	0,00165
06	* 10,26	* 10,49	0,06449	0	0,06394	0,00056
07	6,65	6,78	0,06454	0,00769	0,05603	0,00082
08	2,63	2,72	0,06459	0,06459	0	0

Tabela A.7: Continuação.

Q_c n°	DISPERSÃO (%)	P. MÉDIA (N/m^2)	GRADIENTE ($N/m^2/m$)	ESP. FILME (mm)	FR. VAZIO (%)
01	14,30	1254,7	1714,3	0,07	97,6
02	12,06	1136,2	1518,9	0,09	97,4
03	6,89	1072,7	1389,6	0,16	97,5
04	3,87	1065,5	1314,0	0,36	96,4
05	2,56	1132,2	1368,0	0,66	94,5
06	0,86	1283,3	1526,6	1,13	91,5
07	1,28	1529,7	1863,7	1,71	87,1
08	0	13,4	12,2	0	100,0

Tabela A.8: Ponto R-08; $Q_L = 2,49$ l/min.

Q_c n°	j_c (m/s) (padrão)	j_c (m/s) (fluxo)	$j_{L\text{ total}}$ (m/s)	$j_{L\text{ desc.}}$ (m/s)	$j_{L\text{ asc.}}$ (m/s)	$j_{L\text{ disp.}}$ (m/s)
01	28,83	29,23	0,07232	0	0,06193	0,01039
02	23,92	24,31	0,07235	0	0,06381	0,00853
03	19,87	20,19	0,07237	0	0,06633	0,00604
04	15,58	15,84	0,07240	0	0,06846	0,00393
05	12,98	13,19	0,07241	0	0,06947	0,00294
06	* 10,34	* 10,49	0,07242	0	0,07047	0,00195
07	6,62	6,70	0,07245	0,00640	0,06457	0,00147
08	2,62	2,69	0,07247	0,07247	0	0

Tabela A.8: Continuação.

Q_c n°	DISPERSÃO (%)	P. MÉDIA (N/m^2)	GRADIENTE ($N/m^2/m$)	ESP. FILME (mm)	FR. VAZIO (%)
01	14,34	1380,1	1851,2	0,07	97,4
02	11,77	1160,7	1555,4	0,10	97,2
03	8,34	1174,9	1411,6	0,18	96,9
04	5,43	1117,1	1381,7	0,45	95,3
05	4,06	1176,8	1419,3	0,74	93,4
06	2,69	1320,2	1572,4	1,28	89,7
07	2,03	1572,9	1896,9	1,83	85,7
08	0	3,4	4,0	0	100,00

Observações quanto as colunas das tabelas anteriores:

- Velocidade superficial do gás nas condições padrão: calculada a partir da vazão volumétrica de gás nas condições de 98.066,5 Pa de pressão absoluta e 20°C de temperatura, utilizando a equação (3.14).

- Velocidade superficial do gás nas condições de fluxo: calculada a partir da vazão volumétrica de gás na pressão e temperatura de fluxo, também utilizando a equação (3.14). Convém ressaltar que a pressão atmosférica média local, calculada a partir de barômetro instalado no laboratório, é de 95.000 Pa. Como o gradiente de pressão de fluxo é da ordem de 1 % da pressão atmosférica e o comprimento da tubulação é muito pequeno, resultou em uma pressão estática do escoamento, em valores absolutos, menor que a pressão atmosférica tomada como padrão. Isto explica o aparente antagonismo de se ter, em condições de fluxo, velocidades superficiais maiores que nas condições padrão.

- Velocidade superficial total do líquido: calculada a partir da vazão volumétrica total de líquido que era injetado no sistema, descontada a taxa de evaporação, utilizando-se a equação (3.21). Observe-se que à medida que a vazão de gás decresce, a vazão de líquido real no escoamento aumenta aproximando-se da vazão nominal de injeção.

- Velocidades superficiais ascendente e descendente de líquido: calculadas a partir das respectivas vazões medidas volumetricamente, através da equação (3.15).

- Velocidade superficial do líquido disperso: calculada a partir da vazão de dispersão com o uso da equação (3.16). A vazão de dispersão foi calculada (e não medida) a partir da vazão total injetada na coluna, subtraindo-se as parcelas de vazões ascendente e descendente além da vazão de água evaporada. Muito embora os resultados de dispersão obtidos tenham sido bastante próximos dos encontrados na literatura, o uso do tubo citado no capítulo 4, item 4.3, representou uma característica empírica na separação filme de líquido ascendente / gotas.

Para cálculo da vazão de evaporação foram feitas medições das temperaturas de bulbo seco e bulbo úmido do ar que era injetado no aparato. Considerou-se o ar saturado na saída do tubo superior. A taxa de evaporação,

foi considerada constante ao longo dos registros de dados de cada ponto.

Nas condições mais desfavoráveis, baixas vazões de água, altas vazões de ar e dias de umidade relativa do ar muito baixa, registrou-se taxas de evaporação da ordem de 1,5 % da vazão de líquido injetada.

- Taxa de dispersão: razão entre as velocidades superficiais de dispersão e total, expressa em termos percentuais.

- Pressão média e gradiente de pressão: valor resultante da média aritmética dos registros no computador. O gradiente representa a diferença de pressão medida entre os dois pontos de tomada de pressão dividida pela distância entre eles. Convém salientar que nos dois pontos de medida de pressão especificados no capítulo 4, os aparelhos foram instalados de forma que ambos mediam pressão manométrica. A pressão média é a pressão no ponto inferior acrescida do gradiente até o meio da coluna.

- Espessura do filme de líquido: calculada a partir das medições da média temporal dos registros de frações de vazio locais. A extremidade da agulha, descrita no item 4.2, foi posicionada em três pontos distintos que permitissem registro de dados na faixa de 20 à 80 % de fração de vazio. De posse destes três registros, interpolou-se, através de uma aproximação logaritmica, a posição da extremidade da agulha que correspondesse a uma fração de vazio de 50 %. Este valor foi adotado como sendo o correspondente à espessura média do filme.

A aproximação logaritmica foi adotada após análise de medições feitas em vários pontos ao longo do raio da tubulação como é o caso do exemplo mostrado na figura A.1. A tomada de alguns dados como o do exemplo permitiu que, optando-se pela aproximação logaritmica, fossem reduzidos a quantidade de registros e o seu conseqüente processamento.

A simetria mostrada pela figura A.1, é decorrência do rebatimento dos pontos obtidos ao longo do raio, do centro da tubulação à parede oposta, para todo o diâmetro. A própria lógica do sistema de medição, a continuidade elétrica do meio, impedia a obtenção de dados simétricos ao longo do diâmetro.

É conveniente lembrar que as gotas dispersas, por não representarem um meio contínuo, em nada interferem nas medições feitas para o cálculo da espessura do filme. O gráfico da figura A.1 indica, ainda, a ocorrência de ponteamto.

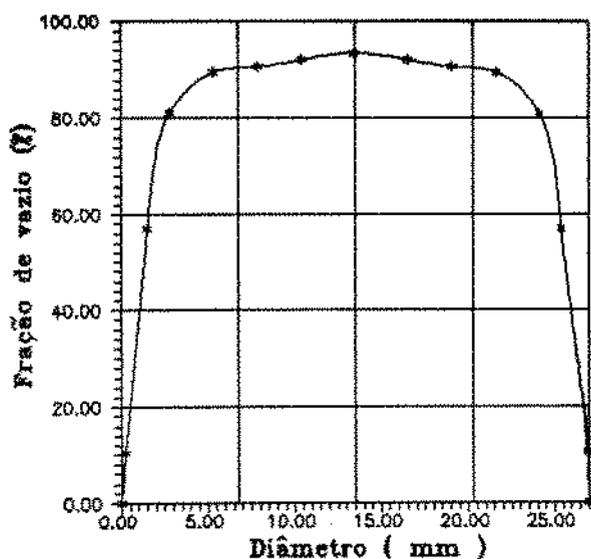


Figura A.1: Frações de vazio ao longo do diâmetro.

Muito embora o aspecto visual e o registro de dados indicassem a existência de ponteamto, esta afirmação deve ser vista com ressalva já que a visualização do fluxo, em condições de fluxo agitante, é bastante difícil. Com relação ao instrumento de medição de fração de vazio local, existe a possibilidade de continuidade elétrica entre a extremidade da agulha e o eletrodo fixo, através de filme líquido depositado no próprio corpo da agulha e pelo filme de líquido que escoar na tubulação.

– Fração de vazios: calculada a partir do conhecimento da espessura do filme, e por consequência do valor de " β ", conforme descrito anteriormente, subtraindo-se ainda a fração relativa às gotas dispersas " γ ". Para tal cálculo foi adotada a premissa simplificadora de que as gotas se deslocavam à mesma velocidade do gás.

APÊNDICE B

DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE DE ATRITO INTERFACIAL

No fluxo monofásico de fluidos calcula-se coeficientes de atrito que atendem à precisão exigida nos projetos de engenharia. Já no fluxo bifásico tenta-se, muitas vezes por similaridade com o fluxo monofásico, determinar coeficientes que ajustem as equações das tensões a valores medidos.

Uma das equações mais aceitas na literatura, para fluxo bifásico anular, é a proposta por Wallis [19] na página 20 do seu livro:

$$C_{f1} = 0,005 \cdot \left(1 + 300 \cdot \frac{\delta}{d_t} \right) \quad (\text{B.1})$$

ou, em função da fração de vazio, supondo filmes muito finos:

$$C_{f1} = 0,005 \cdot \left(1 + 75 \cdot (1 - \alpha) \right) \quad (\text{B.2})$$

Decidiu-se por uma verificação da adequabilidade da equação proposta por Wallis às condições do presente trabalho. Para tanto utilizou-se os dados referentes à medição do diferencial de pressão no fluxo, recorrendo-se às equações (6.6) e (6.10):

$$-\frac{\Delta p}{\Delta z} \Big|_M = -\rho_M \cdot g - 2 \cdot \frac{\tau_1}{r_1}$$
$$\tau_1 = \frac{C_{f1}}{2} \cdot \frac{\rho_M \cdot j_M^2}{\alpha^2}$$

Para cálculo do termo gravitacional necessita-se da massa específica da mistura. Para sua determinação, fez-se uma ponderação entre as massas específicas dos fluidos do núcleo do escoamento com relação às suas respectivas frações, ou seja, aplicou-se a equação (3.26). Desta forma, a

equação usada para o cálculo de C_{fi} é:

$$C_{fi} = \frac{\alpha^{2,5} \cdot r_t}{\rho_G \cdot j_G^2} \cdot \left(\frac{\Delta p}{\Delta z} \Big|_M - \rho_M \cdot g \right) \quad (B.3)$$

A equação (B.3) foi aplicada a todos os pontos do experimento excetuando-se aqueles em que não havia mais fluxo ascendente de líquido. O resultado é mostrado na figura B.1, juntamente com os resultados obtidos por Zabarás et alii [23], e com a equação (B.2).

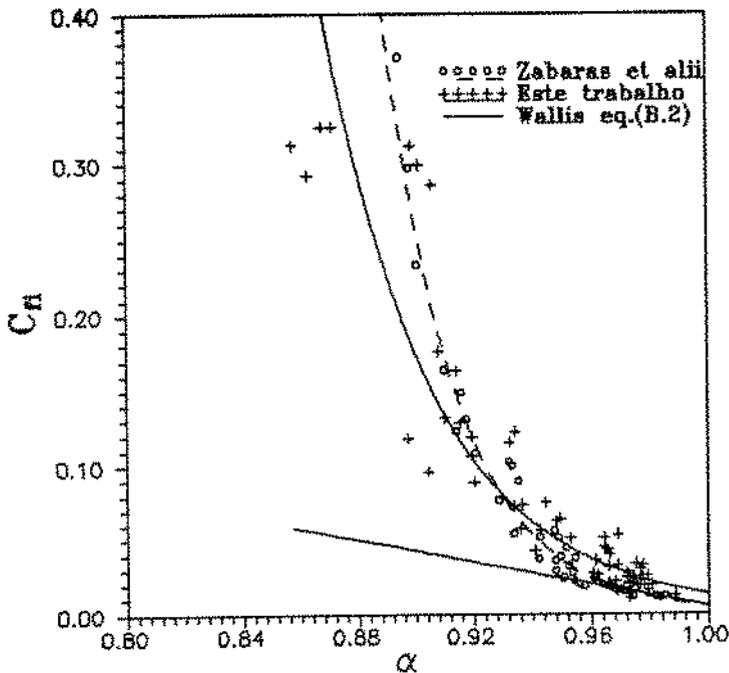


Figura B.1: Coeficiente de atrito interfacial.

Como pode ser observado na figura B.1, a equação de Wallis [3] não apresenta bom ajuste para valores de fração de vazio menores que 0,95. Observa-se, entretanto, que dados de Zabarás et alii [23] e os deste trabalho apresentam boa concordância em toda a faixa de valores de " α " medidos.

A curva exponencial em linha cheia mostrada na figura B.1 representa o melhor ajuste obtido para os pontos experimentais deste trabalho, sendo dada por:

$$C_{fi} = 2,562 \cdot 10^9 \cdot 10^{(-26,0137 \cdot \alpha)} \quad (B.4)$$

A equação (B.4) foi portanto adotada na formulação da reversão de fluxo, representando a parte inevitavelmente empírica da formulação.

APÊNDICE C

AFERIÇÃO DOS INSTRUMENTOS DE MEDIÇÃO DE VAZÃO

C.1. CALIBRAÇÃO DA PLACA DE ORIFÍCIO.

Dados da placa: . Diâmetro do orifício: 13 mm
. Diâmetro externo: 55 mm
. Espessura: 3 mm

Devido as dimensões da placa, não foi possível fazer o cálculo da vazão diretamente pelas fórmulas consagradas na literatura já que, tanto as tabelas da ASME (ASME – Fluid Meters – Application Part II – 6^a edição – 1971) como as tabelas da GPSA (GPSA – Engineering Data Book – 9^a edição – 1972), não cobrem o diâmetro da placa em uso.

Como consequência, montou-se um dispositivo de calibração com a placa alojada em flange de orifício e este em série com um medidor adotado como padrão. No caso, um laminador de fluxo com as seguintes características:

- . Fabricante: Meriam Instrument
- . Modelo: 50MW20-2
- . Nro de série: 717.331-A3

Em laboratório foram obtidos 75 pontos dos quais nenhum foi descartado por estar fora da curva. Estes pontos constam no gráfico da figura A1, mostrada a seguir, onde consta também a curva que permitiu o melhor ajuste.

A equação que melhor representou os pontos tem a forma polinomial:

$$Q = 2,96412 + 1,20236.\Delta p - 0,0316732.\Delta p^2 + 0,000354335.\Delta p^3 \quad (C.1)$$

Na equação (C.1), Δp em pol H₂O e a vazão em SCFM (pé cúbico por minuto em condições padrão do aparelho de aferição: 70 °F e 29,92 pol Hg).

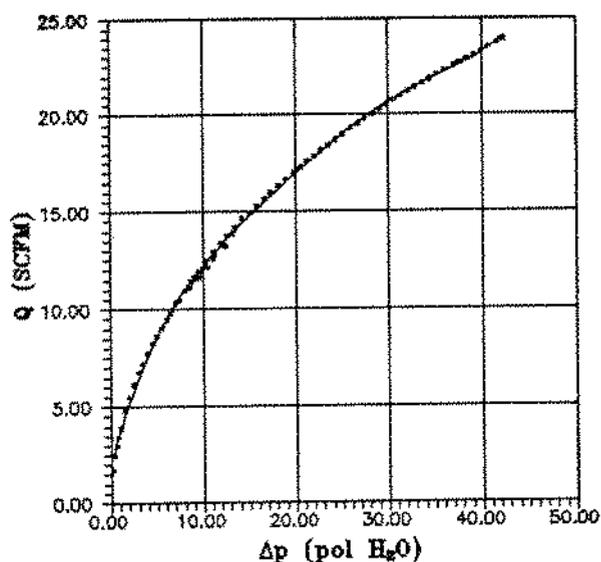


Figura C.1: Curva de calibração da placa de ar.

O ajuste foi tentado pelo método dos mínimos quadrados usando-se um programa em linguagem Fortran e também usando o pacote computacional Grapher, da Golden Software, cujo critério de ajuste não consta no manual. Optou-se por este último por apresentar menor erro residual.

O erro médio absoluto encontrado foi de $\pm 2,19 \%$, sendo que os valores mais altos de erro se encontram nos pontos de menor vazão.

C.2. CALIBRAÇÃO DO ROTÂMETRO.

As medidas de vazão da água introduzida no aparato foram feitas com a ajuda de um rotâmetro.

Devido às baixas vazões previstas na experimentação tentou-se, inicialmente, efetuar a medição de vazão de líquido utilizando-se o registro do diferencial de pressão do fluxo de água, fazendo-a atravessar um meio

poroso. Após, aplicar-se-ia a equação correspondente: Darcy ou Forcheimmer. O meio poroso foi construído utilizando-se pequenas esferas de vidro coladas com aradilte, a exemplo dos "reservatórios" de petróleo que são construídos para experimentos de deslocamento em meios porosos. O dispositivo com o meio poroso foi calibrado. Quando de sua utilização nos experimentos, num teste de aferição, constatou-se que toda a calibração fora perdida. No período de dois meses entre a calibração e o uso efetivo houve grande alteração na permeabilidade do meio, para maior. Por não se conhecer a causa que originou tal alteração, decidiu-se por eliminar tal meio de medição.

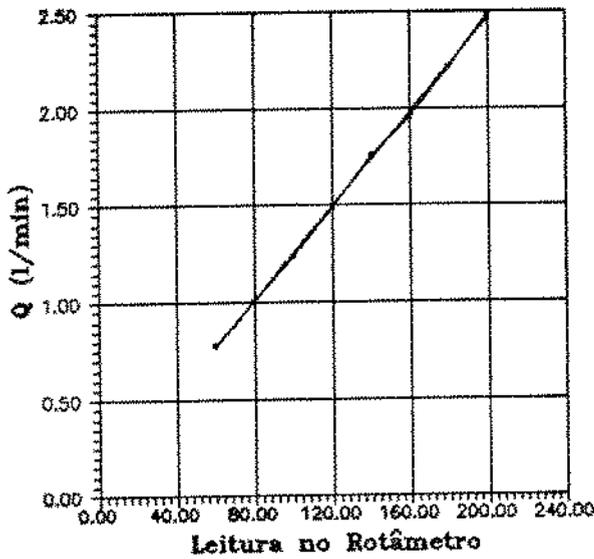


Figura C.2: Curva de calibração do rotâmetro.

cada ponto experimental, conforme descrito no apêndice A.

Em substituição foi usado um rotâmetro, originalmente destinado a medição de vazões de ar, do qual substituí-se a esfera de arrasto por outra com menor densidade.

O rotâmetro foi aferido e seu comportamento linear pode ser verificado pela reta mostrada na figura A.2.

Mesmo de posse da curva de calibração a vazão de líquido era verificada antes e após

Equação de calibração do rotâmetro:

$$Q_L \text{ (l / min)} = 0,0121726 \cdot (\text{leitura}) + 0,0363095 \quad (C.2)$$

APÊNDICE D

ANÁLISE DE ERROS

PARTE I – ERROS NAS GRANDEZAS MEDIDAS.

D.1. MEDIÇÕES DE PRESSÃO.

Os sensores de pressão utilizados, de marca Validyne, apresentam, segundo o fabricante, erros da ordem de 0,25 % do fundo de escala. O aparelho opera na faixa de - 13 a + 13 volts. Por uma limitação imposta pela placa de CAD (Conversão analógico - digital), ou melhor ainda, por uma limitação do programa de aquisição de dados "AqDados", a faixa de operação ficou limitada a

± 5 V. Devido a grande oscilação das pressões durante o fluxo, em valores próximos ao próprio valor medido, esta faixa foi ainda mais reduzida para que se registrasse as oscilações dentro dos limites de ± 5 V.

Desta forma os aparelhos foram calibrados para variar 5 V quando submetidos a um diferencial de pressão de 50 cm de coluna de água.

Chega-se então a possibilidade de erros da ordem de 0,0125 V o que corresponde a um erro máximo de 0,125 cm c. a. ou ainda a 13 Pa. Para se ter uma idéia do erro percentual, considerando a ordem de grandeza média das pressões registradas no experimento como sendo 1000 Pa, pode-se esperar erros na faixa de 1,3% em relação aos valores que constam nas tabelas.

D.2. MEDIÇÕES DE VAZÃO DE GÁS.

Como já comentado no apêndice A, o erro médio absoluto da curva de calibração da placa de medição de vazão de ar é de 2,19%, para toda a faixa de calibração.

Durante as medições utilizou-se vazões próximas à menor vazão para a

qual a placa foi calibrada e cuja região é a que apresentava as maiores possibilidades de erro.

Fica portanto o percentual de $\pm 2,19 \%$ como o maior erro previsto na medição da vazão volumétrica de gás aplicável, principalmente, para vazões de gás baixas, da ordem de 5,4 m³/h em condições padrão.

D.3. MEDIÇÕES DE VAZÃO DE LÍQUIDO.

D.3.1. VAZÃO TOTAL: (Líquido injetado no aparato.)

A reta de calibração do rotâmetro, que consta no apêndice C, e as verificações volumétricas descritas no apêndice A praticamente eliminam erros na vazão média injetada. Porém, ao longo dos experimentos ocorriam oscilações na vazão de água.

Na ocorrência destas oscilações, a válvula agulha de controle de vazão tinha que ser ajustada para ser retomada a leitura no rotâmetro, antes de ser feita a repetição da última rodada de dados.

Resta portanto, como fator de erro, a própria leitura visual na escala do rotâmetro. Estimou-se que a acuracidade visual na escala, aliada às pequenas oscilações da esfera suspensa pelo fluxo, induziam a um erro máximo de 1/4 da subdivisão da escala.

Isso corresponde a um erro médio de 1,92 % nas vazões de líquido injetado no aparato.

D.3.2. VAZÃO DESCENDENTE DE LÍQUIDO.

Foi medida a partir da coleta de volume em um copo graduado (50 a 1000 ml) contra cronometragem do tempo. Fica difícil avaliar a combinação entre os instantes de início e fim da coleta com o correspondente acionamento do cronômetro.

Como todos os valores constantes nas tabelas de dados são resultado de uma média de três medidas e como a medição foi refeita, para baixas vazões, toda vez que a diferença entre quaisquer das três coletas era maior do que 10 ml, pode-se estimar que o erro máximo cometido foi desta ordem de grandeza

Durante a coleta do volume, procurou-se sempre encher o máximo possível

o copo graduado num período de tempo múltiplo de dez segundos. Por exemplo, para uma vazão de 1500 ml / min, coletava-se líquido por 30 segundos. Para 800 ml/min, coletava-se por 70 seg. De tal forma que o volume coletado nunca era inferior a 700 ml.

Sendo esta a situação mais crítica, pode-se inferir erros máximos de 1,4 % ($10/700$) nas medições de vazão de líquido descendente.

D.3.3. VAZÃO ASCENDENTE DE LÍQUIDO.

Foi medida num tubo de acrílico com escala lateral graduada em milímetros e aferida. Cronometrava-se o tempo entre dois níveis de água no tubo. Os valores das tabelas de dados são resultado de média entre três coletas. O erro relativo a esta vazão é o mais difícil de ser estimado com alguma precisão. A vazão do líquido ascendente estava sujeita à ação do ponteamto na seção do tubo, das ondas de perturbação, enfim, era resultado de um fluxo caótico e como tal, sujeita a muitas oscilações.

Durante as medições era difícil diferenciar um erro de leitura ou cronometragem já que um resultado anômalo podia fazer parte de alguma oscilação periódica do fluxo. Mesmo assim, valores diferenciados eram refeitos, ou então a média era estendida para mais que três pontos.

Com relação a cronometragem / visualização de nível, pode-se estimar um erro de dois centímetros na leitura da escala, sendo um centímetro para a leitura inicial e um centímetro para a leitura final. Considerando que as coletas de menor vazão envolviam aproximadamente 140 cm de coluna d'água no tubo, chega-se a uma estimativa de erro da ordem de 1,4 %.

D.4. MEDIÇÕES DE FRAÇÃO DE VAZIO LOCAL.

O micrômetro que posicionou a agulha na tubulação tem escala de 0 à 1 polegada com subdivisões em milésimos de polegada. Portanto $1/1000$ ou 0,1 % é o erro de posicionamento esperado.

O cálculo da espessura média do filme, a partir do conhecimento da fração de vazio local em três pontos situados entre a crista e a vaga das ondas do filme, foi feito por interpolação logarítmica. Foram feitos registros específicos para escolha deste critério de interpolação. Nestes

registros a fração de vazio local foi medida em oito pontos próximos à mesma região. A diferença entre a curva formada pelos pontos e a aproximação logarítmica, no teste de maior erro entre os dois efetuados, foi de 2,7 %.

D.5. OUTRAS MEDIÇÕES.

D.5.1. PRESSÃO ATMOSFÉRICA LOCAL.

Esta medição foi feita em barômetro digital instalado em sala anexa ao laboratório. O valor de 950 mb, adotado para todos os pontos, foi resultado da média aritmética de cinco anotações feitas em quatro dias diferentes. A diferença entre o mais afastado destes registros e a média foi de 15 mb. Isto corresponde a uma diferença de 1,6 %.

D.5.2. TAXAS DE EVAPORAÇÃO.

As taxas de evaporação foram calculadas a partir de uma leitura de temperatura de bulbo seco e uma de bulbo úmido para cada ponto registrado. Procurou-se fazer as leituras mais ou menos na metade do tempo de execução de cada ponto.

Como elementos indicativos da precisão do dado, temos:

– Os termômetros cujos capilares muito finos e escalas muito extensas permitiam leituras com aproximação de no máximo 0,5 °C. Isto numa temperatura média de 20 °C, corresponde a uma aproximação de 2,5 %.

– A leitura na carta psicométrica cuja menor divisão corresponde a 0,0001 Kg água / Kg ar o que, em relação à média dos valores medidos (0,0074), resulta numa aproximação de 1,35 %.

D.5.3. TEMPERATURA DE FLUXO.

Foi adotada, para cada ponto, a medição da temperatura de bulbo seco usada no cálculo da taxa de evaporação. A aproximação, e portanto a faixa de erro, situa-se em torno de 2,5 %.

D.5.4. DIÂMETRO DA TUBULAÇÃO.

O diâmetro interno da tubulação acrílica do aparato foi medido com paquímetro com precisão de 0,05 mm.

Por outro lado, as imperfeições de simetria do tubo resultantes de seu processo industrial de fabricação levam a erros bem maiores que a precisão da medição. Medidas feitas em diferentes direções da seção transversal e em diferentes seções transversais levaram a diferenças de até 0,5 mm.

Desta forma o erro na medição do diâmetro chega a um máximo de 0,55 mm ou 2,04 %.

PARTE II – ERRO NAS GRANDEZAS CALCULADAS.

D.6. EQUAÇÃO GERAL E EXEMPLO DE CÁLCULO.

Sendo a grandeza calculada "G" uma função de várias grandezas medidas " $x_1, x_2, x_3, \dots, x_n$ ", ou seja:

$$G = f (x_1, x_2, x_3, \dots, x_n) \quad (B.1)$$

o erro cometido (ΔG) no cálculo da grandeza "G", pode ser obtido através de expansão em série de Taylor desprezando-se os termos de segunda ordem. Desta forma obtém-se:

$$\Delta G = \Delta x_1 \cdot \left| \frac{\partial f}{\partial x_1} \right| + \Delta x_2 \cdot \left| \frac{\partial f}{\partial x_2} \right| + \dots + \Delta x_n \cdot \left| \frac{\partial f}{\partial x_n} \right| \quad (B.2)$$

Na equação (B.2), ($\Delta x_1, \Delta x_2, \dots, \Delta x_n$) correspondem aos erros absolutos atribuídos a cada uma das grandezas medidas das quais a grandeza "G" depende, e a derivada parcial em relação a cada uma das grandezas deve aparecer em módulo já que se pretende calcular o efeito da sobreposição de erros no caso limite, ou seja, na pior condição.

Por exemplo, a equação para o cálculo da velocidade superficial do gás nas condições padrão é:

$$j_G = \frac{Q_G}{A_t} \quad (B.3)$$

Para o cálculo da vazão de gás nas condições padrão foi admitido um erro de 2,19 % e para a medição de diâmetro o erro estimado é da ordem de 2,04 %. Sendo a tubulação com diâmetro de 0,027 m e adotando-se uma vazão de gás, próxima da vazão de reversão, igual a 21,04 m³/h o que equivale a uma velocidade superficial de 10,21 m/s, temos:

$$\text{-- Vazão de gás} = 5,84 \cdot 10^{-3} \pm 1,28 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s (ou seja } \pm 2,19 \%)$$

$$\text{-- Diâmetro do tubo} = 2,7 \cdot 10^{-2} \pm 5,51 \cdot 10^{-4} \text{ m (} \pm 2,04 \%)$$

Aplicando-se a definição dada por (B.2) na equação (B.3), resulta:

$$\Delta j_G = \frac{\pi}{4} \cdot \left[\Delta Q_G \cdot \frac{1}{d^2} + \Delta d \cdot Q_G \cdot \frac{2}{d^3} \right] \quad (B.4)$$

Substituindo-se os valores na equação (B.4), obtém-se:

$$\Delta j_G = 0,502 \text{ m/s}$$

ou seja, a velocidade superficial do gás calculada como 10,21 m/s está sujeita a um erro de $\pm 0,502$ m/s ou, em termos percentuais, a $\pm 4,9$ %.

D.7. RESULTADOS DOS CÁLCULOS E COMENTÁRIOS.

* VELOCIDADE SUPERFICIAL DO GÁS NAS CONDIÇÕES DE FLUXO:

Para valores também próximos da velocidade de reversão, o erro calculado é da ordem de $\pm 6,9$ %. O aumento do erro entre a velocidade superficial do gás calculada nas condições padrão e nas condições de fluxo é consequência dos erros relativos às medições de pressão e temperatura.

* VELOCIDADE SUPERFICIAL TOTAL DO LÍQUIDO:

O maior erro para as velocidades superficiais do líquido ocorreu na

menor vazão (0,78 litros/minuto), correspondendo a $\pm 6,03 \%$. O resultado é consequência da combinação entre o erro de leitura no rotâmetro e o erro na determinação do diâmetro do tubo.

*** VELOCIDADE SUPERFICIAL DO LÍQUIDO DESCENDENTE:**

A imprecisão da medição volumétrica combinada com a da determinação do diâmetro resultam num limite de erro de $\pm 5,5 \%$.

*** VELOCIDADE SUPERFICIAL DO LÍQUIDO ASCENDENTE:**

Chega-se a um erro limite também de $\pm 5,5 \%$ já que, por coincidência, a precisão de medição da vazão ascendente é a mesma da descendente.

*** VELOCIDADE SUPERFICIAL DO LÍQUIDO DISPERSO:**

A velocidade superficial do líquido disperso foi calculada com base na subtração das vazões ascendente, descendente e de evaporação, da vazão total de líquido injetado no experimento. O cálculo da parte relativa à evaporação resultou em estimativa de $\pm 7,6 \%$ de erro, porém a contribuição desta parcela no cálculo geral é muito pequena.

A aplicação da equação (B.2) sobre a equação de cálculo da velocidade superficial de dispersão resultou num limite de erro de $\pm 7,7 \%$.

*** FRAÇÃO DE LÍQUIDO DISPERSO:**

A dispersão é resultado do quociente entre as velocidades superficiais do líquido disperso e total. A análise de limite de erro aplicada a um caso de vazão de líquido intermediária (1,24 litros/minuto) para uma taxa de dispersão também intermediária (no caso escolheu-se 7%), resultou num limite de erro de $\pm 13,8 \%$.

*** GRADIENTE DE PRESSÃO:**

Para cálculo do gradiente de pressão foi necessária uma medição de comprimento entre os dois pontos de tomada de pressão. À esta medição, realizada com trena metálica, foi atribuído um erro de 5 mm. O limite de erro do gradiente de pressão é função das medidas de pressão e da distância entre os pontos e foi calculado como sendo de $\pm 1,5 \%$.

*** PRESSÃO MÉDIA NA COLUNA:**

O cálculo da pressão média na coluna envolve os erros cometidos na

determinação do gradiente, na medição de pressão e na medição de comprimento. O resultado destas combinações resulta num limite de erro da ordem de $\pm 5,0$ %.

*** FRAÇÃO DE VAZIO:**

O cálculo da fração de vazio só foi possível adotando-se que as gotas de líquido viajavam com a mesma velocidade do gás. Por ser uma premissa simplificadora cujo afastamento do valor real é difícil de estimar, perde sentido o cálculo do limite de erro com base nos erros cometidos apenas nas grandezas medidas.

ANEXO I

FORMULÁRIOS USADOS PARA REGISTRO DE DADOS EM LABORATÓRIO

MESTRADO EM ENGENHARIA DE PETRÓLEO.
TESE EM REVERSÃO DE FLUXO.

D A D O S D E L A B O R A T Ó R I O

PONTO ____ :

DATA: / / .

ANOTAÇÕES INICIAIS:

Arquivo PARADO__ para registrar as pressões com vazões nulas. (Para ver ruídos no sinal e para conhecer o patamar de voltagem quando a agulha está em contato apenas com ar.)

Leituras nos Validyne (sem fluxo):

. Pressão 1 = _____

. Pressão 2 = _____

LEITURA NO ROTÂMETRO: _____. (Tipo da esfera: _____)

AFERIÇÃO DA VAZÃO:

MEDIDA	HORA	VOLUME ml	TEMPO seg	OBSERVAÇÕES
01				
02				
03				
04				
05				
06				
07				
08				
09				
10				

Leitura das Temperaturas (após colocar vazão de ar):

. $T_{BS} = \text{_____ } ^\circ\text{C}$

. $T_{BU} = \text{_____ } ^\circ\text{C}$

VAZÃO DE AR QG _____

HORA INÍCIO: ____:____.

MANÔMETROS: $\Delta p =$ _____ mm H₂O e $P_f =$ _____ mm Hg.

VISUAL DO FLUXO (existência, aspecto, qualificação, ...):

Filme ascendente: _____

Filme descendente: _____

Dispersão: _____

Outras : _____

EM CASO DE EXISTIR VAZÃO ASCENDENTE:

A – Medição da vazão ascendente:

B – Medição da vazão descendente:

MEDIDA	NÍVEL-cm (IN-FIN)	TEMPO seg
01		
02		
03		

MEDIDA	VOLUME ml	TEMPO seg
01		
02		
03		

LEITURAS NO MICRÔMETRO: C = _____/1000.

Posição: L = _____/1000 , M = _____/1000 , P = _____/1000

OUTRAS OBSERVAÇÕES SOBRE O ENSAIO COM ESTA VAZÃO DE AR :

HORA FIM : ____:____.