

PEDRO MARTINS

**ANÁLISE DO ESCOAMENTO BIFÁSICO DE PROPANO
LIQÜEFEITO E VAPOR DE PROPANO EM OPERAÇÕES
COM DUTO DE GRANDE DIÂMETRO NO TERMINAL
PORTUÁRIO DE SANTOS – ESTADO DE SÃO PAULO**

Tese apresentada à Escola Politécnica
da Universidade de São Paulo para
obtenção do Título de Doutor em
Engenharia.

São Paulo
2001

CONSULTA
FT-1650

PEDRO MARTINS

ANÁLISE DO ESCOAMENTO BIFÁSICO DE PROPANO
LIQÜEFEITO E VAPOR DE PROPANO EM OPERAÇÕES
COM DUTO DE GRANDE DIÂMETRO NO TERMINAL
PORTUÁRIO DE SANTOS – ESTADO DE SÃO PAULO

Tese apresentada à Escola Politécnica
da Universidade de São Paulo para
obtenção do Título de Doutor em
Engenharia.

Área de Concentração :
Engenharia Mecânica

Orientador :
Prof. Dr. Clemente Greco

Co-Orientador :
Prof. Dr. José Roberto Simões Moreira

São Paulo
2001

OK

DEDICATÓRIA

A esposa Arlete, pelo amor e incansável compreensão.

Aos meus filhos, Pedro Ivo, Fernanda e Bruno, pelo carinho, estímulo e compreensão.

AGRADECIMENTOS

“ É bom poder transmitir a alegria de ter vivido momentos de prazer, de estar trabalhando em prol do desenvolvimento do nosso país, de ter a oportunidade de estudar em uma das melhores Universidades do Brasil, a Universidade de São Paulo. Melhor ainda é o privilégio de contar com amigos a quem podemos agradecer.”

Ao amigo e orientador Prof. Dr. Clemente Greco pelo apoio durante o programa, pelas diretrizes e permanente incentivo.

Ao amigo e co-orientador Prof. Dr. José Roberto Simões Moreira pelas valiosas sugestões sobre o assunto e diretrizes na montagem do trabalho.

A Superintendência dos Dutos e Terminais do Centro Oeste e São Paulo, Petrobras S/A, pela oportunidade de levar adiante o programa de doutoramento em engenharia.

Aos amigos da Petrobras S/A, Terminal Marítimo de Alemoa / Setor de Operações de Santos / SP, que não mediram esforços durante os trabalhos de campo e nas medições experimentais.

ERRATA

1.

Página	Local	Onde se lê	Leia-se
iii	Sumário	Anexo-I Simulações e Medições ...	Anexo-I Resultados das Simulações ...
2	Rodapé nota-2	... são as variáveis que respondem....	... são as variáveis de controle utilizadas para supervisão nas operações dos sistemas de transporte e armazenamento.
3	Rodapé nota-1	... selecionar o trajeto para escoamento selecionar o trajeto para o escoamento ...
8	1º parágrafo	... nas direções horizontais e verticais.	... às direções horizontal e vertical.
8	Último parágrafo	... estruturas é subjetiva, mas não obstante, serve para estruturas é subjetiva, mas não obstante, é utilizada por vários pesquisadores para descrever os tipos de regimes em escoamento bifásico.
9	Figura 3.1	Borbulhante	Em bolhas.
9	Figura 3.1	Segregado	Estratificado
10	Figura 3.2	Borbulhante	Em bolhas.
12	1º parágrafo	...uma conjunção de valores, entre os mais importantes:	...uma conjunção de valores, entre os mais importantes destacam-se:
12	1º subitem	O ganho de calor ...	A transferência de calor ...
12	Último parágrafo	... do ponto de vista do processo, pelo fato....	... do ponto de vista do processo. Tal afirmação é decorrente do fato de...
13	1º parágrafo	... impossíveis de serem detectados.	... impossíveis de serem quantificados.
13	2º parágrafo	... nas figuras 3.1 e 3.2 . O possível ganho de calor...	... nas figuras 3.1 e 3.2 . A transferência de calor ao longo da extensão do tubo associado a queda de pressão, não são mecanismos...
15	2º parágrafo	O tema mostrou...	A pesquisa mostrou...
19	1º parágrafo	Os autores ...	GOVIER et al. (1972) propuseram...
22	1ª linha	... produção de petróleo produção de petróleo e gás natural, entre outros.
24	Tabela 4.6	X = título da mistura	X = parâmetro de Lockhart-Martinelli dada na expressão (4.13) .
30	1º parágrafo	... para a fase gasosa (ϕ_G) varia com a variação para a fase gasosa (ϕ_G) varia com a razão entre as ...
31	2º parágrafo	... fluidos de baixa viscosidade...	... fluidos com viscosidade dinâmica igual ou inferior a da água...
31	2º parágrafo	... para a vazão, e é uma das para a vazão, sendo uma das ...
32	1º parágrafo	O autor...	Millington relata ...
42	1º subitem	A medição da vazão utilizando um conjunto de instrumentos e não monofásico. O autor ...	A medição da vazão é realizada com a utilização de um conjunto de instrumentos e não apenas um único medidor nos moldes do escoamento monofásico. KING (1990b) apresenta ...
43	1º parágrafo	Os sistemas integrados.....	A norte americana AGAR, fabricante de sistemas integrados para medição de vazão multifásica, relata precisão da ordem de ...
55	1º parágrafo	O autor ...	ANDRITSOS (1985) ...
55	Último parágrafo	... fator de atrito na interface “ fi “ para o qual o pesquisador, fator de atrito na interface “ fi “ para o qual ANDRITSOS, ...
56	Último parágrafo	... obtidas à partir de obtidas a partir de ...

Página	Local	Onde se lê	Leia-se
57	1º parágrafo	Ele considerou	GILCHRIST considerou...
57	2º parágrafo	O autor utilizou	GILCHRIST utilizou ...
57	3º parágrafo	Os resultados numéricas.	Os resultados experimentais, segundo GILCHRIST, tiveram baixa concordância com suas simulações numéricas .
58	2º parágrafo	... aqui os volumes 5ª e 5b os livros correspondentes aos volumes números 5ª e 5b
59	2º parágrafo	... ϕ 200 milímetros diâmetro igual à 200 milímetros ...
59	3º parágrafo	Segundo o autor, ...	Segundo BAXTER, ...
63	Rodapé nota-2	... Shell Pecten em conjunto com Petrobras, Shell Pecten em conjunto com a Petrobras, ...
68	1º parágrafo	... diferenças situaram-se na casa dos 50% para o regime borbulhante.	... diferenças alcançaram a ordem de 50% para o escoamento em regime de bolhas.
68	Último parágrafo	... algoritmo facilmente programável do ponto de vista computacional, por outro algoritmo facilmente programável, por outro ...
72	3º parágrafo	O autor comparando	FANG comparou ...
72	4º parágrafo	... modelo homogêneo, processo adiabático.	... modelo homogêneo.
73	Item 4.7 1º parágrafo	... desta revisão bibliográfica. Uma conclusão geral é que a avaliação ou mesmo o projeto de tubulação de grande diâmetro,desta revisão bibliográfica. Observa-se nas publicações técnicas consultadas, que os pesquisadores quando fazem referência ao projeto de tubulação de grande diâmetro, ...
84	Item 5.2 1º parágrafo	... situada no convés, esta por sua vez é conectada situada no convés. Este sistema é conectado ...
89	Item 5.6 1º parágrafo	... baixa rangeabilidade baixa faixa de atuação ...
96	Último parágrafo	... inviável. A estimativa da incerteza na medição das inviável. A estimativa das incertezas na medição das ...
100	1º parágrafo	... da tabela 5.4 restritos da tabela 5.5 restritos ...
109	1º parágrafo	... os resultados da medições...	... os resultados das medições...
109	Tabela 5.7	Média	Valor Médio
114	1º parágrafo	... e do líquido representam-se...	... e do líquido são representadas ...
120	3º parágrafo	... variação fração de vazio...	... variação da fração de vazio...
139	3º parágrafo	...é o calor transferido pela área da parede na unidade de tempo,é o calor transferido por unidade de área da parede e tempo, ...
141	Item 6.2.3.4	... tanto para o Método RK4 como MDF tanto para o Modelo de Fases Separadas como para o Modelo Homogêneo ...
163	2º parágrafo	... perda de carga unitária perda de carga por unidade de comprimento ...
172	Último parágrafo	... realizadas em campo, aquelas que apresentaram diferenças realizadas em campo cujas diferenças ...
187	Último parágrafo	... é inferior à 2 % do ...	é inferior à 1% do ... Nota: Tabela 7.10 deverá ser substituída pela tabela 7.10 com valores corrigidos, conforme apresentado no final desta errata.
196	Item 7.3 1º parágrafo	... durante os trabalhos de pesquisa...	... durante o trabalho de pesquisa...
207	1º parágrafo	... C3H8BIF rodar C3H8BIF executar ...
207	2º parágrafo	... Lee-Kesler e como procedimento computacional o Lee-Kesler e o procedimento computacional do ...

Página	Local	Onde se lê	Leia-se
208	1º parágrafo	... pesquisadores. Entretanto de cálculo.	... pesquisadores. Entretanto ainda está elevada para ser aplicada de forma generalizada, devendo ser utilizada dentro das condições consideradas no presente caso.
211	Item 7	... não considerando o regime escoamento não considerando o regime de escoamento ...
-	Ao longo do texto e tabelas	°K	K

Correlação 6.62, página 145, substituir por:

$$P_{i+1} = P_i - G^2 \cdot \left[\Delta Z \cdot \left(\frac{\bar{f}_{bif}}{2 \cdot D \cdot \bar{\rho}_{bif}} \right) + V_{LG} \cdot (X_{G,i+1} - X_{G,i}) \right] - \Delta Z \cdot (ELT_P)$$

Tabela 7.10, página 187, substituir por:

Regime em bolhas	$\Delta P_{ACELERAÇÃO}$ [Pa]	
	Modelo Fases Separadas e RK4	Modelo Homogêneo e MDF
Nº Medição		
11	47,1	114,4
12	52,9	136,9
13	69,6	161,0
14	66,7	166,1
15	61,8	182,7
16	51,0	192,8
17	56,9	207,8
18	28,4	62,2
19	30,4	62,3
20	32,3	74,0
21	28,4	79,4
22	33,3	87,9
23	43,1	105,9
24	24,5	129,4
25	37,3	149,8
26	47,1	155,2
27	63,7	154,9
28	74,5	210,1
29	56,9	218,0
30	17,7	54,9
31	29,4	123,9
32	31,4	129,1
33	47,1	198,9
34	15,7	69,6
35	45,1	211,7
36	42,2	222,4

SUMÁRIO

Lista de Figuras	
Lista de Tabelas	
Lista de Abreviaturas	
Lista de Símbolos	
Resumo	
Abstract	
1. <u>INTRODUÇÃO E OBJETIVO</u>	1
1.1 Objetivo do Trabalho e Justificativa	3
2. <u>HISTÓRICO E INSTALAÇÕES PORTUÁRIAS</u>	5
2.1 Instalações Portuárias	6
3. <u>REGIMES DO ESCOAMENTO BIFÁSICO EM TUBULAÇÕES E CLASSES</u>	8
3.1 Tubos Horizontais	9
3.2 Tubos Verticais	10
3.3 Classes	14
4. <u>REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</u>	15
4.1 Identificação do Regime de escoamento	16
4.2 Medição de Vazão no escoamento Bifásico	26
4.3 Determinação da Perda de Carga	44
4.4 Estudo e Avaliação de Correlações Empíricas	58
4.5 Algoritmos para Cálculo da Perda de Carga	65
4.6 Modelagem Matemática	72
4.7 Comentários sobre a Revisão Bibliográfica	73
5. <u>INSTALAÇÕES E MEDIÇÕES EXPERIMENTAIS</u>	77
5.1 Descrição das Instalações	77
5.2 Operações de Transferência e Estocagem	84
5.3 Medições e Testes	84
5.4 Controle das Operações	87
5.5 Medição da Vazão	88
5.6 Medidores Tipo Placa de Orifício	89
5.7 Incerteza na Medição de Vazão	93
5.7.1 Introdução	93
5.7.2 Classificação dos Erros	94
5.7.3 Propagação das Incertezas	97
5.8 Registros de Campo – Valores Experimentais.....	101
5.9 Rugosidade Interna da Parede do Tubo.....	109

6. <u>MODELAGEM MATEMÁTICA E EQUACIONAMENTO</u>	110
6.1 Equacionamento – Modelo Fases Separadas – Método RK4.	110
6.1.2 Hipóteses Gerais	112
6.1.3 Equações de Conservação.....	113
6.1.3.1 Massa	114
6.1.3.2 Quantidade de Movimento	115
6.1.3.2.1 Gradiente de Pressão – Aceleração ...	119
6.1.3.2.2 Gradiente de Pressão – Atrito	121
6.1.4 Equação de Estado	121
6.1.5 Gradiente Total da Pressão	123
6.1.6 Conservação da Energia	124
6.1.7 Equações Constitutivas	127
6.1.7.1 Coeficiente de Película	127
6.1.7.2 Fator de Atrito	129
6.1.7.3 Fração de Vazio	129
6.1.7.4 Viscosidade da Mistura Bifásica	130
6.1.7.5 Massa Específica da Mistura Bifásica	130
6.1.7.6 Tensão Superficial	131
6.1.7.7 Viscosidade da Fase Líquida	131
6.1.7.8 Viscosidade da Fase Gasosa	132
6.1.7.9 Massa Específica da Fase Líquida	132
6.1.7.10 Calor Específico à Pressão Constante	133
6.1.8 Solução das Equações	133
6.2 Equacionamento – Modelo Homogêneo – Método MDF.....	135
6.2.1 Hipóteses Gerais	135
6.2.2 Equações de Conservação.....	136
6.2.2.1 Massa	137
6.2.2.2 Quantidade de Movimento	137
6.2.2.3 Energia	138
6.2.3 Equações Constitutivas	139
6.2.3.1 Coeficiente de Película	139
6.2.3.2 Fator de Atrito	140
6.2.3.3 Correlações Fração de Vazio e Massa Específica	141
6.2.3.4 Correlações para outras Propriedades	141
6.2.4 Equação de Estado	142
6.2.5 Solução das Equações	143
6.2.5.1 Método das Diferenças Finitas	143
6.2.5.2 Condições de Contorno	146

7. <u>SIMULAÇÕES NUMÉRICAS, ANÁLISE DOS RESULTADOS E COMENTÁRIOS</u>	151
7.1 Modelo de Fases Separadas com Método RK4	152
7.2 Modelo Homogêneo com Método MDF	181
7.3 Simulador DP2_XY - Process Designer®	196
7.4 Ajuste Geral de Curvas	202
8. <u>CONCLUSÕES</u>	204
Anexo I	215
Simulações e Medições Experimentais do Escoamento Monofásico	
Anexo II	220
Variáveis e Adimensionais obtidos nas Simulações do Escoamento Bifásico – Modelo Fases Separadas com a Correlação de Dukler et al.	
Anexo III	223
Vazões Limites, Resultados e Diferenças Percentuais	
Anexo IV	229
Registros Gráficos de Pressões	
Anexo V	235
Memória de Cálculo - Placa de Orifício	
Anexo VI	237
Método das Diferenças Finitas - Erro local de Truncamento	
Referências bibliográficas.....	242
Apêndice – A / Arquivos em CD Rom	

LISTA DE FIGURAS

Figura

2.1	Foto aérea do Terminal de Alemoa da Petrobras – Santos/SP7
2.2	Fluxograma típico das instalações portuárias para recebimento de Gás Liqüefeito de Petróleo, Terminal de Alemoa/Santos – Petrobras7
3.1	Ilustração gráfica dos regimes de escoamento bifásico em tubos horizontais9
3.2	Ilustração gráfica dos regimes de escoamento bifásico em tubos verticais10
3.3	Classes de escoamento bifásico considerando a solubilidade entre fases14
4.1	Mapa de Baker para identificação do regime de escoamento bifásico em tubos horizontais17
4.2	Mapa de Govier et al. para identificação do regime de escoamento bifásico em tubos verticais com fluxo ascendente19
4.3	Mapa de Mandhane et al. para identificação do regime de escoamento bifásico em tubos horizontais 20
4.4	Mapa de Taitel e Dukler para identificação do regime de escoamento bifásico 23
4.5	Mapa de Baker para identificação do regime de escoamento bifásico em tubos verticais com fluxo ascendente 26
4.6	Esquema típico de montagem de uma placa de orifício 28
4.7	Curva de LIN para o fator de correção da expressão do multiplicador bifásico para a fase gasosa, em função da razão entre as massas específicas das fases em escoamento 30

Figura

4.8	Resultados obtidos por Millington para a variação do fator do medidor tipo turbina, sem pré-misturador de fases 34
4.9	Resultados obtidos por Millington para a variação do fator do medidor tipo turbina, com pré-misturador de fases 35
4.10	Resultados obtidos por Millington para a variação do fator do medidor tipo turbina, com pré-misturador de fases tipo placa de orifícios 36
4.11	Mapa de identificação de regime em escoamento ajustado por KING para tubo e medidor na direção vertical 39
4.12	Mapa de identificação de regime em escoamento ajustado por KING para tubo e medidor na direção horizontal 39
4.13	Sistema integrado NEL – Medição de vazão multifásica 42
4.14	Curvas experimentais – Lockhart e Martinelli 46
4.15	Ilustração do escoamento estratificado segundo Andritsos 53
4.16	Ilustração de um campo de produção de petróleo no mar 60
4.17	Gráfico de Baxter – Resultados da avaliação de correlações empíricas para perda de carga no escoamento bifásico em oleoduto submarino de produção de petróleo e gás natural 61
4.18	Ilustração do escoamento bifásico e distribuição das fases em escoamento no gasoduto de Merluza – Petrobras / Brasil 63
4.19	Agrupamento de áreas do mapa de Baker para algoritmo de Soliman 65
4.20	Agrupamento de áreas do mapa de Baker para algoritmo de Yamashiro 69

Figura

5.1	Fluxograma do sistema pressurizado – Esferas de propano 78
5.2	Tubulação horizontal – Seção de testes experimentais 80
5.3	Montagem típica para medição de vazão com placa orifício 89
5.4	Foto do escoamento monofásico pela placa de orifício 90
6.1	Ilustração do tubo com as variáveis para o equacionamento do modelo – Método Runge Kutta 4ª ordem – RK4 114
6.2	Ilustração do tubo com as variáveis para o equacionamento do modelo– Método das Diferenças finitas – MDF 136
6.2 ^A	Ilustração da malha de pontos para aplicação do Método das Diferenças finitas na solução das equações de conservação 144
6.3	Fluxograma do simulador numérico C3H8BIF – Parte 1 148
6.4	Fluxograma do simulador numérico C3H8BIF – Parte 2 149
6.5	Fluxograma do simulador numérico C3H8BIF – Parte 3 150
7.1	Gráfico da perda de carga – Escoamento batelado de propano, Simulações Numéricas x Medições Experimentais 155
7.2	Gráfico da perda de carga – Escoamento borbulhante de propano, Simulações Numéricas x Medições Experimentais 162
7.3	Gráfico fator de atrito de Dukler et al. em função da razão entre as velocidades de fase – Escoamento borbulhante 164
7.4	Gráfico da perda de carga total – Medições Experimentais e Valores Simulados com Correlação de Dukler et al. 166
7.5	Curva da distribuição das diferenças entre a perda de carga simulada e as medições experimentais 168

Figura

7.6	Perda de carga com incertezas associadas à medição experimental da vazão – Correlação de Dukler et al. na vazão máxima 169
7.7	Perda de carga com incertezas associadas à medição experimental da vazão – Correlação de Dukler et al. na vazão mínima 170
7.8	Perda de carga com incertezas associadas à medição experimental da vazão – Ajuste de curva para a correlação de Dukler et al. nas vazões máxima, mínima e experimental 171
7.9	Queda de pressão ao longo do comprimento de teste no escoamento bifásico de propano – Medição experimental 11 175
7.10	Queda de pressão ao longo do comprimento de teste no escoamento bifásico de propano – Medição experimental 14 176
7.11	Queda de pressão ao longo do comprimento de teste no escoamento bifásico de propano – Medição experimental 32 177
7.12	Elevação da temperatura ao longo do comprimento de teste no escoamento bifásico de propano – Medição 11 178
7.13	Elevação da temperatura ao longo do comprimento de teste no escoamento bifásico de propano – Medição 14 179
7.14	Elevação da temperatura ao longo do comprimento de teste no escoamento bifásico de propano – Medição 32 180
7.15	Perda de carga no regime batelado – modelo homogêneo 183
7.16	Perda de carga no regime borbulhante – modelo homogêneo 186
7.17	Comparação entre perda de carga simulada e experimental no regime borbulhante – modelo homogêneo, com a utilização da correlação de Churchill modificada 189

Figura

7.18	Variação da viscosidade dinâmica da mistura bifásica com a fração de vazio para os modelos homogêneo e de fases separadas 192
7.19	Comparação entre perda de carga simulada e experimental considerando as incertezas associadas à medição da vazão no seu limite inferior 193
7.20	Comparação entre perda de carga simulada e experimental considerando as incertezas associadas à medição da vazão no seu limite superior 194
7.21	Perda de carga no regime batelado – Simulador DP2_XY 200
7.22	Perda de carga no regime borbulhante – Simulador DP2_XY 201
7.23	Curvas de ajustes dos valores teóricos obtidos para a perda de carga com a adoção dos modelos homogêneo e fases separadas, e com o simulador DP2_XY, comparativamente às medições experimentais 203
IV.1	Registro da pressão no ponto–B em papel gráfico. Medição experimental nº 14 – Anexo IV 229
IV.2	Registro da pressão no ponto–D em papel gráfico. Medição experimental nº 14 – Anexo IV 230
IV.3	Registro da pressão no ponto–B em papel gráfico. Medição experimental nº 29 – Anexo IV 231
IV.4	Registro da pressão no ponto–D em papel gráfico. Medição experimental nº 29 – Anexo IV 232
IV.5	Registro da pressão no ponto–B em papel gráfico. Medição experimental nº 183 – Anexo IV 233
IV.6	Registro da pressão no ponto–D em papel gráfico. Medição experimental nº 183 – Anexo IV 234
VI.1	Malha para o método das diferenças finitas – Anexo VI 237

LISTA DE TABELAS

Tabela

4.1	Valores das constantes K_1 e K_2 para cálculo dos parâmetros de Baker 18
4.2	Nomenclatura para as correlações de Baker 18
4.3	Nomenclatura para as correlações de Govier et al. 19
4.4	Nomenclatura para as correlações de Mandhane et al. 21
4.5	Coordenadas para o mapa de Taitel & Dukler 24
4.6	Nomenclatura para as correlações de Taitel & Dukler 24
4.7	Nomenclatura para as correlações de Smith & Leang 28
4.8	Nomenclatura para as correlações Murdock 29
4.9	Nomenclatura para fator do medidor tipo turbina 33
4.10	Classificação dos regimes por Lockhart & Martinelli 46
4.11	Coefficientes para correlações de Chisholm & Sutherland 48
4.12	Nomenclatura para correlação de Friedel 53
4.13	Quadro dos resultados das simulações da perda de carga do gasoduto de Merluza, segundo Fong 64
4.14	Unidades para o algoritmo de Soliman 68
4.15	Quadro resumo dos principais aspectos relativos a revisão bibliográfica 75
5.1	Propriedades de transporte do propano 88

Tabela

5.2	Incerteza para a vazão indicada pela placa POC1 100
5.3	Incerteza para a vazão indicada pela placa POC2 100
5.4	Medições experimentais do escoamento monofásico 101
5.5	Medições experimentais do escoamento bifásico 106
5.6	Limites de variação para a vazão considerando as incertezas associadas à medição experimental 108
5.7	Rugosidade absoluta da parede interna do tubo 109
6.1	Características operacionais do programa CATT2 142
6.2	Rotina básica para cálculos pelo método MDF 147
7.1	Resumo comparativo dos resultados do escoamento monofásico de propano – fase líquida 152
7.2	Quadro comparativo das diferenças médias percentuais entre os resultados das simulações numéricas e valores experimentais no escoamento bifásico de propano, modelo de fases separadas 153
7.3	Quadro geral das diferenças de valores para a perda total de carga e elevação da temperatura – regime batelado, modelo fases separadas 157
7.4	Quadro geral das diferenças percentuais para a perda total de carga e elevação da temperatura – regime batelado, modelo fases separadas com a correlação de Dukler et al. 158
7.5	Quadro geral das diferenças de valores para a perda total de carga e elevação da temperatura – regime borbulhante, modelo fases separadas 158

Tabela

7.6	Quadro geral das diferenças percentuais para a perda total de carga e elevação da temperatura – regime borbulhante, modelo fases separadas com a correlação de Dukler et al. 160
7.7	Quadro geral das diferenças percentuais considerando as incertezas associadas à medição de vazão, para a perda total de carga e elevação da temperatura, no regime borbulhante, modelo fases separadas com a correlação de Dukler et al. 172
7.8	Quadro comparativo das diferenças médias percentuais entre os resultados das simulações numéricas e valores experimentais no escoamento bifásico de propano, modelo homogêneo 182
7.9	Quadro geral das diferenças de valores para a perda total de carga e elevação da temperatura – regimes batelado e borbulhante, modelo homogêneo 184
7.10	Perda de carga devido a aceleração do escoamento, modelos homogêneo e de fases separadas 187
7.11	Quadro geral das diferenças percentuais para a perda total de carga e elevação da temperatura – regime borbulhante, modelo homogêneo com a correlação de Churchill modificada 188
7.12	Quadro das diferenças percentuais considerando as incertezas associadas à medição de vazão, para a perda total de carga e elevação da temperatura, no regime borbulhante, modelo homogêneo 195
7.13	Diferenças na determinação do regime de escoamento entre os simuladores C3H8BIF e DP2_XY 196

Tabela

7.14	Quadro geral das diferenças de valores para a perda total de carga – regimes batelado e borbulhante, simulador DP2_XY 198
7.15	Quadro geral das diferenças percentuais para a perda total de carga – regimes batelado e borbulhante, modelo homogêneo com o simulador DP2_XY 199
Anexo I		
I.1	Queda de pressão no escoamento monofásico 215
Anexo II		
II.1	Quadro geral das variáveis e adimensionais para regime batelado, modelo de fases separadas, com a correlação de Dukler et al. 220
II.2	Quadro geral das variáveis e adimensionais para regime borbulhante, modelo de fases separadas, com a correlação de Dukler et al 221
Anexo III		
III.1	Dados de entrada para simulações da perda de carga e elevação da temperatura no limite superior de vazão 223
III.2	Dados de entrada para simulações da perda de carga e elevação da temperatura no limite inferior de vazão 224
III.3	Resultados das simulações nas vazões limites, modelo de fases separadas com a correlação de Dukler et al. 225
III.4	Diferenças percentuais entre valores experimentais e simulações numéricas para a perda de carga e elevação da temperatura, nas vazões limite, modelo de fases separadas com a correlação de Dukler et al. 226

Tabela

III.5	Diferenças entre valores experimentais e simulações numéricas para a perda de carga e elevação da temperatura, nas vazões limite, modelo homogêneo com a correlação de Churchill modificada 227
III.6	Diferenças percentuais entre os registros experimentais e as simulações numéricas para a perda de carga e elevação da temperatura, nas vazões limite, modelo homogêneo com a correlação de Churchill modificada 228

LISTA DE ABREVIATURAS

ASME	American Society for Mechanical Engineers
API	American Petroleum Institute
PAA	Process Associates of America
RK4	Método de Runge-Kutta 4 ^a ordem
MDF	Método das Diferenças Finitas
MH	Modelo homogêneo
MFS	Modelo de Fases Separadas
CD	Disco Compacto
GLP	Gás Liquefeito do Petróleo
LPG	Liquefied Petroleum Gas
ESDU	Engineering Sciences Data Unit – London – UK
bbbl	Barris (unidade de medição de volume, onde 1bbbl = 159 litros)
BBM	Beggs e Brill Modificada
LM	Lockhart e Martinelli
PHE	Pipeline Hydraulics Engineering
POC	Placa de Orifício Concêntrico
ASTM	American Society for Testing and Materials
AISI	American Iron and Steel Institute
NEL	National Engineering Laboratory – Glasgow -UK

LISTA DE SÍMBOLOS

A	Área total da seção de escoamento
a , b	Parâmetros da equação de estado - Peng & Robinson
A_G	Média temporal da área da seção de escoamento ocupada pela fase gasosa
A_L	Média temporal da área da seção de escoamento ocupada pela fase líquida
a_i	Área da interface gás-líquido
$a_{w,G}$	Área da parede do tubo {por unidade de comprimento} em contato com o gás
$a_{w,L}$	Área da parede do tubo {por unidade de comprimento} em contato com o líquido
$C_{p,G}$ $C_{p,G}^o$	Calor específico à pressão constante - fase gasosa { @1 atm }
$C_{p,L}$ $C_{p,L}^o$	Calor específico à pressão constante – fase líquida { @1 atm }
C_1 e C_2	Coefficientes para correlações de Friedel
D ou d_{tubo}	Diâmetro interno do tubo
$(dP/dx)_a$ ou $(dP/dz)_a$	Gradiente de pressão devido a aceleração do escoamento
$(dP/dx)_f$ ou $(dP/dz)_f$	Gradiente de pressão devido ao atrito
$(dP/dx)_g$ ou $(dP/dz)_g$	Gradiente de pressão devido a aceleração da gravidade

$(dP/dx)_{total}$ ou $(dP/dz)_{total}$	Gradiente total de pressão { Σ parcelas “ <i>aceleração do escoamento + atrito + aceleração da gravidade</i> ” }
(dX_G/dz)	Variação do título da mistura ao longo do escoamento
ELT _p	Erro local de truncamento no cálculo da pressão
ELT _x	Erro local de truncamento no cálculo do título
F	Adimensional proposto por Dukler-Wicks-Cleveland
Fr	Número de Froude
f	Fator de atrito proposto por Churchill
f _{bif}	Fator de atrito para escoamento bifásico
f _{DWC}	Fator de atrito proposto por Dukler et al.
f _{GO}	Fator de atrito no escoamento da fase gasosa { como se o gás estivesse escoando sozinho no tubo }
f _{LO}	Fator de atrito no escoamento da fase líquida { como se o líquido estivesse escoando sozinho no tubo }
g	Aceleração da gravidade { 9,81 m/s ² }
g _c	Constante que relaciona força, massa, comprimento e tempo { 1 kg.m/N.s ² ou 9,81 kg.m/kgf.s ² }
G	Fluxo total de massa da mistura bifásica pela seção de escoamento { dimensões M.L ⁻² .T ⁻¹ }
G _G	Fluxo de massa da fase gasosa presente na mistura bifásica pela seção total de escoamento { dimensões M.L ⁻² .T ⁻¹ }
G _L	Fluxo de massa da fase líquida presente na mistura bifásica pela seção total de escoamento { dimensões M.L ⁻² .T ⁻¹ }
H	Passo de integração do Método Runge-Kutta 4 ^a Ordem

H_L e H_G	Entalpia do líquido e do gás por unidade de massa {específica}
h_{LG}	Entalpia específica da mistura bifásica
h_{bif}	Coeficiente de película {transferência calor convecção - regime bifásico}
J	Parâmetro de conversão de unidade (equivalente mecânico do calor)
k_p	Função de integração para pressão {Runge-Kutta 4ªOrdem}
k_T	Função de integração para temperatura {Runge-Kutta 4ªOrdem}
k_{bif}	Condutividade térmica da mistura líquido-gás
k_{Liq} ou k_L	Condutividade térmica da fase líquida
L_C	Comprimento da circunferência do tubo
M	Vazão total em massa da mistura bifásica
M_G	Vazão em massa da fase gasosa
M_L	Vazão em massa da fase líquida
M_o	Peso molecular
Nu	Número de Nusselt
P	Pressão
$Pr_{bif.}$	Número de Prandtl da mistura líquido-gás
$Pr_{Liq.}$	Número de Prandtl da fase líquida
P_c	Pressão crítica
P_R	Pressão reduzida { = P / P_c }
\dot{q}_w	Calor adicionado por convecção à mistura bifásica pela parede do tubo

Q	Quantidade de calor adicionado ao escoamento (mistura bifásica)
$[Q]_{G,i}$	Calor transferido na interface, do gás para o líquido
$[Q]_{L,i}$	Calor transferido na interface, do líquido para o gás
$[Q]_{G,tubo}$	Calor transferido da parede do tubo para a fase gasosa
$[Q]_{L,tubo}$	Calor transferido da parede do tubo para a fase líquida
R	Constante universal dos gases
Re_{Liq}	Número de Reynolds da fase líquida
Re_{bif}	Número de Reynolds (escoamento bifásico líquido-gás)
T	Temperatura
T_c	Temperatura Crítica
T_R	Temperatura reduzida $\{ = T / T_c \}$
T_{parede}	Temperatura de parede do tubo
u_G	Velocidade real da fase gasosa
u_L	Velocidade real da fase líquida
v_G	Velocidade superficial da fase gasosa
v_L	Velocidade superficial da fase líquida
V	Volume molar
V_G	Volume específico da fase gasosa
V_L	Volume específico da fase líquida
w	Fator acêntrico do fluido

We	Número de Weber
X	Parâmetro de Lockhart-Martinelli { genérico }
X_{tt}	Parâmetro de Lockhart-Martinelli { escoamento turbulento das duas fases }
x	Coordenada {abscissa}
x_G	Título da fase gasosa { fração da massa do gás }
z	Fator de compressibilidade do gás
Z	Coordenada { elevação ou cota } no modelo de fases separadas Extensão do tubo no método das diferenças finitas
Z_G, Z_L	Elevação {ou cota} da fase gasosa ou líquida
Z_i	Pontos da malha – Método das Diferenças Finitas
ΔZ	Passo ou Intervalo para o método das diferenças finitas

Letras Gregas

$(\phi_{LO})^2$	Multiplicador bifásico para fase líquida { como se o líquido estivesse escoando sozinho no tubo }
$1 - \alpha$	Fração de líquido { hold up }
α	Fração de vazio { void fraction }
$\alpha(T)$	Parâmetro da equação de estado – Peng & Robinson
β	Adimensional proposto por Dukler-Wicks-Cleveland
γ	Adimensional proposto por Dukler-Wicks-Cleveland
κ	Parâmetro da equação de estado – Peng & Robinson
λ	Razão entre vazões volumétricas { fase líquida/total mistura }

Letras Gregas

μ	Viscosidade dinâmica
μ_G	Viscosidade dinâmica fase gasosa
μ_L	Viscosidade dinâmica fase líquida
μ_m	Viscosidade dinâmica da mistura bifásica
θ	Ângulo de inclinação do tubo
ρ	Massa específica
ρ_G	Massa específica da fase gasosa
ρ_L	Massa específica da fase líquida
ρ_m e ρ_{bif}	Massa específica da mistura gás-líquido
τ_i	Tensão de cisalhamento na interface gás-líquido
$\tau_{w,G}$	Tensão de cisalhamento - parede do tubo devido ao gás
$\tau_{w,L}$	Tensão de cisalhamento - parede do tubo devido ao líquido

Índices

o	Relativo a entrada do tubo
a	Relativo a aceleração do escoamento
bif	Relativo ao escoamento bifásico
C	Relativo à condição crítica (pressão ou temperatura)
c	Relativo à circunferência do tubo
f	Relativo ao atrito

Índices

- G Relativo a fase gasosa
- g Relativo a aceleração da gravidade
- i Interface gás-líquido no método das fases separadas
Número seqüencial do ponto na malha de diferenças finitas
- L e Liq. Relativo a fase líquida
- m Relativo à mistura bifásica
- p Relativo à pressão
- R Relativo à condição reduzida (pressão ou temperatura)
- s Relativo a saída do tubo
- T Relativo á temperatura
- w Relativo à parede do tubo
- x Relativo ao título

RESUMO

O escoamento bifásico em oleodutos e gasodutos é assunto de grande importância tecnológica na indústria do petróleo. A crescente necessidade de aumento da produção de óleo trouxe o desafio de otimizar os escoamentos de gás natural associado ao petróleo. No Brasil a Petrobras adquiriu conhecimento com o desenvolvimento da Bacia de Campos, entretanto o projeto e a operação desses dutos ainda é considerado uma tarefa complexa, e há muito para justificar esse comentário.

O comportamento da mistura bifásica em escoamento frequentemente apresenta dificuldades de interpretação pois é sensível a uma série de eventos simultaneamente, entre eles, as instabilidades dos fluxos, blocagem, flutuações de pressão, inconsistência na medição de vazão, variações das propriedades de transporte da mistura com o tempo e com a distância percorrida no duto, entre as principais.

O presente trabalho aborda uma aplicação típica da indústria do petróleo, o escoamento bifásico de gás propano liquefeito e seu próprio vapor, nas operações de expedição do produto das esferas dos navios para as esferas em terra, em Terminal Portuário.

Inicialmente são apresentados os regimes típicos dos escoamentos gás-líquido em tubulações, a revisão bibliográfica sobre o assunto e as medições experimentais realizadas em linha de transferência de grande diâmetro, no Terminal da Petrobras em Santos, Estado de São Paulo.

Na sequência foi realizada a modelagem matemática do escoamento considerando dois modelos e dois métodos para solução das equações de conservação:

- Homogêneo com o método das diferenças finitas;
- Fases Separadas com o método Runge-Kutta 4ª ordem.

Ao final foi desenvolvido o programa C3H8BIF para realização das simulações numéricas da perda de carga e da elevação da temperatura no escoamento. O banco de dados gerados à partir dos cálculos teóricos foram comparados aos registros obtidos na parte experimental.

Foram realizadas adicionalmente as simulações numéricas utilizando a rotina DP2_XY, parte do programa integrado, "Process Designer[®]" de propriedade da empresa americana "Process Associates of America", disponível na rede mundial de computadores. Os resultados obtidos também compõem o banco de dados deste trabalho.

Finalmente, o modelo de fases separadas com o método Runge-Kutta 4ª ordem apresentou a menor diferença média entre os valores obtidos por simulação e os seus correspondentes registros experimentais.

ABSTRACT

The two-phase flow in oil and gas pipelines are subject of great technological importance in the petroleum industry. The increased necessity of oil production brought the challenge to get the best efficiency of the flows from the oil fields production, specially from natural gas and oil associated wells.

In Brazil, Petrobrás acquired knowledge with the development of Campos' Basin. Even though the project and the operation of pipelines with two phase flow are still considered as a complex work there is a lot to justify the comment.

The two phase mixture flowing inside a pipe is simultaneously sensitive to a series of events. The main difficulties found in its interpretation are: the instabilities of the flows, blockages, pressure and temperature fluctuations, inconsistency in the flow measurements and transport properties variations with the time and distance traveled inside the pipe.

The two phase flow of liquefied propane and its own gas phase during operations from LPG ship tankers to Terminal's spheres approaches a typical application of the oil industry; it is presented in this work.

Initially the typical flows of the gas-liquid in pipes are presented, a bibliographical revision of the subject, the experimental measurements and an evaluation of the two phase flow inside a large diameter pipe were carried on Petrobras Santos Terminal in Sao Paulo State.

The flow models and mathematical methods proposed to solve the governing equations of mass, energy and momentum were:

- Homogeneous with the finite differences method
- Separated Flows with the Runge-Kutta 4th order method

In the end, the program C3H8BIF was developed for numerical simulations of the pressure loss and increasing in the temperature. The database generated from the theoretical calculations was compared to the results of the experimental tests.

The computational procedure DP2_XY, an option of *Process Designer*[®] software from *Process Associates of America* available in the world wild web, was used in order to make some more numerical simulations of gas-liquid propane flows, these results obtained also compose the database of this work.

Finally, the model of separated flows with the Runge-Kutta 4th order method presented the smallest average difference between the values obtained by simulations and its corresponding experimental data.

Capítulo 1

INTRODUÇÃO E OBJETIVO

O escoamento monofásico em oleodutos e gasodutos no transporte de gás natural, de petróleo e seus derivados é assunto resolvido do ponto de vista tecnológico para o projeto das tubulações, dos sistemas, dos equipamentos e instrumentação necessários para a transferência e estocagem desses combustíveis. A indústria brasileira do petróleo¹ possui o conhecimento de como projetar e operar os sistemas de fase única, líquida ou gasosa, através de dutos, sabendo como medir e controlar vazões, pressões e temperaturas com a precisão adequada a esses processos.

Entretanto, as atividades de projeto e principalmente de operação² dos oleodutos e gasodutos em escoamento bifásico³ são cercadas de incertezas, não dispondo de programas computacionais de fácil utilização⁴ visando sua simulação, acompanhamento e análise de resultados⁵.

¹ O projeto e a operação de oleodutos e gasodutos no Brasil são atividades desenvolvidas principalmente pelas equipes de engenharia da Petróleo Brasileiro S/A – Petrobras.

² Experiência profissional e pessoal do autor em mais de 25 anos de trabalho nas áreas da engenharia de projeto, operação, montagem e manutenção de instalações para indústria do petróleo, dos quais 23 anos como engenheiro de equipamentos da Petrobras.

³ Nos Terminais e Bases Operacionais da Petrobras, nas atividades de transferência de petróleo e seus derivados, a ocorrência de escoamento multifásico é comum, entretanto ele não é avaliado como tal. Exemplos típicos são: o escoamento da mistura de petróleo, água salgada e sedimentos nos oleodutos que abastecem as refinarias, a descarga de gases liquefeitos de petróleo das esferas de bordo dos navios para as esferas em terra com reinjeção do retorno da fase vapor nas linhas, ambos a partir de terminais marítimos.

⁴ Programa de fácil utilização é considerado aqui como aquele que roda em microcomputadores pessoais, que não necessita de cursos extensos de treinamento para sua aplicação, que não requer configurações especiais além daquelas normalmente encontradas nos equipamentos disponíveis para uso dos engenheiros e técnicos das áreas de projeto e operação.

⁵ A Petrobras, empresa brasileira com o maior investimento em redes de oleodutos e gasodutos no território nacional, na maioria das vezes utiliza pacotes fechados de “programas importados” para o suporte técnico necessário ao desenvolvimento de seus projetos, avaliações operacionais em escoamento bifásico.

Capítulo 1 - Introdução e Objetivo

Nas operações de transferência e estocagem de petróleo e seus derivados, a não utilização de um procedimento adequado para controle e avaliação do escoamento bifásico¹, quando o mesmo ocorre, responde por problemas que muitas vezes não são perceptíveis ou entendidos de imediato, como por exemplo as diferenças nas apurações de quantidades² através de medidores de vazão, e as diferenças registradas nos valores das pressões locais², desde a expedição até o recebimento dos produtos.

Em contraste a essa situação, nas áreas de engenharia de refrigeração à compressão de vapor, e na geração de vapor de água, os avanços técnicos com relação a avaliação do escoamento bifásico em tubos de pequenos diâmetros, até 50 milímetros, vem produzindo conhecimento adequado aos projetistas e construtores, com grande quantidade de trabalhos publicados. No caso dos oleodutos e gasodutos cujos diâmetros das linhas situam-se bem acima dos 50 milímetros, ainda há pouco trabalho desenvolvido e publicado no Brasil, em português, apesar da sua imensa importância tecnológica.

¹ É considerado, não raramente, como escoamento monofásico.

² As vazões e pressões são as variáveis que respondem diretamente pela supervisão e controle de segurança na operações dos sistemas de escoamento e armazenamento.

1.1 OBJETIVO DO TRABALHO E JUSTIFICATIVA

As operações de transferência de propano dos tanques de bordo dos navios para estocagem nas esferas em terra envolvem um conjunto de atividades, sendo basicamente: os alinhamentos¹, a quantificação de estoques², as partidas e paradas de equipamentos³, a análise química dos produtos, e o controle de variáveis⁴, indispensáveis para segurança das instalações, do pessoal, da comunidade vizinha, e ainda para preservação do meio ambiente.

Em particular, o controle das pressões e vazões de escoamento responde pela principal parcela nas ações de manutenção da segurança operacional.

Assim, o objetivo do presente trabalho é realizar o estudo do escoamento bifásico de propano e seu próprio vapor em tubo de grande diâmetro, característico nas operações portuárias “ Navio → Terminal ”, como forma de contribuição para a área de operações de dutos.

E ainda, elaborar uma rotina computacional para uso em microcomputadores que permita a simulação numérica do escoamento em tubulações montadas na posição horizontal, com recurso para os cálculos da

¹ Alinhamento é o termo técnico que na prática operacional significa: selecionar o trajeto para escoamento do produto através de dutos com as respectivas manobras de válvulas.

² Controle contábil para área comercial das operações.

³ Na indústria do petróleo o termo “equipamento” é utilizado para designar, entre outros: bombas, turbinas, compressores, motores, tanques, esferas, fornos, caldeiras, trocadores de calor, torres de refino, etc.

⁴ Variáveis normalmente controladas nas operações de dutos: Pressão, Temperatura e Vazão.

Capítulo 1 - Introdução e Objetivo

perda de carga e da variação da temperatura.

A realização de medições experimentais é parte integrante deste trabalho, e busca contribuir para a validação da rotina computacional.

O presente trabalho engloba a:

- Realização de pesquisa bibliográfica sobre escoamento bifásico líquido-gás de petróleo e seus derivados, em dutos com grande diâmetro;
- Realização de medições experimentais da perda de carga e da variação da temperatura no escoamento bifásico de gás propano liqüefeito e seu próprio vapor, nas instalações portuárias da Petrobras, em Santos – SP ;
- Elaboração de uma rotina computacional para solução numérica das equações da continuidade e dos balanços da quantidade de movimento e energia, para aplicação em microcomputadores, que permita os cálculos da perda de carga e da variação da temperatura no escoamento;
- Realização das simulações do escoamento de propano e vapor de propano, utilizando a rotina computacional elaborada;
- Realização das simulações do escoamento de propano e vapor de propano, utilizando a rotina **DP2_XY**¹ do programa integrado “ Process Designer[®]”;
- Análise estatística² dos resultados.

¹DP2_XY é parte do programa integrado “ Process Designer[®] “ que realiza cálculos envolvendo o processamento de hidrocarbonetos, marca registrada da empresa “ Process Associates of America “ .

²Análise envolvendo as medições experimentais e as simulações numéricas.

Capítulo 2

HISTÓRICO E INSTALAÇÕES PORTUÁRIAS

O escoamento e armazenamento de grandes quantidades de propano, butano e misturas formando o gás liqüefeito de petróleo – GLP, em terminais marítimos, iniciou-se pioneiramente com a Petrobras em 1980, no Terminal de Alemoa junto ao porto de Santos-SP, com capacidades de estocagem para 40 mil toneladas à menos 45°C e $P_{\text{atmosférica}}$ em tanques cilíndricos verticais (criogênicos) construídos segundo a norma americana API-620 do “American Petroleum Institute”, e 10 mil toneladas à $T_{\text{atmosférica}}$ em esferas pressurizadas construídas segundo a norma americana ASME-VIII Divisão-I da “American Society of Mechanical Engineers”.

Posteriormente, em 1981 e 1982, outras unidades foram colocadas em operação, no Terminal de Madre de Deus em Salvador-BA, e no Terminal de Ilha Redonda no Rio de Janeiro com capacidades individuais de 20 mil toneladas cada uma.

Os projetos das instalações foram contratados junto as empresas Technigaz (França), para os terminais de Santos e Salvador, e Foster Wheeler (USA) para o terminal do Rio de Janeiro.

O termo armazenamento é aplicado aqui compreendendo não apenas a estocagem do produto em tanques ou esferas, mas um complexo de instalações que compreendem e permitem:

Capítulo 2 - Histórico e Instalações Portuárias

- a descarga dos produtos a partir dos navios para os tanques ou esferas instalados em terra, através de escoamento forçado em condutos de aço carbono;
- a manutenção da baixa temperatura do produto armazenado, através de ciclos de refrigeração à compressão de vapor, denominados ciclos de reliquefação;
- a transferência desses produtos, para outros Terminais, Localidades, Municípios ou Estados, através do escoamento forçado por oleodutos.

2.1 INSTALAÇÕES PORTUÁRIAS

As medições experimentais foram realizadas nas instalações portuárias da Petróleo Brasileiro S/A – Petrobras, no Terminal de Alemoa, no duto de diâmetro interno igual à 254,5 milímetros ($\phi_{\text{Nominal}} 10'' \text{ sch } 40^1$), durante as operações de transferência de gás propano liqüefeito desde as esferas de bordo dos navios até as esferas pressurizadas em terra. As figuras que seguem apresentam as instalações típicas do terminal.

¹ Denominação típica encontrada nos trabalhos de engenharia referente a uma parte da especificação técnica para tubulação de diâmetro nominal de dez polegadas, escala 40 (do inglês “schedule” ou abreviadamente “sch”) que está relacionada com a espessura de parede do tubo.

Capítulo 2 - Histórico e Instalações Portuárias



Figura 2.1 Foto aérea do Terminal de Alemoa da Petrobras – Santos/SP

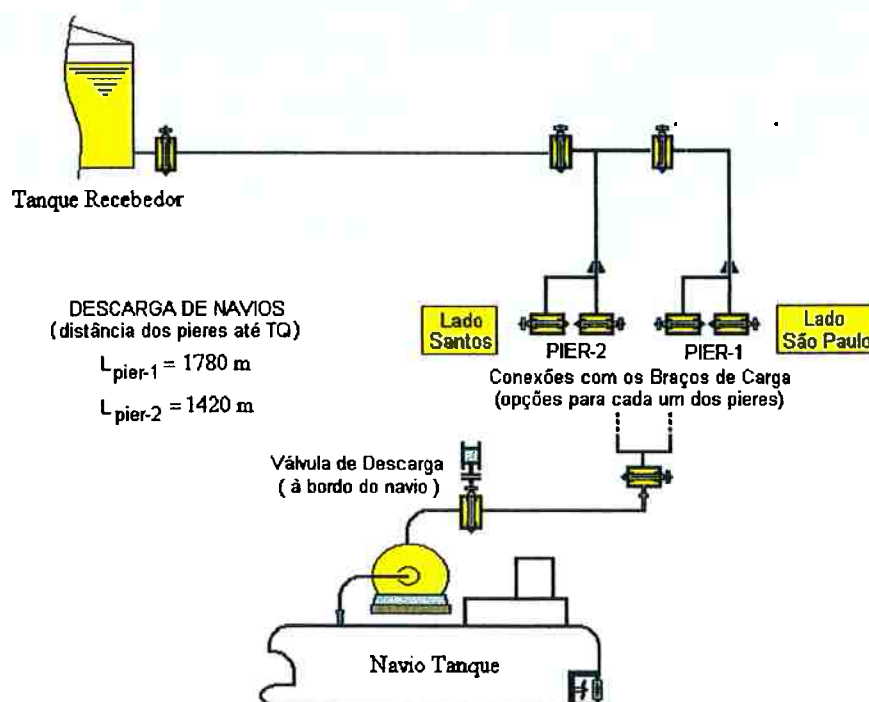


Figura 2.2 Fluxograma típico das instalações portuárias para recebimento de gás liqüefeito de petróleo do Terminal de Alemoa – Petrobras

“PIER” palavra inglesa que significa Cais ou Embarcadouro. O termo é utilizado nos desenhos de projeto do Terminal de Alemoa – Petrobras, tendo como significado: “ponto de atracação de navio”.

Capítulo 3

REGIMES DO ESCOAMENTO BIFÁSICO EM TUBULAÇÕES E CLASSES

Quando uma mistura líquido-gás escoar em um duto os conceitos de fluxo laminar ou turbulento e perfil de velocidades não são aplicáveis como nos escoamentos monofásicos. Ao invés disso a caracterização dos regimes depende de novas variáveis, como a razão entre as velocidades de cada fase, a fração de vazio, o título, as massas específicas de cada uma das fases, a tensão superficial da fase líquida, o diâmetro da linha, a orientação do tubo pelo qual as fases fluem - razão pela qual a maioria dos dados experimentais é limitada nas direções horizontais ou verticais.

Nos modelos propostos para avaliação do fluxo bifásico, cada fase em escoamento ocupa uma determinada porcentagem da área transversal do tubo. A distribuição dessas fases segue variadas configurações dando início à caracterização dos regimes, ou segundo DANIELS (1995), as “*estruturas do escoamento bifásico*”.

A terminologia¹ utilizada para descrição de tais estruturas é subjetiva, mas não obstante, serve para descrever adequadamente os tipos de regimes encontrados no escoamento bifásico.

¹ Esta terminologia foi encontrada basicamente em todos os trabalhos pesquisados durante a revisão bibliográfica, o que não impede entretanto, como adotado por alguns autores, mesclar as designações com intuito de melhor ilustrar determinado regime, como por exemplo: segregado liso e segregado ondulado.

Capítulo 3 – Regimes do Escoamento Bifásico em Tubulações e Classes

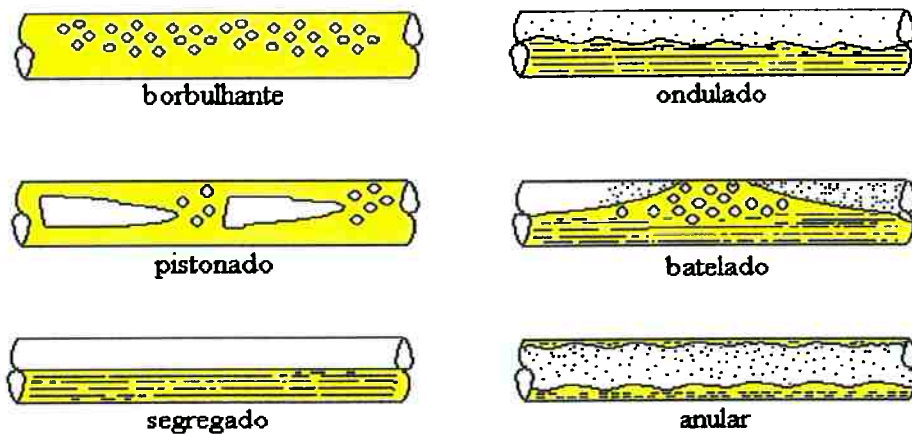


Figura 3.1 Ilustração gráfica dos regimes em tubos horizontais

3.1 TUBOS HORIZONTAIS

- ❑ Regime Borbulhante (do inglês “bubbly”) : Pequenas bolhas de gás, de geometria e dimensão uniformes, fluem no meio líquido. As bolhas tendem a se concentrar na geratriz superior do tubo.
- ❑ Regime Pistonado (do inglês “plug”) : Pequenas bolhas de gás coalescem formando volumes maiores com formato de “pistões” discretos de gás. Outras bolhas de gás permanecem escoando no meio líquido.
- ❑ Regime Segregado (do inglês “stratified”): As fases líquida e gasosa fluem separadamente. A superfície de separação das fases é lisa, com a velocidade do gás maior que a da fase líquida. Esta formação é raramente encontrada nos escoamentos em oleodutos visto que o gás escoando em velocidades maiores que o líquido tende a gerar ondulações na interface.
- ❑ Regime Ondulado (do inglês “wavy”): Neste tipo a maior velocidade da fase gasosa na superfície do líquido tende a produzir “ondas”. Algumas

Capítulo 3 – Regimes do Escoamento Bifásico em Tubulações e Classes

gotas de líquido fluem no meio gasoso junto a parte superior do escoamento. O aumento da velocidade do gás torna a amplitude das ondas maior.

- ❑ Regime Batelado (do inglês “slug”): O gás escoando em altas velocidades forma ondas de tal amplitude, junto à interface da fase líquida, que se chocam em diversos pontos contra a parede de tubo.
- ❑ Regime Anular (do inglês “annular”): A fase gasosa com alta velocidade de escoamento tende a concentrar pequenas porções da fase líquida, em forma de filmes próximos à parede do tubo. Junto a geratriz superior o filme é mais delgado do que na geratriz inferior. Gotas de líquido também escoam em suspensão no meio gasoso.

3.2 TUBOS VERTICAIS

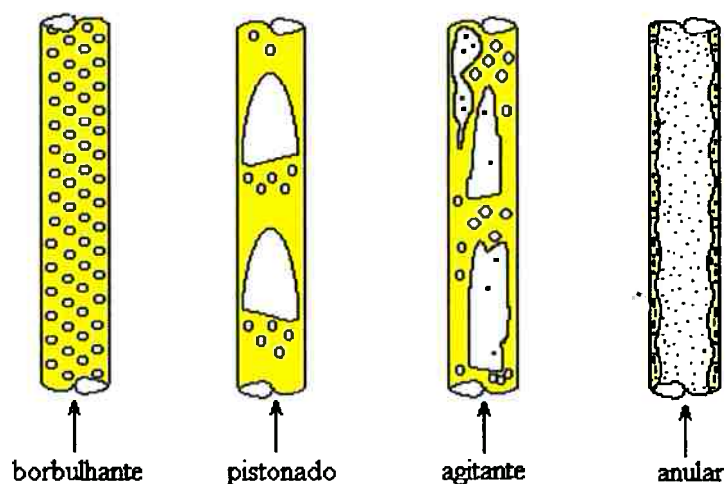


Figura 3.2 Ilustração gráfica dos regimes em tubos verticais

Capítulo 3 – Regimes do Escoamento Bifásico em Tubulações e Classes

- Regime Borbulhante: Pequenas bolhas de gás, de dimensão e geometria uniformes, fluem no meio líquido sem a tendência de se concentrarem junto as paredes do tubo.
- Regime Pistonado: Pequenas bolhas de gás coalescem formando volumes maiores com formato de “pistões” discretos de gás. Outras bolhas de gás permanecem escoando no meio líquido. A fase gasosa segue o escoamento ascendente, entretanto porções da fase líquida chegam, em certos momentos, a escoar no sentido descendente permitindo a passagem das bolhas de gás.
- Regime Agitante (do inglês “churn”): Neste regime há alta instabilidade com formação de volumes maiores de gás devido às bolhas que coalescem, escoando com velocidades maiores que a fase líquida. As dimensões e geometria das bolhas não são uniformes. O regime é de natureza oscilatória, onde porções da fase líquida nas proximidades da parede do tubo alternam-se em fluxos ora ascendente, ora descendente.
- Regime Anular: A fase gasosa com alta velocidade de escoamento faz com que pequenas porções da fase líquida se concentrem na forma de filmes junto à parede do tubo. O regime de escoamento é semelhante ao que ocorre na direção horizontal, com a diferença que o filme de líquido é mais delgado. Há instantes nos quais este filme de líquido tende a escoar

Capítulo 3 – Regimes do Escoamento Bifásico em Tubulações e Classes

no sentido contrário do gás. Gotas de líquido também escoam em suspensão no meio gasoso.

O regime de escoamento bifásico nos tubos se altera, concorrendo para tal uma conjunção de fatores, entre os mais importantes:

- O ganho de calor ao longo da extensão do duto causando a ebulição (do inglês “boiling”), variando conseqüentemente as velocidades, as massas específicas e viscosidades das fases líquida e gasosa, a fração de vazio e o título;
- A queda de pressão no escoamento causando expansão devido a evaporação rápida (do inglês “flashing”), produzindo variações nas propriedades de transporte da mistura líquido-gás.

A identificação do regime de escoamento bifásico em tubulações de grande diâmetro, em particular em um oleoduto, gasoduto, ou linha de grande extensão, é tarefa difícil do ponto de vista do processo, pelo fato de existirem alterações de traçado e de elevação, alterações de diâmetros, variação na inclinação, existência de acessórios instalados ao longo da linha, variações de montagem ora com trechos enterrados, ora com trechos aéreos submetidos a radiação térmica, todos contribuindo para alterações de regime.

Capítulo 3 – Regimes do Escoamento Bifásico em Tubulações e Classes

E ainda, a qualidade superficial da parede interna do tubo¹ interfere no processo de formação e crescimento das bolhas, no valor do coeficiente de atrito, que na prática são mecanismos impossíveis de serem detectados.

No transporte de combustíveis por dutos, especificamente gás liquefeito de petróleo, propano, butano, e gás natural associado, o escoamento não chega a registrar exatamente todas as transições de regime apresentadas nas figuras 3.1 e 3.2 . O possível ganho de calor ao longo da extensão do tubo associado a queda de pressão, na prática, não são mecanismos suficientes para produzir a total mudança de fase.

Nos trechos aéreos das linhas, o possível ganho de calor pela mistura devido incidência de radiação solar na parede externa do tubo e a perda de carga no escoamento ao longo do trajeto, podem levar a transições transformando o escoamento antes monofásico em bifásico. Os dutos em instalações portuárias para transporte de gás liquefeito, possuindo trechos expostos desde o convés dos navios até as esferas de armazenamento em terra, é um caso típico.

¹ Rugosidade, alvéolos de corrosão, mossas e deformações, presença de elementos intrusivos de instrumentação, elevações internas de cordões de solda, outros.

3.3 CLASSES

Uma forma típica de apresentação das classes de escoamento bifásico considerando a solubilidade entre as fases está representada na figura abaixo.

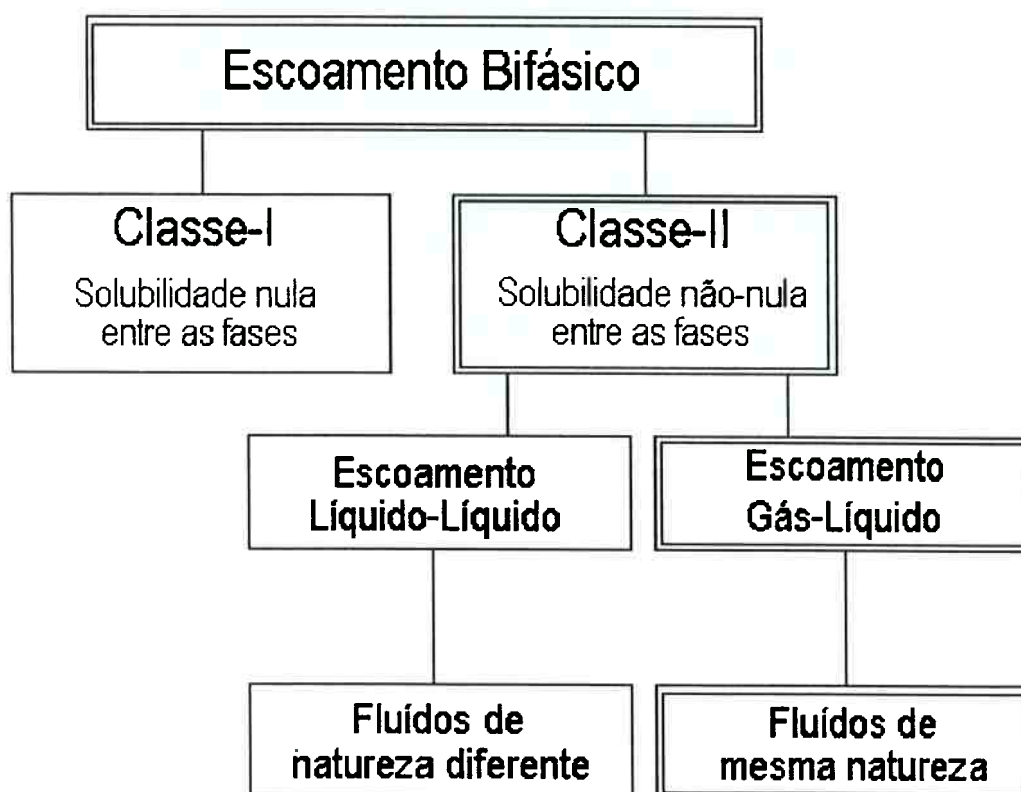


Figura 3.3 Classes de escoamento bifásico considerando a solubilidade entre as fases

O presente trabalho englobando o estudo do escoamento bifásico de propano e seu próprio vapor, está inserido na classe-II para fluídos de mesma natureza.

Capítulo 4

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

A presente revisão bibliográfica buscou dar enfoque ao escoamento bifásico em tubulações de grande diâmetro, em especial aquelas utilizadas na indústria do petróleo, contudo verifica-se que pesquisar esse tema conduz invariavelmente aos trabalhos da área de refrigeração, com tubos de pequeno diâmetro. A base do conhecimento adquirido nessa área é utilizada na engenharia de petróleo.

O tema mostrou a existência de diversos ramos de pesquisa, com trabalhos publicados abordando a questão do escoamento bifásico sob vários aspectos, sendo:

- ❑ A elaboração de mapas e procedimentos para identificação e caracterização dos regimes de escoamento bifásico;
- ❑ A elaboração de algoritmos computacionais para identificação e caracterização dos regimes de escoamento bifásico, baseados nas propriedades da mistura, nos parâmetros do escoamento e na geometria do tubo;
- ❑ A elaboração de procedimentos gráficos e de algoritmos computacionais para cálculo da perda de carga baseado nos regimes de escoamento bifásico, nas propriedades da mistura, nos parâmetros do escoamento, na geometria do tubo, e em correlações empíricas;
- ❑ Avaliação das correlações existentes para o cálculo da perda de carga;

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

- ❑ A formulação de critérios e estabelecimento de correlações para cálculos da perda de carga e da transferência de calor baseado em resultados experimentais;
- ❑ A determinação experimental da fração de vazio, da perda de carga, do tamanho de gotas e bolhas, e a visualização do escoamento;
- ❑ A medição da vazão no escoamento bifásico;
- ❑ O desenvolvimento de programas para simulação numérica do escoamento bifásico em dutos de produção de petróleo e gás natural associado;
- ❑ Estudos para redução do atrito nos escoamentos forçados em oleodutos, no transporte de petróleo e seus derivados.

4.1 IDENTIFICAÇÃO DO REGIME DE ESCOAMENTO

O primeiro trabalho para identificação dos regimes de escoamento bifásico de óleo e gás na indústria do petróleo foi apresentado por BAKER (1954) apud KERN (1969).

BAKER (1954) utilizando tubos lisos, na posição horizontal, observou experimentalmente o comportamento da mistura de óleo e gás, e correlacionou suas propriedades, como a massa específica, a viscosidade, e a tensão superficial, com os parâmetros do escoamento, a vazão e o diâmetro

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

interno do tubo, definindo os chamados “parâmetros de Baker”.

O cálculo desses parâmetros e a utilização do mapa dos regimes¹, figura 4.1, auxiliam na identificação do escoamento bifásico.

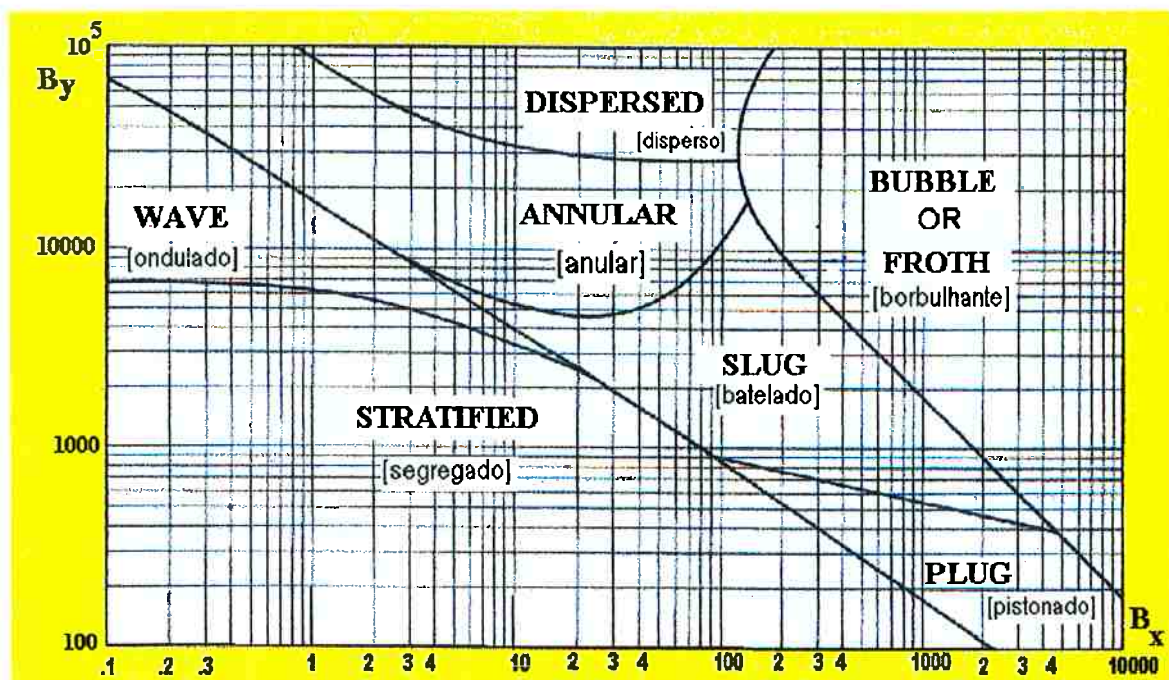


Figura 4.1 Mapa de BAKER para identificação do regime de escoamento

Os parâmetros B_Y e B_X são definidos como:

$$B_X = K_1 \cdot \left(\frac{W_L}{W_G} \right) \cdot \left(\frac{\sqrt{\rho_L \cdot \rho_G}}{\rho_L^{2/3}} \cdot \frac{\mu_L^{1/3}}{\sigma_L} \right) \quad (4.1)$$

$$B_Y = K_2 \cdot W_G \cdot \left(\frac{\pi D^2}{4} \cdot \sqrt{\rho_L \cdot \rho_G} \right) \quad (4.2)$$

As constantes K_1 e K_2 são utilizadas para tornar as expressões (4.1) e (4.2) coerentes com relação as unidades.

¹ O mapa foi digitalizado a partir da publicação de KERN (1969) mantendo-se as designações originais, em inglês, dos regimes, sendo: “bubble or froth”= borbulhante, “stratified” = segregado, “wave” = ondulado, “plug” = pistonado, “slug” = batelado, “annular” = anular, “dispersed” = disperso.

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

Tabela 4.1 Valores das constantes K_1 e K_2 para cálculo dos parâmetros de Baker considerando as unidades de entrada das propriedades do e dos parâmetros do escoamento nas correlações de B_X e B_Y

$K_1 = 2,1039$	$K_2 = 25524,62$	$K_1 = 513$	$K_2 = 2,16$
$W = [\text{kg} / \text{s}]$ $\mu = [\text{cP}]$ $D = [\text{m}]$ $\rho = [\text{kg} / \text{m}^3]$ $\sigma = [\text{dina} / \text{cm}]$		$W = [\text{lb}_m / \text{s}]$ $\mu = [\text{cP}]$ $D = [\text{ft}]$ $\rho = [\text{lb}_m / \text{ft}^3]$ $\sigma = [\text{dina} / \text{cm}]$	

Tabela 4.2 Nomenclatura utilizada por Baker nas correlações para os cálculos dos parâmetros B_X e B_Y

D	Diâmetro interno do tubo
K_1, K_2	Multiplicadores
W_G	Vazão em massa da fase gasosa
W_L	Vazão em massa da fase líquida
μ_L	Viscosidade dinâmica da fase líquida
ρ_G	Massa específica da fase gasosa
ρ_L	Massa específica da fase líquida
σ_L	Tensão superficial da fase líquida

Este mapa é base para a identificação do regime de escoamento bifásico nesta tese¹. Ele está inserido no programa simulador da perda de carga no escoamento de propano e seu próprio vapor, desenvolvido neste trabalho. O arquivo do programa foi nomeado como C3H8BIF.

Outros pesquisadores apresentaram suas contribuições para a identificação dos regimes de escoamento. GOVIER et al. (1972) apud McNEIL (1992) apresentaram os resultados dos seus estudos analisando a

¹ Em função da disponibilidade das equações das curvas nos limites de transição de um para outro regime, conforme apresentado no trabalho de YAMASHIRO et al. (1986).

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

mistura de água e ar, elaborando um mapa de identificação dos regimes de escoamento bifásico em tubos verticais, com fluxo ascendente.

Os autores propuseram a generalização de duas correlações e as definiram como coordenadas de entrada no mapa, conforme apresentado na figura 4.2 a seguir

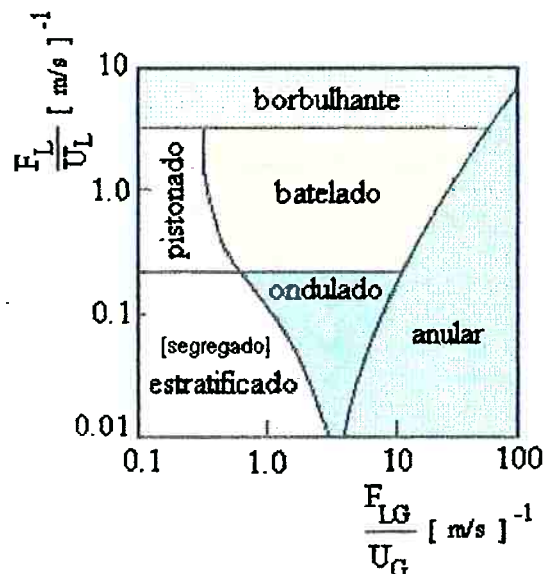


Figura 4.2 Mapa de GOVIER et al. para identificação do regime de escoamento em tubos verticais com fluxo ascendente

onde:

$$F_L = \left(\frac{V_L}{V_A} \frac{\sigma_A}{\sigma_L} \right)^{0.25} \quad (4.3)$$

$$F_{LG} = \left(\frac{V_G}{V_{Ar}} \right)^{0.33} (F_L)^{0.25} \quad (4.4)$$

Tabela 4.3 Nomenclatura utilizada por Govier et al. na geração das coordenadas do mapa de identificação do regime de escoamento

U_G	velocidade superficial da fase gasosa no escoamento bifásico
U_L	velocidade superficial da fase líquida no escoamento bifásico
V_A	volume específico da água doce na $T_{ambiente}$ e $P_{atmosférica}$
V_{Ar}	volume específico do Ar na $T_{ambiente}$ e $P_{atmosférica}$
V_G	volume específico da fase gasosa à pressão e temperatura do escoamento
V_L	volume específico da fase líquida à pressão e temperatura do escoamento
σ_A	tensão superficial da água doce na $T_{ambiente}$ e $P_{atmosférica}$
σ_L	tensão superficial da fase líquida à pressão e temperatura do escoamento

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

MANDHANE et al. (1974) apud GILCHRIST (1988), analisando os resultados de 6000 experimentos envolvendo o escoamento bifásico de misturas de água e ar, e de fluidos refrigerantes, apresentaram o mapa da figura 4.3 para a identificação do regime de escoamento em tubos horizontais.

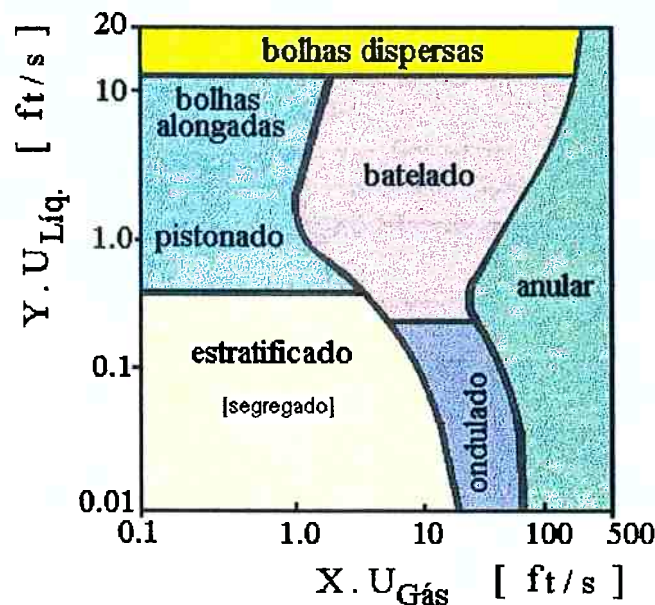


Figura 4.3 Mapa de MANDHANE et al. para identificação do regime de escoamento em tubos horizontais

Os autores consideraram os efeitos das propriedades dos fluidos sobre as linhas de transição de um para outro regime utilizando os multiplicadores X e Y sobre as velocidades superficiais do líquido e do gás, sendo:

$$X = \left[\frac{\rho_{gás}}{\rho_{ar}} \right]^{0.333} \left[\frac{\rho_{LIQ}}{\rho_{água}} \frac{\sigma_{água}}{\sigma_{LIQ}} \right]^{0.25} \left[\frac{\mu_{gás}}{\mu_{ar}} \right]^{0.20} \quad (4.5)$$

$$Y = \left[\frac{\mu_{LIQ}}{\mu_{água}} \right]^{0.20} \left[\frac{\rho_{LIQ}}{\rho_{água}} \frac{\sigma_{água}}{\sigma_{LIQ}} \right]^{0.25} \quad (4.6)$$

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

Tabela 4.4 Nomenclatura utilizada por Mandhane et al. para cálculo dos multiplicadores X e Y utilizados na geração das coordenadas do mapa de identificação do regime de escoamento

$\mu_{\text{água}}$	Viscosidade dinâmica da água à $P_{\text{atmosférica}}$ e T_{ambiente}
μ_{ar}	Viscosidade dinâmica do Ar à $P_{\text{atmosférica}}$ e T_{ambiente}
$\mu_{\text{gás}}$	Viscosidade dinâmica do gás à temperatura do escoamento
μ_{LIQ}	Viscosidade dinâmica do líquido à temperatura do escoamento
$\rho_{\text{água}}$	Massa específica da água à $P_{\text{atmosférica}}$ e T_{ambiente}
ρ_{ar}	Massa específica do Ar à $P_{\text{atmosférica}}$ e T_{ambiente}
$\rho_{\text{gás}}$	Massa específica da fase gasosa à pressão e temperatura do escoamento
ρ_{LIQ}	Massa específica da fase líquida à pressão e temperatura do escoamento
$\sigma_{\text{água}}$	Tensão superficial da água à $P_{\text{atmosférica}}$ e T_{ambiente}
σ_{LIQ}	Tensão superficial do líquido à pressão e temperatura de escoamento

Segundo os autores deve-se evitar a aplicação generalizada do mapa devido ao elevado número de variáveis envolvidas no processo, e a geração de novos grupos e parâmetros adimensionais para geração das suas coordenadas, que acabam limitando a aplicação do mesmo às condições dos experimentos. Concluem citando que a necessidade de definir pseudo propriedades, ou propriedades médias para a mistura gás-líquido, a fixação de uma geometria e posição para o tubo, as incertezas associadas à medição das vazões, as incertezas associadas à avaliação dos efeitos térmicos eventualmente atuando sobre o tubo e sobre o escoamento, levam a não generalização do mapa para outros fluidos e condições.

TAITEL; DUKLER (1976) apud BAXTER (1990), trabalhando na área da engenharia do petróleo desenvolveram um mapa para identificação dos regimes de escoamento bifásico, que até a data de hoje é utilizado na

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

avaliação dos dutos de transporte da produção de petróleo e gás natural.

O mapa foi desenvolvido baseando-se no modelo de fases separadas, partindo do regime tipo segregado (do inglês “stratified”) como referência, e deste para os demais. Os autores utilizaram o parâmetro¹ de Lockhart e Martinelli (1949) como a abcissa de entrada no citado mapa.

As ordenadas foram geradas a partir de correlações denominadas “parâmetros de Taitel e Dukler (TD)”. BAXTER (1990) enumerou as variáveis que compõem os citados parâmetros na forma:

1. Inclinação do tubo com relação a posição horizontal;
2. Parâmetro de Lockhart-Martinelli;
3. Propriedades de transporte do(s) fluido(s);
4. Diâmetro interno do tubo;
5. Fatores de atrito no escoamento " f ", para os escoamentos como se apenas existisse a fase líquida, ou como se apenas existisse a fase gasosa no interior do tubo;
6. Velocidades superficiais das fases líquida e gasosa, com se cada uma delas estivesse escoando sozinha no interior do tubo.

¹ A contribuição de Lockhart e Martinelli (1949) apud HESTRONI (1982) historicamente é a mais importante no que se refere ao cálculo da perda de carga em escoamento bifásico, sendo cronologicamente considerada a primeira contribuição efetiva nessa área. Nesta revisão bibliográfica, no item 4.3 referente as “correlações e procedimentos para determinação da perda de carga no escoamento bifásico” essa contribuição será abordada com detalhes.

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

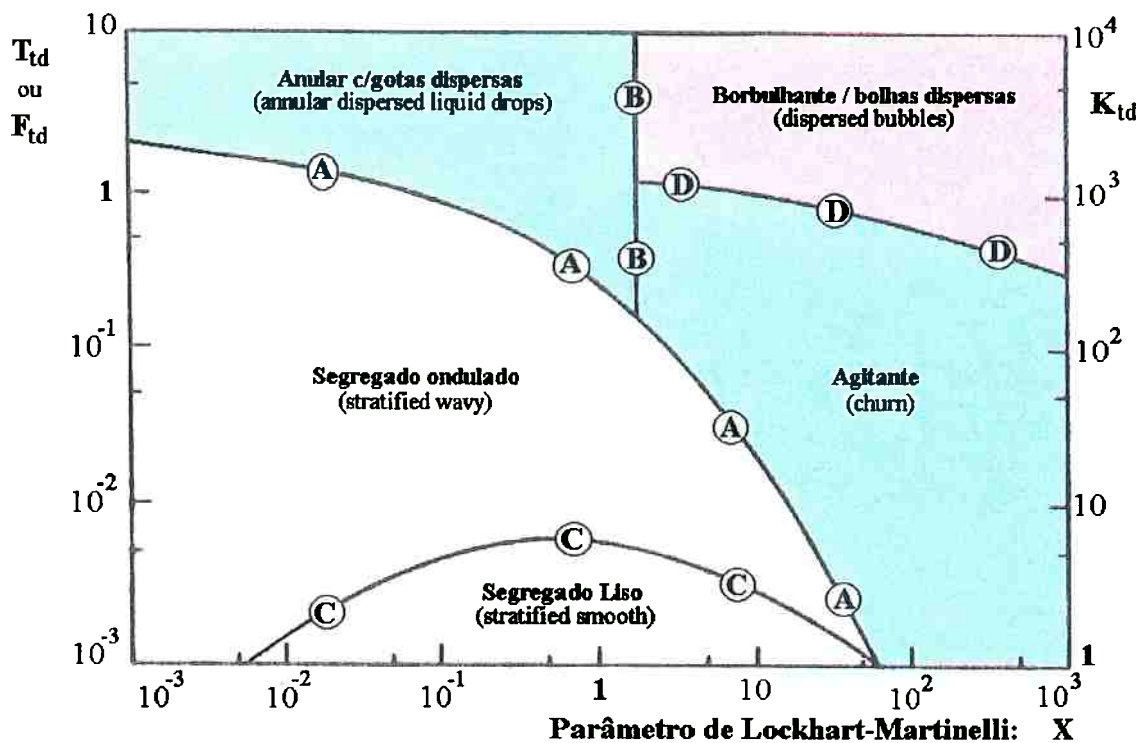


Figura 4.4 Mapa de TAITEL e DUKLER para identificação do regime de escoamento bifásico

$$F_{td} = \sqrt{\frac{\rho_{gás}}{\rho_{líquido} - \rho_{gás}}} \cdot \frac{U_{gás}}{\sqrt{D \cdot g \cdot \cos \alpha}} \quad (4.7)$$

$$K_{td} = \sqrt{\frac{\rho_{gás}}{\rho_{líquido} - \rho_{gás}}} \cdot \sqrt{\frac{U_{líquido}}{\mu_{líquido} \cdot g \cdot \cos \alpha}} \cdot [U_{gás}] \quad (4.8)$$

$$T_{td} = \sqrt{\frac{D \cdot \Delta P_{líquido}}{(\rho_{líquido} - \rho_{gás}) \cdot g \cdot \cos \alpha}} \quad (4.9)$$

$$U_{líquido} = \frac{W_{líquido}}{\rho_{líquido} \cdot \left(\frac{\pi \cdot D^2}{4}\right)} \quad (4.10)$$

$$U_{gás} = \frac{W_{gás}}{\rho_{gás} \cdot \left(\frac{\pi \cdot D^2}{4}\right)} \quad (4.11)$$

¹ O mapa foi digitalizado a partir do trabalho publicado por BAXTER (1990). Para inclusão nesta revisão bibliográfica foi necessário reforçar os traçados, as designações e a inclusão de cores. Manteve-se, em cada região os nomes originais em inglês, apresentando contudo as respectivas interpretações para o português.

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

$$\Delta P_{\text{líquido}} = \frac{f_{\text{líquido}} \cdot W^2 \cdot (1-x)^2}{\rho_{\text{líquido}} \cdot D} \quad (4.12)$$

$$X = \sqrt{\frac{f_{\text{líquido}} \cdot (1-x)^2 \cdot \rho_{\text{líquido}}}{f_{\text{gás}} \cdot x^2 \cdot \rho_{\text{gás}}}} \quad (4.13)$$

Tabela 4.5 Coordenadas e curvas para o mapa de Taitel; Dukler

Curvas	A e B	C	D
Coordenadas ¹	F _{td} x X	K _{td} x X	T _{td} x X

Tabela 4.6 Nomenclatura utilizada para cálculo das coordenadas do mapa de identificação do regime de escoamento bifásico proposto por Taitel; Dukler

D	Diâmetro interno do tubo
f _{gás}	Fator de atrito como se a fase gasosa estivesse escoando sozinha no interior do tubo, com a mesma vazão mássica da mistura bifásica
f _{líquido}	Fator de atrito como se a fase líquida estivesse escoando sozinha no interior do tubo, com a mesma vazão mássica da mistura bifásica
F _r	Número de Froude ²
F _{td} K _{td} T _{td}	Parâmetros de Taitel-Dukler
g	Aceleração da gravidade [9,81 m/s ²]
U _{gasosa}	Velocidade superficial da fase gasosa
U _{líquido}	Velocidade superficial da fase líquida
W	Vazão total em massa da mistura [definida como: W _{Líquido} + W _{gás}]
X	Título da mistura
ΔP _{líquido}	Perda de carga causada pelo escoamento da fase líquida como se ela estivesse escoando sozinha no interior do tubo
α	Ângulo de inclinação do tubo com relação à posição horizontal
μ _{líquido}	Viscosidade dinâmica da fase líquida
ρ _{gás}	Massa específica da fase gasosa
ρ _{líquido}	Massa específica da fase líquida

¹ O parâmetro F_{td} é igual ao n° Froude a menos do termo “ cos α “ inserido por Taitel e Dukler.

² Fonte: WHALEY (1996).

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

Em 2000, a organização norte americana PROCESS ASSOCIATES OF AMERICA¹ (PAA) apresentou na rede mundial de computadores² a versão do seu programa³ para identificação do regime de escoamento bifásico. O programa utiliza o mapa e os parâmetros⁴ de BAKER (1954) e determina a região de localização do ponto de coordenadas (B_X , B_Y) para identificar o regime de escoamento. O processamento requer informações sobre as propriedades de transporte dos fluidos, características geométricas do tubo, e vazões de cada uma das fases em escoamento.

A contribuição da PAA está ligada ao desenvolvimento e implantação de programas de engenharia para microcomputadores na rede mundial, a partir do acesso livre ao seu servidor⁵, sem a necessidade do usuário manter cópia do programa na sua própria máquina.

A figura 4.5 apresenta o mapa⁶ de identificação do regime de escoamento bifásico para tubos verticais, obtido na página da PAA.

¹ A PROCESS ASSOCIATES OF AMERICA é uma organização que desenvolve tecnologias para projetos de refino, transporte de petróleo e seus derivados, projetos industriais e processamento petroquímico, à partir de um grupo de engenheiros consultores e pesquisadores nas diversas áreas da indústria do petróleo, em programação e computação gráfica, em programação direcionada para aplicativos tecnológicos para rede mundial de computadores, em métodos numéricos e modelagem matemática.

² O endereço é: "<http://www.processassociates.com>". Estão disponíveis várias opções de consultas nas diversas áreas da engenharia.

³ O programa é de acesso livre e está disponível na página da PAA com o nome DP2_XY.

⁴ Parâmetros apresentados nas expressões (4.1) e (4.2) nesta revisão bibliográfica.

⁵ Computador servidor operando na coordenação central da PAA em Crystal City, Virginia, Estados Unidos da América.

⁶ O mapa de BAKER (1954) para tubos horizontais está ilustrado na figura 4.1 nesta revisão bibliográfica.

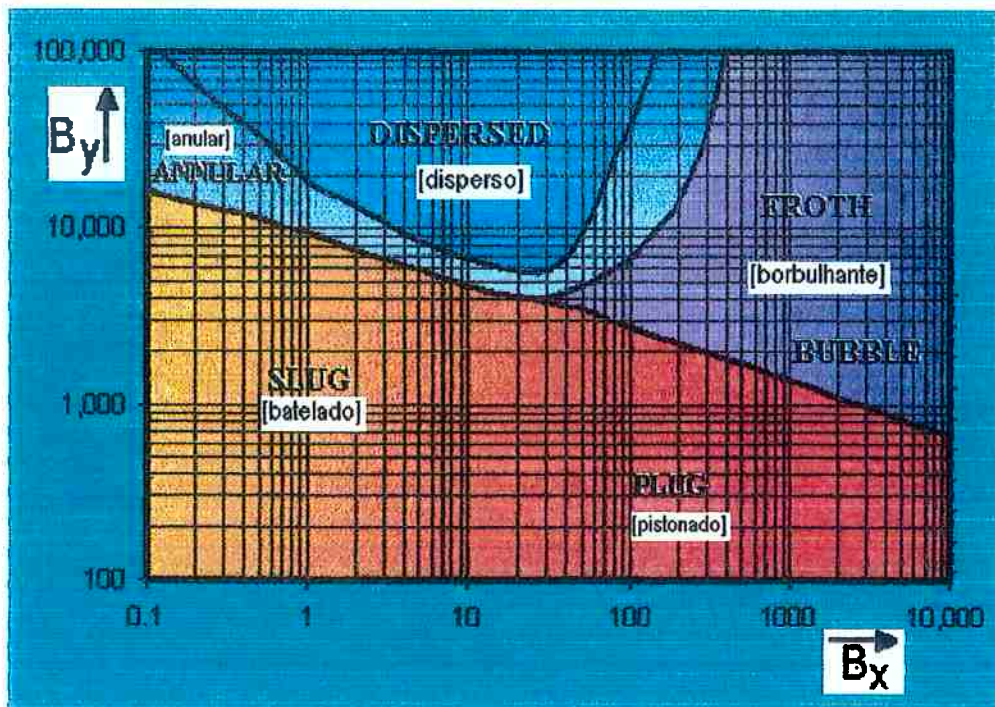


Figura 4.5 Mapa de Baker para identificação do regime de escoamento em tubos na direção vertical fluxo ascendente

4.2 MEDIÇÃO DE VAZÃO NO ESCOAMENTO BIFÁSICO

A medição de vazão é de fundamental importância para a indústria do petróleo, desde a produção de óleo e gás, passando pelas áreas de refino e transporte, até a distribuição dos produtos.

A medição da vazão em suas várias formas é parte fundamental no controle dos processos, pois dela dependem a segurança das unidades, a segurança dos oleodutos e gasodutos, a quantificação e qualidade dos produtos.

No escoamento monofásico, a existência de diversos tipos de instrumentos para medição de vazão, com diferentes concepções de funcionamento, é representativa dos esforços e investimentos em pesquisas e

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

desenvolvimento para fabricação de sistemas com respostas de alta precisão, amplo campo de aplicações, qualidade e confiabilidade. Entre as maiores aplicações na indústria do petróleo encontra-se o da medição de vazão com elementos geradores de pressão diferencial. O tipo com placa de orifício, por sua simplicidade de fabricação e montagem é o mais utilizado.

Entretanto no escoamento bifásico a medição de vazão ainda é uma questão de difícil tratamento no que se refere a precisão e a seleção adequada dos instrumentos. Nesta revisão bibliográfica buscou-se verificar as formas e os procedimentos com os quais os pesquisadores tratam esse assunto, visto que a parte experimental desta tese tem na medição de vazão uma importante atividade, e dela depende a qualidade dos resultados das simulações numéricas.

SMITH; LEANG (1974) apud HEWITT (1978) realizando avaliação de correlações para determinação da perda de carga no escoamento bifásico de óleo e gás através da placa de orifício, propuseram a utilização da mesma expressão de cálculo da vazão em escoamentos monofásicos inserindo entretanto o que eles denominaram de fator de blocagem (BF) para a placa de orifício.

$$W = \frac{C_G A_2 Y_G}{x \sqrt{1 - \left(\frac{A_2}{A_1}\right)^2}} (BF) \sqrt{2 \Delta P_{Bif} \{\rho_{gás}\}_{ponto-1}} \quad (4.14)$$

$$BF = 0,637 + 0,421x - \frac{0,00183}{x^2} \quad (4.15)$$

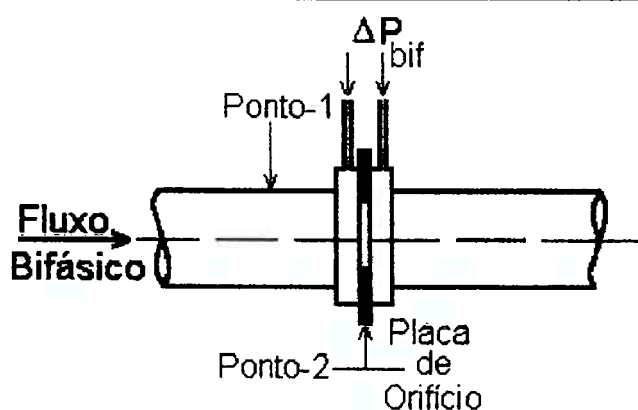


Figura 4.6 Esquema típico de montagem de uma placa de orifício

Tabela 4.7 Nomenclatura para as expressões de Smith e Leang

A_1	Área da seção transversal do tubo à montante da placa de orifício
A_2	Área do orifício
BF	Fator de blocagem definido na expressão (4.15)
C_G	Coefficiente de descarga da placa de orifício operando com fase gasosa
W	Vazão
x	Título da mistura
Y_G	Fator de expansão da fase gasosa ao passar pela placa de orifício
ΔP_{Bif}	Perda de carga através da placa de orifício
ρ_{ggs}	Massa específica da fase gasosa à montante da placa de orifício

MURDOCK (1981) trabalhando com o escoamento bifásico de água e vapor d'água em laboratório, e com escoamento de gás natural associado¹ em medições realizadas em campo, obteve uma relação linear entre o multiplicador bifásico para o gás e o parâmetro de Lockhart-Martinelli². O autor realizou o ajuste de curva considerando constante a razão entre as massas específicas das fases líquida e gasosa, e propôs um método para determinação da vazão através do cálculo da perda de carga através da placa de orifício.

$$\phi_G = 1 + 1,26 X \quad (4.16)$$

¹ Gás natural associado: metano (fase gasosa) e óleo condensado leve (fase líquida).

² A contribuição de Lockhart; Martinelli (1949) será abordada com detalhes no item 4.3 desta revisão bibliográfica.

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

A expressão proposta para cálculo da vazão pelo autor, tomando como base a figura 4.6, tem a forma:

$$W = \frac{C_G A_2 Y_G F_h}{\sqrt{1 - \left(\frac{A_2}{A_1}\right)^2}} \frac{\sqrt{2 \Delta P_{Bif} \{\rho_G\}_{\text{ponto-1}}}}{(x + 1,26(1-x)) Y_G \left(\frac{C_G}{C_L}\right) \sqrt{\left\{\frac{\rho_G}{\rho_L}\right\}_{\text{ponto-1}}}} \quad (4.17)$$

com:

$$\Delta P_{Bif.} = \phi_G \cdot \Delta P_{gás} \quad (4.18)$$

Tabela 4.8 Nomenclatura para as expressões de Murdock

A ₁	Área da seção transversal do tubo à montante da placa de orifício
A ₂	Área do orifício
C _G	Coefficiente de descarga da placa de orifício operando com a fase gasosa
C _L	Coefficiente de descarga da placa de orifício operando com a fase líquida
F _h	Fator de correção da vazão para placas de orifício com furo de drenagem
W	Vazão
x	Título da mistura
Y _G	Fator de expansão da fase gasosa ao passar pela placa de orifício
ΔP _{Bif.}	Perda de carga na placa de orifício, medição corrigida pela expressão (4.18)
ΔP _{Gás}	Perda de carga na placa de orifício, caso ela estivesse operando apenas com gás
φ _G	Multiplicador bifásico para a fase gasosa
ρ _G	Massa específica da fase gasosa à montante da placa de orifício
ρ _L	Massa específica da fase líquida à montante da placa de orifício
X	Parâmetro de Lockhart-Martinelli

O autor relata diferenças de até 25% entre medições experimentais e o valor calculado pelo procedimento proposto.

LIN (1982) buscando melhores resultados na medição de vazão em escoamento bifásico com uso de placas de orifício, estendeu a correlação de MURDOCK (1981) para várias razões entre massas específicas¹.

¹ Razão entre as massas específicas das fases gasosa e líquida, trabalhando em medições laboratoriais com água e vapor d'água, e fluido refrigerante R-113 (1,1,2-tricloro-trifluoreto CClF₂ CCl₂F).

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

O autor mostrou que o multiplicador bifásico para a fase gasosa (ϕ_G) varia com a variação da razão entre as massas específicas, e verificou que a separação de fases gás e líquido tende a diminuir com o aumento da pressão de escoamento tornando-o homogêneo. Verificou também que o valor do fator de correção (θ) aproxima-se da unidade.

$$\phi_G = 1 + \theta X \quad (4.19)$$

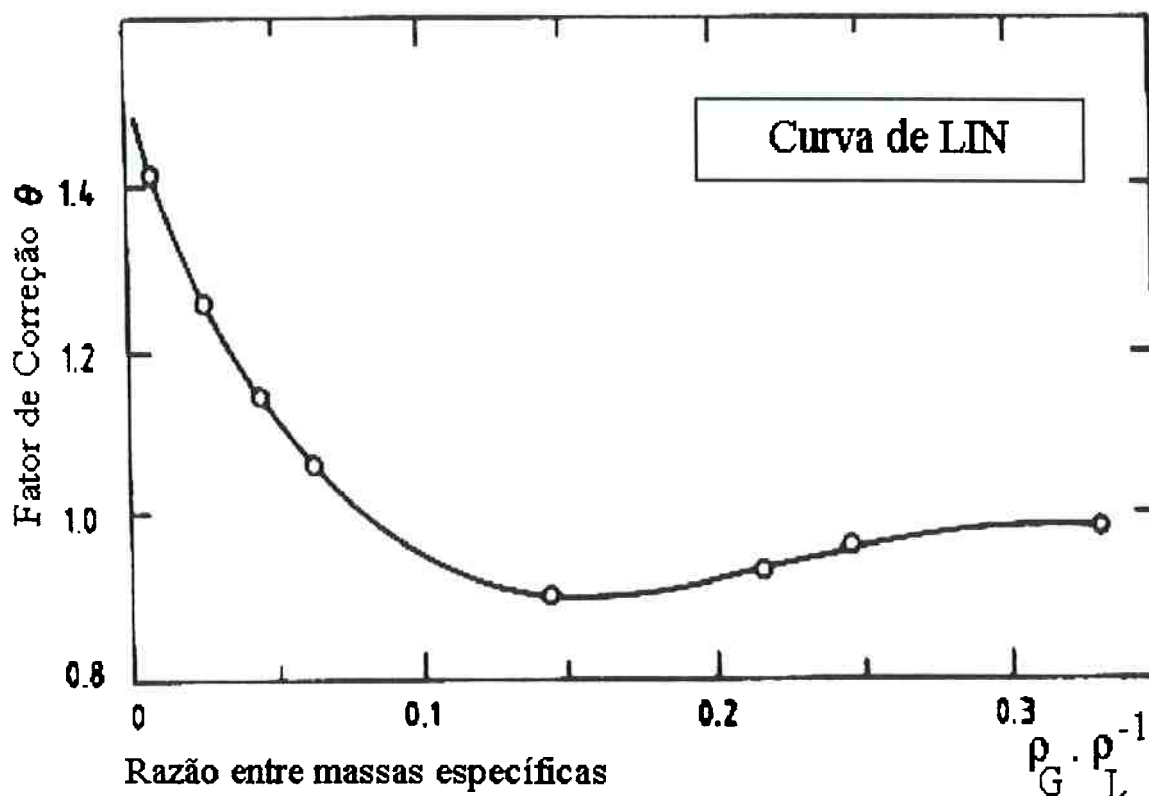


Figura 4.7 Curva de LIN para o fator de correção da expressão do multiplicador bifásico para o gás, em função da razão entre as massas específicas das fases em escoamento

O autor relata diferenças de até 15% na determinação da vazão, o que representa um ganho de qualidade no procedimento se comparado aos 25% obtidos por MURDOCK (1981).

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

CHISHOLM (1983) apud MOORE (1990), em uma linha semelhante de trabalho à MURDOCK (1981) e LIN (1982) desenvolveu uma correlação empírica para o multiplicador bifásico da fase gasosa em função do parâmetro de Lockhart-Martinelli. O trabalho experimental foi realizado utilizando o fluido refrigerante R-113¹. Para o cálculo da perda de carga bifásica, e determinação da vazão através de placa de orifício, foi obtida a expressão:

$$\phi_G^2 = 1 + 2,66 X - X^2 \quad (4.20)$$

Segundo MOORE (1990) essa correlação quando aplicada para escoamento bifásico gás-líquido envolvendo fluidos de baixa viscosidade apresenta diferenças de até 10% entre as medições experimentais e os valores calculados para a vazão, e é uma das mais utilizadas para aplicações envolvendo placas de orifício.

MILLINGTON (1986) trabalhou com a medição de vazão do escoamento gás-líquido avaliando o desempenho do medidor tipo turbina, diâmetro nominal de 150 milímetros, com o objetivo de aplicação na produção de petróleo e gás em plataformas marítimas. O trabalho foi realizado no NATIONAL ENGINEERING LABORATORY² (NEL).

¹ Refrigerante R-113, fórmula química $\text{CCl}_2\text{FCClF}_2$, triclórotetrafluoreto.

² NATIONAL ENGINEERING LABORATORY (NEL) , East Kilbride, Glasgow-Scotland.

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

O autor relata diferenças na ordem de $\pm 15\%$ na determinação do fator do medidor comparativamente às medições com escoamento monofásico. Os ensaios foram realizados utilizando-se diferentes misturas de ar e querosene, com diferentes vazões em massa. Os ensaios foram conduzidos inicialmente sem pré-misturador antes do instrumento de medição. Posteriormente foram utilizados dois tipos diferentes de pré-misturadores, o de turbina e a placa com orifícios, buscando homogeneizar a mistura.

A partir da definição da constante de medição do instrumento operando com o escoamento monofásico, como sendo, a razão entre a velocidade angular da turbina e a vazão volumétrica que passa por ela, expressão (4.21), o autor obteve o fator do medidor quando operando com o escoamento bifásico, na forma que segue:

$$k = \frac{\omega}{Q} \quad (4.21)$$

$$\left(\frac{k}{2\pi}\right)_{\text{Fator do Medidor}} = \frac{f}{Q} = K = \frac{\left[\frac{\text{rotações}}{\text{unidade de tempo}}\right]}{\left[\frac{\text{volume}}{\text{unidade de tempo}}\right]} \quad (4.22)$$

na avaliação do escoamento bifásico:

$$K = \frac{f}{\frac{\dot{M}_{bif.}}{\rho_{bif.}}} = \frac{f}{\dot{M}_{bif.} [\alpha \cdot \rho_G + (1 - \alpha) \cdot \rho_L]^{-1}} \quad (4.23)$$

Tabela 4.9 Nomenclatura para o fator do medidor de vazão tipo turbina

f	Frequência (rotação da turbina)
K	Fator do Medidor
k	Constante de medição
\dot{M}_{bif}	Vazão em massa da mistura bifásica
Q	Vazão volumétrica que passa pelo instrumento de medição
α	Fração de vazio
ρ_G	Massa específica da fase gasosa
ρ_L	Massa específica da fase líquida
ω	Velocidade angular da turbina

A utilização de pré-misturadores antes do instrumento reduziu em parte as diferenças percentuais na determinação do fator do medidor, entretanto, conforme relata o autor, esta redução não é condição suficiente para indicar sua aplicação onde se tem presente o escoamento bifásico em tubos de grande diâmetro.

O autor concluiu seu trabalho não recomendando o medidor tipo turbina para as medições de vazão em escoamento bifásico. As figuras¹ 4.8, 4.9 e 4.10 reproduzem os resultados obtidos pelo pesquisador.

Segue o resumo das principais constatações após os estudos de avaliação do desempenho do medidor tipo turbina e os respectivos testes experimentais:

¹Representação gráfica dos resultados dos experimentos de MILLINGTON (1986) com medidor tipo turbina.

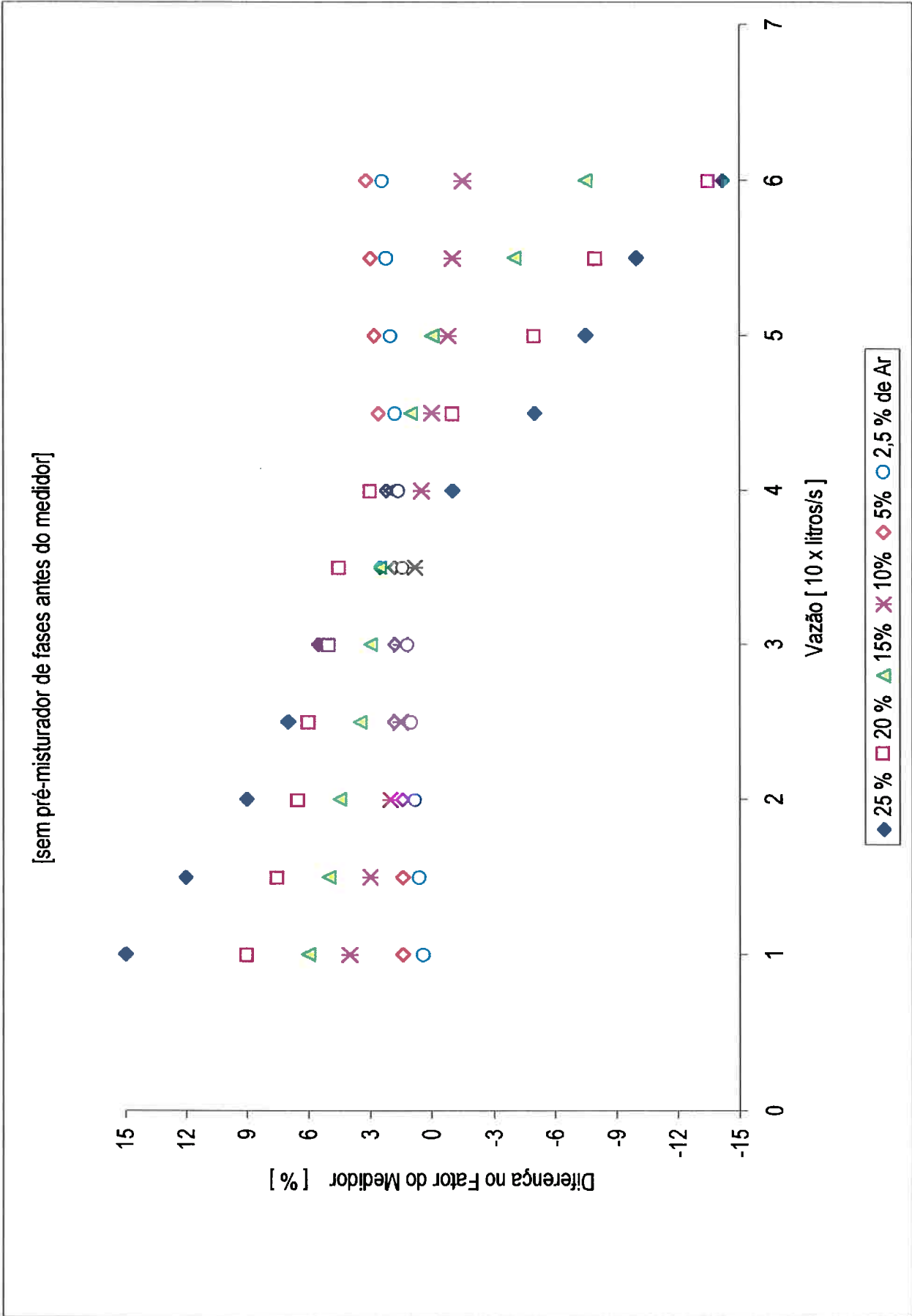


Figura 4.8 Resultados obtidos por MILLINGTON (1986) – Variação do fator do medidor tipo turbina – Mistura Ar e Querosene – Sem pré-misturador de fases

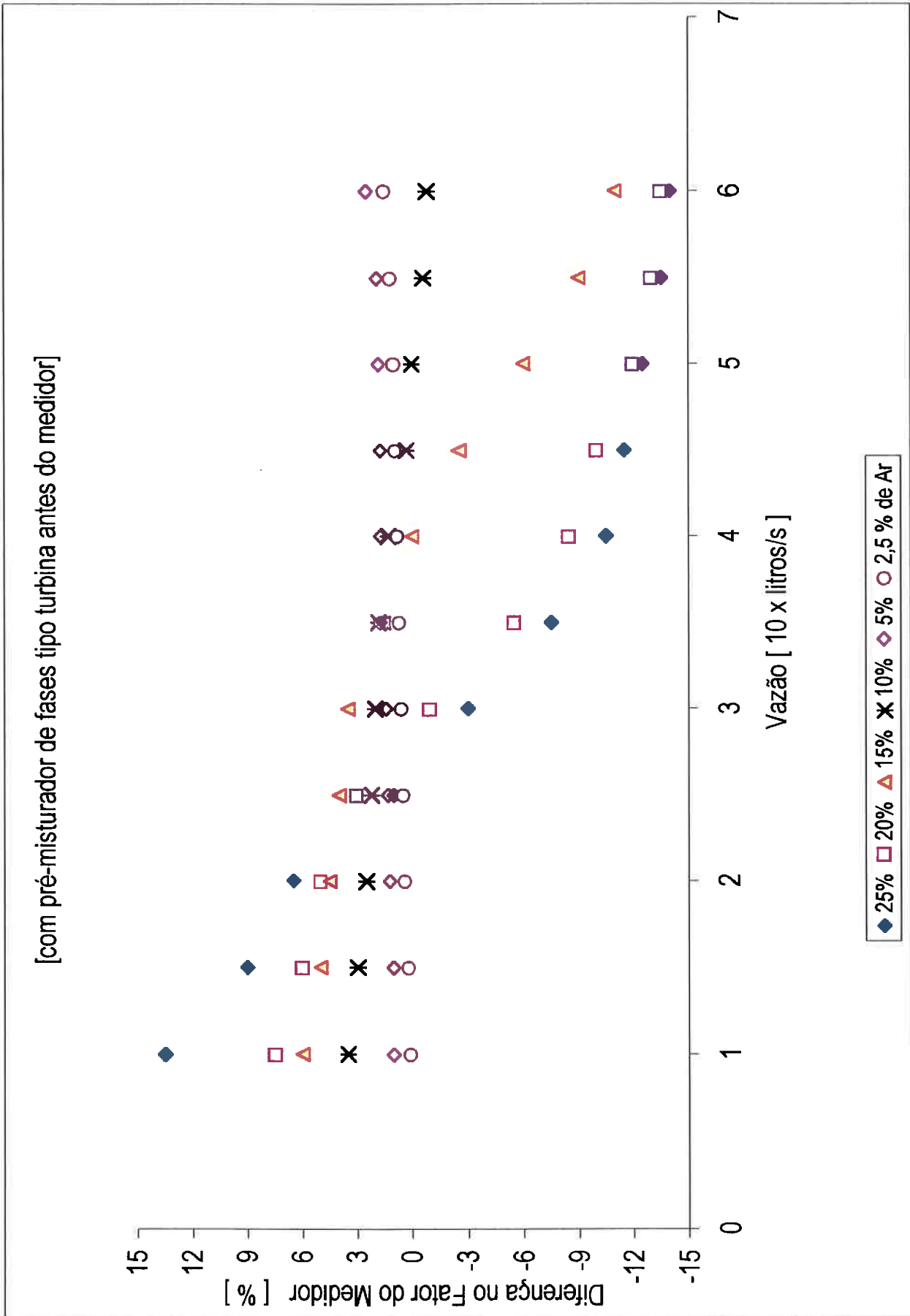


Figura 4.9 Resultados obtidos por MILLINGTON (1986) – Variação do fator do medidor tipo turbina – Mistura Ar e Querosene – Com pré-misturador tipo turbina

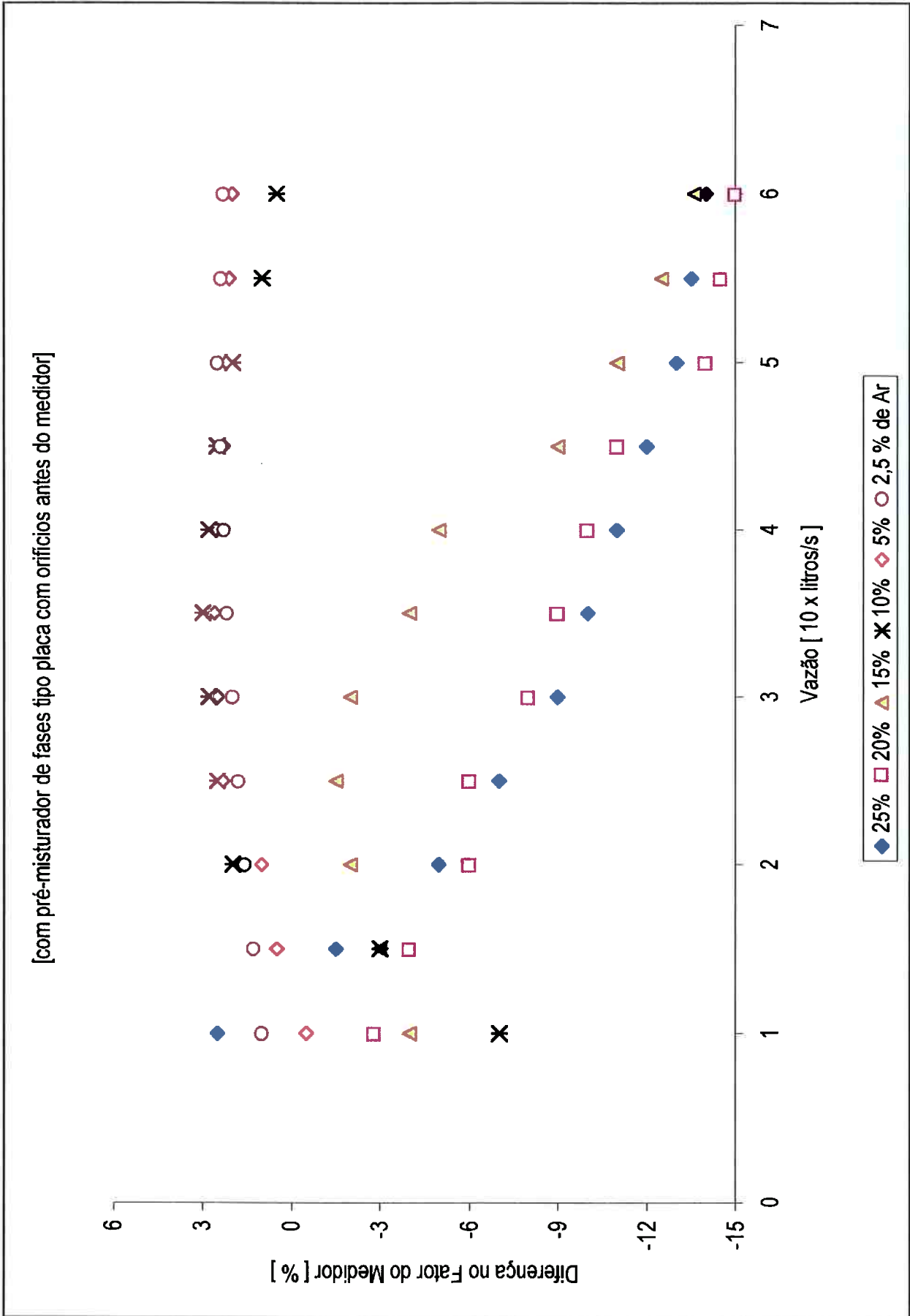


Figura 4.10 Resultados obtidos por MILLINGTON (1986) – Variação do fator do medidor tipo turbina – Mistura Ar e Querosene – Com pré-misturador tipo placa de orifícios

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

- ❑ A realização de calibração única do medidor tipo turbina é tecnicamente impraticável. A natureza transitória do escoamento bifásico, devido as variações espaciais das propriedades da mistura no interior do tubo e as variações temporais ao longo do escoamento, causa as transições de regime e estas por sua vez, alteram o momento angular associado ao fluido em rotação com a turbina, impossibilitando a calibração para uma ampla faixa do par (vazão mássica, fração de vazio);
- ❑ A turbina do medidor gira tanto pela ação do gás quanto do líquido sobre suas pás, implicando na necessidade de medição da fração de vazio a cada vazão em massa, o que levaria a determinação de um fator específico do medidor, válido somente para esse par de valores;
- ❑ A diferença de velocidades entre as fases interfere na medição da vazão, entretanto é difícil quantificar a sua influência na medida efetuada devido as transições ininterruptas de regime de escoamento através do instrumento;
- ❑ A variação dos percentuais de Ar e Querosene presentes na mistura bifásica interferem nas propriedades médias, viscosidade e massa específica, com influência direta nos valores medidos pelo instrumento;

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

- Ajustando-se o fator do medidor considerando para tanto o modelo homogêneo para o escoamento bifásico com as fases líquida e gasosa bem misturadas, e ainda tomando a razão de escorregamento igual a um, velocidades iguais das fases, observa-se melhora na precisão da medição para misturas com até no máximo 5% de ar e 95% de querosene. Contudo, o fator para calibração do medidor ainda continuará valendo apenas para o par (vazão mássica, fração de vazio) especificamente utilizado no ensaio de medição.

KING (1990a) trabalhando com medidor tipo placa de orifício, na medição¹ do escoamento óleo-gás, ajustou os mapas para identificação de regimes dos autores GOLAN et al. (1970) e MANDHANE et al. (1974) apud NATIONAL ENGINEERING LABORATORY (1990), considerando que os regimes de escoamento bifásico através dos instrumentos de medição tem influência no valor da perda de carga.

A perda de carga é parte integrante nos cálculos de vazão², e os mapas auxiliam na seleção da correlação empírica para seu cálculo. As figuras 4.11 e 4.12 apresentam os mapas ajustados.

¹ Duas etapas de medições, a primeira com o medidor tipo placa de orifício instalado na posição horizontal e a segunda na direção vertical, com fluxo de escoamento bifásico no sentido ascendente.

² Expressão [4.17].

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

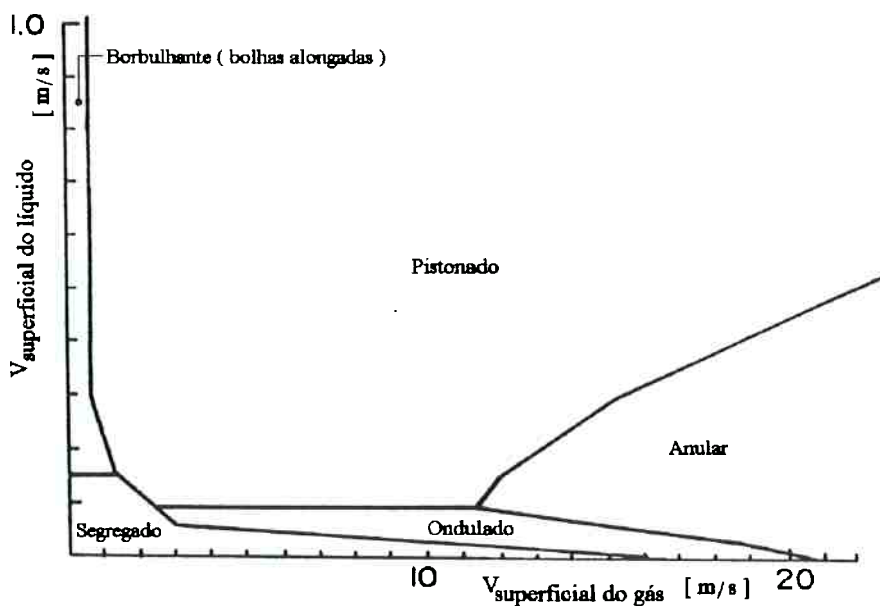


Figura 4.11 Mapa de identificação de regime de escoamento ajustado por KING (1990a) – tubo e medidor na horizontal

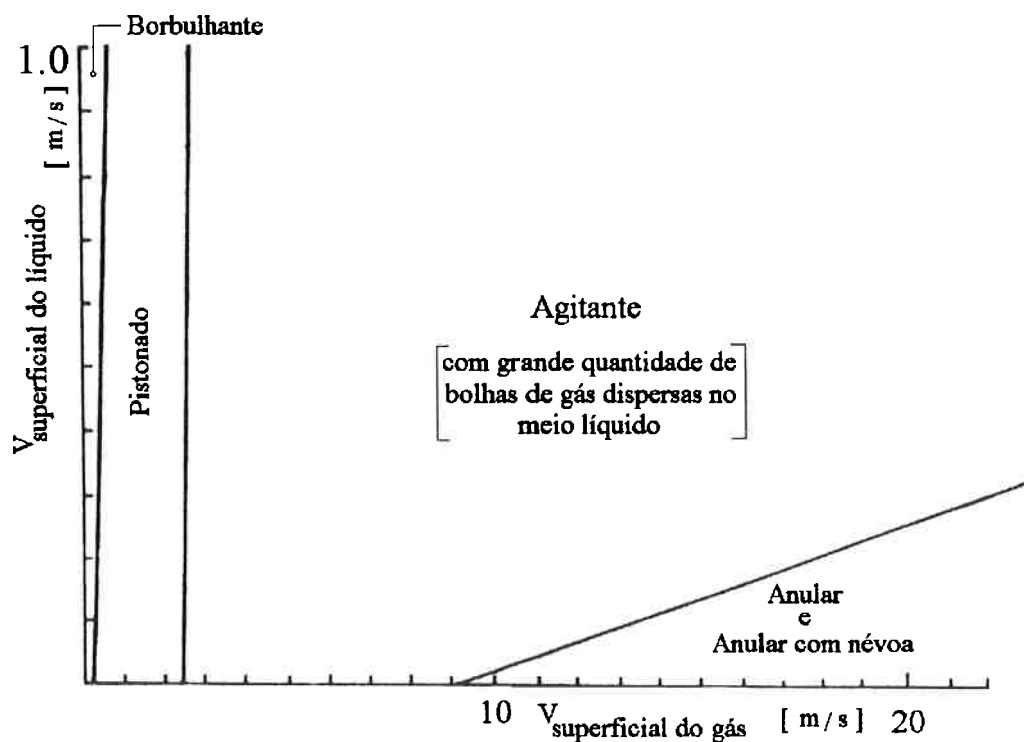


Figura 4.12 Mapa de identificação de regime de escoamento ajustado por KING (1990a) – tubo e medidor na vertical

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

KING (1990b) abordou também a questão relativa a seleção do tipo medidor e o procedimento para medição de vazão no escoamento bifásico. As variações¹ ininterruptas das propriedades da mistura gás-líquido em escoamento geram dificuldades para obtenção de medições com qualidade, isto é, precisão compatível com as necessidades dos processos. Diz o autor:

“ Os problemas associados com a medição de vazão no escoamento de fase única como as influências da viscosidade, da massa específica, do perfil de velocidades, dos efeitos do tipo de instalação dos medidores, transformam-se em barreiras formidáveis quando duas ou mais fases escoam em conjunto”.

As dificuldades citadas pelo autor em seu trabalho tem como base a perda de carga bifásica, ΔP_{bif} , considerando que a determinação desse valor está diretamente relacionada com a precisão na medição da vazão efetuada pelos instrumentos. E ainda, que outras propriedades da mistura como o título, a fração de vazio, a tensão superficial da fase líquida, além do regime de escoamento presente, interferem e dificultam a obtenção de melhores resultados para a medição da vazão.

As variações das velocidades das fases líquida e gasosa ao longo do tubo, na passagem pelo instrumento de medição também contribuem para o aumento das incertezas associadas à medição.

¹Variações espaciais no interior do tubo e variações temporais ao longo do escoamento.

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

O autor verificou que a medição de vazão do escoamento bifásico em regime borbulhante homogêneo, ou ainda com baixos valores para o fator de escorregamento¹ (menor ou igual à 0,1), apresenta bons resultados utilizando um medidor convencional como a placa de orifício com furo de drenagem, com erros na ordem de $\pm 10\%$. Verificou que o diâmetro do tubo tem forte influência na precisão da medição de vazão. Tubos com diâmetros grandes tendem a facilitar o coalescimento das bolhas formando pistões de gás, aumentando o escorregamento entre as fases, aumentando o erro.

O autor apresenta as seguintes opções para medição da vazão:

❑ Separação das fases

Medições das vazões individuais de cada uma das fases após a separação em equipamentos apropriados. Utilização de instrumentos convencionais² instalados nas linhas de gás e líquido em escoamento monofásico.

❑ Homogeneização das fases e uso de medidor único

Homogeneizar³ as fases presentes antes da mistura passar pelo medidor.

¹Fator de escorregamento, ou simplesmente escorregamento no escoamento bifásico é definido como a diferença entre as velocidades das fases gasosa e líquida, ($U_{\text{gás}} - U_{\text{líquido}}$). Razão de escorregamento no escoamento bifásico é definido como o quociente entre as velocidades das fases gasosa e líquida, ($U_{\text{gás}} / U_{\text{líquido}}$).

² Placa de Orifício, Bocal ASME, Turbina.

³ Segundo o autor, homogeneizar a mistura não apenas no sentido de buscar propriedades uniformes espacialmente no interior do tubo, mas também uniformizar as fases em termos de velocidades de forma que as propriedades mantenham-se constantes ao longo do escoamento.

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

Este procedimento segundo o autor, é uma alternativa para os casos de inviabilidade técnica da separação de fases. Nos ensaios experimentais realizados ele observou melhoria na qualidade da medições, com diferenças na ordem de $\pm 15\%$ com o uso de medidores tipo turbina, e $\pm 10\%$ utilizando placas de orifício.

□ Sistema Integrado

A medição da vazão utilizando um conjunto de instrumentos e não apenas um único medidor nos moldes do escoamento monofásico. O autor apresenta o sistema do NEL para área da produção de petróleo, figura 4.13, que possui componentes para homogeneização da mistura, determinação da massa específica, da fração de vazio, da vazão volumétrica, da quantidade de água, e um computador de fluxo dedicado operando com base de dados, correlações empíricas e equação de estado.

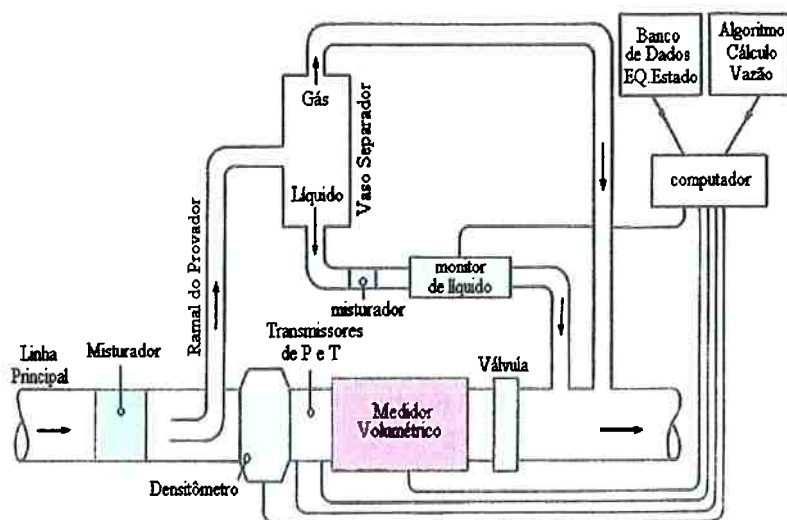


Figura 4.13 Sistema integrado NEL - Medição de vazão multifásica

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

Os sistemas integrados apresentam precisão na ordem de $\pm 1\%$. A pesquisa bibliográfica sobre o assunto mostrou que o desenvolvimento tecnológico na área da medição de vazão de misturas em escoamento bifásico¹, tem produzido sistemas cada vez mais precisos para aplicações na área da indústria do petróleo.

DYKESTEEN (1999) apresentou os resultados das pesquisas realizadas com uso de sistemas integrados utilizando um bocal venturi como medidor volumétrico, operando em diferentes condições de escoamento bifásico. Os valores indicados para a vazão pelo sistema, comparados aos registrados fisicamente no tanque receptor da mistura ao longo do tempo, apresentou diferenças inferiores à 1%.

TORAL (2000) apresentou os resultados do desenvolvimento de um sistema integrado de medição de fluxo multifásico denominado² “Sistema Especialista para Medição Multifásica”. O sistema possui um computador dedicado e programa para cálculos dos escoamentos em tempo real, com recursos para determinação da vazão das misturas de petróleo, água e gás, frações de vazão variando de 2 à 98%, e viscosidades dinâmicas de 10^{-3} à 2 Pa.s (1 à 2000 cP).

¹ Os sistemas integrados são normalmente desenvolvidos para misturas multifásicas de petróleo, água e gás, podendo operar em escoamento bifásico na ausência da água.

² Sistema Especialista para Medição Multifásica, do original em inglês: Expert System for Multiphase Metering - ESMER.

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

O autor relata diferenças no cálculo das vazões de até 1% para medição do escoamento bifásico de petróleo e gás, e até 10% para petróleo, água e gás.

O trabalho experimental desenvolvido para esta tese envolveu medições separadas das fases líquida e gasosa do propano, de acordo com as disponibilidades dos instrumentos instalados no Terminal da Petrobras S/A, conforme apresentado no capítulo 5.

4.3 DETERMINAÇÃO DA PERDA DE CARGA

A pesquisa bibliográfica realizada mostrou que os mecanismos envolvidos na determinação da perda de carga no escoamento bifásico estão longe de serem completamente compreendidos. E ainda, que as várias correlações empíricas, os diversos modelos, e os métodos para os cálculos com suas respectivas recomendações, estão em desenvolvimento contínuo.

As correlações obtidas à partir dos trabalhos experimentais estão invariavelmente atreladas as condições específicas dos ensaios, e os autores evitam a generalização. A pesquisa bibliográfica realizada mostra que os resultados obtidos pelos métodos existentes carregam incorreções que devem ser tratadas estatisticamente.

O gradiente total de pressão no escoamento bifásico é representado como:

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_{Total} = \left(\frac{dP}{dz}\right)_{Atrito} + \left(\frac{dP}{dz}\right)_{Aceleração\ do\ escoamento} + \left(\frac{dP}{dz}\right)_{Aceleração\ da\ gravidade} \quad (4.24)$$

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

A contribuição de LOCKHART; MARTINELLI (1949) apud HESTRONI (1982) é a mais famosa no que se refere a determinação da perda de carga no escoamento bifásico. As publicações ESDU (1978), ANDRITSOS (1985), DELHAYE (1989), CAREY (1992) e WHALLEY (1996), referem-se a esse trabalho como base de vários estudos ao longo dos anos.

Os pesquisadores LOCKHART e MARTINELLI trabalharam nos seus experimentos com tubos horizontais de 1,5 à 25,8 milímetros de diâmetro interno, baixas pressões de 1 à 3,6 bar, e escoamento isotérmico de misturas de ar com água, querosene e benzeno.

A correlação empírica proposta pelos autores, para o cálculo do gradiente de pressão devido ao atrito no escoamento bifásico, origina-se da possibilidade de cada uma das fases, líquida e gasosa, ocuparem separadamente uma parte da seção de escoamento, calculando-se a perda de carga bifásica, ΔP_{bif} , sem considerar as interações mútuas das fases.

A correlação tem como base o parâmetro " X " definido como:

$$X = \sqrt{\frac{\left(\frac{dP}{dz}\right)_{LIQ}}{\left(\frac{dP}{dz}\right)_{Gás}}} \quad \text{devido ao atrito} \quad (4.25)$$

onde: $\left(\frac{dP}{dz}\right)_{LIQ} = \text{gradiente de pressão da fase líquida} \quad (4.26)$

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_{Gás} = \text{gradiente de pressão da fase gasosa} \quad (4.27)$$

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

A partir do cálculo desse parâmetro, foi proposto pelos autores o método de determinação da perda de carga por atrito utilizando os chamados multiplicadores bifásicos, ϕ_{LIQ} ou $\phi_{Gás}$, podendo ser selecionado qualquer um deles, a escolha é arbitrária. Tais multiplicadores são obtidos a partir da avaliação do tipo de regime de escoamento presente no processo e em função do parâmetro "X", conforme ilustrado na figura abaixo.

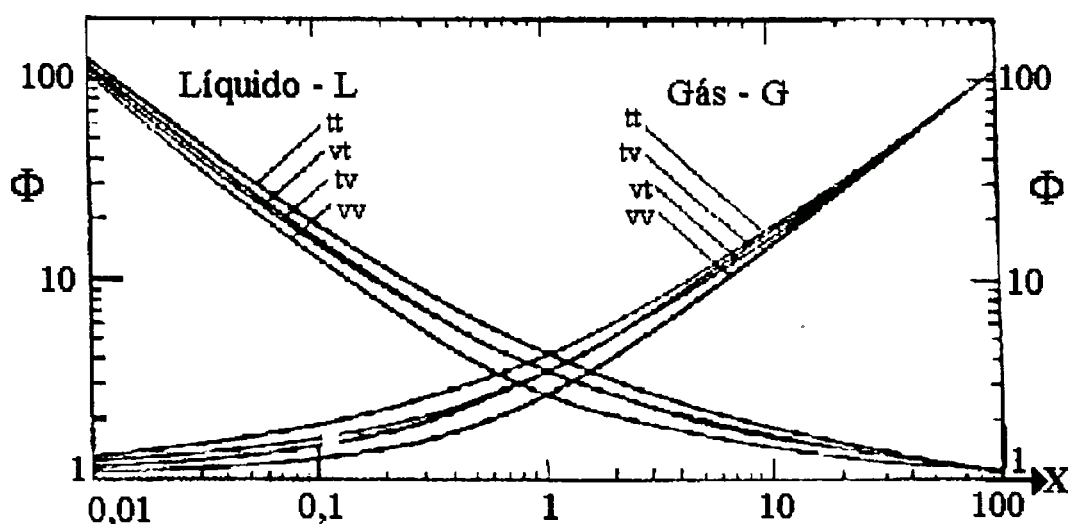


Figura 4.14 Curvas Experimentais – Lockhart e Martinelli

Tabela 4.10 Classificação dos regimes – Lockhart e Martinelli

tt = regime turbulento para ambas as fases. vt = regime laminar para a fase líquida e turbulento para a gasosa. tv = regime turbulento para a fase líquida e laminar para a gasosa. vv = regime laminar para ambas as fases.				
Regime	tt	vt	tv	vv
Nº Reynolds				
$Re_{Líquido.}$	> 2000	< 1000	> 2000	< 1000
$Re_{Gás}$	> 2000	> 2000	< 1000	< 1000

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

A classificação dos regimes deve ser realizada com o cálculo do número de Reynolds à partir da fase líquida ou gasosa como se cada uma delas estivessem escoando sozinhas monofasicamente em toda a seção do tubo, na vazão de cada uma das fases.

Segundo a ESDU (1978) um aspecto importante a ser observado é que não há definição de regime para o intervalo “ $1000 < N^{\circ} \text{ Reynolds} < 2000$ ”, sendo recomendado, em se obtendo valores dentro desse intervalo, considerar como sendo regime turbulento.

Outro ponto a se destacar, conforme DELHAYE (1989), é que sendo arbitrária a escolha das fases líquida ou gasosa para cálculo do multiplicador bifásico, o procedimento não considera as características particulares de cada tipo de escoamento bifásico, isto é, se o mesmo é borbulhante, pistonado, segregado, batelado ou anular, o que leva a superestimativa dos valores da perda de carga.

LOCKHART; MARTINELLI (1949) durante seus experimentos, consideraram as parcelas de queda de pressão pela aceleração do escoamento e devido as forças gravitacionais desprezíveis comparadas àquela oriunda da ação do atrito.

Assim à partir da determinação do multiplicador bifásico utilizando-se as curvas da figura 4.14 calcula-se o gradiente de pressão bifásico devido ao atrito, como:

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

$$\left\{ \left[\frac{dP}{dz} \right]_{\text{arito}} \right\}_{\text{bifásico}} = \phi_{\text{LIQ}}^2 \cdot \left(\frac{dp}{dz} \right)_{\text{LIQ}} = \phi_{\text{Gás}}^2 \cdot \left(\frac{dp}{dz} \right)_{\text{Gás}} \quad (4.28)$$

CHISHOLM; SUTHERLAND (1969) apud COLLIER (1994) mostraram que os multiplicadores bifásicos, ϕ_{LIQ} e $\phi_{\text{Gás}}$, podem ser representados em função do parâmetro "X" como:

$$\phi_{\text{LIQ}}^2 = 1 + \frac{C}{X} + \frac{1}{X^2} \quad (4.29)$$

$$\phi_{\text{Gás}}^2 = 1 + CX + X^2 \quad (4.30)$$

onde:

Tabela 4.11 Coeficiente "C" Expressões de Chisholm e Sutherland

Regimes	Líquido	Gás	C	Líquida	Gasosa
	turbulento	turbulento	20	Φ_{Ltt}	Φ_{Gtt}
	laminar	turbulento	12	Φ_{Lvt}	Φ_{Gvt}
	turbulento	laminar	10	Φ_{Ltv}	Φ_{Gtv}
	laminar	laminar	5	Φ_{Lvv}	Φ_{Gvv}

As publicações inglesas ESDU (1978) e WHALLEY (1996), apresentam recomendações^{1,2} semelhantes para adoção do procedimento de LOCKHART e MARTINELLI, que são:

$$(a) \quad \frac{\text{Viscosidade dinâmica do líquido}}{\text{Viscosidade dinâmica do gás}} > 1000 \quad e \quad \text{Vazão em massa} < 100 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$(b) \quad \frac{\rho_{\text{LIQ}}}{\rho_{\text{Gás}}} \leq 100 \quad \text{Diâmetro tubo} = D_i \leq 0,08 \text{ m} \quad G \geq 200 \frac{\text{kg}}{\text{s.m}^2}$$

¹ Se qualquer uma das condições indicadas em (b) for respeitada, a correlação de Lockhart-Martinelli poderá ser utilizada. Apenas quando simultaneamente as três condições não forem atendidas é que o método não é recomendado.

² Atendida pelo menos uma das condições em (b), as condições em (a) devem ser obrigatoriamente respeitadas, caso contrário não é recomendado a aplicação da correlação de Lockhart-Martinelli.

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

CHISHOLM (1973) apud COLLIER (1994), utilizando a correlação empírica para o multiplicador bifásico da fase líquida, expressão (4.29), comparou os resultados obtidos com as determinações experimentais de Petrick^{1,2} e Isbin², e concluiu que a precisão na determinação da perda de carga resultava em diferenças de até 50% .

O autor desenvolveu então outra correlação³, representada por “ ϕ_{LO}^2 ” com a inserção do chamado índice de propriedades “ I_p ” e de um coeficiente, indicado como “ B_{LO} ” baseado nesse índice.

$$\phi_{LO}^2 = 1 + (I_p^2 - 1) \{ B_{LO} [x(1-x)]^{\frac{2-n}{2}} + x^{2-n} \} \quad (4.31)$$

$$B_{LO} = \frac{C I_p - 2^{2-n} + 2}{I_p^2 - 1} \quad (4.32)$$

$$I_p = \left\{ \frac{\rho_{gás}}{\rho_{LIQ}} \right\} \cdot \left\{ \frac{\mu_{LIQ}}{\mu_{gás}} \right\}^{0,2} \quad (4.33)$$

$$C = \frac{1}{S} \sqrt{\frac{\rho_{LIQ}}{\rho_{gás}}} + S \sqrt{\frac{\rho_{gás}}{\rho_{LIQ}}} \quad (4.34)$$

$$\text{Razão de Escorregamento} = \frac{\text{velocidade real do gás}}{\text{velocidade real do líquido}} = S \quad (4.35)$$

$$n = 0,25 \quad (\text{Blasius}) \quad (4.36)$$

representando o gradiente de pressão devido ao atrito na forma:

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_{\text{Atrito}} = (\phi_{LO})^2 \cdot 2 \cdot \left(\frac{4 \cdot (M_G + M_L)}{\pi d_{tubo}^2} \right)^2 \cdot \frac{f_{LO}}{\rho_{LIQ} \cdot d_{tubo}} \quad (4.37)$$

¹ CARREY (1992)

² COLLIER (1994)

³ Segundo ANDRITSOS (1985) apresenta diferença na ordem de 30% para escoamento tipo batelado.

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

CHISHOLM também propôs a relação entre a razão de escorregamento de fases, o título da mistura e a razão entre as massas específicas, na forma:

$$S = \left\{ 1 - x \cdot \left(\frac{\rho_{Liq}}{\rho_{gás}} \right) \right\}^{0,5} \quad (4.38)$$

WHALLEY (1996) sugere a aplicação do multiplicador bifásico proposto na expressão (4.31) desde que atendidas as seguintes condições:

$$\frac{\text{Viscosidade dinâmica da fase líquida}}{\text{Viscosidade dinâmica da fase gasosa}} > 1000 \quad e \quad \text{Vazão em massa} > 100 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Encontra-se publicado na literatura, HESTRONI (1982), resultado do trabalho desenvolvido por JUNG et al. (1979), para determinação do multiplicador bifásico total, “ $\{(\phi_{LO})^2\}_{Total}$ “, que engloba os efeitos do atrito e da aceleração do escoamento, em tubos horizontais, baseado no multiplicador da fase líquida como se ela estivesse escoando sozinha no interior do duto com a vazão total da mistura. Os ensaios experimentais que deram origem à correlação empírica foram realizados utilizando os fluídos refrigerantes¹ R-12, R-22 e R-114.

$$\left\langle \phi_{LO}^2 \right\rangle_{Total} = 12,82 \cdot X^{-1,47} \cdot (1-x)^{1,8} \quad (4.39)$$

onde:

X = parâmetro de Lockhart-Martinelli

x = título da mistura bifásica

¹ R-12=Diclorofluormetano CCl_2F_2 , R-22=Clorodifluormetano CHClF_2 , R-114=Diclorotetrafluoretano $\text{CClF}_2\text{CClF}_2$.

DUKLER et al. (1964) apud FANG (1998), apresentaram contribuição com a determinação de uma correlação para o gradiente de pressão devido ao atrito no escoamento bifásico, após análise dos resultados de 2620 dados experimentais em tubos na direção horizontal.

$$\left(-\frac{dP}{dx}\right)_f = 16 f_{DWC} \left(\frac{1}{\rho_m^2 D}\right) \left(\frac{G^2}{2g}\right) \quad (4.40)$$

$$f_{DWC} = F \beta (0,0014 + 0,125 \text{Re}_m^{-0,32}) \quad (4.41)$$

$$F = 1 + \frac{\gamma}{1,281 - 0,478\gamma + 0,444\gamma^2 - 0,094\gamma^3 + 0,00843\gamma^4} \quad (4.42)$$

$$\gamma = -\ln(\lambda) \quad (4.43)$$

$$\beta = \frac{\rho_L}{\rho_m} \frac{\lambda^2}{1-\alpha} + \frac{\rho_G}{\rho_m} \frac{(1-\lambda)^2}{\alpha} \quad (4.44)$$

$$\text{Re}_m = \frac{G \cdot D}{\mu_m} \quad (4.45)$$

$$\frac{1}{\mu_m} = \frac{x_G}{\mu_G} + \frac{1-x_G}{\mu_L} \quad (4.46)$$

$$M = M_G + M_L = \rho_G \cdot \alpha \cdot u_G + \rho_L \cdot (1-\alpha) \cdot u_L = G \cdot A \quad (4.47)$$

$$\lambda = \frac{\text{Vazão volumétrica da fase líquida}}{\text{Vazão volumétrica total da mistura bifásica}} \quad (4.48)$$

Segundo FANG a correlação não considera o regime de escoamento, apresentando entretanto melhores resultados para o regime borbulhante.

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

FRIEDEL (1979) apud CAREY (1992) propôs correlações para a determinação do gradiente de pressão devido ao atrito no escoamento bifásico, após análise de aproximadamente 25000 dados obtidos em testes experimentais, realizados em tubos horizontais e verticais com fluxo ascendente.

As expressões relacionam o parâmetro de Lockhart e Martinelli, os números de Froude e Weber, as propriedades do fluido, o fator de atrito e o diâmetro dos tubos, para escoamento adiabático, na forma:

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_{\text{Atrito}} = \phi_{LO}^2 \left(\frac{dP}{dz}\right)_{LO} \quad (4.49)$$

$$\phi_{LO}^2 = C_1 + \frac{3,24 C_2}{F_R^{0,045} W_e^{0,035}} \quad (4.50)$$

$$W_e = \frac{G^2 d_{\text{tubo}}}{\sigma \cdot \rho_{\text{bifásico}}} \quad (4.51)$$

$$F_R = \frac{G^2}{g d_{\text{tubo}} \rho_{\text{bifásico}}} \quad (4.52)$$

$$C_1 = (1-x)^2 + x^2 \cdot \left(\frac{\rho_{LIQ}}{\rho_{gás}}\right) \cdot \left(\frac{f_{GO}}{f_{LO}}\right) \quad (4.53)$$

$$C_2 = x^{0,78} (1-x)^{0,24} \left(\frac{\rho_{LIQ}}{\rho_{gás}}\right)^{0,91} \left(\frac{\mu_{gás}}{\mu_{LIQ}}\right)^{0,19} \left(1 - \frac{\mu_{gás}}{\mu_{LIQ}}\right)^{0,7} \quad (4.54)$$

$$\rho_{\text{bifásico}} = \left(\frac{x}{\rho_{gás}} + \frac{1-x}{\rho_{LIQ}}\right)^{-1} \quad (4.55)$$

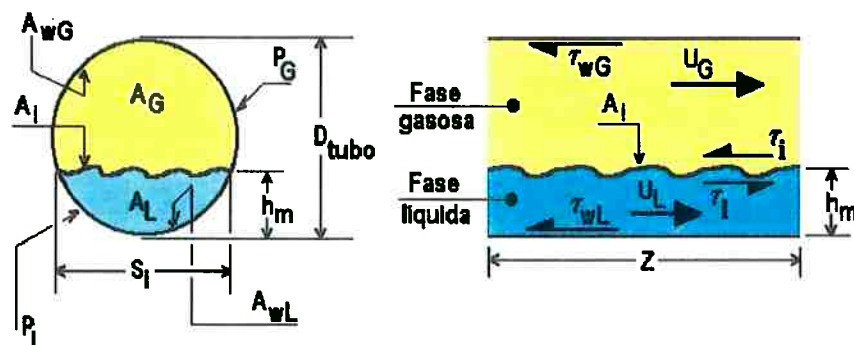
Tabela 4.12 Nomenclatura para a correlação de Friedel

$(\phi_{LO})^2$	multiplicador bifásico para fase líquida (caso o líquido estivesse escoando sozinho no tubo com a vazão total da mistura)	
C_1 e C_2	coeficientes calculados conforme expressões (4.53) e (4.54)	
d_{tubo}	diâmetro interno do tubo	
f_{GO}	fator de atrito no escoamento da fase gasosa (caso o gás estivesse escoando sozinho no tubo com a vazão total da mistura)	
f_{LO}	fator de atrito no escoamento fase líquida (caso o líquido estivesse escoando sozinho no tubo com a vazão total da mistura)	
Fr	número de Froude	
g	aceleração da gravidade local	
G	fluxo total de massa por área (gás + líquido)	$[M.L^{-2}.T^{-1}]$
We	número de Weber	
X	parâmetro de Lockhart-Martinelli	
x	título	
μ	viscosidade dinâmica	
ρ	massa específica	
σ	tensão superficial da fase líquida	

Segundo CAREY (1994) a correlação de Friedel apresenta melhores resultados quando atendida a seguinte condição:

$$\frac{\text{Viscosidade dinâmica da fase líquida}}{\text{Viscosidade dinâmica da fase gasosa}} < 1000 \quad (4.56)$$

ANDRITSOS (1985) estudou a influência da viscosidade da mistura, do diâmetro da tubulação, do atrito na interface gás-líquido, no escoamento em regime estratificado liso e ondulado, direção horizontal, propondo as seguintes correlações:

**Figura 4.15** Ilustração do escoamento estratificado - Andritsos

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_{Líquida}^{Fase} = \left(\frac{\tau_{wL} \cdot A_{wL} - (\tau_i)_{Lado\ Líquido} \cdot A_i}{A_L} \right) \quad (4.57)$$

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_{Gasosa}^{Fase} = \left(\frac{\tau_{wG} \cdot A_{wG} + (\tau_i)_{Lado\ Gás} \cdot A_i}{A_G} \right) \quad (4.58)$$

$$\tau_{wL} = f_L \frac{\rho_L U_L^2}{2} \quad (4.59)$$

$$(\tau_i)_{Lado\ Líquido} = 3\tau_c - 2\tau_L \left(1 - \frac{h_m}{D_{tubo}}\right) \quad (4.60)$$

$$\tau_c = \left(\frac{1,082 \sqrt{Re_L} \cdot \mu_L}{h_m} \right)^2 \cdot \frac{1}{\rho_L} \quad (4.61)$$

$$Re_L = 4 \frac{A_L U_L \rho_L}{\mu_L P_L} \quad (4.62)$$

$$Re_G = 4 \frac{A_G U_G \rho_G}{\mu_G (P_G + S_i)} \quad (4.63)$$

$$\tau_{wG} = f_{gás} \frac{\rho_{gás} U_G^2}{2} \quad (4.64)$$

$$(\tau_i)_{Gás} = f_i \frac{\rho_{gás} (U_G - U_L)^2}{2} \quad (4.65)$$

$$f_L = \frac{64}{Re_L} \quad \text{para } Re_L \leq 2000 \quad (4.66)$$

$$f_L = \frac{0,316}{(Re_L)^{0,25}} \quad \text{para } Re_L > 2000 \quad (4.67)$$

$$f_G = \frac{16}{Re_G} \quad \text{para } Re_G \leq 2000 \quad (4.68)$$

$$f_G = \frac{0,079}{(Re_G)^{0,25}} \quad \text{para } Re_G > 2000 \quad (4.69)$$

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

O autor propõe o cálculo dos gradientes de pressão devido ao atrito das fases gasosa e líquida por método iterativo. Conhecidos o diâmetro do tubo, as vazões de líquido e gás, as viscosidades dinâmicas, as massas específicas, o comprimento do trecho de interesse “ Z “, estabelece-se um valor para a altura média de líquido presente no interior tubo, “ h_m “ (em geral dez vezes menor ao diâmetro do tubo para início dos cálculos). Adotando-se inicialmente uma superfície plana para a interface, calculam-se os parâmetros geométricos indicados na figura 4.15, como: A_L , A_i , A_G , A_{WG} , A_{WL} , P_L , P_G e S_i .

O cálculo do gradiente de pressão devido ao atrito na fase líquida, expressão (4.57), é conduzido com os cálculos das tensões de cisalhamento na parede molhada, expressões (4.59), (4.62), (4.66) ou (4.67), e na interface lado líquido, expressões (4.60) e (4.61) .

O cálculo do gradiente de pressão devido ao atrito na fase gasosa, expressão (4.58), requer a determinação do fator de atrito na interface “ f_i “, para o qual o pesquisador, após ensaios experimentais, apresentou as seguintes correlações:

baixa pressão (≤ 3 bar)

$$f_i = f_G \quad \text{para } U_G \leq 5 \text{ m/s} \quad (4.70)$$

$$\frac{f_i}{f_G} = 1 + 15 \left(\frac{h_m}{D_{tubo}} \right)^{0,5} \left(\frac{U_G}{5} - 1 \right) \quad \text{para } U_G > 5 \text{ m/s} \quad (4.71)$$

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

alta pressão (> 3 bar)

$$f_i = f_G \quad \text{para} \quad U_G \cdot \left(\frac{k_m \rho_G}{g \rho_L} \right)^{0,5} \leq 1 \quad (4.72)$$

$$\frac{f_i}{f_G} = 1 + 15 \left(\frac{h_m}{D_{tubo}} \right)^{0,5} \left(U_G \cdot \left(\frac{k_m \rho_G}{g \rho_L} \right)^{0,5} - 1 \right) \quad \text{para} \quad \left(\frac{k_m \rho_G}{g \rho_L} \right)^{0,5} > 1 \quad (4.73)$$

com o número de onda definido como:
$$k_m = \sqrt{\frac{\rho_L \cdot g}{\sigma_L}} \quad (4.75)$$

Com o valor de “ f_i “ seguem-se os cálculos das tensões de cisalhamento na parede seca, expressões (4.64), (4.68) ou (4.69), e na interface lado gás, expressão (4.65), para finalmente calcular o gradiente de pressão da fase gasosa, expressão (4.58) .

O procedimento com as correlações propostas, segundo o autor, deve ser repetido até que as tensões de cisalhamento na interface calculadas para os lados líquido, expressão (4.60), e gasoso, expressão (4.65), resultem iguais, definindo assim os valores anteriormente calculados para os gradientes de pressão das fases. Foram observadas diferenças de até +15% entre simulações numéricas e medições experimentais.

GILCHRIST (1988) estudou os fatores de escala no cálculo do gradiente de pressão devido ao atrito, avaliando a possibilidade de generalizar as correlações obtidas à partir de ensaios experimentais.

Ele considerou como fatores o diâmetro do tubo, as viscosidades e as massas específicas das fases. No trabalho são utilizados os mapas de GOVIER et al. (1972), figura 4.2, MANDHANE et al. (1974), figura 4.3, TAITEL e DUKLER (1976), figura 4.4, as correlações de DUKLER et al. (1975), expressões (4.40) à (4.48), e de EATON¹ (1967) e BRILL¹ (1973).

O autor utilizou os resultados experimentais obtidos com o uso da mistura água-ar, e através de análise dimensional ajustou as correlações. Nas simulações numéricas, variou o diâmetro e as vazões. Foram utilizados tubos de 50 e 127 milímetros de diâmetro interno na direção horizontal.

Os resultados experimentais, segundo o autor, tiveram baixa concordância com as simulações numéricas. Com tubos de 50 milímetros de diâmetro foram registradas diferenças médias de +15% para o regime borbulhante, +50% para anular e +30% para batelado. Para tubos de 127 milímetros as diferenças aumentaram alcançando valores de +20% para regime borbulhante, 65% para o anular, e 42% para batelado.

O autor conclui por recomendar cautela quando se trata da generalização de resultados em escoamento bifásico, e que os chamados fatores de escala e a análise dimensional, isoladamente, não produzem resultados satisfatórios para a obtenção de uma correlação geral para a perda de carga.

¹ Correlações citadas no texto do autor, mas não apresentadas.

Ele atribuiu a ocorrência dessas diferenças ao grande número de variáveis envolvidas no processo, as transições no regime de escoamento e a necessidade inevitável de utilização de dados experimentais, que em conjunto limitam a aplicabilidade das correlações as condições adotadas nos ensaios.

4.4 ESTUDO E AVALIAÇÃO DE CORRELAÇÕES EMPÍRICAS

Em 1978, a ENGINEERING SCIENCES DATA UNIT LTD¹ (ESDU) publicou a coleção de manuais técnicos de projeto para a área da mecânica dos fluidos, destacando-se aqui os volumes 5a e 5b que tratam do escoamento bifásico. Neles estão delineadas as questões relativas aos cálculos dos gradientes de pressão, as propriedades das misturas bifásicas, e os parâmetros do escoamento. São indicados os procedimentos para selecionamento e utilização de diversas correlações², e os respectivos limites de aplicabilidade.

Os procedimentos contidos nos volumes citados não consideram os regimes do escoamento bifásico. As correlações² são aplicadas como válidas para qualquer tipo de escoamento³.

¹ESDU é uma entidade inglesa tendo publicado até a presente data 22 séries de manuais técnicos com 270 volumes, abrangendo um total de 1200 trabalhos entre guias de projeto e programas para computadores para as diversas áreas da engenharia. Endereço na rede mundial de computadores: www.esdu.com.

²As correlações apresentadas no texto são: Lockhart-Martinelli, Martinelli-Nelson, Thom, Baroczy, Chenoweth-Martin, Chisholm, Premoli et al., Zuber, Hughmark, Armand, Beggs et al..

³Durante a elaboração desta revisão bibliográfica foram encontrados trabalhos que concluem pela “cautela” na generalização das correlações para o cálculo do gradiente de pressão.

BAXTER (1990) realizou análise dos resultados obtidos a partir da utilização das correlações empíricas¹ para o gradiente de pressão devido ao atrito, dos pesquisadores BEGGS et al. (1973) , DUKLER et al (1975), OLIEMANS et al. (1976), MUKHERJE et al. (1981).

A figura 4.16 ilustra a linha de ϕ 200 milímetros de diâmetro de produção de petróleo, água e gás, considerada no trabalho do autor. A figura 4.17 os resultados obtidos.

Segundo o autor, os melhores resultados, comparativamente as medições físicas realizadas, foram obtidos com a correlação de BEGGS et al. (1973). Em suas conclusões BAXTER menciona a existência de “vazios tecnológicos” no que diz respeito ao projeto de oleodutos para escoamento bifásico, afirmando que tal situação é resultado das incertezas associadas as determinações das propriedades de transporte da mistura bifásica.

McNEIL (1992) avaliou a perda de carga devido ao atrito no escoamento bifásico de petróleo e gás, utilizando o modelo de fases separadas, as correlações de LOCKHART e MARTINELLI (1949), os tubos nas posições horizontal e vertical com fluxo ascendente, e fixando um valor médio para a razão de escorregamento entre fases considerando que ela não é constante ao longo do escoamento, e é de difícil medição.

¹Correlações mencionadas no texto, mas as expressões não foram apresentadas no trabalho.

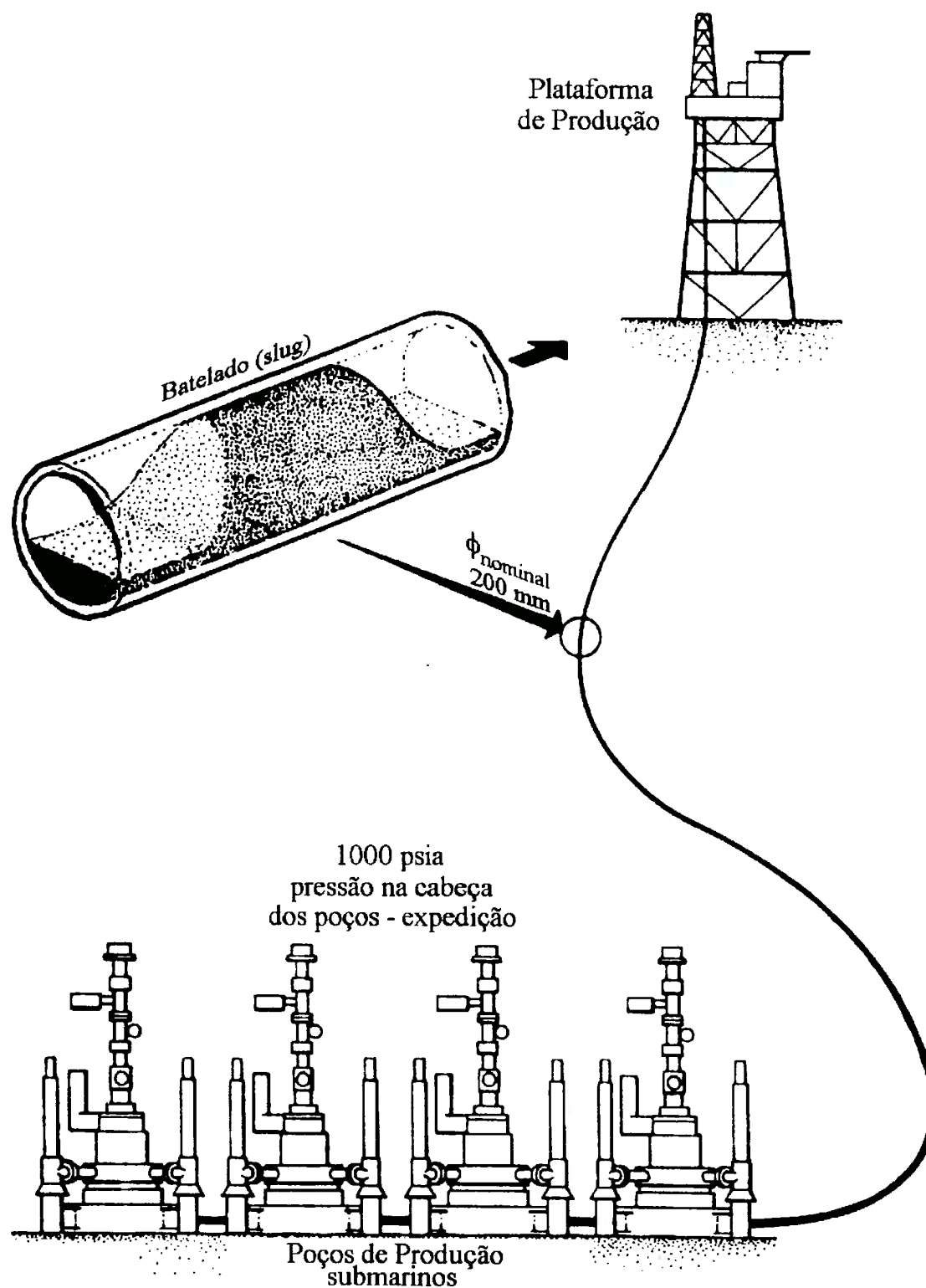


Figura 4.16 Ilustração de um campo de produção de petróleo no mar

Ensaio utilizando a base de dados da operação de campo petrolífero no mar do norte, com transições alternadas dos regimes borbulhante para batelado. A simulação considerou uma coluna d'água média equivalente de 150 metros no interior da tubulação.

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

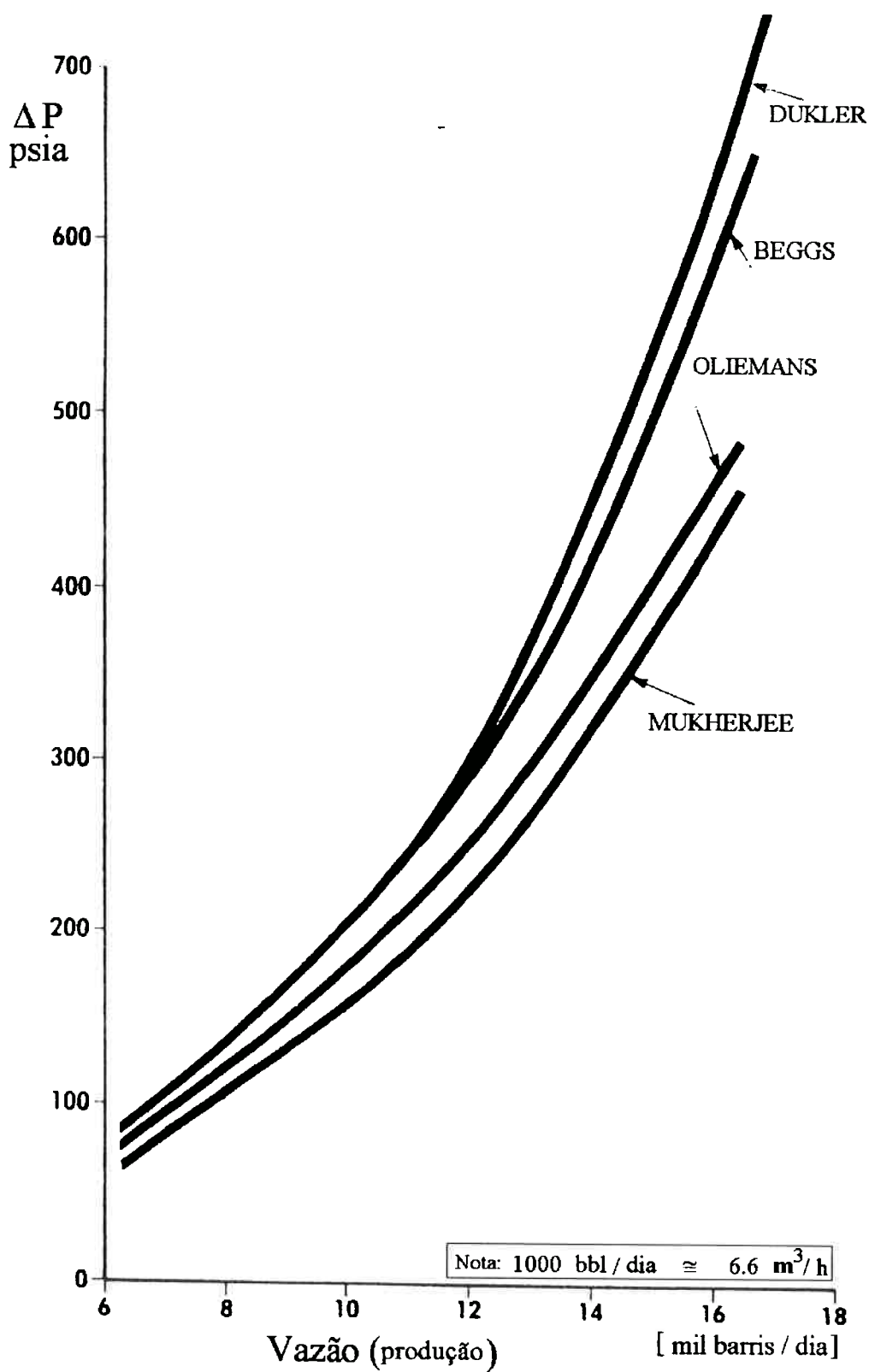


Figura 4.17 Resultados obtidos por Baxter - Correlações Empíricas¹

¹ Para misturas de óleo+gás+água salgada, linha de 15 km de extensão, com viscosidade média do óleo igual à 300 cSt e da água salgada de 1,2 cSt @ T_{escoamento}.

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

No trabalho McNEIL utilizou os mapas propostos por GOVIER et al. figura 4.2 para tubo na posição vertical, TAITEL e DUKLER, figura 4.4 para tubo na posição horizontal, e propriedades médias da mistura.

O autor comparou os resultados das simulações numéricas com as medições experimentais encontrando diferenças que chegaram até +50%. Ele verificou que as correlações de LOCKHART e MARTINELLI superestimam a perda de carga, e concluiu que fixar uma taxa média para a razão de escorregamento associada as incertezas no cálculo das propriedades da mistura, e ainda as dificuldades de identificar as transições de um para outro regime bifásico, levaram a baixa qualidade dos resultados.

FONG (1994) aproveitou o projeto de desenvolvimento do campo de produção de MERLUZA¹ da PETROBRAS em parceria com a empresa SHELL PECTEN, avaliando três correlações para o cálculo da perda de carga em escoamento bifásico adiabático.

O trabalho considera duas situações, uma com a fase gasosa arrastando a parte líquida em escoamento estratificado, e outra com a utilização de esferas, conforme ilustrado na figura 4.18 a seguir.

¹ Gasoduto de Merluza, litoral do Estado de São Paulo, diâmetro nominal 16 polegadas, trecho submarino aproximado de 190 km, trecho terrestre aproximado de 30 km, totalizando 220 km de extensão, interligando a plataforma de produção de Merluza à Unidade de Gás Natural da refinaria Presidente Bernardes em Cubatão-SP. Projetado para escoamento bifásico de gás natural e condensado (petróleo leve), pressão normal de trabalho igual à 60 bar (fase-II até 85 bar), e vazão de operação 1,5 milhões (fase-II até 2,5 milhões) Pm³/dia de gás e 800 m³/dia de condensado. [Pm³/dia unidade de medição da vazão de gás @ 20°C e 1 bar].

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

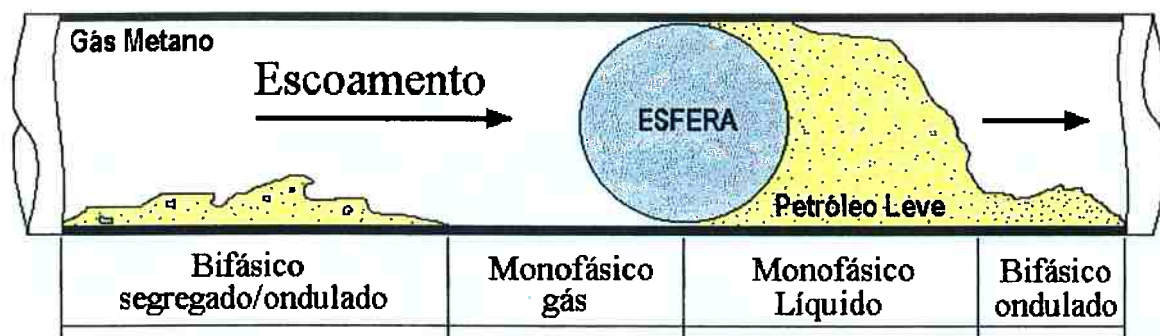


Figura 4.18 Ilustração do escoamento bifásico – Gasoduto Merluza

Ele simulou em primeiro lugar o escoamento bifásico utilizando as correlações de BEGGS¹ et al. (1973) modificada (BBM), e a de LOCKHART-MARTINELLI¹ (1949) (LM), inseridas no programa de cálculo PIPEFLOW2². Em seguida, ele simulou o escoamento sendo auxiliado por uma esfera³ para arraste do filme líquido que escoava na parte inferior do tubo utilizando o programa de PTPD⁴.

Foram adotadas as seguintes condições para as simulações:

- o Regime permanente⁵ de escoamento, processo adiabático;

¹ Citação do autor no trabalho, correlações não apresentadas no texto.

² Programa para microcomputadores de aplicação na engenharia de petróleo, desenvolvido pelo departamento técnico da empresa de petróleo norte-americana Chevron, e licenciado para uso da Shell Pecten em conjunto com Petrobras, no projeto de desenvolvimento do campo de gás natural de Merluza.

³ A esfera é um dispositivo fabricado de espuma de poliuretano com diâmetro externo igual ao diâmetro interno da tubulação, conforme representado na figura 4.18, conhecido na indústria do petróleo como “pig-esférico”.

⁴ PTPD é um programa integrado para computadores PC, desenvolvido pela empresa norte-americana PHE - Pipeline Hydraulics Engineering Incorporation, que avalia escoamento bifásico óleo-gás, com arraste de líquido auxiliado por separadores. Utiliza para perda de carga bifásica as correlações de Baker e de Barnette-Connor, inclui ainda a base de dados dos mapas de regimes propostos por Taitel-Dukler.

⁵ O termo regime permanente é mais apropriado para os escoamentos monofásicos com vistas a diferenciar os fluxos com vazão praticamente constante daqueles onde se registram condições anormais, devido por exemplo ao bloqueio instantâneo de uma válvula. Tal ocorrência reduz praticamente à zero a velocidade de escoamento naquele ponto, gerando a chamada condição transitória com elevação acentuada e súbita da pressão.

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

- ❑ Não foram tratados em separados os trechos horizontais, verticais e inclinados existentes ao longo do gasoduto;
- ❑ O gasoduto foi dividido em trechos conforme apresentado na figura 4.18, simulando os escoamentos: bifásico com regime estratificado-ondulado à montante e longe da esfera, monofásico gás à montante e próximo da esfera, monofásico líquido à jusante e próximo da esfera, bifásico com regime estratificado-ondulado à jusante e longe da esfera. A perda total de carga foi calculada como a soma de todas as parcelas de cada um dos trechos;
- ❑ Foram desprezadas as interferências no escoamento provocadas por comportamentos transitórios.

Os melhores resultados, segundo o autor, foram obtidos pela correlação de BEGGS et al. modificada, comparativamente aos valores médios medidos em campo durante a pré-operação do sistema.

Tabela 4.13 Simulações da perda de carga – Gasoduto Merluza

Correlação $\Delta P_{\text{bifásico}}$ <small>(sem arraste de líquido com a esfera)</small>	BBM	LM
Erro Médio (%)	3,5	43,0
Correlação $\Delta P_{\text{bifásico}}$ <small>(com arraste de líquido pela esfera)</small>	BBM	PTPD
Erro médio (%)	6,9	-15.4
Composição % típica de produção na pré-operação do gasoduto metano 85.15 etano 5.80 propano 3.00 isobutano 0.65 normal butano 1.10 isopentano 0.45 normalpentano 0.45 hexano 0.55 heptano 0.80 octano 0.85 CO ₂ 0.20 água 0.15 nitrogênio 0.85 Vazão = (1,5 milhões Pm ³ /dia) _{GÁS} = (800 m ³ /dia) _{PETRÓLEO LEVE} Pressão de injeção no início do gasoduto = 66 bar		

4.5 ALGORITMOS PARA CÁLCULO DA PERDA DE CARGA

SOLIMAN (1984) apresentou contribuição com a proposta de um algoritmo para cálculo da perda de carga em escoamentos bifásicos adiabáticos, tubos horizontais, baseados nos trabalhos de BAKER (1954), LOCKHART e MARTINELLI (1949) e CHURCHILL (1977).

Para aplicação do algoritmo, SOLIMAN agrupa os regimes de escoamento em quatro grandes áreas no mapa de Baker, figura 4.1, reproduzido na figura 4.19 com traçados em linhas vermelhas, limitando as ocorrências e respectivas transições em: anular, batelado, borbulhante e disperso.

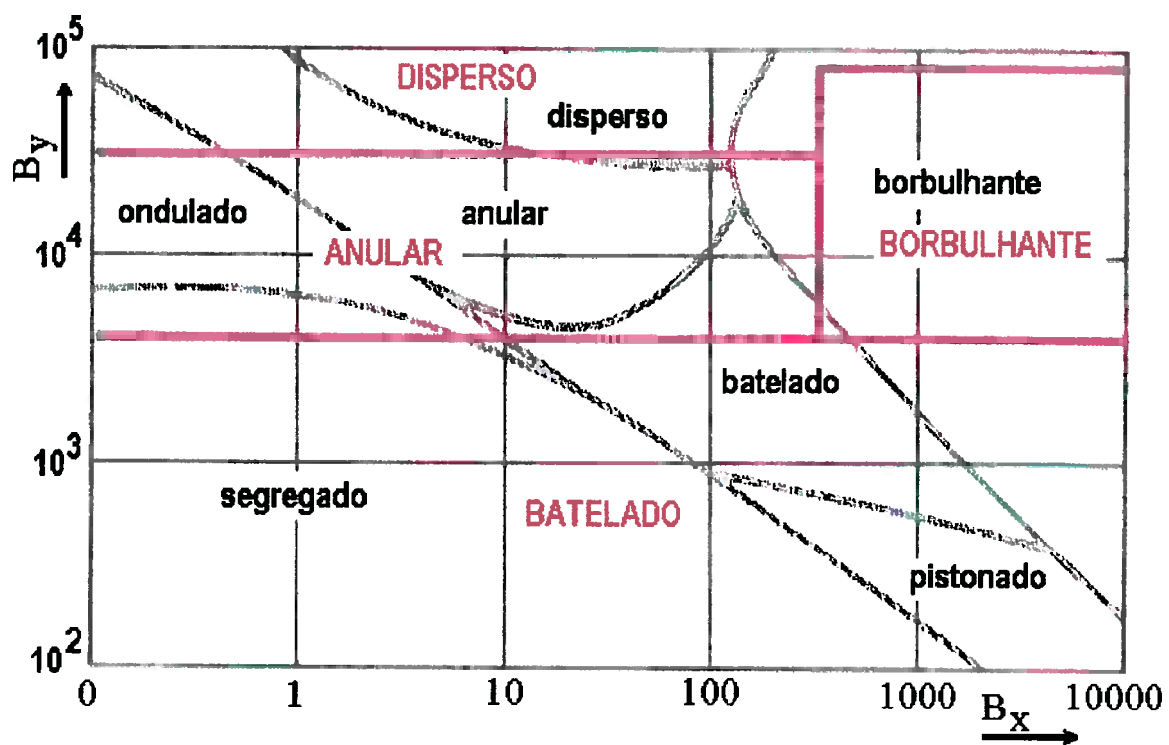


Figura 4.19 Agrupamento de áreas do mapa de Baker – Algoritmo Soliman

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

O autor propôs calcular a perda de carga devido ao atrito com o desenvolvimento das correlações de Lockhart e Martinelli, calculando o multiplicador bifásico de acordo com o regime de escoamento presente baseado na figura 4.19, na forma:

$$\Delta P_{100 \text{ feet bifásico}} = \phi_G^2 \cdot \left[\Delta P_{100 \text{ feet monofásico gás}} \right] \quad (4.76)$$

$$\Delta P_{100 \text{ feet monofásico gás}} = 0,129 f_G V^2 \rho / d \quad (4.77)$$

O cálculo do multiplicador bifásico para a fase gasosa, ϕ_G , é realizado considerando o regime de escoamento. Segundo o autor deverão ser obedecidos os seguintes critérios:

Regimes	Multiplicador “ ϕ_G ”
Disperso	Calcular o valor do parâmetro de Lockhart e Martinelli, obter o valor do multiplicador bifásico na figura 4.14 com as curvas “ $\phi \times X$ ”.
Anular	$\phi_G = A \cdot X^B$ (4.78)
	$A = 4,8 - 0,3125 d$ (4.79)
	$B = 0,343 - 0,021 d$ (4.80)
Borbulhante	$\phi_G = 14,2 \cdot X^{0,75} \cdot [W_{liq.} / \pi \cdot (0,0417 \cdot d)^2]^{-0,1}$ (4.81)
Batelado	$\phi_G = (1190)^{0,815} \cdot [W_{liq.} / \pi \cdot (0,0417 \cdot d)^2]^{-0,5}$ (4.82)

O autor considerou as correlações de CHURCHILL (1977) para o cálculo do fator de atrito no escoamento monofásico, na forma:

$$f = \left\{ \left(\frac{8}{Re_m} \right)^{12} + \frac{1}{(a+b)^{1,5}} \right\}^{0,083} \quad (4.83)$$

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

$$a = [2,46 \cdot \text{Ln}(\frac{1}{(\frac{7}{\text{Re}_m})^{0,9} + \frac{0,27 \cdot \varepsilon}{d}})]^{16} \quad (4.84)$$

$$b = (\frac{37530}{\text{Re}_m})^{16} \quad (4.85)$$

$$f_G = 4 \cdot f \quad (4.86)$$

SOLIMAN apresenta em seu texto as expressões para os cálculos dos parâmetros de Baker, da massa específica da mistura, do número de Reynolds e da velocidade média do escoamento bifásico, rearranjadas com coeficientes para torná-las com unidades coerentes.

A tabela 4.14 apresenta a nomenclatura e respectivas unidades de entrada de dados para o algoritmo.

$$B_y = 2,16 \cdot (\frac{W_{gás}}{\pi \cdot (\frac{d}{24})^2}) \cdot (\rho_{gás} \cdot \rho_{líq.})^{0,50} \quad (4.87)$$

$$B_x = 531 \cdot (\frac{W_{líq.}}{W_{gás}}) \cdot (\frac{\mu_{líq.}^{0,33}}{\sigma_{líq.}}) \cdot (\frac{\rho_{gás}^{0,50}}{\rho_{líq.}^{0,166}}) \quad (4.88)$$

$$\rho_{mistura} = \frac{\frac{W_{líq.} + W_{gás}}{\rho_{líq.}} + \frac{W_{gás}}{\rho_{gás}}}{\rho_{líq.} + \rho_{gás}} \quad (4.89)$$

$$\text{Re}_m = (123,9) \cdot d \cdot V_m \cdot \frac{\rho_{mistura}}{\mu_{mistura}} \quad (4.90)$$

$$V_m = \frac{[W_{gás} + W_{líq.}]}{3600 \cdot \pi \cdot \rho_{mistura} \cdot (\frac{d}{24})^2} \quad (4.91)$$

Tabela 4.14 Unidades de entrada para o algoritmo de Soliman

Variável	Definição e unidade
A, B, a, b	Fatores definidos nas expressões
B_x , B_y	Parâmetros de Baker
d	Diâmetro interno do tubo [polegadas]
f	Fator de atrito [cf. Churchill]
f_G	Fator de atrito para fase gasosa
Re_m	Número de Reynolds da mistura bifásica
$\Delta P_{100\text{ feet}}$	Queda de Pressão [psi / 100 ft de comprimento de tubo]
V_m	Velocidade média da mistura [ft/s]
$W_{\text{gás}}$	Vazão da fase vapor [lb _m / h]
$W_{\text{Liq.}}$	Vazão da fase líquida [lb _m / h]
X	Parâmetro de Lockhart-Martinelli
ϵ	Rugosidade efetiva parede interna do tubo [polegadas]
$\mu_{\text{líquido}}$	Viscosidade dinâmica da fase líquida [cP]
ρ_{mistura} , $\rho_{\text{gás}}$, $\rho_{\text{líq.}}$	Massas específicas [lb _m / ft ³]
$\sigma_{\text{líq.}}$	Tensão superficial da fase líquida [dina/cm]
ϕ_G	Multiplicador bifásico para fase gasosa

SUGARMAN (1986) relata diferenças de até +40% entre os valores calculados e as medições experimentais, utilizando o método proposto por SOLIMAN, para tubo de 610 milímetros de diâmetro (24 polegadas) com a mistura petróleo-gás, regime batelado. Para misturas de água e ar em tubos de 75 milímetros de diâmetro, as diferenças situaram-se na casa dos 50% para o regime borbulhante.

YAMASHIRO et al. (1986) considerou que a simplificação introduzida por SOLIMAN na caracterização dos regimes de escoamento bifásico foi grande, e que se por um lado tornava o algoritmo facilmente programável do ponto de vista computacional, por outro os resultados

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

obtidos não espelhavam a melhor solução para o selecionamento da correlação de cálculo do multiplicador bifásico.

YAMASHIRO aproximou as curvas do mapa de Baker a oito equações de retas e desenvolveu seu algoritmo computacional de forma a determinar sete possíveis regimes de escoamento bifásico líquido-gás. As equações das retas representam zonas de transição de um para outro regime conforme ilustrado na figura 4.20, e não exatamente os limites de ocorrência de um ou outro regime.

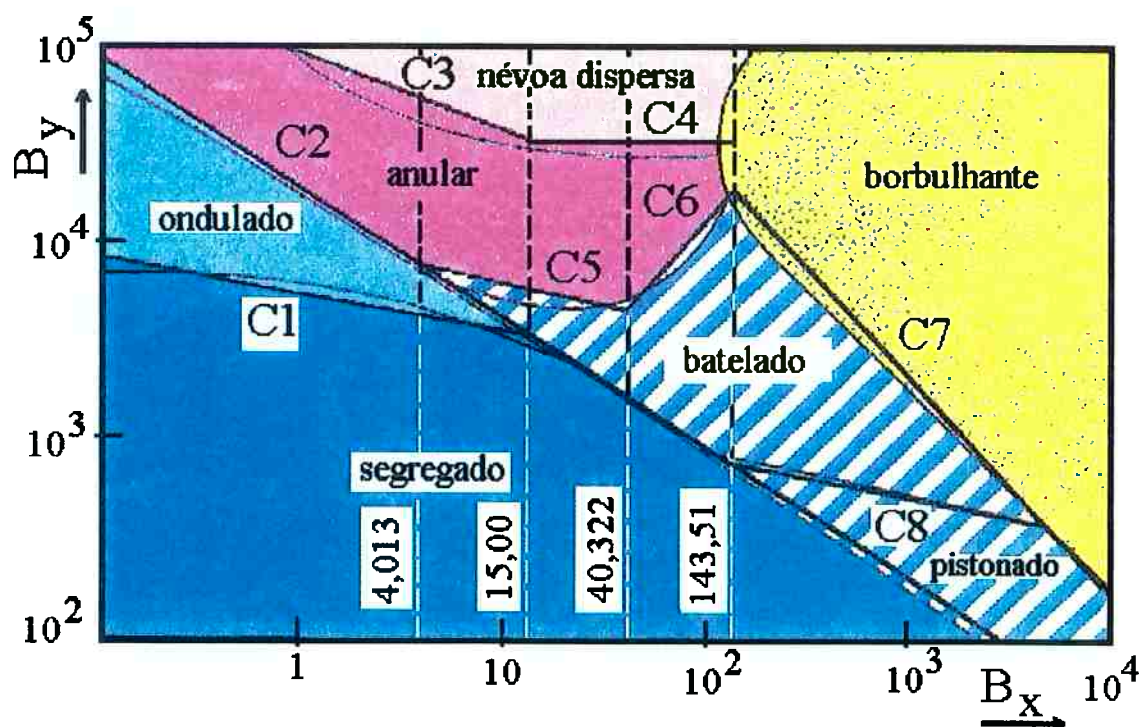


Figura 4.20 Mapa de Baker - Divisões propostas por Yamashiro

As oito equações de retas propostas estão designadas de C_1 à C_8 e ilustradas na figura 4.20, sendo:

$$C1 : \log B_y = 3,698 - 0,163 \cdot \log B_x \quad (4.92)$$

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

$$C2 : \log B_y = 4,261 - 0,642 \cdot \log B_x \quad (4.93)$$

$$C3 : \log B_y = 4,959 - 0,410 \cdot \log B_x \quad (4.94)$$

$$C4 : \log B_y = 4,477 \quad (4.95)$$

$$C5 : \log B_y = 4,019 - 0,241 \cdot \log B_x \quad (4.96)$$

$$C6 : \log B_y = 1,935 + 1,057 \cdot \log B_x \quad (4.97)$$

$$C7 : \log B_y = 6,527 - 1,072 \cdot \log B_x \quad (4.98)$$

$$C8 : \log B_y = 3,301 - 0,197 \cdot \log B_x \quad (4.99)$$

YAMASHIRO simplificou ainda o programa computacional dividindo a variação do parâmetro B_x em cinco subregiões, onde:

$$0,1 \leq B_x < 4,013 \quad (4.100)$$

$$4,013 \leq B_x < 15,00 \quad (4.101)$$

$$15,00 \leq B_x < 40,322 \quad (4.102)$$

$$40,322 \leq B_x < 143,51 \quad (4.103)$$

$$143,51 \leq B_x < 10000 \quad (4.104)$$

YAMASHIRO utilizou para o cálculo da perda de carga devido ao atrito o mesmo algoritmo e expressões de SOLIMAN, diferenciando-se apenas na seleção da correlação para cálculo do multiplicador bifásico, expressões (4.78) à (4.82), que seguiu o seu critério de identificação do tipo de regime.

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

As simulações realizadas pelo autor resultaram em diferenças inferiores comparativamente as obtidas utilizando o critério de SOLIMAN para identificação dos regimes, com valores na ordem de +30%, utilizando misturas de água e ar em tubos horizontais, no regime borbulhante.

Hoje existem programas que rodam em microcomputadores para simulação dos escoamentos multifásicos em tubos de grande diâmetro.

Um exemplo é o programa integrado “Process Designer” da empresa norte americana PROCESS ASSOCIATES OF AMERICA (PAA). Ele foi desenvolvido para projeto de processos de refino, transporte de petróleo e derivados e processamento petroquímico. O programa contém em sua estrutura uma rotina para cálculo da perda de carga no escoamento multifásico e regime permanente, baseado no mapa de Baker para identificação do regime de escoamento.

Em 2000, a PAA disponibilizou na rede mundial de computadores uma versão¹ para cálculo da perda de carga devido ao atrito em escoamento bifásico gás-líquido, que leva em conta cada tipo de regime², desprezando o gradiente de pressão devido a aceleração do escoamento.

¹ Programa tipo versão compartilhada, do inglês “shareware”. Uso livre à partir da página da empresa na rede mundial de computadores, no endereço: www.processassociates.com.

² Regimes do escoamento bifásico definidos nos mapas de Baker, figuras 4.1 e 4.5 desta revisão bibliográfica.

4.6 MODELAGEM MATEMÁTICA

Duas contribuições fornecem apoio a esta tese. A primeira de FANG (1998) que abordou a transferência de calor em tubos e trocadores de calor, utilizando o modelo de escoamento bifásico de Fases Separadas e o método de Runge-Kutta 4ª ordem, (RK4), para solução das equações diferenciais que representam os gradientes de temperatura e pressão.

O trabalho deu ênfase a questão da avaliação da elevação da temperatura, que na opinião do autor, recebe menor atenção dos pesquisadores da área da indústria do petróleo do que os estudos relativos à pressão.

O autor comparando os resultados obtidos em suas simulações numéricas com as medições de JOHNSON (1955), relatou diferenças para a queda de pressão, com valores simulados na ordem de 20% maiores que os experimentais, e na ordem de 10% maiores para a elevação de temperatura.

A segunda, no trabalho do pesquisador YIN (1998) que apresentou uma proposta para estimar o desempenho de tubos capilares operando em escoamento bifásico modelo homogêneo, processo adiabático.

Apesar das diferenças dimensionais e funcionais entre os tubos capilares dos sistemas de refrigeração e os tubos de grande diâmetro para

Capítulo 4 – Revisão Bibliográfica

o escoamento bifásico de propano em terminais petrolíferos, o equacionamento do modelo, baseado na conservação da massa e no balanço da quantidade de movimento, foi utilizado em parte como base para a simulação numérica da queda de pressão pelo Método das Diferenças Finitas, (MDF), acrescido da identificação do regime com o mapa de Baker, com a correlação de CHURCHILL (1977) modificada para o cálculo do fator de atrito no escoamento.

4.7 COMENTÁRIOS SOBRE A REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

A tabela 4.15 apresenta uma síntese dos principais aspectos desta revisão bibliográfica. Uma conclusão geral é que a avaliação ou mesmo o projeto de tubulação de grande diâmetro, como os oleodutos, para operação em escoamento bifásico inicia-se pelas estimativas adequadas das propriedades físicas das misturas e dos parâmetros do escoamento como a viscosidade, a massa específica, o título e a fração de vazio. Na prática o que vem sendo utilizado são “correlações” para cálculo das chamadas “*propriedades médias*”, que fornecem o que poderia ser denominado de “*pseudo¹ propriedades*”, uma das fontes responsáveis pelas incertezas associadas ao processo.

¹ Propriedades que supostamente representam as características dos fluidos em estudo.

E ainda, os avanços tecnológicos na área do escoamento bifásico em se tratando da indústria do petróleo, invariavelmente são propriedades de grandes empresas petrolíferas, ou de institutos e centros de pesquisa contratados por elas. Nessa condição o acesso ao acervo técnico e ao desenvolvimento é restrito as pessoas ligadas as empresas.

Não foram encontrados trabalhos ou pesquisas referentes ao escoamento bifásico de propano e seu próprio vapor, no que diz respeito ao cálculo da perda de carga em escoamento forçado no interior de tubulações.

Tabela 4.15 Quadro Resumo dos Principais Aspectos - Escoamento Bifásico - Revisão Bibliográfica

Item	Principais Aspectos
Identificação do regime de escoamento	<ul style="list-style-type: none"> □ Os mapas de identificação dos regimes quando utilizados para misturas diferentes daquelas presentes nos ensaios, fornecem apenas a indicação do que possivelmente está ocorrendo no escoamento real. □ Os mapas são divididos em áreas separadas por curvas que representam zonas de transição, e não exatamente os limites de ocorrência de um ou outro regime. □ A identificação do regime para um mesmo escoamento bifásico não necessariamente coincidirá quando utilizados mapas de diferentes autores, basicamente devido às condições dos ensaios e as propriedades das misturas utilizadas na geração da base de dados dos mesmos. □ A posição da tubulação tem influência nos mapas de identificação.
Medição de vazão	<ul style="list-style-type: none"> □ Placa de Orifício: Apresenta baixa precisão pois depende da determinação da perda de carga bifásica na placa, que por sua vez carrega para o processo todas as dificuldades e incertezas associadas as correlações empíricas. □ Turbina: Apresenta baixa precisão pois depende da determinação do fator do medidor, que por sua vez depende da massa específica das fases, da vazão da mistura e da fração de vazio, o que na prática impossibilita a calibração do instrumento para uma ampla faixa de operação. □ Sistema Integrado de Medição: Obtém-se elevada precisão, entretanto, possui elevado custo, justificando sua aplicação apenas em instalações onde o conhecimento exato da vazão agrega alto valor às operações, à segurança, e à proteção ao meio-ambiente. □ Separação de Fases: As medições individuais das vazões monofásicas é uma opção para efeito de quantificação da parte líquida e gasosa.

Tabela 4.15 Quadro Resumo dos Principais Aspectos - Escoamento Bifásico - Revisão Bibliográfica

Item	Principais Aspectos
Cálculo da Perda de Carga	<ul style="list-style-type: none"> <li data-bbox="276 403 384 1525">❑ As correlações para cálculo da perda de carga são geradas a partir de trabalhos experimentais e estão invariavelmente atreladas às condições específicas dos ensaios, dificultando a generalização. <li data-bbox="392 403 549 1525">❑ Em geral os autores em suas correlações empíricas desprezam a parcela referente a aceleração do escoamento, concentrando os ensaios na parcela devido ao atrito, por representar a maior contribuição no valor da perda de carga total. <li data-bbox="557 403 713 1525">❑ O regime de escoamento bifásico tem influência no valor da perda de carga, e em geral as correlações geradas especificamente para cada um dos regimes, apresentam melhores resultados comparativamente àquelas que não levam em conta essa condição. <li data-bbox="721 403 916 1525">❑ O elevado número de variáveis envolvidas no cálculo da perda de carga, como as propriedades da mistura, a geometria da tubulação, os parâmetros do escoamento, as transições de regime, a necessidade de utilização de resultados experimentais sob condições específicas de ensaio, todas em conjunto, limitam a aplicação das correlações. <li data-bbox="924 403 1045 1525">❑ As incertezas associadas a determinação das propriedades da mistura bifásica, interferem na qualidade e nos resultados dos cálculos efetuados através das correlações empíricas. <li data-bbox="1053 403 1123 1525">❑ A direção do tubo, horizontal ou vertical, interfere nas correlações. Elas são geradas especificamente para aplicação em cada caso. <li data-bbox="1131 403 1319 1525">❑ Diferentes correlações empíricas aplicadas ao mesmo escoamento, conduzem a valores calculados diferentes para perda de carga. Os valores obtidos nas simulações numéricas e nas medições experimentais devem, em conjunto, receber tratamento estatístico adequado para validação dos modelos matemáticos, e melhor qualidade dos resultados.

Capítulo 5

INSTALAÇÕES E MEDIÇÕES EXPERIMENTAIS














5.1 DESCRIÇÃO DAS INSTALAÇÕES

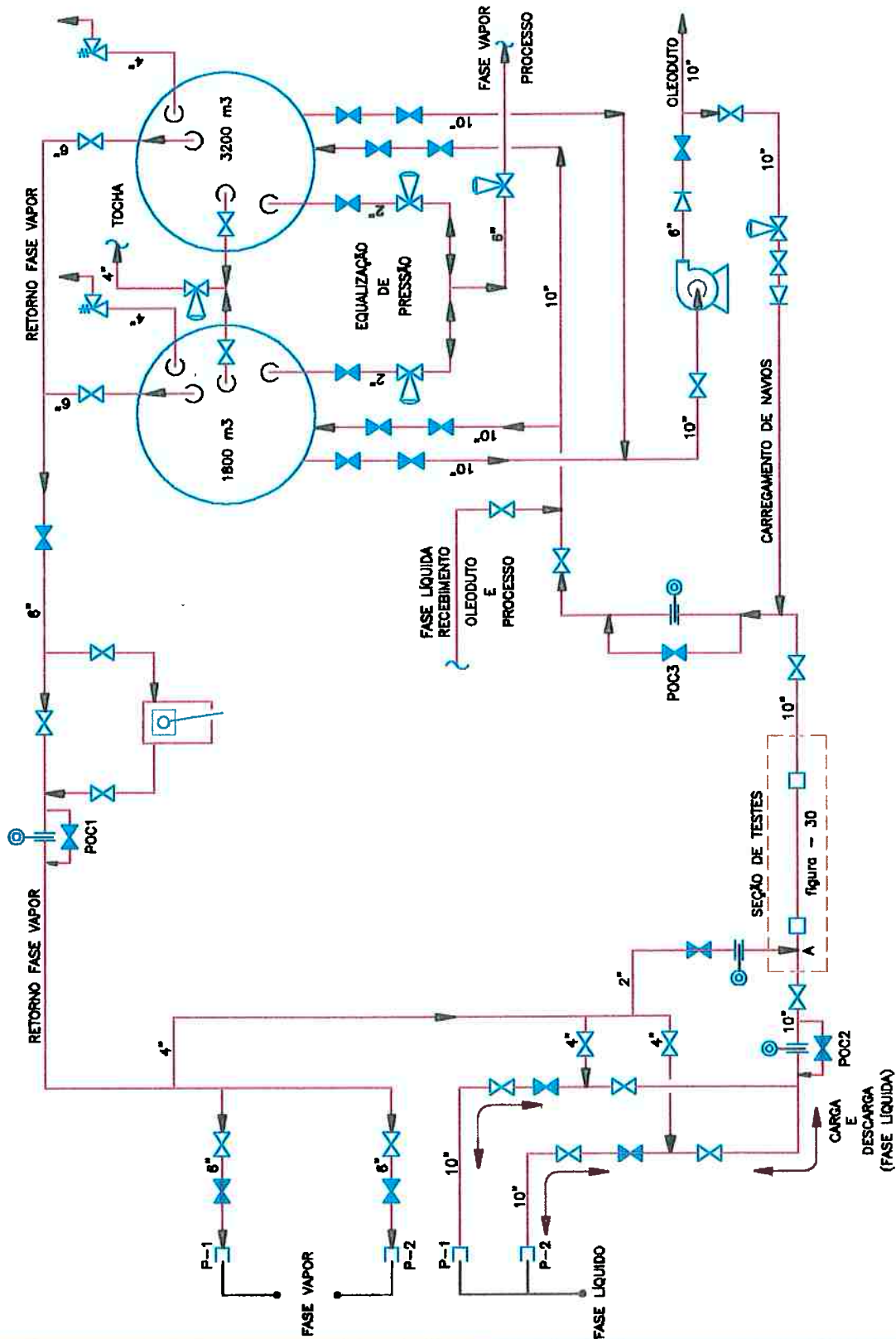
A foto apresentada na figura 2.1 e o desenho esquemático da figura 2.2 ilustram as instalações onde foram realizados os testes experimentais. As medições foram conduzidas em campo durante as diversas operações de transferência de propano liqüefeito à temperatura ambiente, dos tanques de bordo dos navios, para as esferas em terra, no período compreendido entre os meses de novembro-96 à maio-98.

O fluxograma de processo¹ está representado na figura 5.1 em conjunto com sua simbologia. O sistema de armazenamento de gás liqüefeito de petróleo na condição de pressurizado, situa-se junto ao Porto de Santos, compreendendo basicamente instalações com duas esferas pressurizadas, de capacidades iguais à 1800 e 3200 m³ cada, linhas de recebimento e expedição de produto, linha de equalização de pressão, linhas de retorno da fase vapor, linhas para alívio de sobrepressão, linha de purga, válvulas, acessórios e instrumentação, motobomba e motocompressor-soprador, braços de carga para conexão da tubulação de terra com as de bordo.

¹O desenho indicado é parte do fluxograma operacional das instalações de propriedade da empresa Petróleo Brasileiro S/A, de onde foram extraídos somente os pontos de interesse para este trabalho, com a autorização da Gerência do Terminal de Santos-SP.

LEGENDA:

-  VÁLVULA CONTROLADORA DE PRESSÃO
-  VÁLVULA GLOBO
-  VÁLVULA GAVETA
-  PLACA DE ORIFÍCIO
-  VÁLVULA DE ALMIVO
-  VÁLVULA DE RETENÇÃO
-  ESTACION DE MEDIÇÃO (PRESSÃO E TEMPERATURA)
-  CONEXÃO TERRA/BORDO
-  INDICAÇÃO SENTIDO DO ESCOAMENTO
-  MOTOBOMBA CENTRÍFUGA
-  MOTOCOMPRESSOR ALTERNATIVO (SOPRADOR)
-  P-1
-  P-2



FLUXOGRAMA
SISTEMA PRESSURIZADO

Figura 5.1 Fluxograma
Sistema Operacional para
Transferência e Estocagem

Capítulo 5 – Instalações e Medições Experimentais

A linha principal para o escoamento da fase líquida é constituída de tubo em aço carbono, com diâmetro interno igual à 254,5 milímetros. Os pontos de atracação, onde se localizam os braços de carga, distam respectivamente 1420 à 1780 metros do parque de esferas, dependendo do alinhamento realizado para cada uma das operações de transferência.

Num trecho retilíneo de comprimento igual à 1040 metros foi instalada a seção de testes, representada na figura 5.2, composta de:

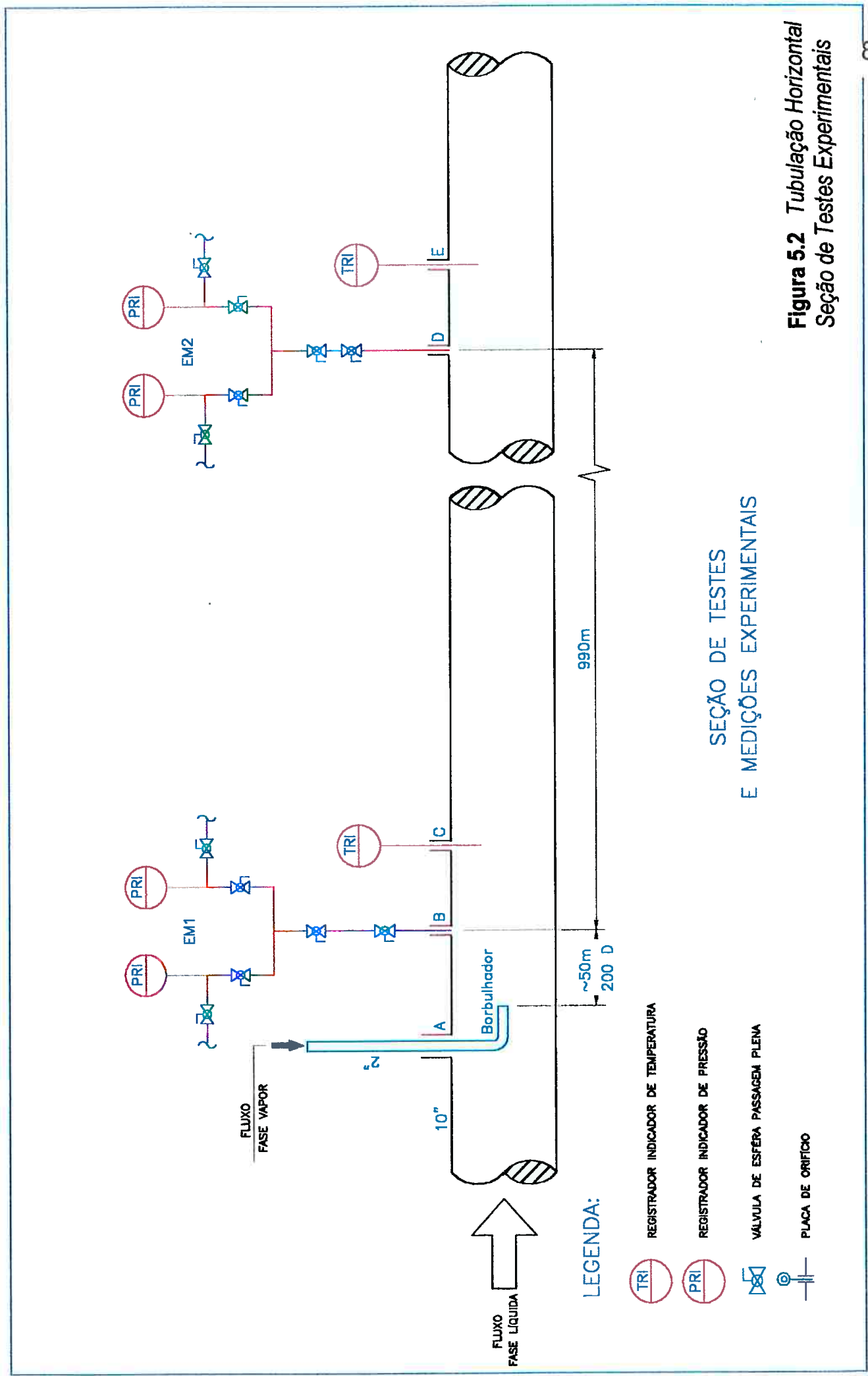
- um trecho retilíneo da linha principal de escoamento da fase líquida, com as seguintes características:

Material	Aço carbono
Especificação técnica	ASTM A-53 gr.B
Comprimento	1040 metros
Diâmetro nominal	10 polegadas
Diâmetro interno	254,5 milímetros
Espessura nominal de parede	9,3 milímetros
Rugosidade interna média	$4,5 \times 10^{-5}$ m (Avaliação Experimental – Tabela 5.7)

- uma linha de injeção vapor de propano, com as seguintes características:

Material	Aço inoxidável austenítico
Especificação técnica	AISI 304
Comprimento	60 metros
Diâmetro nominal	2 polegadas
Diâmetro interno	52,5 milímetros
Espessura nominal de parede	3,9 milímetros
Rugosidade interna	8×10^{-5} m (dado técnico do fabricante)

- duas estações para medição e transmissão de pressão e temperatura;



SEÇÃO DE TESTES
E MEDIÇÕES EXPERIMENTAIS

Figura 5.2 Tubulação Horizontal
Seção de Testes Experimentais

Capítulo 5 – Instalações e Medições Experimentais

- uma placa de orifício concêntrico [POC2];
- válvulas e acessórios.

As estações de medição são compostas por instrumentos primários¹ conectados aos transmissores de sinais e que incluem indicação local, válvulas esféricas de passagem plena e bloqueio rápido. Nos pontos B e D encontram-se as árvores com dois transmissores eletrônicos de pressão [PRI]. Nos pontos C e E estão montados os transmissores eletrônicos de temperatura [TRI]. Esses instrumentos transmitem os sinais de tais variáveis para o painel central da sala de controle onde se dá o registro e indicação dos seus respectivos valores.

Características dos instrumentos:

PRI – Transmissão e Medição de Pressão

Tipo	Transmissor eletrônico microprocessado
Fabricante	Enginstrel Engematic
Modelo	540-P1151
Sensor	Célula capacitiva
Precisão	± 0,1 % final de escala
Sinal de saída	4 à 20 miliAmpère
Alimentação	45 Volts – corrente contínua
Indicador local de pressão	Digital
Faixa de operação	0 à 70 kgf/cm ²

¹Instrumentos revisados e calibrados no Setor de Instrumentação da Petrobras, a cada cinco operações de transferência de propano, antes do início de novas medições.

Capítulo 5 – Instalações e Medições Experimentais

TRI – Transmissão e Medição de Temperatura

Tipo	Transmissor eletrônico
Fabricante	Transmitel
Modelo	B411 RTD1
Sensor	Resistência de platina (RTD)
Precisão	± 2 % do valor instantâneo
Sinal de saída	4 à 20 miliAmpère
Alimentação	35 Volts – corrente contínua
Indicador local de temperatura	Digital
Faixa de operação	0 à 70 graus Celsius

Árvores de Instrumentos

Material	Aço inoxidável austenítico
Especificação técnica	AISI 304
Comprimento	0,8 metros
Diâmetro nominal	0,5 polegadas
Diâmetro interno	13,8 milímetros
Espessura nominal de parede	3,7 milímetros
Bloqueios	Válvulas esféricas, aço inox AISI-304

A linha de injeção de vapor, diâmetro nominal 2 polegadas, é uma derivação da linha de purga do sistema, tubo de 4 polegadas de diâmetro, que recebe o gás através da linha de retorno da fase vapor, tubo de 6 polegadas de diâmetro nominal, mostrada na figura 5.1, fluxograma.

Nas medições experimentais a descarga da fase vapor se deu no interior do tubo principal, diâmetro 10 polegadas, junto a sua linha de centro, no ponto indicado como A na figura 5.2 .

Na linha de retorno da fase vapor próximo ao compressor foi instalada uma placa de orifício concêntrico [POC1] para medição da vazão injetada no

Capítulo 5 – Instalações e Medições Experimentais

trecho de testes, diâmetro de 10 polegadas.

As montagens das placas [POC1] e [POC2] foram completadas com inserção de conexões e linhas para instalação dos instrumentos de medição e transmissão das pressões diferenciais. Seguem-se as características técnicas:

POC1 - Placa de orifício – Medição da vazão fase gasosa

Diâmetro do orifício	86,8 milímetros
Orifício	Concêntrico / Cantos vivos
Tomadas de pressão	Nos flanges
Pressão diferencial na placa [ΔP_d]	138,3 milímetros de coluna d'água (na vazão de operação e à 20°C)
Coefficiente de descarga da placa [C_d]	0,6046
Incerteza para [C_d]	0,5 %

POC2 - Placa de orifício – Medição da vazão fase líquida

Diâmetro do orifício	196,2 milímetros
Orifício	Concêntrico / Cantos vivos
Tomadas de pressão	Nos flanges
Pressão diferencial na placa [ΔP_d]	1914,1 milímetros de coluna d'água (na vazão de operação e à 20°C)
Coefficiente de descarga da placa [C_d]	0,5920
Incerteza para [C_d]	1 %

DPT1 – Transmissão e Medição de Pressão Diferencial – Linha 6”

Tipo	Transmissor eletrônico
Fabricante	Enginstrel Engematic
Modelo	540-DP
Sensor	Célula capacitiva
Precisão	$\pm 0,5$ % final de escala
Sinal de saída	4 à 20 miliAmpère
Alimentação	45 Volts – corrente contínua
Faixa de operação	0 à 635 milímetros de coluna d'água

DPT2 – Transmissão e Medição de Pressão Diferencial – Linha 10”

Tipo	Transmissor eletrônico
Fabricante	Enginstrel Engematic
Modelo	540-DP
Sensor	Célula capacitiva
Precisão	± 0,5 % final de escala
Sinal de saída	4 à 20 miliAmpère
Alimentação	45 Volts – corrente contínua
Faixa de operação	0 à 2500 milímetros de coluna d’água

5.2 OPERAÇÕES DE TRANSFERÊNCIA E ESTOCAGEM

A operação normal de transferência de gás liquefeito de petróleo dos tanques de bordo para as esferas pressurizadas, em terra, se dá através de motobomba do navio que descarrega na tubulação de recalque situada no seu convés, esta por sua vez é conectada à tubulação em terra por meio de um braço de carga instalado no ponto de atracação. Deste ponto até o parque de esferas o produto é escoado pela linha diâmetro 10 polegadas representada na figura 5.1, com pressões normais de operação¹ variando entre 981 e 1373 kPa (10 e 14 kgf/cm²), e vazões até 0,1 m³/s (360 m³/h, fluxo \cong 1000 kg/s.m²).

5.3 MEDIÇÕES E TESTES

As propriedades de transporte do gás, tais como viscosidade, tensão superficial, condutividade térmica, massa específica, fator acêntrico, calor

¹ As pressões dependem: do alinhamento selecionado, das condições das esferas (pressão, temperatura, espaço disponível), da vazão de descarga dos navios, da composição do C₃H₈.

Capítulo 5 – Instalações e Medições Experimentais

específico à pressão constante, etc., dependem da composição química do produto. Assim foram selecionadas apenas as operações de transferência de propano especial, com 99,9% de C_3H_8 na sua composição, buscando restringir as variações de propriedades quando das medições experimentais caso fossem utilizadas misturas de propano e butano, típicas da composição do gás liquefeito de petróleo distribuídas comercialmente.

No início de cada operação foram realizadas medições¹ de vazão, temperatura e pressão, durante o escoamento monofásico da fase líquida, para em seguida proceder a injeção da fase vapor no meio líquido pelo ponto A, com o seguinte procedimento:

- escoamento da fase líquida de propano, do navio para esfera em terra, pela linha de 10 polegadas, ajustando-se uma determinada vazão;
- alcançado o regime permanente, foram registrados os valores das pressões, temperaturas e vazão, variáveis de interesse do escoamento monofásico, a cada quinze minutos, durante uma hora, calculando-se as médias ao final do período.

¹ Tabela 5.4 apresenta os resultados das medições.

Capítulo 5 – Instalações e Medições Experimentais

Na seqüência foi iniciada a injeção do vapor de C_3H_8 com medições¹ das vazões de cada uma das fases, em separado, pelas placas [POC1] e [POC2], além das pressões e temperaturas do escoamento bifásico, na forma:

- escoamento da fase líquida de propano, do navio para esfera em terra pela linha de 10 polegadas, em conjunto com a injeção de vapor de propano nessa mesma linha, no ponto A pelo ramal de 2 polegadas, conforme ilustrado nas figuras 5.1 e 5.2 .

Por questões ligadas à legislação brasileira que regula a propriedade industrial e segurança operacional, a Petrobras não permitiu a realização de fotografias próximas as instalações. As medições de vazão, pressão e temperatura, os alinhamentos realizados, a preparação da seção de testes figura 5.2, a partida e parada de máquinas, foram conduzidos com o auxílio dos operadores de processo e instrumentistas de sistema, todos funcionários do Terminal.

A temperatura de parede da tubulação foi medida com auxílio de termopares cromel-alumel², ponta de contato com diâmetro 0,5 mm e precisão de $\pm 1^{\circ}C$ do valor instantâneo.

¹Tabela 5.5 apresenta os resultados das medições.

²Devido a alta inércia das paredes de aço com relação à variação da sua temperatura, o tempo de resposta do termopar praticamente não interferiu na medição.

Capítulo 5 – Instalações e Medições Experimentais

As medições da temperatura de parede foram realizadas em quatro pontos da circunferência do tubo, defasadas de 90° , a cada 300 metros de trecho retilíneo, calculando-se o valor médio ao final. As leituras e medições experimentais foram conduzidas em horários que variavam das 17 horas do dia anterior, às 09 horas do dia posterior, restringindo a possível interferência da radiação solar na tubulação.

5.4 CONTROLE DAS OPERAÇÕES

As operações de transferência e estocagem foram conduzidas pelo Setor de Operações do Terminal. As atividades que compõem tais operações iniciam-se com a atracação do navio, conexão das linhas, bordo e terra, realização do alinhamento operacional, amostragem do produto para análise química. Na seqüência, efetuam-se as leituras e medições das pressões, temperaturas e espaços disponíveis, nos tanques e tubulações. Todos esses itens são conduzidos a partir das salas de controles operacionais do navio e do Terminal, com apoio de leituras locais no campo.

As cromatografias gasosas foram realizadas no laboratório da Refinaria Presidente Bernardes, tipicamente com entrega de resultados em 60 minutos. Entre a chegada, atracação do navio e início efetivo do escoamento, foram consumidos em média 90 minutos.

Tabela 5.1 Propriedades do Propano - C_3H_8

T [$^{\circ}$ K]	Fase Líquida					Fase Gasosa		
	k_L	μ_L	C_P^0	σ_L	ρ_L	μ_G	C_P^0	ρ_G^1
294	0.013 kcal/m.h.C	0.097 cP	0.638 kcal/kg.C	8.12 dina/cm	507.9 kg/m ³	0.010 cP	0.388 kcal/kg.C	1,82 @ 1 atm kg/m ³
Mol = 44 g		$\omega = 0.149$		$T_C = 96.8^{\circ}$ C		$P_C = 43.4$ kgf/cm ²		$k = 1,13$

5.5 MEDIÇÃO DA VAZÃO

A medição da vazão no escoamento bifásico é de difícil execução, não apenas em razão da existência de duas fases em escoamento, mas porque o fluxo pode ocorrer em diferentes regimes. Na revisão bibliográfica sobre o assunto, verificou-se que para tubos com grande diâmetro a melhor precisão que se obtém com medidores de vazão tipo placa de orifício é da ordem de $\pm 10\%$, desde que homogeneizada a mistura bifásica e corrigido o valor do coeficiente de descarga da placa, por fator obtido através de ensaios experimentais específicos para essa finalidade.

Pela dificuldade em realizar tais ensaios nas instalações onde ocorreram as medições experimentais, optou-se pela medição individual das vazões antes da mistura das fases, com uso das placas de orifício [POC1] e [POC2].

¹A massa específica da fase gasosa varia com a composição, pressão e temperatura do gás.

5.6 MEDIDORES TIPO PLACA DE ORIFÍCIO

Entre os diferentes tipos de instrumentos primários de medição de vazão, o tipo orifício gerador de pressão diferencial é o mais empregado na indústria do petróleo, devido à facilidade de instalação, de manutenção, e o seu baixo custo, que compensam os inconvenientes da não linearidade, de baixa rangeabilidade e a dependência das condições operacionais presentes. Nos testes e medições experimentais foram utilizados esses instrumentos em razão da disponibilidade e existência nas instalações.

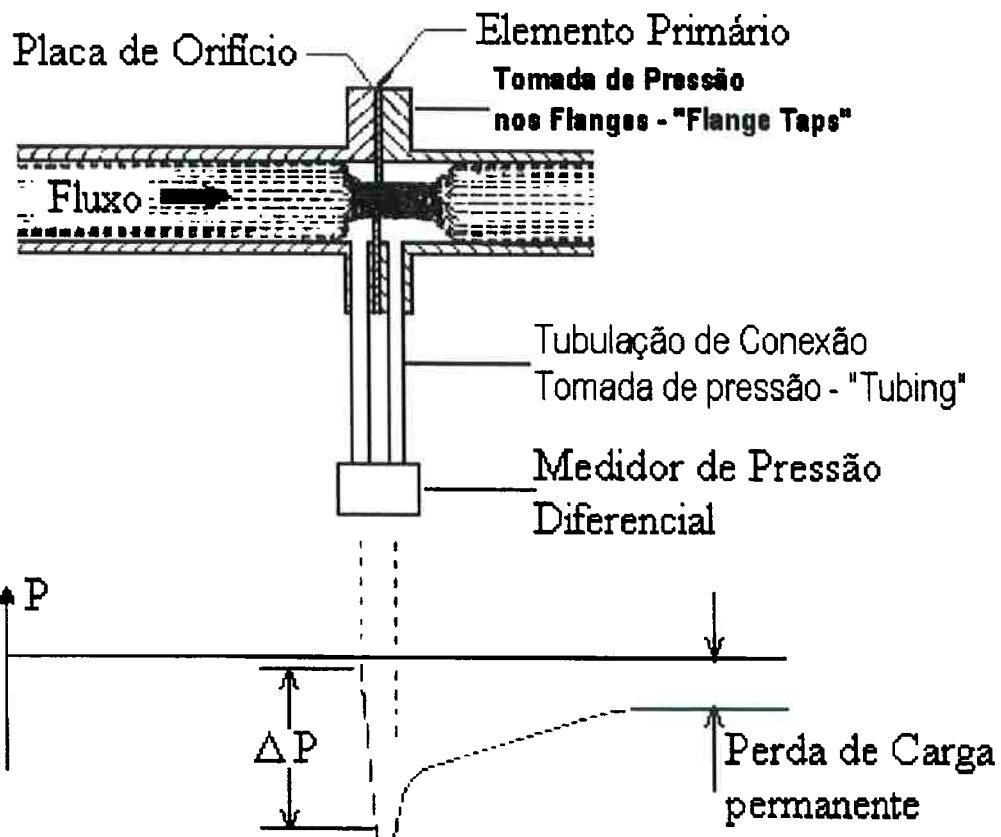


Figura 5.3 Montagem típica para medição de vazão com placa de orifício

Capítulo 5 – Instalações e Medições Experimentais

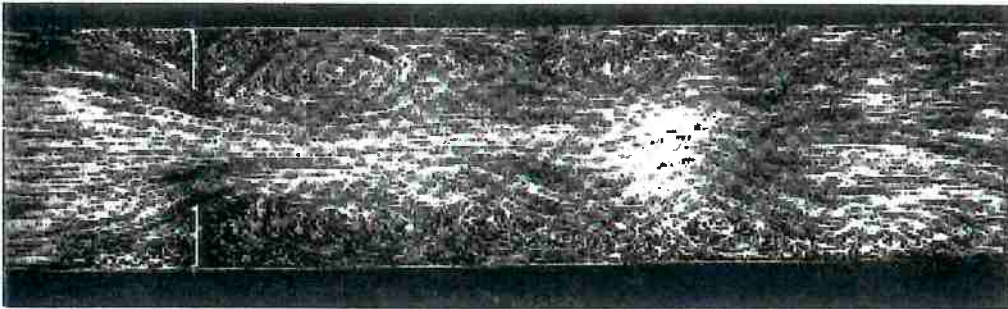


Figura 5.4 Visualização do escoamento monofásico - Placa de orifício¹

As deduções das equações para os diferentes tipos de elementos primários são apresentadas por MARTINS (1998). Para os escoamentos monofásicos existem refinamentos nas expressões de cálculo das vazões considerando os efeitos de rugosidade interna das paredes dos tubos, do número de Reynolds, do fator de expansão no escoamento compressível, da temperatura, e dos desvios dimensionais na fabricação do elemento primário.

No caso geral para escoamentos monofásicos subcríticos², a expressão teórica para cálculo da vazão é dada na forma:

Fase Gasosa:

$$Q_{massa} = \frac{\pi C_d F_h \varepsilon}{4\sqrt{1-\beta^4}} d^2 \sqrt{2\rho_{gás} \Delta P} \quad (5.1)$$

$$\beta = d/D \quad (5.2)$$

Fase Líquida:

$$Q_{massa} = \frac{\pi C_d F_h}{4\sqrt{1-\beta^4}} d^2 \sqrt{2\rho_{Líquido} \Delta P} \quad (5.3)$$

¹Fonte: DELMÉE (1989).

²Escoamento subcrítico da fase gasosa ocorre para escoamentos subsônicos no trecho de medição. Para fase líquida ocorre quando no escoamento não é atingida a pressão de vapor do mesmo.

Capítulo 5 – Instalações e Medições Experimentais

As expressões (5.1) e (5.3) diferem em função da inserção do fator de expansão de Buckingham, para escoamento compressível da fase gasosa, que é calculado como:

$$\varepsilon = 1 - (0,41 + 0,35 \beta^4) \frac{\Delta P}{k P_0} \quad (5.4)$$

O coeficiente de descarga das placas é determinado experimentalmente pela razão entre a vazão real medida e a teórica calculada em projeto para cada tipo de dispositivo gerador de depressão. Para o projeto da placa utiliza-se como primeira aproximação a correlação de HARRIS (1990) apud MARTINS (1998), dada na forma:

$$C_d = C_\infty + \frac{511}{10^6} \left(\frac{10^6 \beta}{\text{Re}_D} \right)^{0,7} + (0,021 + \frac{49}{10^4} A) \beta^4 E \quad (5.5)$$

sendo:

$$C_\infty = C_1 + C_2 + C_3 \quad (5.6)$$

$$C_1 = 0,5961 + 0,0291 \beta^2 - 0,229 \beta^8 + 0,003(1 - \beta) \left(2,8 - \frac{D}{N} \right) \quad (5.7)$$

$$C_2 = (0,0433 + 0,0712 e^{-8,5L} - 0,1145 e^{-6L}) (1 - 0,23 A) B \quad (5.8)$$

$$C_3 = -0,0116 \left(\frac{2L}{1 - \beta} - 0,53 \left\{ \frac{2L}{1 - \beta} \right\}^{1,3} \right) (1 - 0,14 A) \beta^{1,1} \quad (5.9)$$

$$A = \left(\frac{19000 \beta}{\text{Re}_D} \right)^{0,8} \quad (5.10)$$

Capítulo 5 – Instalações e Medições Experimentais

$$B = \frac{\beta^4}{1 - \beta^4} \quad (5.11)$$

para Reynolds ≥ 3500
$$E = \left(\frac{10^6}{\text{Re}_D} \right)^{0,35} \quad (5.12)$$

para Reynolds < 3500
$$E = 30 - 6500 \left(\frac{10^6}{\text{Re}_D} \right) \quad (5.13)$$

$$F_h = 1 + \sqrt{1 - \beta^4} \left(\frac{d_h}{d} \right)^2 \quad (5.14)$$

com:

- d = diâmetro do orifício da placa
- d_h = diâmetro do dreno da placa
- D = diâmetro da linha à montante da placa
- ρ = massa específica à montante da placa (do gás ou líquido)
- P_o = pressão à montante da placa
- P = pressão à jusante da placa
- ε = fator de expansão de Buckingham
- C_d = coeficiente de descarga da placa
- ΔP = (P_o - P)
- F_h = fator de correção para furos de drenos nas placas (placas sem furo de drenagem F_h = 1)
- L = 0 (tomadas de canto – “corner taps”) = N/D (tomada no flange – “flange taps”)
- N = 1 (quando o diâmetro da linha à montante é dado em polegadas)
- N = 25,4 (quando o diâmetro da linha à montante é dado em milímetros)
- k = [C_p / C_v] do gás

Considerando as dificuldades locais para medição da vazão da mistura bifásica pela placa [POC3] indicada na figura 5.1, optou-se pelas medições individuais das vazões de cada fase, antes da mistura das mesmas no ponto A, conforme mencionado anteriormente.

5.7 INCERTEZA NA MEDIÇÃO DA VAZÃO

5.7.1 Introdução

Toda medição de vazão está sujeita a erros. Segundo VUOLO (1996), “o valor verdadeiro em qualquer medição nunca é conhecido, o resultado da medição é uma estimativa do valor verdadeiro”.

A utilização dos sistemas de medição de vazão em instalações industriais, em plantas químicas e petroquímicas, em refinarias, nos terminais e oleodutos, nos gasodutos, para controle dos processos, para segurança operacional e quantificação de produtos, requer o conhecimento da incerteza associada a medição realizada.

A incerteza é definida como a metade da faixa dentro da qual espera-se que o valor verdadeiro esteja, com uma determinada probabilidade. A incerteza, ao contrário do erro, pode ser calculada.

Para a medição de vazão com elemento gerador de pressão diferencial tipo placa de orifício, é utilizado nível de confiança de 95% , referente ao intervalo de duas vezes a incerteza padrão “ σ “. Isto é, para uma medição “ M ” há 95% de probabilidade de que o seu valor verdadeiro esteja no intervalo:

$$[M - 2\sigma] < M_{\text{verdadeiro}} < [M + 2\sigma]$$

5.7.2 Classificação dos erros

Nas medições em geral agrupam-se os erros em três grandes grupos:

- erros sistemáticos
- erros aleatórios ou estatísticos
- erros grosseiros ou espúrios

O erro sistemático é definido como a diferença entre o resultado da medição e o valor verdadeiro. Esse tipo de erro é sempre o mesmo para “ n “ medições repetidas. Isto é, caso exista somente esse tipo de erro, os resultados “ M_i “ serão iguais e a diferença para o valor verdadeiro será sempre a mesma. Assim resulta que a avaliação do erro sistemático não pode ser realizada por repetição de medições.

O erro sistemático tem causas diversas, e subdivide-se em:

- erro sistemático instrumental: é aquele que resulta da calibração do instrumento de medição.
- erro sistemático ambiental: é aquele devido aos efeitos do ambiente sobre o experimento, ou mesmo sobre o instrumento de medição, tais como temperatura, pressão, radiação solar, umidade, campos de força, etc.

Capítulo 5 – Instalações e Medições Experimentais

- erro sistemático observacional: é aquele devido as falhas no procedimento de medição ou ainda inabilidade do operador.
- erro sistemático teórico: é aquele que resulta da utilização de fórmulas teóricas aproximadas para a obtenção dos resultados.

O erro estatístico é tal que as “ n “ medições “ M_i “ se distribuem de forma aleatória em torno do valor verdadeiro na ausência do erro sistemático. Para o caso em que o número de medições tende à infinito, o valor médio “ M_m “ se aproxima do valor verdadeiro¹ “ M_v “. Os erros estatísticos resultam de fatores que não podem ser convenientemente controlados, ou não são efetivamente controlados, principalmente devido ao processo de medição.

O erro grosseiro ou espúrio é causado por engano do operador no ato da medição, como a anotação incorreta do valor lido no ato da medição, ou ainda por defeito do instrumento.

Em geral, nas medições, os dois primeiros tipos de erros ocorrem simultaneamente. O terceiro tipo, o erro espúrio, também pode ocorrer, entretanto é de fácil percepção podendo ser eliminado desprezando-se as medições realizadas até a correção do fato gerador.

¹ Segundo VUOLO (1996), considera-se que o valor médio é bem definido quando “n” tende à infinito.

Capítulo 5 – Instalações e Medições Experimentais

Quando os erros sistemáticos e aleatórios ocorrem conjuntamente, conforme o número de medições aumenta, o valor médio dos resultados se aproxima de um valor definido como sendo o valor médio verdadeiro “ M_{mv} ”. A diferença entre o valor verdadeiro “ M_v ” e “ M_{mv} ” é o erro sistemático da medição.

A incerteza na medição só pode, a rigor, ser determinada através da realização de um grande número de medições e testes experimentais, em que a vazão indicada seja confrontada com os valores indicados por outros instrumentos, ou instrumento padrão, de incerteza menor. Quando isto é possível a incerteza da medição é determinada a partir do desvio padrão das medidas, após a eliminação dos erros espúrios e a correção dos fatores que geram os erros sistemáticos.

Nas instalações do Terminal da Petrobras em Santos, onde ocorreram os testes e medições experimentais objeto deste trabalho, tal procedimento é inviável. A estimativa da incerteza na medição das vazões das fases gasosa e líquida, na prática, foi realizada pela combinação das incertezas associadas as diversas variáveis que entram nas expressões [5.1] e [5.3] utilizadas para os cálculos das vazões, e ainda admitindo-se que essas incertezas eram pequenas, independentes e com distribuição normal.

5.7.3 Propagação das incertezas

Da teoria dos erros, VUOLO (1996), para uma grandeza $M = f(x, y, z, t, \dots)$, tendo as variáveis “ x, y, z, t, \dots ” como grandezas experimentais e independentes, e com incertezas representadas por “ $\sigma_x, \sigma_y, \sigma_z, \sigma_t, \dots$ ”, a incerteza para M é, em primeira aproximação, dada por:

$$\sigma_M^2 = \left(\frac{\partial M}{\partial x}\right)^2 \sigma_x^2 + \left(\frac{\partial M}{\partial y}\right)^2 \sigma_y^2 + \left(\frac{\partial M}{\partial z}\right)^2 \sigma_z^2 + \left(\frac{\partial M}{\partial t}\right)^2 \sigma_t^2 + \dots \quad (5.15)$$

Na realidade, na medição de vazão as variáveis que estão presentes nas expressões [5.1] e [5.3] não são independentes entre si. O coeficiente de descarga “ C_d ” é função dos diâmetros do orifício, da linha, e do número de Reynolds. Este último por sua vez é função das propriedades de transporte do fluido e do diâmetro da linha. O fator de expansão “ ε ” também é função dos diâmetros, do diferencial de pressão e do expoente isoentropico do gás.

Na prática os fabricantes dos sistemas de medição de vazão com elementos geradores de pressão diferencial, consideram suficiente assumir que as incertezas para “ $C_d, \varepsilon, \Delta P, d_{\text{orif.}} \text{ e } \rho$ ”, são independentes entre si de forma que pode-se calcular a incerteza para a vazão “ M ” aplicando-se a

Capítulo 5 – Instalações e Medições Experimentais

expressão [5.15], de forma que:

$$\sigma_M^2 = X_C^2 \left(\frac{\partial C_d}{C_d} \right)^2 + X_\varepsilon^2 \left(\frac{\partial \varepsilon}{\varepsilon} \right)^2 + X_d^2 \left(\frac{\partial d}{d} \right)^2 + X_D^2 \left(\frac{\partial D}{D} \right)^2 + X_P^2 \left(\frac{\partial P}{P} \right)^2 + X_\rho^2 \left(\frac{\partial \rho}{\rho} \right)^2 \quad (5.16)$$

onde os chamados coeficientes de sensibilidade “ X_i ” são representados por:

$$X_C = \frac{C_d}{M} \frac{\partial M}{\partial C} = 1 \quad (5.17)$$

$$X_\varepsilon = \frac{C_d}{M} \frac{\partial M}{\partial \varepsilon} = 1 \quad (5.18)$$

$$X_d = \frac{C_d}{M} \frac{\partial M}{\partial d} = \frac{2}{1-\beta^4} \quad (5.19)$$

$$X_D = \frac{C_d}{M} \frac{\partial M}{\partial D} = \frac{2\beta^4}{1-\beta^4} \quad (5.20)$$

$$X_P = \frac{C_d}{M} \frac{\partial M}{\partial P} = 0,5 \quad (5.21)$$

$$X_\rho = \frac{C_d}{M} \frac{\partial M}{\partial \rho} = 0,5 \quad (5.22)$$

sendo “ β ” calculado pela expressão (5.2).

Todos os instrumentos empregados nos testes e medições experimentais realizadas no Terminal da Petrobras em Santos, foram aqueles normalmente

Capítulo 5 – Instalações e Medições Experimentais

utilizados para controle operacional e segurança da planta, estando sujeitos aos erros devido as tolerâncias de fabricação, de compensação imperfeita dos efeitos de temperatura e pressão, de calibração, do desgaste natural de componentes e da não linearidade.

Os valores das propriedades de transporte, como a massa específica e a viscosidade, obtidas por medições em laboratório, dependem da precisão¹ dos aparelhos que são utilizados em tais medições. Esses erros são de pequena ordem e foram desprezados, pois na prática não interferem no valor da vazão.

As medições das vazões das fases líquida e gasosa são afetadas com maior intensidade pelas incertezas associadas aos instrumentos que compõem os sistemas de medição. Assim, para os cálculos das propagações de incertezas foi utilizada a ferramenta computacional² conforme apresentado por MARTINS (1998), utilizando as informações da folha de dados de instrumentação³, das propriedades de transporte do propano, dos desenhos denominados P&I⁴, e da memória de cálculo⁵ das placas [POC1] e [POC2].

¹Precisão é um conceito qualitativo para indicar o grau de concordância entre os diversos resultados experimentais obtidos em condições de repetitividade.

²FLOWCALC, versão 2.4C, programa para cálculo de elementos geradores de pressão diferencial e incertezas associadas a medição de vazão de fluidos.

³Folha de dados dos fabricantes dos instrumentos.

⁴Designação adotada para os desenhos “PIPING and INSTRUMENTATION DIAGRAM” do projeto das instalações.

⁵ Apresentada no Anexo-V deste trabalho.

Capítulo 5 – Instalações e Medições Experimentais

Tabela 5.2 Incerteza para vazão indicada pela placa [POC1]

Medição de Vazão – Fase Gasosa				
Fluído	Variável	Incerteza %	Vazão	Incerteza %
Gás Propano C ₃ H ₈	Coefficiente de Descarga	0,5	De Operação	1,64
	Diâmetro da Linha	1,0	30 % da máxima	3,01
	Diâmetro do Orifício	0,1	50 % da máxima	1,54
	Massa Específica	2,0	75 % da máxima	1,25
	Pressão Diferencial (% da leitura)	0,25	100 % da máxima	1,20
	Pressão Diferencial (final de escala)	0,5		

Tabela 5.3 Incerteza para vazão indicada pela placa [POC2]

Medição de Vazão – Fase Líquida				
Fluído	Variável	Incerteza %	Vazão	Incerteza %
Propano Liquefeito C ₃ H ₈	Coefficiente de Descarga	1,0	De Operação	1,85
	Diâmetro da Linha	1,0	30 % da máxima	3,32
	Diâmetro do Orifício	0,1	50 % da máxima	2,07
	Massa Específica	2,0	75 % da máxima	1,87
	Pressão Diferencial (% da leitura)	0,25	100 % da máxima	1,83
	Pressão Diferencial (final de escala)	0,5		

Para a avaliação da influência das incertezas nas medições das vazões das fases líquida e gasosa sobre as simulações para cálculo da perda de carga no escoamento bifásico, $\Delta P_{\text{Bifásico}}$, foram selecionados os valores experimentais de números ímpares da tabela 5.4 restritos ao escoamento do tipo borbulhante, de maior ocorrência nos testes experimentais.

A tabela 5.6 apresenta as vazões máximas e mínimas decorrentes das incertezas associadas à medição com as placas [POC1] e [POC2].

Capítulo 5 – Instalações e Medições Experimentais

5.8 REGISTROS DE CAMPO DOS VALORES EXPERIMENTAIS

Tabela 5.4 Medições Experimentais - Escoamento Monofásico Propano_{LIQ.}

Temperatura nos pontos °K (°C)			ρ estimada no ponto A @ P e T operacional kg / m ³	μ estimada no ponto A @ P e T operacional Pa.s (cP)	Vazão Mássica kg / s (kg / h)	Pressão nos pontos kPa (kgf/cm ²)	
LIQ. C	LIQ. E	Parede média ao longo do tubo	Líquido	Líquido	Líquido POC-2	B	D
291,85 (18,7)	292,15 (19,0)	295,85 (22,7)	510,0	$1,0 \times 10^{-4}$ (0,100)	14,80 (53292,4)	961,05 (9,8)	951,25 (9,7)
291,25 (18,1)	291,55 (18,4)	295,55 (22,4)	510,6	$1,0 \times 10^{-4}$ (0,100)	15,09 (54327,3)	980,67 (10,0)	970,86 (9,9)
291,35 (18,2)	291,75 (18,6)	296,05 (22,9)	510,5	$1,0 \times 10^{-4}$ (0,100)	15,48 (55738,7)	990,47 (10,1)	980,67 (10,0)
294,65 (18,5)	291,95 (18,8)	296,45 (23,3)	510,2	$1,0 \times 10^{-4}$ (0,100)	15,92 (57301,1)	1000,28 (10,2)	990,47 (10,1)
291,55 (18,4)	291,95 (18,8)	296,15 (23,0)	510,3	$1,0 \times 10^{-4}$ (0,100)	16,25 (58507,3)	1000,28 (10,2)	990,47 (10,1)
292,05 (18,9)	292,25 (19,1)	295,95 (22,8)	509,8	$1,0 \times 10^{-4}$ (0,100)	16,45 (59236,8)	1010,08 (10,3)	1000,28 (10,2)
291,65 (18,5)	292,05 (18,9)	295,85 (22,7)	510,2	$1,0 \times 10^{-4}$ (0,100)	19,11 (68812,9)	1029,70 (10,5)	1019,89 (10,4)
291,45 (18,3)	291,85 (18,8)	296,05 (22,9)	510,4	$1,0 \times 10^{-4}$ (0,100)	19,47 (70104,2)	1039,50 (10,6)	1029,70 (10,5)
291,35 (18,6)	292,25 (19,1)	295,95 (22,8)	510,1	$1,0 \times 10^{-4}$ (0,100)	21,82 (78569,8)	1059,12 (10,8)	1049,31 (10,7)
291,35 (18,2)	291,85 (18,7)	295,55 (22,4)	510,5	$1,0 \times 10^{-4}$ (0,100)	23,74 (85451,2)	1078,73 (11,0)	1068,92 (10,9)
291,85 (18,7)	292,25 (19,1)	296,05 (22,9)	509,0	$1,0 \times 10^{-4}$ (0,100)	24,30 (87479,8)	1088,54 (11,1)	1068,92 (10,9)
291,45 (18,3)	292,05 (18,9)	296,45 (23,3)	510,4	$1,0 \times 10^{-4}$ (0,100)	25,34 (91209,4)	1108,15 (11,3)	1088,54 (11,1)
291,35 (18,2)	291,85 (18,7)	296,75 (23,6)	510,5	$1,0 \times 10^{-4}$ (0,100)	25,58 (92099,7)	1108,15 (11,3)	1088,54 (11,1)
291,45 (18,3)	291,85 (18,7)	296,25 (23,1)	510,4	$1,0 \times 10^{-4}$ (0,100)	26,63 (95881,5)	1127,76 (11,5)	1108,15 (11,3)
292,05 (18,9)	292,35 (19,2)	296,65 (23,5)	509,8	$1,0 \times 10^{-4}$ (0,100)	26,98 (97129,4)	1137,57 (11,6)	1117,96 (11,4)
291,65 (18,5)	292,05 (18,9)	295,55 (22,4)	510,2	$1,0 \times 10^{-4}$ (0,100)	27,19 (97873,6)	1147,38 (11,7)	1137,57 (11,6)
291,45 (18,3)	291,75 (18,6)	295,85 (22,7)	510,4	$1,0 \times 10^{-4}$ (0,100)	27,88 (100384,2)	1157,18 (11,8)	1147,38 (11,7)
291,35 (18,2)	291,75 (18,6)	296,55 (23,4)	510,5	$1,0 \times 10^{-4}$ (0,100)	29,30 (105489,7)	1176,80 (12,0)	1147,38 (11,7)

Capítulo 5 – Instalações e Medições Experimentais

Tabela 5.4 Medições Experimentais – Escoamento Monofásico Propano_{LIQ.}

Continuação

Temperatura nos pontos °K (°C)			ρ estimada no ponto A @ P e T _{operacional} kg / m ³	μ estimada no ponto A @ P e T _{operacional} Pa.s (cP)	Vazão Mássica kg / s (kg / h)	Pressão nos pontos kPa (kgf/cm ²)	
LÍQ. C	LÍQ. E	Parede média ao longo do tubo	Líquido	Líquido	Líquido POC-2	B	D
291,35 (18,2)	291,85 (18,7)	295,55 (22,4)	510,5	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	29,61 (106589,6)	1186,60 (12,1)	1166,99 (11,9)
292,05 (18,9)	292,55 (19,4)	296,05 (22,9)	509,8	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	30,36 (109289,3)	1206,22 (12,3)	1196,41 (12,2)
291,45 (18,3)	291,65 (18,5)	294,35 (21,2)	510,4	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	35,22 (126801,6)	1147,38 (11,7)	1117,96 (11,4)
291,55 (18,4)	292,05 (18,9)	295,85 (22,7)	510,3	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	38,45 (138436,7)	1137,57 (11,6)	1127,76 (11,5)
291,85 (18,7)	292,45 (19,3)	295,75 (22,6)	510,0	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	39,16 (140990,8)	1157,18 (11,8)	1127,76 (11,5)
291,75 (18,6)	292,15 (19,0)	296,45 (23,3)	510,1	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	39,91 (143664,1)	1235,64 (12,6)	1206,22 (12,3)
292,35 (19,2)	292,65 (19,5)	296,35 (23,2)	509,5	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	15,78 (56795,8)	990,47 (10,1)	970,86 (9,9)
292,35 (19,1)	292,45 (19,3)	295,95 (22,8)	509,6	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	16,08 (57902,7)	1000,28 (10,2)	990,47 (10,1)
292,55 (19,4)	292,75 (19,6)	296,05 (22,9)	509,3	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	17,75 (63891,2)	1019,89 (10,4)	1010,08 (10,3)
292,45 (19,3)	292,65 (19,5)	295,85 (22,7)	509,4	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	19,23 (69235,8)	1039,50 (10,6)	1029,70 (10,5)
292,55 (19,4)	292,85 (19,7)	296,55 (23,4)	509,3	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	21,11 (75994,4)	1049,31 (10,7)	1029,70 (10,5)
292,85 (19,7)	293,05 (19,9)	295,85 (22,7)	509,0	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	21,75 (78306,3)	1059,12 (10,8)	1049,31 (10,7)
292,25 (19,1)	292,45 (19,3)	296,05 (22,9)	509,6	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	22,97 (82696,8)	1068,92 (10,9)	1059,12 (10,8)
292,45 (19,3)	292,65 (19,5)	296,55 (23,4)	509,4	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	25,39 (91403,9)	1078,73 (11,0)	1059,12 (10,8)
292,45 (19,3)	292,75 (19,6)	295,85 (22,7)	509,4	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	26,10 (93957,1)	1098,34 (11,2)	1078,73 (11,0)
292,35 (19,2)	292,55 (19,4)	296,25 (23,1)	509,5	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	26,17 (94206,1)	1098,34 (11,2)	1078,30 (11,0)
292,55 (19,4)	292,75 (19,6)	295,95 (22,8)	509,3	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	26,65 (95945,6)	1108,15 (11,3)	1088,54 (11,1)
292,65 (19,5)	292,95 (19,8)	296,05 (22,9)	509,2	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	27,67 (99605,9)	1117,96 (11,4)	1098,34 (11,2)

Capítulo 5 – Instalações e Medições Experimentais

Tabela 5.4 Medições Experimentais – Escoamento Monofásico Propano_{LIQ}.

Continuação

Temperatura nos pontos °K (°C)			ρ estimada no ponto A @ P e T _{operacional} kg / m ³	μ estimada no ponto A @ P e T _{operacional} Pa.s (cP)	Vazão Mássica kg / s (kg / h)	Pressão nos pontos kPa (kgf/cm ²)	
LÍQ. C	LÍQ. E	Parede média ao longo do tubo				Líquido	Líquido
292,55 (19,4)	292,65 (19,5)	295,85 (22,7)	509,3	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	28,17 (101411,3)	1127,76 (11,5)	1108,15 (11,3)
292,85 (19,7)	293,05 (19,9)	296,85 (23,7)	509,0	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	29,06 (104614,5)	1147,38 (11,7)	1127,76 (11,5)
292,35 (19,2)	292,55 (19,4)	295,65 (22,5)	509,5	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	29,61 (106602,7)	1147,38 (11,7)	1127,76 (11,5)
292,25 (19,1)	292,55 (19,4)	296,75 (23,6)	509,6	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	31,91 (114861,4)	1166,99 (11,9)	1137,57 (11,6)
292,55 (19,4)	292,85 (19,7)	296,25 (23,1)	509,4	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	32,55 (117183,7)	1186,60 (12,1)	1157,18 (11,8)
293,05 (19,9)	293,25 (20,1)	296,25 (23,1)	508,8	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	33,95 (122231,2)	1206,22 (12,3)	1176,80 (12,0)
292,45 (19,3)	292,65 (19,5)	295,95 (22,8)	509,4	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	35,93 (129346,1)	1225,83 (12,5)	1157,18 (11,8)
292,45 (19,3)	292,65 (19,5)	296,85 (23,7)	509,4	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	36,86 (132705,2)	1245,44 (12,7)	1206,22 (12,3)
292,85 (19,7)	293,05 (19,9)	296,65 (23,5)	509,0	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	38,12 (137242,9)	1265,06 (12,9)	1225,83 (12,5)
292,45 (19,3)	292,75 (19,6)	296,05 (22,9)	509,4	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	40,50 (145806,1)	1304,28 (13,3)	1265,06 (12,9)
292,45 (19,3)	292,65 (19,5)	296,75 (23,6)	509,4	1,0 x 10 ⁻⁴ (0,100)	40,95 (147412,6)	1314,09 (13,4)	1255,25 (12,8)
293,25 (20,1)	293,45 (20,3)	295,95 (22,8)	508,6	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	15,59 (56126,1)	1000,28 (10,2)	970,86 (9,9)
293,45 (20,3)	293,65 (20,5)	295,95 (22,8)	508,4	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	21,28 (76620,3)	1059,12 (10,8)	1029,70 (10,5)
293,35 (20,2)	293,65 (20,5)	296,05 (22,9)	508,5	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	21,72 (78195,3)	1059,12 (10,8)	1049,31 (10,7)
293,45 (20,3)	293,45 (20,3)	296,55 (23,4)	508,4	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	22,87 (82345,2)	1088,54 (11,1)	1078,73 (11,0)
294,05 (20,9)	294,25 (21,1)	296,35 (23,2)	507,9	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	23,25 (83691,7)	1088,54 (11,1)	1068,92 (10,9)
293,65 (20,5)	293,85 (20,7)	296,65 (23,5)	508,2	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	24,63 (88653,9)	1108,15 (11,3)	1088,54 (11,1)
293,35 (20,2)	293,65 (20,5)	295,85 (22,7)	508,5	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	26,05 (93796,1)	1127,76 (11,5)	1108,15 (11,3)

Capítulo 5 – Instalações e Medições Experimentais

Tabela 5.4 Medições Experimentais – Escoamento Monofásico Propano_{LIQ.}

Continuação

Temperatura nos pontos °K (°C)			ρ estimada no ponto A @ P e T _{operacional} kg / m ³	μ estimada no ponto A @ P e T _{operacional} Pa.s (cP)	Vazão Mássica kg / s (kg / h)	Pressão nos pontos kPa (kgf/cm ²)	
LIQ. C	LIQ. E	Parede média ao longo do tubo	Líquido	Líquido	Líquido POC-2	B	D
293,65 (20,5)	293,95 (20,8)	296,35 (23,2)	508,2	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	29,44 (105981,3)	1157,18 (11,8)	1137,57 (11,6)
293,75 (20,6)	294,05 (20,9)	296,55 (23,4)	508,1	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	29,87 (107521,9)	1186,60 (12,1)	1166,99 (11,9)
293,85 (20,7)	294,05 (20,9)	296,65 (23,5)	508,0	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	30,31 (109109,6)	1206,22 (12,3)	1176,80 (12,0)
293,85 (20,7)	294,15 (21,0)	296,55 (23,4)	508,0	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	33,25 (119685,3)	1225,83 (12,5)	1196,41 (12,2)
293,45 (20,3)	293,85 (20,7)	296,25 (23,1)	508,4	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	33,48 (120527,1)	1225,83 (12,5)	1196,41 (12,2)
293,45 (20,3)	293,55 (20,4)	295,85 (22,7)	508,0	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	34,80 (123483,6)	1186,60 (12,1)	1137,57 (11,6)
293,45 (20,3)	293,55 (20,4)	296,55 (23,4)	508,4	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	34,92 (125706,6)	1196,41 (12,2)	1166,99 (11,9)
293,35 (20,2)	293,65 (20,5)	295,85 (22,7)	508,5	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	35,95 (129427,3)	1216,02 (12,4)	1176,80 (12,0)
293,65 (20,5)	293,75 (20,6)	296,45 (23,3)	508,2	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	36,76 (132341,2)	1225,83 (12,5)	1206,22 (12,3)
293,25 (20,1)	293,45 (20,3)	295,95 (22,8)	508,6	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	37,94 (136599,8)	1255,25 (12,8)	1216,02 (12,4)
293,25 (20,1)	293,45 (20,3)	296,25 (23,1)	508,6	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	39,23 (141229,3)	1284,67 (13,1)	1245,44 (12,7)
294,65 (21,5)	294,85 (21,7)	296,15 (23,0)	507,2	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	16,17 (58204,8)	1000,28 (10,2)	990,47 (10,1)
294,55 (21,4)	294,75 (21,6)	296,05 (22,9)	507,3	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	17,38 (62561,2)	1010,08 (10,3)	1000,28 (10,2)
294,25 (21,1)	294,35 (21,2)	296,65 (23,5)	507,6	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	25,18 (90638,3)	1068,92 (10,9)	1049,31 (10,7)
294,55 (21,4)	294,65 (21,5)	296,65 (23,5)	507,3	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	31,56 (113617,6)	1157,18 (11,8)	1127,76 (11,5)
294,45 (21,3)	294,55 (21,4)	296,35 (23,2)	507,4	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	32,69 (117693,2)	1186,60 (12,1)	1157,18 (11,8)
294,85 (21,7)	295,05 (21,9)	296,45 (23,3)	507,0	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	32,90 (118435,8)	1186,60 (12,1)	1157,18 (11,8)
295,05 (21,9)	295,25 (22,1)	296,55 (23,4)	506,8	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	33,17 (119403,1)	1206,22 (12,3)	1176,80 (12,0)

Capítulo 5 – Instalações e Medições Experimentais

Tabela 5.4 Medições Experimentais – Escoamento Monofásico Propano_{LIQ.}

Continuação

Temperatura nos pontos °K (°C)			ρ estimada no ponto A @ P e T _{operacional} kg / m ³	μ estimada no ponto A @ P e T _{operacional} Pa.s (cP)	Vazão Mássica kg / s (kg / h)	Pressão nos pontos kPa (kgf/cm ²)	
LÍQ. C	LÍQ. E	Parede média ao longo do tubo	Líquido	Líquido	Líquido POC-2	B	D
294,55 (21,4)	294,75 (21,6)	296,25 (23,1)	507,3	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	33,45 (120409,8)	1225,83 (12,5)	1196,41 (12,2)
294,35 (21,2)	294,45 (21,3)	296,75 (23,6)	507,5	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	33,70 (121314,3)	1206,22 (12,3)	1176,80 (12,0)
294,85 (21,7)	295,05 (21,9)	296,55 (23,4)	507,0	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	35,20 (126702,4)	1216,02 (12,4)	1186,60 (12,1)
294,45 (21,3)	294,85 (21,7)	296,75 (23,6)	507,4	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	35,53 (127906,5)	1216,02 (12,4)	1186,60 (12,1)
295,05 (21,9)	295,35 (22,2)	296,55 (23,4)	506,8	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	36,92 (132917,1)	1245,44 (12,7)	1216,02 (12,4)
294,85 (21,7)	294,95 (21,8)	296,35 (23,2)	507,0	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	38,39 (138208,3)	1274,86 (13,0)	1235,64 (12,6)
294,45 (21,3)	294,75 (21,6)	296,75 (23,6)	507,4	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	41,25 (148514,6)	1314,09 (13,4)	1265,06 (12,9)
294,45 (21,3)	294,85 (21,7)	296,35 (23,2)	507,4	9,7 X 10 ⁻⁵ (0,097)	42,68 (153648,1)	1353,32 (13,8)	1304,28 (13,3)

¹ O intervalo de variação da temperatura do propano líquidofeito no ponto-C, de 18 à 23 °C, mantém a viscosidade na faixa de 0.097 à 0.100 cP. A variação de pressão tem pouca influência na viscosidade dinâmica da fase líquida.

² Os valores das pressões, nas vazões de transferência “Navio x Terminal”, são influenciados pelas condições de momento nas esferas (composição do produto já existente, espaço disponível, temperatura, pressão de vapor, tipo de operação em curso, etc.).

³ A pressão no ponto-C também é função das características dos conjuntos motobombas de bordo dos navios, e do alinhamento selecionado.

⁴ Os valores apresentados nas tabelas são médios (pressão, temperatura, vazão) após atingido o regime permanente.

Capítulo 5 – Instalações e Medições Experimentais

Tabela 5.5 Medições Experimentais – Escoamento Bifásico de Propano

Temperatura Mistura LIQ-GÁS (medições no ponto) °K (°C)			ρ no ponto A @ P e T operacional kg / m ³		μ no ponto A @ P e T operacional Pa.s (cP)		Vazão Mássica (medição separada) kg / s (kg / h)		Pressão no ponto kPa (kgf/cm ²)		
C	E	Parede média ao longo do tubo	LÍQ.	GÁS	LÍQ.	GÁS	LÍQ. POC-2	GÁS POC-1	B	D	
291,85 (18,7)	293,45 (20,2)	296,05 (22,9)	510,0	19,9	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	14,76 (53144,2)	0,63 (2251,4)	1000,28 (10,2)	980,67 (10,0)	1
291,25 (18,1)	293,05 (19,9)	295,75 (22,6)	510,5	20,2	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	15,08 (54301,5)	0,76 (2742,3)	1010,08 (10,3)	980,67 (10,0)	2
291,35 (18,2)	293,05 (19,9)	295,95 (22,8)	510,5	20,2	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	15,49 (55780,1)	0,62 (2223,1)	1010,08 (10,3)	990,47 (10,1)	3
291,65 (18,5)	293,25 (20,1)	296,35 (23,2)	510,2	20,1	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	15,91 (57273,8)	0,64 (2318,5)	1010,08 (10,3)	980,67 (10,0)	4
291,55 (18,4)	293,15 (20,0)	296,25 (23,1)	510,3	20,3	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	16,25 (58487,3)	0,71 (2573,8)	1019,89 (10,4)	990,47 (10,1)	5
292,05 (18,9)	293,45 (20,3)	295,85 (22,7)	509,8	20,5	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	16,45 (59211,7)	0,74 (2667,3)	1029,70 (10,5)	1000,28 (10,2)	6
291,65 (18,5)	292,85 (19,7)	295,95 (22,8)	510,2	20,4	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	16,69 (60083,4)	0,67 (2406,3)	1029,70 (10,5)	1010,08 (10,3)	7
291,45 (18,3)	292,65 (19,5)	295,75 (22,6)	510,4	20,6	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	16,80 (60476,1)	0,70 (2530,4)	1039,50 (10,6)	1010,08 (10,3)	8
291,85 (18,7)	293,05 (19,9)	295,85 (22,7)	510,0	20,8	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	16,98 (61128,6)	0,69 (2473,2)	1049,31 (10,7)	1019,89 (10,4)	9
292,05 (18,9)	293,35 (20,2)	295,95 (22,8)	509,9	21,1	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	17,40 (62631,4)	0,66 (2366,9)	1068,92 (10,9)	1049,31 (10,7)	10
291,75 (18,6)	293,45 (20,3)	296,05 (22,9)	510,1	21,1	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	21,83 (78599,1)	1,23 (4426,5)	1059,12 (10,8)	970,86 (9,9)	11
291,35 (18,2)	293,05 (19,9)	295,65 (22,5)	510,5	21,2	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	23,75 (85485,8)	1,30 (4671,3)	1068,92 (10,9)	970,86 (9,9)	12
291,35 (18,2)	293,45 (20,3)	296,55 (23,4)	510,5	21,2	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	25,58 (92076,2)	1,37 (4946,1)	1068,92 (10,9)	961,05 (9,8)	13
291,45 (18,3)	292,95 (19,8)	296,35 (23,2)	510,4	21,6	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	26,64 (95918,7)	1,40 (5043,9)	1088,54 (11,1)	970,86 (9,9)	14
291,45 (18,3)	292,75 (19,6)	295,95 (22,8)	510,4	21,6	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	27,88 (100353,7)	1,39 (4989,3)	1088,54 (11,1)	961,05 (9,8)	15
291,65 (18,5)	292,95 (19,8)	295,75 (22,6)	510,2	21,4	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	28,48 (102537,5)	1,29 (4632,1)	1078,73 (11,0)	951,25 (9,7)	16
291,35 (18,2)	292,85 (19,7)	296,45 (23,3)	510,5	21,4	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	29,30 (105497,4)	1,24 (4468,3)	1078,73 (11,0)	941,44 (9,6)	17
292,35 (19,2)	294,35 (21,2)	296,35 (23,2)	509,5	20,3	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	15,77 (56782,1)	0,97 (3485,8)	1019,89 (10,4)	970,86 (9,9)	18

Os valores apresentados na tabela são médios (pressão, temperatura, vazão).

Capítulo 5 – Instalações e Medições Experimentais

Tabela 5.5 **Medições Experimentais – Escoamento Bifásico de Propano**

Continuação

Temperatura Mistura LIQ-GÁS (medições no ponto) °K (°C)			ρ no ponto A @ P e T operacional kg / m ³		μ no ponto A @ P e T operacional Pa.s (cP)		Vazão Mássica (medição separada) kg / s (kg / h)		Pressão no ponto kPa (kgf/cm ²)		
C	E	Parede média ao longo do tubo	LÍQ.	GÁS	LÍQ.	GÁS	LÍQ. POC-2	GÁS POC-1	B	D	
292,25 (19,1)	293,95 (20,8)	295,95 (22,8)	509,6	20,7	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁵ (0,009)	16,08 (57871,5)	1,04 (3756,3)	1039,50 (10,6)	990,47 (10,1)	19
292,55 (19,4)	294,15 (21,0)	296,05 (22,9)	508,7	20,7	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁵ (0,009)	17,75 (63882,5)	1,11 (4002,4)	1049,31 (10,7)	990,47 (10,1)	20
292,85 (19,7)	294,15 (21,0)	295,95 (22,8)	509,0	20,8	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁵ (0,009)	18,60 (66948,3)	1,10 (3956,6)	1049,31 (10,7)	980,67 (10,0)	21
292,45 (19,3)	294,05 (20,9)	295,85 (22,7)	509,4	20,6	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁵ (0,009)	19,23 (69218,3)	1,14 (4088,5)	1049,31 (10,7)	970,86 (9,9)	22
292,55 (19,4)	294,15 (21,0)	296,55 (23,4)	508,7	20,7	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁵ (0,009)	21,11 (75981,4)	1,21 (4371,2)	1049,31 (10,7)	961,05 (9,8)	23
292,25 (19,1)	293,45 (20,3)	296,05 (22,9)	509,6	20,5	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁵ (0,009)	22,97 (82686,7)	0,88 (3167,1)	1029,70 (10,5)	951,25 (9,7)	24
292,45 (19,3)	293,85 (20,7)	296,55 (23,4)	509,4	21,0	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁵ (0,009)	25,39 (91391,2)	1,09 (3941,5)	1059,12 (10,8)	951,25 (9,7)	25
292,45 (19,3)	293,85 (20,7)	295,85 (22,7)	509,4	21,3	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁵ (0,009)	26,10 (93974,5)	1,37 (4933,1)	1078,73 (11,0)	961,05 (9,8)	26
292,35 (19,2)	293,95 (20,8)	296,25 (23,1)	509,5	21,5	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁵ (0,009)	26,17 (94211,3)	1,54 (5527,8)	1088,54 (11,1)	970,86 (9,9)	27
292,25 (19,1)	293,85 (20,7)	296,75 (23,6)	509,6	22,5	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁵ (0,009)	31,90 (114843,4)	1,61 (5785,8)	1137,57 (11,6)	970,86 (9,9)	28
292,55 (19,4)	293,75 (20,6)	296,25 (23,1)	509,4	21,9	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁵ (0,009)	32,54 (117158,6)	1,47 (5302,3)	1147,38 (11,7)	980,67 (10,0)	29
293,25 (20,1)	294,55 (21,4)	295,95 (22,8)	508,6	20,6	9,7x10 ⁻⁵ (0,097)	1 x 10 ⁻⁵ (0,010)	15,59 (56115,8)	0,89 (3193,6)	1039,50 (10,6)	990,47 (10,1)	30
294,05 (20,9)	295,15 (22,0)	296,35 (23,2)	507,9	20,9	9,7x10 ⁻⁵ (0,097)	1 x 10 ⁻⁵ (0,010)	23,27 (83758,5)	1,22 (4398,7)	1059,12 (10,8)	970,86 (9,9)	31
293,65 (20,5)	294,75 (21,6)	296,65 (23,5)	508,2	20,9	9,7x10 ⁻⁵ (0,097)	1 x 10 ⁻⁵ (0,010)	24,62 (88644,7)	1,11 (3993,3)	1078,73 (11,0)	980,67 (10,0)	32
293,86 (20,7)	295,05 (21,9)	296,65 (23,5)	508,0	21,8	9,7x10 ⁻⁵ (0,097)	1 x 10 ⁻⁵ (0,010)	30,31 (109101,2)	1,49 (5356,9)	1108,15 (11,3)	951,25 (9,7)	33
294,55 (21,4)	295,55 (22,4)	296,05 (22,9)	507,3	20,5	9,7x10 ⁻⁵ (0,097)	1 x 10 ⁻⁵ (0,010)	17,38 (62572,4)	1,01 (3651,8)	1039,50 (10,6)	980,67 (10,0)	34
294,55 (21,4)	295,45 (22,3)	296,65 (23,5)	507,3	21,9	9,7x10 ⁻⁵ (0,097)	1 x 10 ⁻⁵ (0,010)	31,56 (113609,9)	1,62 (5837,5)	1117,96 (11,4)	951,25 (9,7)	35
294,45 (21,3)	295,55 (22,4)	296,35 (23,2)	507,4	22,1	9,7x10 ⁻⁵ (0,097)	1 x 10 ⁻⁵ (0,010)	32,69 (117684,3)	1,62 (5833,5)	1127,76 (11,5)	951,25 (9,7)	36

Os valores apresentados na tabela são médios (pressão, temperatura, vazão).

Capítulo 5 – Instalações e Medições Experimentais

Tabela 5.6 Incertezas associadas à medição de vazão - Limites de variação

Medição (número)	Incerteza p/Vazão ± [%]		Vazões kg/s (kg/h)			
	Fase Líquida Ref. POC-2	Fase Gasosa Ref. POC-1	Limite Máximo		Limite Mínimo	
			LIQ. Ref. POC-2	GÁS Ref. POC-1	LIQ. Ref. POC-2	GÁS Ref. POC-1
11	2,79	1,44	22,44 (80792,0)	1,25 (4490,2)	21,22 (76406,2)	1,21 (4362,7)
13	2,38	1,36	26,19 (94267,6)	1,39 (5013,4)	24,97 (89884,8)	1,36 (4878,8)
15	2,13	1,35	28,47 (102491,2)	1,40 (5056,7)	27,28 (98216,2)	1,37 (4921,9)
17	2,06	1,43	30,07 (108240,3)	1,26 (4537,1)	28,70 (103324,2)	1,22 (4399,5)
19	3,31	1,54	16,61 (59787,0)	1,06 (3813,0)	15,54 (55956,0)	1,03 (3699,6)
21	3,14	1,51	19,18 (69050,5)	1,12 (4016,3)	18,01 (64846,1)	1,08 (3896,9)
23	2,86	1,44	21,71 (78154,5)	1,23 (4434,1)	20,50 (73808,3)	1,20 (4308,3)
25	2,39	1,51	25,99 (93575,5)	1,11 (4001,0)	24,78 (89206,9)	1,07 (3882,0)
27	2,31	1,27	26,77 (96387,6)	1,56 (5599,7)	25,57 (92035,0)	1,52 (5455,9)
29	2,01	1,30	33,20 (119513,5)	1,49 (5378,7)	31,89 (114803,7)	1,45 (5225,9)
31	2,62	1,44	23,88 (85952,9)	1,24 (4462,0)	22,66 (81564,0)	1,21 (4335,4)
33	2,04	1,29	30,92 (111326,9)	1,51 (5426,0)	29,69 (106875,5)	1,47 (5287,8)
35	2,02	1,22	32,20 (115904,8)	1,64 (5908,7)	30,92 (111315,0)	1,60 (5766,3)

¹ Incertezas associadas as medições de vazão: Tabelas 5.2 e 5.3 deste trabalho.

² As incertezas para cada uma das vazões instantâneas foram obtidas por interpolação dentro dos intervalos referidos as vazões máximas pelas placas de orifício.

³ Utilizado o programa FLOWCALC, ref. MARTINS (1998), para cálculo das incertezas.

⁴ Cf. VUOLO (1996), os valores verdadeiros para as vazões indicadas pela instrumentação [POC1] e [POC2] estão entre os limites indicados nesta tabela.

5.9 RUGOSIDADE INTERNA DA PAREDE DO TUBO

A avaliação da rugosidade interna do tubo, no trecho dos testes experimentais, foi realizada utilizando os resultados da medições da perda de carga e vazão no escoamento monofásico de propano, tabela 5.4 e anexo-I, e com auxílio da correlação de CHURCHILL (1977), expressões (4.83) à (4.85) apresentadas no capítulo-4 deste trabalho. O suporte computacional foi obtido através do recurso “*solve equation*¹” da máquina HP48GX da empresa Hewlett Packard.

Tabela 5.7 Rugosidade Interna do Tubo – Medições Experimentais

Nº da Medição	<i>Valores calculados à partir das medições experimentais e rotina “solve equation” HP-48GX</i>	
	Valor médio Fator de Atrito $f_{monofásico}$	Valor médio Rugosidade interna parede do tubo ε
1 à 30 (excluindo nº 10, 16, 18, 25 e 29)	$1,79 \times 10^{-3}$	$4,63 \times 10^{-5}$ m
31 à 60 (excluindo nº 48, 49 e 60)	$1,76 \times 10^{-3}$	$4,49 \times 10^{-5}$ m
61 à 80 (excluindo nº 63)	$1,73 \times 10^{-3}$	$4,38 \times 10^{-5}$ m
	Média	$4,50 \times 10^{-5}$ m

¹ A expressão em inglês “*solve equation*”, que pode ser interpretado em português como “*resolver equação*”, foi mantida no texto em sua forma original considerando que esse recurso está assim disponibilizado na máquina HP48GX, ou seja, é com essa designação em inglês que ele pode ser acessado e utilizado para a solução de equações.

Capítulo 6

MODELAGEM MATEMÁTICA E EQUACIONAMENTO

Os modelos matemáticos utilizados baseiam-se em parte nas contribuições de FANG (1998) e YIN (1998), com a introdução de adequações para o escoamento do propano e seu próprio vapor em tubo de grande diâmetro. Foram utilizados dois procedimentos para solução das equações na simulação numérica, a saber:

- Método de Runge-Kutta 4^a ordem¹, RK4, com modelo de fases separadas para o escoamento bifásico;
- Método das Diferenças Finitas², MDF, com modelo homogêneo para o escoamento bifásico.

6.1 EQUACIONAMENTO – Modelo Fases Separadas – Método RK4

A partir da equação de conservação da massa e dos balanços de energia e da quantidade de movimento foram obtidas duas equações que representam os gradientes de pressão e temperatura no escoamento bifásico, não isotérmico, de uma mistura gás-líquido. Essas equações foram resolvidas simultaneamente pelo método Runge-Kutta 4^a ordem para uma tubulação de seção transversal circular de diâmetro constante.

¹Fontes consultadas: FAIRES (1998), FLANNERY et al. (1990), MATHEWS (1987).

²Fontes consultadas: MALISKA (1995), FORTUNA (2000).

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

Foi desenvolvido especialmente para apoio a este trabalho o programa C3H8BIF¹, que permitiu a realização das simulações numéricas. Os resultados obtidos forneceram os perfis de pressão e temperatura ao longo do escoamento no trecho dos testes.

A perda de carga total e a elevação da temperatura foram obtidas à partir de simulações para diferentes vazões de escoamento da mistura gás-líquido de propano.

Foram utilizadas adicionalmente no programa de simulação: a equação de estado de Peng-Robinson², e as correlações de Dukler³ et al. (1964) e Friedel⁴ (1979) para o cálculo do gradiente de pressão devido ao atrito. Para o gradiente de pressão devido a aceleração do escoamento foi utilizado o desenvolvimento proposto por FANG (1998).

As figuras 6.3 e 6.4, ao final deste capítulo, apresentam os fluxogramas básicos do programa, sendo o escoamento monofásico líquido e bifásico com o procedimento RK4.

¹ O programa também resolve o escoamento monofásico utilizando a correlação de CHURCHILL (1977) para o fator de atrito.

² Algoritmo em GWBasic e Propriedades Termodinâmicas obtidos nas referências BORGNAKKE (1997), SANDLER (1989), e YAWS (1988),

^{3,4} Expressões apresentadas no Capítulo 4, item 4.3 da revisão bibliográfica.

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

Os valores iniciais das vazões, pressões e temperaturas, que alimentaram o programa simulador, foram aqueles registrados nos ensaios experimentais. Os resultados teóricos obtidos nas simulações numéricas foram comparados aos valores observados na parte experimental com o objetivo de validação do modelo e método matemáticos.

6.1.2 HIPÓTESES GERAIS

- Escoamento bifásico – Modelo de Fases Separadas;
- Tubo na posição horizontal – Não há variação da energia potencial;
- Regime permanente – Escoamento forçado e incompressível;
- Escoamento turbulento plenamente desenvolvido para ambas as fases;
- Escoamento unidirecional de propano e vapor de propano;
- Condução de calor nas paredes do tubo na direção axial é desprezível;
- Título da mistura constante – Desprezível a transferência de massa na interface gás-líquido ao longo do escoamento;
- Existe equilíbrio termodinâmico entre as fases líquida e gasosa;
- É desprezível a resistência térmica à condução de calor na parede do tubo na direção radial;
- Fluxo de calor da parede do tubo para o fluido em escoamento é uniforme e constante em todo o trecho de testes;

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

- Identificação do regime bifásico baseado no mapa de Baker;
- Para as transições de regime bifásico foram utilizadas as equações propostas por Yamashiro¹ et al. (1986) - Cálculo dos parâmetros de entrada no mapa de Baker;
- Rugosidade interna da parede do tubo é uniforme e igual em toda a extensão do trecho de testes – Diâmetro do tubo é constante ;
- No modelo de fases separadas as velocidades das fases são constantes ao longo do escoamento, e o equacionamento é independente do tipo de regime bifásico, HESTRONI (1982).

Segundo WHALLEY (1996) o modelo homogêneo para o escoamento bifásico, isto é, velocidades iguais das fases líquida e gasosa, é aplicável e fornece resultados razoáveis para os casos em que o fluxo total de massa, “G”, é maior que 2000 kg/s.m². Os ensaios experimentais foram conduzidos com fluxo total de massa no intervalo: $270 < G < 700 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$.

6.1.3 EQUAÇÕES DE CONSERVAÇÃO

O desenho apresentado na figura 6.1 ilustra um escoamento gás-líquido, em um trecho de tubo quase horizontal.

¹Equações apresentadas na revisão bibliográfica, capítulo 4, item 4.5 .

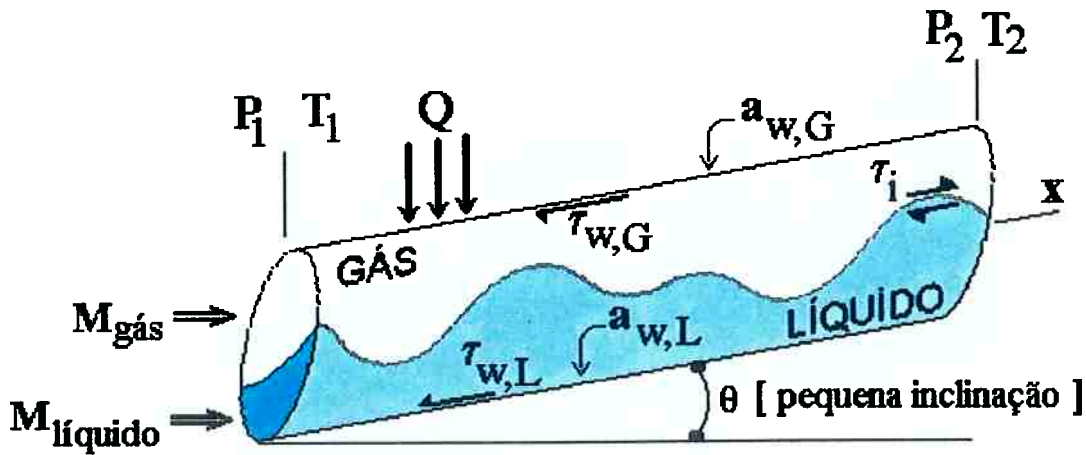


Figura 6.1 Variáveis para o equacionamento

No equacionamento, as vazões em massa do gás e do líquido representam-se por M_G e M_L respectivamente. O escoamento de ambos é na mesma direção e sentido. O trecho de tubulação está exposto à temperatura ambiente.

6.1.3.1 Conservação da Massa

Aplicando-se o princípio da conservação de massa para as porções líquida e gasosa, com escoamento em regime permanente, obtém-se duas equações de continuidade, uma para cada fase. Considerando ainda que não há perda de massa através da parede do tubo, as duas equações são combinadas produzindo a equação da continuidade para a mistura bifásica, na forma:

$$\frac{d(\alpha_G A u_G \rho_G)}{dx} + \frac{d\{(1-\alpha_G) A u_L \rho_L\}}{dx} = 0 \quad (6.1)$$

ou ainda:
$$G = \frac{M}{A} = \frac{M_G + M_L}{A} = \text{const.} \quad (6.2)$$

6.1.3.2 Conservação da Quantidade de Movimento

Aplicando-se o princípio da conservação da quantidade de movimento no sistema isolado dentro do tubo, para as fases líquida e gasosa, obtém-se duas equações de balanço da quantidade de movimento, uma para cada fase. Elas são combinadas e rearranjadas resultando na equação de balanço da quantidade de movimento para a mistura bifásica, na forma:

$$\left[-\frac{dP}{dx}\right]_{TOTAL} = \frac{1}{g_c A} \frac{d(u_G M_G + u_L M_L)}{dx} + \frac{1}{A} (\tau_{w,G} \cdot a_{w,G} + \tau_{w,L} \cdot a_{w,L}) + \frac{g}{g_c} \rho_m \text{sen } \theta \quad (6.3)$$

onde:
$$\rho_m = \alpha \rho_G + (1-\alpha) \rho_L \quad (6.4)$$

A fração de vazio, “ α “ , é definida como a média temporal do quociente entre a área ocupada pela fase gasosa e a área total do escoamento bifásico, referida a seção transversal do duto.

$$\alpha = \text{fração de vazio} = \frac{A_G}{A} \quad (6.5)$$

sendo que para o modelo de fases separadas a fração de vazio é calculada como:

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

$$\alpha = \frac{1}{1 + \frac{u_G}{u_L} \left(\frac{1-x_G}{x_G} \right) \frac{\rho_G}{\rho_L}} \quad (6.6)$$

A equação (6.3), que representa o gradiente total de pressão, é composta por três parcelas:

$$\frac{1}{g_c A} \frac{d(u_G M_G + u_L M_L)}{dx} = \left(-\frac{dP}{dx}\right)_{\text{Aceleração do escoamento}} \quad (6.7)$$

$$\frac{\tau_{w,G} a_{w,G} + \tau_{w,L} a_{w,L}}{A} = \left(-\frac{dP}{dx}\right)_{\text{Atrito}} \quad (6.8)$$

$$\frac{g}{g_c} \{ \rho_G \alpha + \rho_L (1-\alpha) \} \cdot \text{sen } \theta = \left(-\frac{dP}{dx}\right)_{\text{Aceleração da gravidade}} \quad (6.9)$$

ou na sua forma compacta:

$$\left(-\frac{dP}{dx}\right)_{\text{TOTAL}} = \left(-\frac{dP}{dx}\right)_a + \left(-\frac{dP}{dx}\right)_f + \left(-\frac{dP}{dx}\right)_g \quad (6.10)$$

A parcela referente ao gradiente de pressão devido a aceleração do escoamento, expressão (6.7), requer a utilização de uma equação de estado. O item 6.1.4 deste trabalho, apresenta o seu desenvolvimento.

O gradiente de pressão devido ao atrito, expressão (6.8), é de difícil tratamento analítico visto que as áreas de contato entre as fases gasosa e líquida com as paredes do tubo variam significativamente a cada instante, dependendo do regime de escoamento bifásico.

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

As tensões de cisalhamento na interface¹ gás-líquido são iguais em módulo e direção, porém de sentidos opostos, cancelando-se mutuamente.

Tem-se:

$$-A_L \left(\frac{dP}{dx} \right)_F = \tau_{w,L} \cdot a_{w,L} + \tau_i \cdot a_i \quad (6.11)$$

$$-A_G \left(\frac{dP}{dx} \right)_F = \tau_{w,G} \cdot a_{w,G} - \tau_i \cdot a_i \quad (6.12)$$

e ainda, com a definição da fração de vazio, expressão (6.5), e a soma das parcelas das perdas de carga de cada uma das fases, expressões (6.11) e (6.12), obtém-se a parcela da perda de carga devido ao atrito, representada na expressão (6.8).

A contribuição devido a aceleração da gravidade para o gradiente total de pressão é eliminada no presente trabalho, considerando-se a condição do tubo estar disposto na direção horizontal, com $\theta = 0$, resultando $\sin(\theta) = 0$.

As definições que seguem são importantes para o desenvolvimento das equações do escoamento bifásico no modelo proposto.

¹ A área da interface gás-líquido, apesar de variar significativamente, não interfere diretamente no equacionamento do gradiente de pressão devido ao atrito, visto que o termo referente à tensão de cisalhamento nessa interface “ τ ”, é anulado no desenvolvimento da equação (6.8).

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

O fluxo total de massa da mistura bifásica, “ G “, é a razão entre a vazão em massa e a área da seção de escoamento. Este fluxo é composto pela soma das parcelas relativas as fases gasosa e líquida, na seguinte forma:

$$G = G_G + G_L \quad (6.13)$$

$$G = \frac{M_G + M_L}{A} = \frac{M}{A} \quad \text{no SI} \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ s}} \right] \quad (6.14)$$

$$M = M_G + M_L = \rho_G \cdot \alpha \cdot u_G + \rho_L \cdot (1 - \alpha) \cdot u_L = G \cdot A \quad (6.15)$$

onde a porção da fase gasosa na mistura, título, é escrita na forma:

$$x_G = \frac{M_G/A}{G} = \frac{G_G}{G} \quad (6.16)$$

e ainda a porção de líquido

$$1 - x_G = \frac{M_L/A}{G} = \frac{G_L}{G} \quad (6.17)$$

Definem-se as variáveis de velocidade das fases, nas formas:

$$v_L = \text{velocidade superficial da fase líquida} = \frac{G_L}{\rho_L} \quad (6.18)$$

$$v_G = \text{velocidade superficial da fase gasosa} = \frac{G_G}{\rho_G} \quad (6.19)$$

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

As velocidades superficiais correspondem àquelas caso cada uma das fases estivesse escoando sozinha, monofasicamente, através da área da seção transversal do tubo.

$$u_L = \frac{v_L}{1-\alpha} = \textit{velocidade real da fase líquida} \quad (6.20)$$

$$u_G = \frac{v_G}{\alpha} = \textit{velocidade real da fase gasosa} \quad (6.21)$$

As velocidades reais são definidas como àquelas que seriam medidas se a velocidade de um pequeno volume da gás ou de líquido pudesse ser realmente determinada no escoamento bifásico.

6.1.3.2.1 Gradiente de pressão devido a aceleração do escoamento

Rescrevendo a equação (6.7) com a introdução das expressões (6.16) e (6.17), obtém-se:

$$\left(-\frac{dP}{dx}\right)_a = \frac{G}{g_c} \frac{d[x_G u_G + (1-x_G) u_L]}{dx} \quad (6.22)$$

aplicando-se a equação da continuidade, expressão (6.2), e introduzindo as expressões de (6.16) à (6.21) para substituir as velocidades reais, obtém-se o gradiente de pressão em função dos volumes específicos, na forma:

$$\left(-\frac{dP}{dx}\right)_a = \frac{G^2}{g_c} \frac{d\left[x_G^2 \left(\frac{V_G}{\alpha_G}\right) + (1-x_G)^2 \frac{V_L}{1-\alpha_G}\right]}{dx} \quad (6.23)$$

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

A variação do volume específico no trecho do duto, figura 6.1, pode ser escrito como função dos gradientes de pressão e temperatura na forma:

$$\frac{dV}{dx} = \left(\frac{\partial V}{\partial P}\right)_T \frac{dP}{dx} + \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P \frac{dT}{dx} \quad (6.24)$$

fase gasosa: $\left(\frac{dV_G}{dx}\right)_{Gás} = \left(\frac{\partial V_G}{\partial P}\right)_T \frac{dP}{dx} + \left(\frac{\partial V_G}{\partial T}\right)_P \frac{dT}{dx} \quad (6.25)$

fase líquida: $\left(\frac{dV_L}{dx}\right)_L = \left(\frac{\partial V_L}{\partial P}\right)_T \frac{dP}{dx} + \left(\frac{\partial V_L}{\partial T}\right)_P \frac{dT}{dx} \quad (6.26)$

Similarmente podemos expressar a variação fração de vazio ao longo do escoamento como função dos gradientes de pressão, temperatura e título, na forma:

$$\frac{d\alpha}{dx} = \left(\frac{\partial \alpha}{\partial P}\right)_{T, x_G} \frac{dP}{dx} + \left(\frac{\partial \alpha}{\partial T}\right)_{P, x_G} \frac{dT}{dx} + \left(\frac{\partial \alpha}{\partial x_G}\right)_{T, P} \frac{dx_G}{dx} \quad (6.27)$$

Nas hipóteses gerais, item 6.1, admite-se que não há transferência de massa na interface gás-líquido, assim o título permanece constante ao longo do escoamento. Para pequenas variações de temperatura e pressão, como aquelas registradas nas medições experimentais, capítulo-5, tabela 5.5, a fração de vazio pode ser considerada constante, logo $\frac{d\alpha}{dx} \cong 0$.

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

Assim, tomando-se as expressões (6.25) e (6.26), substituindo-as na equação (6.23) e rearranjando-a, obtém-se a expressão geral para o gradiente de pressão devido a aceleração do escoamento, em função das variações dos volumes específicos, temperatura, pressão, do fluxo total de massa, da fração de vazio e título, na forma:

$$\left(-\frac{dP}{dx}\right)_a = \frac{G^2}{g_c} \left[\frac{x_G^2}{\alpha} \left(\frac{\partial V_G}{\partial T}\right)_P + \frac{(1-x_G)^2}{1-\alpha} \left(\frac{\partial V_L}{\partial T}\right)_P \right] \frac{dT}{dx} - \frac{G^2 x_G^2}{\alpha} \left(\frac{\partial V_G}{\partial P}\right)_T \left(-\frac{dP}{dx}\right)_{Total} \quad (6.28)$$

6.1.3.2.2 Gradiente de pressão devido ao atrito

Para aplicação nas simulações numéricas foram selecionadas duas correlações¹ empíricas:

- Dukler et al. (1964) que é baseada na análise de 2620 medições experimentais e não está condicionada ao tipo de regime em escoamento;
- Friedel (1979) que é baseada na análise de 25000 medições experimentais realizados em tubos de pequeno diâmetro, dispostos na direção horizontal.

6.1.4 EQUAÇÃO DE ESTADO

Foi utilizada a equação de estado de Peng-Robinson para a obtenção das derivadas parciais dos volumes específicos que aparecem na expressão (6.28).

¹ Correlações (4.40) e (4.49) apresentadas no capítulo-4.

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b) + b(V-b)} \quad (6.29)$$

onde:

$$a = 0,45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \alpha(T) \quad (6.30)$$

$$b = 0,0778 \frac{RT_c}{P_c} \quad (6.31)$$

$$\alpha(T) = \left[1 + \kappa \left(1 - \sqrt{\frac{T}{T_c}} \right) \right] \quad (6.32)$$

$$\kappa = 0,37464 + 1,54226 w - 0,26992 w^2 \quad (6.33)$$

o volume molar, “ V “ , que aparece na expressão (6.29), do gás ou do líquido, é rescrito com o peso molecular e volume específico, na forma:

$$V = M_o \cdot V_L \quad \text{ou} \quad V = M_o \cdot V_G \quad (6.34)$$

Substituindo a expressão do volume molar da fase gasosa na equação (6.29) e calculando-se as derivadas parciais, obtém-se:

$$\left(\frac{\partial V_G}{\partial P} \right)_T = \frac{1}{\frac{2aM_o(V_G M_o + b)}{[(V_G M_o)^2 + 2b(M_o V_G - b)]^2} - \frac{RTM_o}{(V_G M_o - b)^2}} \quad (6.35)$$

$$\left(\frac{\partial V_G}{\partial T} \right)_P = \frac{\frac{R}{(V_G M_o - b)} + \frac{a \left(\frac{-\kappa}{T_R} \right) [1 + \kappa (1 - T_R)]}{V_G M_o (V_G M_o + b) + b (V_G M_o - b)}}{\frac{M_o RT}{(V_G M_o - b)^2} - \frac{2aM_o (V_G M_o + b)}{[V_G M_o (V_G M_o + b) + b (V_G M_o - b)]^2}} \quad (6.36)$$

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

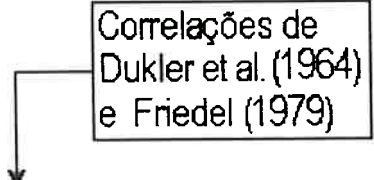
O volume específico da fase líquida praticamente não varia com a pressão, ou seja é independente da pressão, e ainda, sendo muito pequena a taxa de transferência de calor das paredes do tubo para o líquido, a variação do volume específico com relação à temperatura será considerada desprezível neste equacionamento, ou seja:

$$\left(\frac{\partial V_L}{\partial P}\right)_T = 0 \quad e \quad \left(\frac{\partial V_L}{\partial T}\right)_P = \text{desprezível} \cong 0 \quad (6.37)$$

6.1.5 GRADIENTE TOTAL DA PRESSÃO

Rearranjando a equação¹ (6.10) utilizando-se as expressões (6.28), (6.35), (6.36) e (6.37), obtém-se:

Correlações de
Dukler et al. (1964)
e Friedel (1979)



$$\left(\frac{dP}{dx}\right)_{TOTAL} = \frac{\left(\frac{dP}{dx}\right)_F - \frac{G^2 x_G^2}{g_c \alpha} \left(\frac{\partial V_G}{\partial T}\right)_P \left(\frac{dT}{dx}\right)}{1 + \frac{G^2 x_G^2}{g_c \alpha} \left(\frac{\partial V_G}{\partial P}\right)_T} \quad (6.38)$$

¹ Os sinais negativos dos gradientes que apareciam na equação (6.10) foram removidos por conveniência do cálculo iterativo utilizando o Método Runge-Kutta.

6.1.6 CONSERVAÇÃO DA ENERGIA

O princípio da conservação da energia é aplicado para as fases líquida e gasosa separadamente obtendo-se as respectivas equações de balanço. Para o gás escoando em regime permanente tem-se:

$$\frac{d}{dx} \left[M_G \left(\bar{H}_G + \frac{u_G^2}{2g_c J} + \frac{g}{g_c J} Z_G \right) \right] - \frac{d}{dx} [Q_{G,tubo}] - \frac{d}{dx} [Q_{G,i}] = 0 \quad (6.39)$$

e para o líquido,

$$\frac{d}{dx} \left[M_L \left(\bar{H}_L + \frac{u_L^2}{2g_c J} + \frac{g}{g_c J} Z_L \right) \right] - \frac{d}{dx} [Q_{L,tubo}] - \frac{d}{dx} [-Q_{L,i}] = 0 \quad (6.40)$$

o sinal negativo para o termo da taxa de transferência de calor do líquido para o gás na interface indica perda de calor nessa fase. A perda de calor em uma das fases é o ganho de calor na outra, ou seja:

$$\frac{d}{dx} [Q_{G,i}] + \frac{d}{dx} [Q_{L,i}] = 0 \quad (6.41)$$

escrevendo a expressão para a transferência de calor da parede do tubo para a mistura bifásica na extensão " dx ", tem-se:

$$\frac{d}{dx} [Q_{G,tubo}] + \frac{d}{dx} [Q_{L,tubo}] = \frac{dQ}{dx} \quad (6.42)$$

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

As elevações “ Z_G e Z_L ” são iguais, conforme admitido nas hipóteses iniciais, passando a serem escritas simplesmente por “ Z ” .

Combinando e rearranjando as expressões de (6.39) à (6.42) obtém-se:

$$\frac{d}{dx} \left[M_L \left(\bar{H}_L + \frac{u_L^2}{2g_c J} + \frac{g}{g_c J} Z \right) + M_G \left(\bar{H}_G + \frac{u_G^2}{2g_c J} + \frac{g}{g_c J} Z \right) \right] - \frac{dQ}{dx} = 0 \quad (6.43)$$

As vazões em massa das fases líquida e gasosa podem ser rescritas rearranjando as expressões (6.16) e (6.17), nas formas:

$$M_G = x_G \cdot M \quad (6.44)$$

$$M_L = (1 - x_G) \cdot M \quad (6.45)$$

e com o título, “ x_G ”, praticamente constante, a equação de balanço de energia representada pela expressão (6.43) resulta na forma:

$$x_G \frac{d\bar{H}_G}{dx} + (1-x_G) \frac{d\bar{H}_L}{dx} + \frac{1}{g_c J} \left[x_G u_G \frac{du_G}{dx} + (1-x_G) u_L \frac{du_L}{dx} \right] + \frac{g}{g_c J} \frac{dZ}{dx} = \frac{1}{M} \frac{dQ}{dx} \quad (6.46)$$

Para o tubo na direção horizontal a variação da cota é nula: $\frac{dZ}{dx} = 0$, logo

$$x_G \frac{d\bar{H}_G}{dx} + (1-x_G) \frac{d\bar{H}_L}{dx} + \frac{1}{g_c J} \left[x_G u_G \frac{du_G}{dx} + (1-x_G) u_L \frac{du_L}{dx} \right] = \frac{1}{M} \frac{dQ}{dx} \quad (6.47)$$

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

A variação da entalpia específica do gás é expressa por:

$$\frac{d\bar{H}_G}{dx} = C_{p,G}^o \frac{dT}{dx} + \left[V_G - T \left(\frac{\partial V_G}{\partial T} \right)_P \right] \frac{1}{J} \left(\frac{dP}{dx} \right) \quad (6.48)$$

Admitindo-se que o efeito da pressão sobre a entalpia específica do líquido é desprezível, escreve-se:

$$\frac{d\bar{H}_L}{dx} = C_{p,L}^o \frac{dT}{dx} \quad (6.49)$$

Levando-se as expressões (6.48) e (6.49) em (6.47), e rearranjando os termos, obtém-se:

$$\begin{aligned} & \left\{ C_{p,m}^o + \frac{x_G^3 G^2}{g_c J} \left(\frac{V_G}{\alpha} \right) \left[\frac{\partial (V_G/\alpha)}{\partial T} \right]_P \right\} \left(\frac{dT}{dx} \right) + \left\{ \frac{x_G}{g_c J} \left[V_G - T \left(\frac{\partial V_G}{\partial T} \right)_P \right] \right\} + \\ & + \frac{x_G^3 G^2}{g_c J} \left(\frac{V_G}{\alpha} \right) \left[\frac{\partial (V_G/\alpha)}{\partial P} \right]_T \left\{ \left[\frac{dP}{dx} \right]_{Total} \right\} = \frac{1}{M} \frac{dQ}{dx} \end{aligned} \quad (6.50)$$

onde:
$$C_{p,m}^o = x_G C_{p,G}^o + (1-x_G) C_{p,L}^o \quad (6.51)$$

O perfil de temperatura do escoamento gás-líquido no tubo horizontal é obtido a partir do isolamento do termo que representa o gradiente de temperatura ao longo do tubo.

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

Para as condições de título e fração de vazio praticamente constantes ao longo do escoamento no trecho do tubo, figura 6.1, a expressão (6.50) é reescrita na forma:

$$\frac{dT}{dx} = \frac{-\left(\frac{dP}{dx}\right)_{Total} \left\{ \frac{x_G}{J} [V_G - T \left(\frac{\partial V_G}{\partial T}\right)_P] + \frac{x_G^3 G^2}{g_c J} \left(\frac{V_G}{\alpha^2}\right) \left(\frac{\partial V_G}{\partial P}\right)_T \right\} + \frac{1}{M} \frac{dQ}{dx}}{C_{p,m} + \frac{x_G^3 G^2}{g_c J} \left(\frac{V_G}{\alpha^2}\right) \left(\frac{\partial V_G}{\partial T}\right)_P} \quad (6.52)$$

Para o cálculo do gradiente de temperatura pela expressão acima, verifica-se que é necessário conhecer também a taxa de transferência de calor, “ $\frac{dQ}{dx}$ “ , das paredes do tubo para a mistura, ao longo do escoamento. A seguir é apresentado o desenvolvimento da expressão para esse cálculo.

6.1.7 EQUAÇÕES CONSTITUTIVAS

6.1.7.1 Coeficiente de Película na Transferência de Calor Escoamento Bifásico

A taxa de transferência de calor ao longo do escoamento, das paredes do tubo para a mistura gás-líquido, é representada por:

$$\frac{dQ}{dx} = h_{bif} (\pi d_{tubo}) (T_{parede} - T) \quad (6.53)$$

onde “ h_{bif} “ é o coeficiente de película da transferência de calor, por convecção, das paredes do tubo para a mistura bifásica.

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

Para o cálculo da taxa de transferência de calor ao longo do trecho do tubo é necessário o cálculo do coeficiente de película. Pela importância que representam os processos industriais onde estão presentes as mudanças de fases, como por exemplo na condensação e evaporação, a transferência de calor por convecção em regime bifásico foi extensivamente estudado. COLLIER (1994) apresenta um resumo completo para os casos onde estão presentes as mudanças de fases.

Entretanto, pelas hipóteses adotadas no presente trabalho, onde é desprezível a transferência de massa de uma para outra fase, com escoamento forçado em conduto circular de diâmetro constante, com as fases líquida e gasosa em regime turbulento, o coeficiente de película “ h_{bif} ” pode ser aproximado pela correlação de DAVIS et al. (1964) apud FANG (1998), expressão (6.54), aplicável aos escoamentos bifásicos em tubos horizontais, com bons resultados para o regime borbulhante, e razoáveis para o batelado.

A expressão (6.54) foi inserida na rotina do programa C3H8BIF, na forma:

$$h_{bif} = 0,060 \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0,28} \left(\frac{G \cdot x_G}{\mu_L} \right)^{0,87} (\mu_L \cdot C_{p,L})^{0,4} \left(\frac{k_L^{0,60}}{d_{tubo}^{0,13}} \right) \quad (6.54)$$

6.1.7.2 Fator de Atrito – escoamento Monofásico e Bifásico

No desenvolvimento do programa C3H8BIF foram utilizadas as correlações de DUKLER et al. (1964) apud FANG(1998) para o escoamento bifásico e CHURCHILL (1977) para o escoamento monofásico, apresentadas no capítulo-4, revisão bibliográfica, expressões (4.41) e (4.83) respectivamente.

Os gradientes de pressão devido ao atrito no escoamento bifásico, utilizados no desenvolvimento do programa C3H8BIF, estão representados nas expressões (4.40) e (4.49), no capítulo-4.

6.1.7.3 Fração de Vazio

No modelo de fases separadas, os autores HESTRONI (1982) e WHALLEY (1996) apresentam a expressão (6.6) para cálculo estimado da fração de vazio. Segundo DANIELS (1995), ensaios experimentais mostraram que os valores calculados a partir daquela expressão resultam em valores maiores que os reais, e sugere a utilização da expressão de Baroczy modificada com a inserção da razão de escorregamento, na forma:

$$\alpha = \frac{1}{1 + 1,74 \sqrt{\left(\frac{u_G}{u_L}\right)^{0,74} \cdot \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0,09} \cdot \left(\frac{\mu_G}{\mu_L}\right)^{0,13}}} \quad (6.55)$$

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

Em função da dificuldade de executar a medição das velocidades reais das fases gasosa e líquida no escoamento bifásico, durante os ensaios experimentais no Terminal da Petrobras, no programa foi utilizada a correlação de Baroczy rearranjada a partir da expressão (6.55), em termos do título “ x_G “ , na forma:

$$\alpha = \frac{1}{1 + \left(\frac{1-x_G}{x_G}\right)^{0,74} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0,65} \left(\frac{\mu_L}{\mu_G}\right)^{0,13}} \quad (6.56)$$

6.1.7.4 Viscosidade da mistura bifásica

A viscosidade dinâmica da mistura foi estimada utilizando o modelo de McAdams et al. (1942) apud YIN (1998), na forma:

$$\frac{1}{\mu_m} = \frac{1-x_G}{\mu_L} + \frac{x_G}{\mu_G} \quad (6.57)$$

6.1.7.5 Massa específica da mistura bifásica

Segundo WHALLEY (1996), uma aproximação razoável para a massa específica no modelo de fases separadas pode ser obtida com a expressão (6.4) considerando a fração de vazio dada pela expressão (6.6). Para o programa simulador foi considerada a expressão (6.4) introduzindo-se entretanto a correlação (6.56), resultando:

$$\rho_m = \rho_L - \frac{(\rho_L - \rho_G)}{1 + \left(\frac{1-x_G}{x_G}\right)^{0,74} \cdot \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0,65} \cdot \left(\frac{\mu_L}{\mu_G}\right)^{0,13}} \quad (6.58)$$

6.1.7.6 Tensão superficial da fase líquida

Para a estimativa da tensão superficial foi utilizada a correlação de Macleod e Sudgen, obtida na referência PERRY (1997).

$$\sigma_L = \left[\frac{P}{1000} \cdot (\rho_L - \rho_G) \right]^4 \quad (6.59)$$

onde:

P = parâmetro função do grupo químico – tabela de referência 2-402, PERRY (1997).

ρ_L e ρ_G = massa específica do líquido e do gás respectivamente [kmol / m³]

σ_L = tensão superficial [dina / cm]

6.1.7.7 Viscosidade da fase líquida

Para a estimativa da viscosidade dinâmica da fase líquida foi utilizada a correlação de Velzen et al., obtida na referência PERRY (1997).

$$\text{Log } \mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2 \quad (6.60)$$

onde:

μ = viscosidade dinâmica [centipoise = cP]

T = temperatura na qual se deseja calcular a viscosidade [°K]

A,B,C e D = parâmetros em função do tipo de substância – hidrocarbonetos / Propano

A	B	C	D
-7,764	721,9	0,02381	-0,00004665

6.1.7.8 Viscosidade da fase gasosa

Para a estimativa da viscosidade dinâmica da fase gasosa foi utilizada a correlação de Stiel e Thods, obtida na referência PERRY (1997).

$$\mu_G = 4,6 \cdot 10^{-4} \left(\frac{0,00034 T_R^{0,94} M^{0,5} P_C^{0,667}}{T_C^{0,167}} \right) \quad (6.61)$$

onde:

μ_G = viscosidade dinâmica da fase gasosa [centipoise = cP]
 T_R = temperatura reduzida [T / T_C]
 T_C = temperatura crítica do C_3H_8 [°K]
 P_C = pressão crítica do C_3H_8 [Pa]
 M = mol-grama do C_3H_8

6.1.7.9 Massa específica da fase líquida

Para a estimativa da massa específica da fase líquida foi utilizada a correlação de Racket et al., obtida na referência PERRY (1997).

$$\frac{1}{\rho_L} = \left(\frac{R \cdot T_C}{P_C} \right) \cdot Z_{RA}^N \quad (6.62)$$

onde:

ρ_L = massa específica da fase líquida [kmol / m³]
 R = constante universal dos gases [8314,4 J / kg . °K]
 T_C = temperatura crítica do C_3H_8 [°K]
 P_C = pressão crítica do C_3H_8 [Pa]
 Z_{RA} = coeficiente de compressibilidade reduzido – tabela referência 2-396, PERRY (1997).
 $N = 1 + (1 - T_R)^{0,286}$

6.1.7.10 Calor específico a pressão constante

Para a estimativa do calor específico a pressão constante foi utilizada a correlação de Yaws-Chiang, obtida na referência PERRY (1997).

$$C_p^0 = A + B.T + C.T^2 + D.T^3 \quad (6.63)$$

onde:

C_p^0 = Calor específico a pressão constante / substância pura – Propano [J/gmol.K]

T = temperatura absoluta [°K]

A, B, C e D = parâmetros em função do tipo de substância – hidrocarbonetos / Propano

A	B	C	D
-5,388	3,102E-1	-1,646E-4	3,4691E-8

6.1.8 SOLUÇÃO DAS EQUAÇÕES DE CONSERVAÇÃO

Os perfis de pressão e temperatura são obtidos pela solução simultânea das equações diferenciais (6.38) e (6.52) utilizando o Método de Runge-Kutta 4ª ordem. O calor transferido das paredes do tubo para a mistura é estimado utilizando a equação (6.53).

$$P_{i+1} = P_1 + \frac{h}{6} (k_{P1} + 2k_{P2} + 2k_{P3} + k_{P4}) \quad (6.64)$$

$$T_{i+1} = T_1 + \frac{h}{6} (k_{T1} + 2k_{T2} + 2k_{T3} + k_{T4}) \quad (6.65)$$

onde “ h “ é o passo e “ k_P e k_T “ funções auxiliares de integração.

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

Para aplicação do algoritmo de Runge-Kutta os gradientes de pressão e temperatura são designados como:

$$\left(\frac{dP}{dx}\right)_{Total} = f_{(x,P,T)} \quad (6.66)$$

$$\left(\frac{dT}{dx}\right) = g_{(x,P,T)} \quad (6.67)$$

As funções auxiliares de integração são calculadas nas formas:

$$k_{P1} = f(x_i, P_i, T_i) \quad (6.68)$$

$$k_{P2} = f\left(x_i + \frac{h}{2}, P_i + \frac{hk_{P1}}{2}, T_i + \frac{hk_{T1}}{2}\right) \quad (6.69)$$

$$k_{P3} = f\left(x_i + \frac{h}{2}, P_i + \frac{hk_{P2}}{2}, T_i + \frac{hk_{T2}}{2}\right) \quad (6.70)$$

$$k_{P4} = f(x_i + h, P_i + hk_{P3}, T_i + hk_{T3}) \quad (6.71)$$

$$k_{T1} = g(x_i, P_i, T_i) \quad (6.72)$$

$$k_{T2} = g\left(x_i + \frac{h}{2}, P_i + \frac{hk_{P1}}{2}, T_i + \frac{hk_{T1}}{2}\right) \quad (6.73)$$

$$k_{T3} = g\left(x_i + \frac{h}{2}, P_i + \frac{hk_{P2}}{2}, T_i + \frac{hk_{T2}}{2}\right) \quad (6.74)$$

$$k_{T4} = g(x_i + h, P_i + hk_{P3}, T_i + hk_{T3}) \quad (6.75)$$

6.2 MODELO HOMOGÊNEO – Método das Diferenças Finitas - MDF

O modelo matemático com a utilização do método das diferenças finitas baseia-se no trabalho de YIN (1998). Foi utilizado adicionalmente o recurso computacional desenvolvido por BORGNAKKE e SONNTAG (1997) para determinação das propriedades termodinâmicas da mistura, através do programa CATT2¹. A figura 6.5 ao final deste capítulo apresenta o fluxograma da opção MDF no programa C3H8BIF.

6.2.1 HIPÓTESES GERAIS

- Escoamento bifásico – Modelo Homogêneo;
- Tubo na posição horizontal – Não há variação da energia potencial;
- Regime permanente com escoamento forçado e incompressível;
- Escoamento turbulento plenamente desenvolvido para ambas as fases;
- Escoamento unidirecional de propano e vapor de propano;
- Condução de calor nas paredes do tubo na direção axial é desprezível;
- É desprezível a resistência térmica à condução de calor na parede do tubo na direção radial;
- Fluxo de calor da parede do tubo para o fluido em escoamento é uniforme e constante em todo o trecho de testes;

¹CATT2: Computer-Aided Thermodynamic Tables_2.

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

- Diâmetro do tubo é constante;
- Existe equilíbrio termodinâmico entre as fases líquida e gasosa;
- Identificação do regime bifásico baseado no mapa de Baker;
- Para as transições de regime bifásico foram utilizadas as equações propostas por Yamashiro¹ et al. (1986) - Cálculo dos parâmetros de entrada no mapa de Baker;
- Rugosidade da parede interna do tubo é uniforme e igual em toda a extensão do trecho de teste.

6.2.2 EQUAÇÕES DE CONSERVAÇÃO

A figura 6.2 apresenta as variáveis do modelo de simulação, para o escoamento gás-líquido num trecho horizontal de tubo.

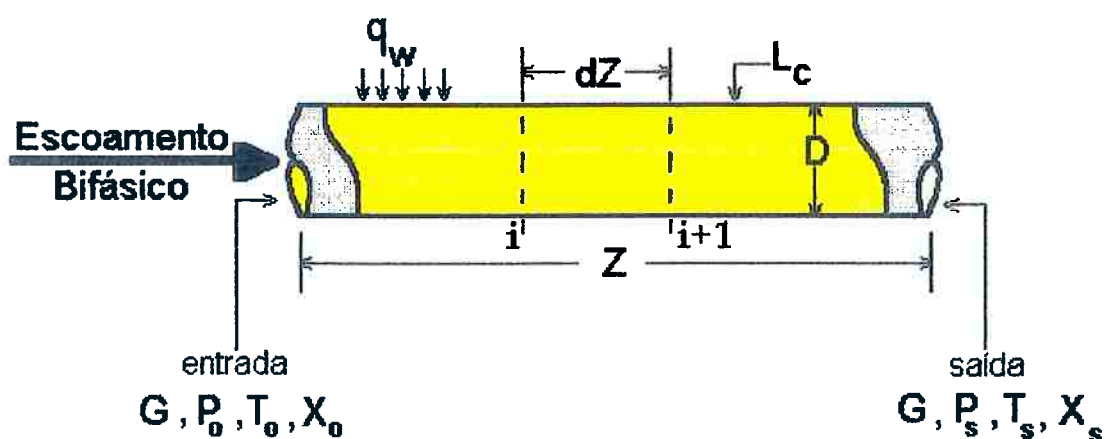


Figura 6.2 Variáveis para o equacionamento do modelo

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

No equacionamento, o fluxo em massa da mistura gás-líquido, ou vazão em massa por unidade de área é representado por “ G “. O escoamento de ambas as fases é na mesma direção e sentido. O trecho de tubulação onde ocorreram as medições experimentais é aéreo.

6.2.2.1 Conservação da Massa – Equação da Continuidade

Aplicando-se o princípio da conservação de massa, com escoamento em regime permanente, e considerando que não há perda de massa através da parede do tubo, nem acúmulo de massa no interior do volume de controle, obtém-se:

$$G = \frac{M}{A} = \frac{M_G + M_L}{A} = \text{const.} \quad (6.76)$$

onde “ M_G e M_L “ são as vazões em massa das fases gasosa e líquida respectivamente, e “A” corresponde a área da seção transversal do tubo.

6.2.2.2 Conservação da Quantidade de Movimento – Balanço de Q_{MOV}

O balanço da quantidade de movimento resulta em:

$$\left(-\frac{dP}{dZ}\right)_{TOTAL} = \left(-\frac{dP}{dZ}\right)_a + \left(-\frac{dP}{dZ}\right)_f + \left(-\frac{dP}{dZ}\right)_g \quad (6.77)$$

onde o gradiente de pressão total é representado pela soma das parcelas referentes ao gradientes de pressão devido a aceleração do escoamento, ao atrito e a aceleração da gravidade.

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

A equação (6.77) pode ser simplificada considerando que o tubo está disposto na direção horizontal, ou seja, não há variação da energia potencial. Reescrevendo-a em termos das variáveis que compõem o modelo, segundo YIN (1998), tem-se:

$$-\frac{dP}{dZ} = G^2 \frac{d\left(\frac{1}{\rho_{bif}}\right)}{dZ} + \frac{f_{bif} G^2}{2 \rho_{bif} D} \quad (6.78)$$

onde “ P ” é a pressão, “ Z ” é a posição ao longo do trecho de tubo, “ f_{bif} ” fator de atrito para escoamento bifásico, “ ρ_{bif} ” a massa específica da mistura, e “ D ” o diâmetro interno do tubo.

6.2.2.3 Conservação da Energia – Balanço de Energia

Segundo HEWITT (1978) apud HETSRONI (1982) o balanço de energia para o escoamento bifásico pode ser representado pela variação do título da mistura ao longo do tubo, na forma:

$$\frac{dX_G}{dZ} = \frac{\dot{q}_w L_c}{G A h_{LG}} \quad (6.79)$$

assumindo que:

- ❑ o regime é permanente e incompressível;
- ❑ há equilíbrio termodinâmico;
- ❑ a área da seção de escoamento é constante ao longo do tubo;

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

- é desprezível a geração de calor interno;
- comparativamente ao calor adicionado e à variação da entalpia, são desprezíveis:
 - as variações das energias cinética e potencial;
 - as variações das propriedades físicas da mistura;
- o calor transferido da parede para o fluido é constante ao longo do tubo.

e onde :

“ X_G “ é o título, “ \dot{q}_w ” é o calor transferido pela área da parede na unidade de tempo, “ L_c “ é o comprimento da circunferência do tubo ($= \pi \cdot D$), e “ h_{LG} ” corresponde a entalpia específica da mistura.

6.2.3 EQUAÇÕES CONSTITUTIVAS

6.2.3.1 Coeficiente de Película

O cálculo do gradiente do título, equação (6.79), requer o valor de “ \dot{q}_w “ que pode ser calculado por:

$$\dot{q}_w = \frac{\dot{Q}}{\pi \cdot D \cdot Z} = h_{bif} \cdot (T_{parede} - T) \quad (6.80)$$

onde “ h_{bif} “ é o coeficiente de película da transferência de calor por convecção, das paredes do tubo para a mistura bifásica, “ T_{parede} e T “ representam as temperaturas da parede e da mistura respectivamente.

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

O coeficiente de película “ h_{bif} ” será aproximado pela correlação de DAVIS et al. (1964) apud FANG (1998), expressão (6.54), igualmente aplicada na solução das equações pelo Método RK4.

6.2.3.2 Fator de Atrito

A correlação de CHURCHILL (1977) apresentada no capítulo-4 desta tese, expressão (4.83), representa de forma explícita o fator de atrito para os escoamentos monofásicos.

No presente modelo será admitido que o fator “ f_{bif} ” pode ser determinado pela expressão (6.84) introduzindo alterações nos cálculos dos parâmetros “ f , a e b ”, expressões (4.83), (4.84) e (4.85), reescrevendo-as na forma que segue:

$$f = \left\{ \left(\frac{8}{Re_{bif}} \right)^{12} + \frac{1}{(a+b)^{1,5}} \right\}^{0,083} \quad (6.81)$$

$$a = [2,46.Ln(\frac{1}{(\frac{7}{Re_{bif}})^{0,9} + \frac{0,27.E}{d}})]^{16} \quad (6.82)$$

$$b = (\frac{37530}{Re_{bif}})^{16} \quad (6.83)$$

com:

$$f_{bif} = 8 . f \quad (6.84)$$

onde:

$$Re_{bif} = \frac{G . D}{\mu_{bif}} \quad (6.85)$$

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

Para a viscosidade dinâmica da mistura será utilizada a correlação de McAdams et al (1942) apud YIN (1998), na forma:

$$\frac{1}{\mu_{bif}} = \frac{1 - X_G}{\mu_L} + \frac{X_G}{\mu_G} \quad (6.86)$$

6.2.3.3 Correlações para Misturas – Modelo Homogêneo

No modelo homogêneo WHALLEY (1996) apresenta as expressões nas formas:

a) Fração de Vazio

$$\alpha = \frac{1}{1 + \frac{1 - X_G}{X_G} \frac{\rho_G}{\rho_L}} \quad (6.87)$$

b) Massa específica

$$\rho_{bif} = \alpha \cdot \rho_G + (1 - \alpha) \cdot \rho_L \quad (6.88)$$

6.2.3.4 Correlações para outras Propriedades

No programa simulador C3H8BIF, tanto para o Método RK4 como MDF foram utilizadas as mesmas expressões, já apresentadas neste capítulo, sendo:

a) Tensão superficial da fase líquida

Correlação de Macleod e Sudgen apud PERRY (1997), expressão (6.59) .

b) Viscosidade da fase líquida

Correlação de Velzen et al. apud PERRY (1997), expressão (6.60) .

c) Viscosidade da fase gasosa

Correlação de Stiel e Thods apud PERRY (1997), expressão (6.61) .

d) Massa específica da fase líquida

Correlação de Racket et al. apud PERRY (1997), expressão (6.62) .

e) Calor específico a pressão constante

Correlação de Yaws-Chiang apud PERRY (1997), expressão (6.63) .

6.2.4 EQUAÇÃO DE ESTADO

As propriedades termodinâmicas foram calculadas através do suporte **CATT2** “ *Computer-Aided Thermodynamic Tables-2* “, desenvolvido por BORGNAKKE e SONNTAG (1997). O programa utiliza a equação de estado de Lee-Kesler . As opções de interesse na presente tese, por substância química, estão assim delineadas:

Tabela 6.1 Características operacionais do programa **CATT2**

Entrada (par de valores)	Saída (calculada pelo programa)
Pressão e Título (P , X _G)	Temperatura da mistura (T) Entalpia específica (h _{LG})

6.2.5 SOLUÇÃO DAS EQUAÇÕES DE CONSERVAÇÃO

Os perfis de pressão e título são obtidos pela solução das equações (6.76), (6.78) e (6.79) utilizando o **M**étodo das **D**iferenças **F**initas. A temperatura e a entalpia específica da mistura são calculadas pelo programa **CATT2** à partir do par (P, X_G) . A figura 6.5 apresenta a rotina da opção **MDF** no simulador **C3H8BIF**.

6.2.5.1 Método das Diferenças Finitas - MDF

A solução de uma equação diferencial – ED, em uma região “ **R** “ , implica na obtenção de valores para a variável dependente em cada ponto dessa região. Computacionalmente, segundo FORTUNA (2000), somente pode-se lidar com uma região contínua se for possível determinar uma “ *fórmula analítica* “ para a solução da ED.

As técnicas numéricas de solução das equações diferenciais com utilização de computadores, em particular o **M**étodo das **D**iferenças **F**initas, não permite tratar a região “ **R** “ como contínua, devido a existência de infinitos pontos.

Entretanto, quando escolhidos pontos de interesse¹ dentro de “ **R** “ formando um conjunto discreto (*malha de pontos*), e ainda delineando as

¹ Chamados de “pontos discretos”.

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

condições para a entrada e saída do tubo, o processo de solução permite obter resultados adequados ao problema nesses pontos. A escolha dos pontos corresponde a “discretização” das variáveis para o MDF.

No presente trabalho a discretização para as aproximações por diferenças finitas tiveram como base a expansão em série de Taylor das variáveis Pressão e Título, no intervalo correspondente ao trecho do tubo onde ocorreram as medições experimentais.

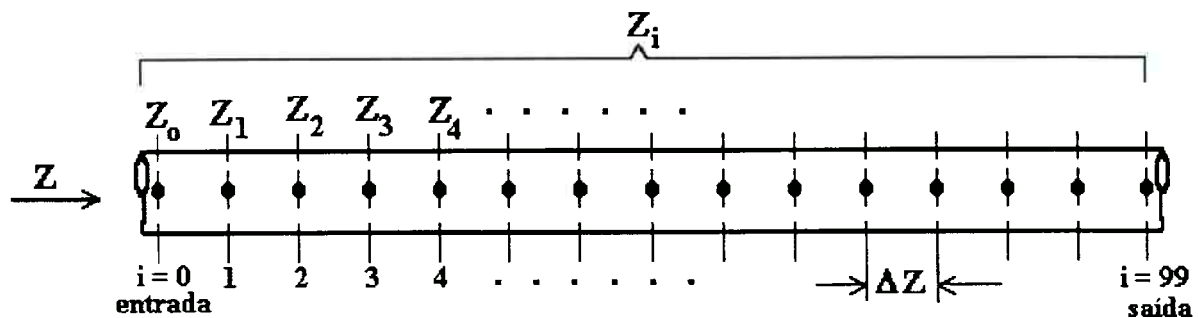


Figura 6.2^A Malha de pontos para o Método das Diferenças Finitas

A discretização das variáveis, considerando existirem apenas derivadas de primeira ordem nas equações de conservação, na forma geral, foram assim realizadas:

$$\left(-\frac{dP}{dZ} \right) = \frac{P_{i+1} - P_i}{\Delta Z} + ELT_P \quad (6.89)$$

$$\left(\frac{dX_G}{dZ} \right) = \frac{(X_G)_{i+1} - (X_G)_i}{\Delta Z} + ELT_X \quad (6.90)$$

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

onde:
$$\Delta Z = Z_{i+1} - Z_i \quad (6.91)$$

e os termos “ELT_p e ELT_x” são os Erros Locais de Truncamento¹, que aparecem devido a utilização de um número finito de termos da série de Taylor.

As expressões (6.89) e (6.90) são as equações de diferenças finitas que representam aproximações progressivas². E ainda, considerando que quanto maior o número de pontos discretos – malha fina, mais fiel ao modelo será o resultado numérico obtido, foi adotado no presente trabalho “ $\Delta Z = 10$ ”, que corresponde a uma malha com 99 pontos discretos.

Trabalhando a expressão (6.89), referente ao balanço da quantidade de movimento equação (6.78), para aproximação com diferenças finitas, obtém-se:

$$P_{i+1} = P_i - G^2 \cdot \left[\Delta Z \cdot \left(\frac{\bar{f}_{bif}}{2 \cdot D \cdot \bar{\rho}_{bif}} \right) + \left(\frac{\bar{X}_G^2}{\bar{\alpha} \cdot \rho_G} + \frac{(1 - \bar{X}_G)^2}{(1 - \bar{\alpha}) \cdot \rho_L} \right) \right] - \Delta Z \cdot (ELT_p) \quad (6.92)$$

onde a cada trecho na malha tem-se os seguintes valores médios:

- coeficiente de atrito bifásico:
$$\bar{f}_{bif} = \left| \frac{f_{i+1} + f_i}{2} \right| \quad (6.93)$$

¹ O erro local de truncamento, ELT, fornece uma medida da diferença entre o valor exato da derivada e sua aproximação numérica. No anexo-VI é apresentada a formulação para cálculo desse erro, conforme inserido no programa simulador C3H8BIF.

² Denominadas aproximações progressivas em razão do cálculo da derivada no ponto Z_i ter utilizado um ponto adiante, no caso Z_{i+1} . Fortuna (2000), capítulo-3 figura 3.3, cálculo da derivada primeira.

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

- massa específica da mistura:
$$\bar{\rho}_{bif} = \left| \frac{(\rho_{bif})_{i+1} + (\rho_{bif})_i}{2} \right| \quad (6.94)$$

- fração de vazio:
$$\bar{\alpha} = \left| \frac{\alpha_{i+1} + \alpha_i}{2} \right| \quad (6.95)$$

- título da mistura:
$$\bar{X}_G = \left| \frac{(X_G)_{i+1} + (X_G)_i}{2} \right| \quad (6.96)$$

Trabalhando a expressão (6.90), referente ao balanço de energia equação (6.79), para aproximação com diferenças finitas, obtém-se:

$$(X_G)_{i+1} = (X_G)_i + \Delta Z \cdot \left(\frac{\dot{q}_w \cdot L_c}{G \cdot A \cdot (\bar{h}_{LG})} - ELT_x \right) \quad (6.97)$$

onde o valor médio da entalpia específica da mistura obtém-se com:

$$\bar{h}_{LG} = \left| \frac{(h_{LG})_{i+1} + (h_{LG})_i}{2} \right| \quad (6.98)$$

6.2.5.2 Condições de Contorno para o MDF

A implantação do MDF no programa simulador C3H8BIF considerou as seguintes condições de contorno:

i = 0	$P_i = P_o =$ Pressão medida no ponto – B da figura 5.2 $T_i = T_o =$ Temperatura medida no ponto – C da figura 5.2 $(X_G)_i = (X_G)_o =$ Título inicial calculado com a expressão 6.16 $G =$ Fluxo de massa da mistura calculado com a expressão 6.76 $\bar{f}_{bif\ inicial} = (f_{bif})_o$ $\bar{\rho}_{bif\ inicial} = (\rho_{bif})_o$ $\bar{\alpha}_{inicial} = \alpha_o$ $\bar{h}_{LG\ inicial} = (h_{LG})_o$
entrada	

Capítulo 6 – Modelagem Matemática e Equacionamento

$i = 99$	$P_i = P_{99} =$ Pressão final simulada para o ponto – D da figura 5.2, eq.(6.92)
	$T_i = T_{99} =$ Temperatura final simulada para o ponto – E da figura 5.2
saída	$(X_G)_i = (X_G)_{99} =$ Título final calculado pela eq.(6.97)
	$G =$ Fluxo de massa da mistura = Constante, eq.(6.76)

No método MDF o duto de diâmetro nominal de 254,5 mm, no trecho dos testes experimentais, foi dividido em noventa e nove partes iguais à 10 metros cada, correspondente ao incremento ΔZ no comprimento, de forma que a pressão e o título finais são calculados passo a passo para esse incremento:

Tabela 6.2 Rotina básica para os cálculos com MDF

Passo	Instrução de Entrada	Instrução de Processamento
1	Ler dados geométricos Ler propriedades físicas	
2	$P_o, T_o, T_{parede}, M_G, M_L, \rho_G, \rho_L,$ $\mu_G, \mu_L.$ $i = 0$	Atribuir condições de contorno para as variáveis na entrada do trecho de testes, ponto B figura 5.2
3	Atribuir valor para “ i ”	Calcular: $G, X_{G \text{ inicial}}, \alpha_{\text{inicial}}, B_X, B_Y$
4	B_X, B_Y	Identificar Regime Bifásico Gráfico Baker – Equações Yamashiro
5	$G, X_{G \text{ inicial}}, \alpha_{\text{inicial}}$	Calcular: $\rho_{\text{bif. inicial}}, \mu_{\text{bif. inicial}}, Re_{\text{bif. inicial}}$ $f_{\text{bif. inicial}}, h_{\text{bif}}, q_w, h_{LG \text{ inicial}}$
6	$G, X_{G \text{ inicial}}, \alpha_{\text{inicial}}, q_w, \rho_{\text{bif. inicial}},$ $f_{\text{bif. inicial}}$	Calcular: ΔP_{bif} e $P_1, \Delta X_G$ e X_{G1}
7	P_1, X_{G1}	Programa CATT2, Calcular: T_1, h_{LG1}
8	Loop para o ponto “ $i = i + 1$ ”	Atribuir valores das variáveis para o ponto “ i ”.
9	Retorno ao passo-3 com “ $i = i+1$ ”	Calcular $P_i, (X_G)_i, T_i$ até “ $i = 99$ ”
10	Finalizar	Aplicar Condições de Contorno para a saída.

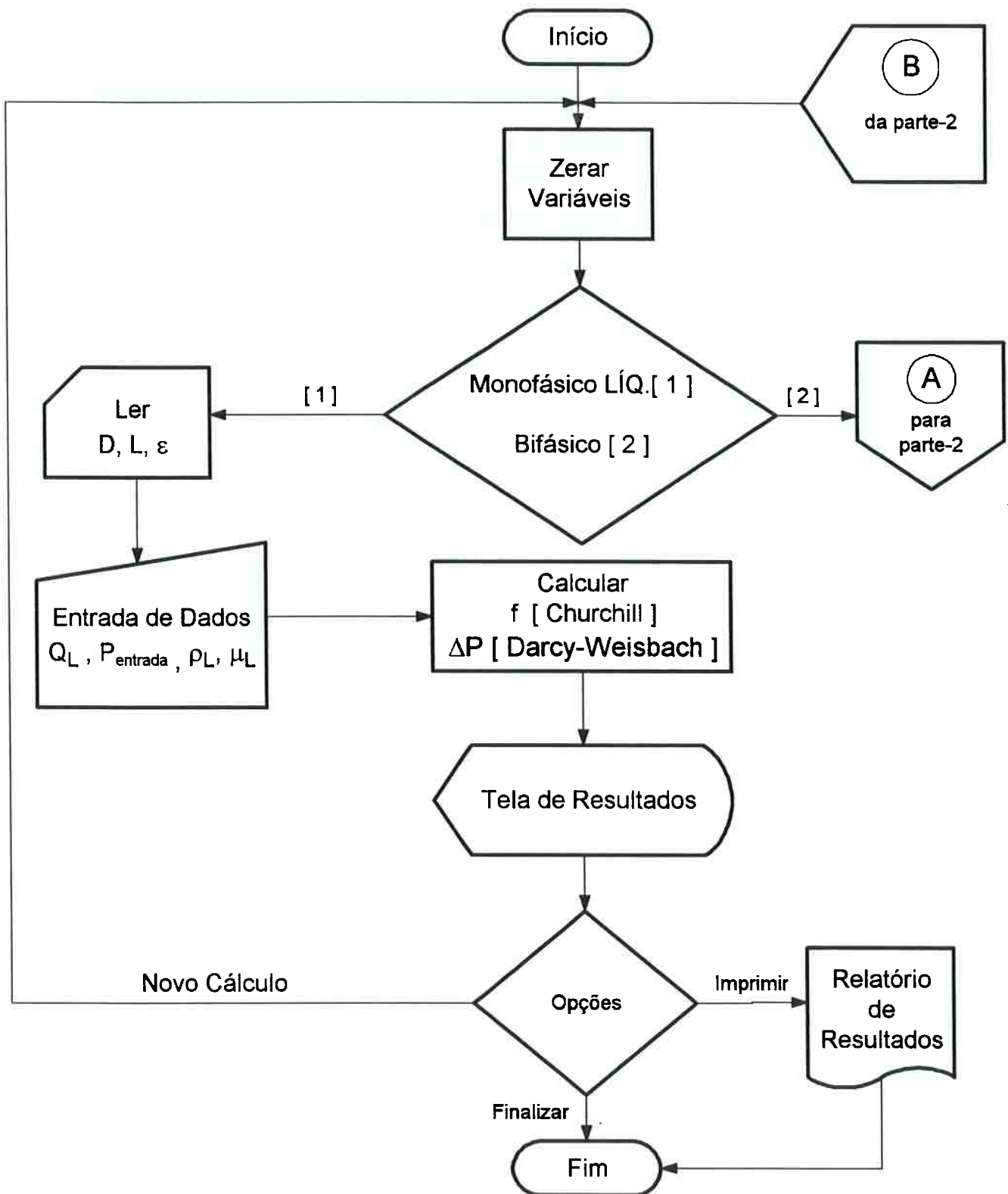


Figura 6.3 Fluxograma do simulador numérico C3H8BIF – Parte 1

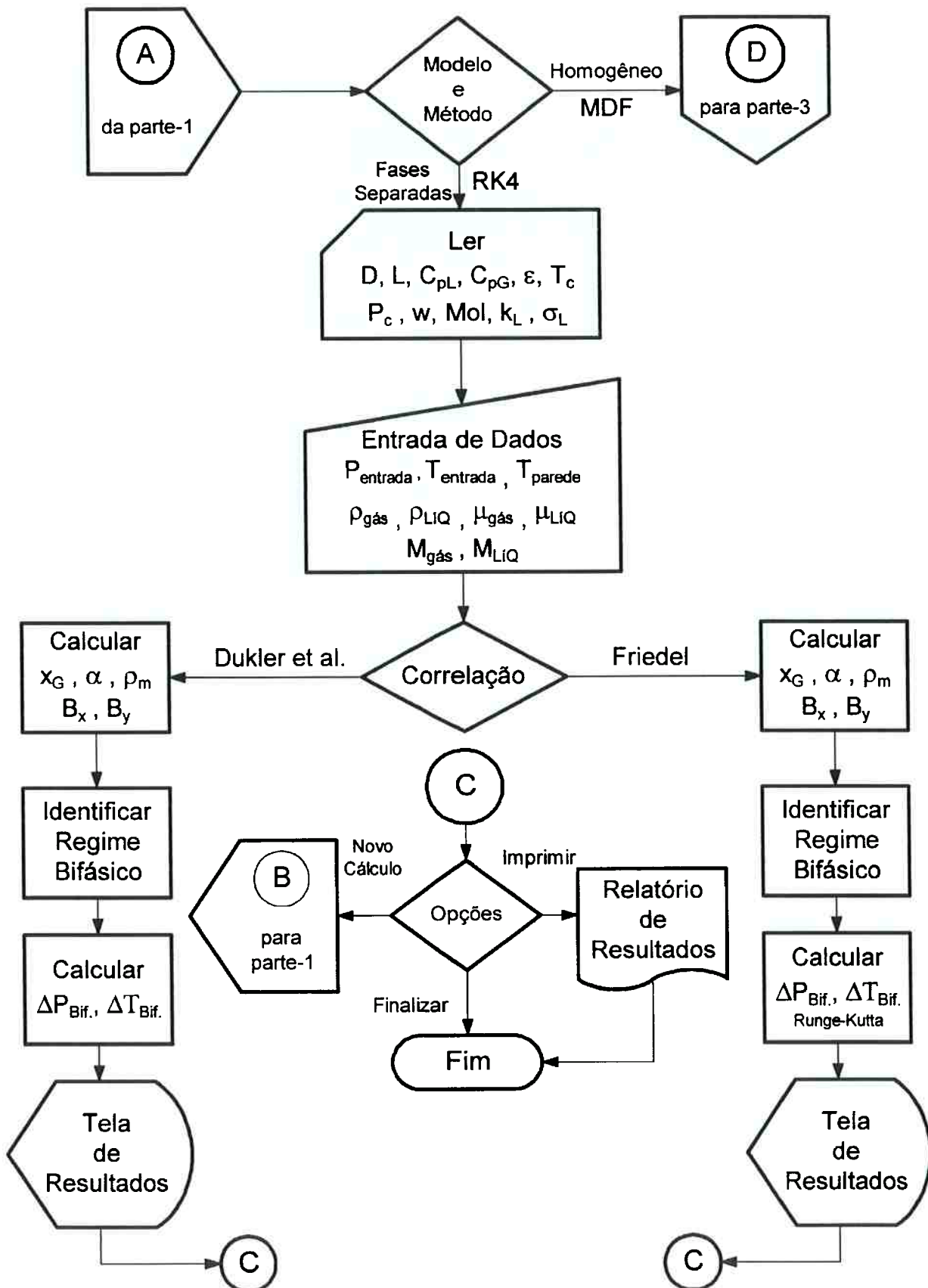


Figura 6.4 Fluxograma do simulador numérico C3H8BIF – Parte 2

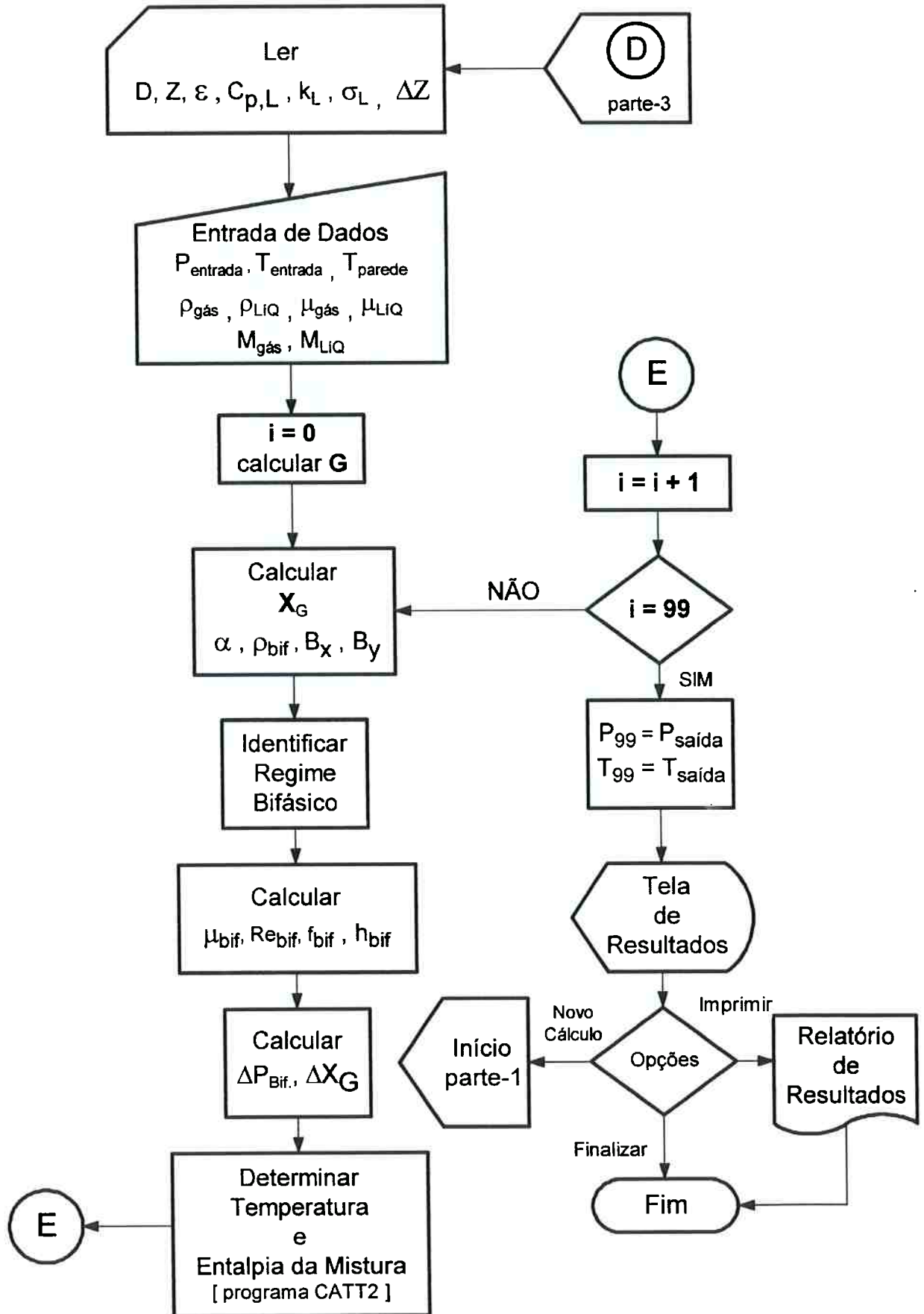


Figura 6.5 Fluxograma do simulador numérico C3H8BIF – Parte 3

Capítulo 7

SIMULAÇÕES NUMÉRICAS, ANÁLISE DOS RESULTADOS E COMENTÁRIOS

Foram realizadas 374 medições experimentais ao longo de 19 meses de trabalho em campo, que compreendeu o período de novembro-96 à maio-98. Foram acompanhadas 46 operações de transferência de propano, de bordo (esferas dos navios) para terra (esferas do terminal), das quais 40 com a injeção de vapor do próprio gás propano na linha de recebimento de líquido, no trecho de testes. Dessas operações, 36 foram selecionadas para análise comparativa entre “medições” e “resultados das simulações”.

Em algumas delas foi possível variar a vazão de expedição à partir das motobombas dos navios, assim como a vazão de injeção da fase gasosa, permitindo a realização das medições experimentais que compõem o banco de dados deste trabalho.

Os valores obtidos nas medições dos escoamentos monofásico¹ e bifásico foram agrupados separadamente em médias horárias. Os valores das vazões, pressões² e temperatura foram obtidos junto ao painel de controle, utilizando os recursos existentes no sistema³.

¹ Resultados experimentais apresentados na tabela 5.4, e valores simulados e compilados no anexo-I.

² No anexo-IV são apresentados exemplos de registros gráficos gerados pela instrumentação de medição da pressão durante a fase dos trabalhos de campo.

³ Programa de controle operacional com aquisição de dados em tempo real.

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

As medições no escoamento monofásico tiveram basicamente duas funções, a primeira para determinar a magnitude dos valores para efeito de comparação com aqueles do regime bifásico, e a segunda, de avaliar a rugosidade¹ interna do tubo no trecho experimental através da determinação do fator de atrito utilizando a correlação² de CHURCHILL (1977).

Tabela 7.1 Resumo geral dos valores encontrados no Escoamento Monofásico

Resultado para $\Delta P_{\text{monofásico}}$ Simulado x Experimental	Nº Medições	Diferença [%] Simulado x Experimental
Concordante	68	
Discordante	3	33,3
Erro Espúrio	9	

No escoamento bifásico, objeto principal deste trabalho, foram utilizados dois modelos para escoamento bifásico e métodos para solução das equações:

- (a) Fases Separadas com Método de Runge-Kutta 4^a ordem, RK4;
- (b) Homogêneo com Método das Diferenças Finitas, MDF.

7.1 RESULTADOS, ANÁLISE E COMENTÁRIOS – Fases Separadas

Foram utilizadas duas correlações empíricas para a simulação e análise da perda de carga devido ao atrito, neste modelo com o método RK4.

A primeira designada como correlação de FRIEDEL (1979), que após a comparação entre os resultados experimentais e simulações numéricas,

¹ Resultados obtidos para a rugosidade interna do tubo apresentados na tabela 5.7 capítulo – 5 .

² Correlação de CHURCHILL (1977) apresentada capítulo – 4 , expressões (4.83) à (4.85) .

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

apresentou resultados insatisfatórios¹ para as características e condições dos escoamentos estudados, ou seja, tubulação com diâmetro interno de 254,5 milímetros, modelo de fases separadas, fluido hidrocarboneto, propano liqüefeito e seu próprio vapor, e fluxos de massa na faixa de variação de 275 à 700 kg/s.m². A ordem de grandeza dessas diferenças levaram ao abandono² da correlação de Friedel sem considerações adicionais ou análises mais detalhadas.

A correlação de DUKLER et al. (1964), DWC, apresentou melhores resultados, entretanto, ainda com diferenças para os registros experimentais.

Tabela 7.2 Quadro comparativo – Simulações numéricas x Medições

Simulação Numérica $[\Delta P_{\text{bifásico}}]_{\text{total}}$		Diferenças médias observadas entre as medições experimentais de $\Delta P_{\text{bifásico}}$ e as simulações numéricas	
Correlação utilizada para o gradiente de pressão devido ao atrito	Gradiente de pressão Devido a aceleração do escoamento	Regime de Escoamento - Critério Baker	
		Batelado	Borbulhante
Dukler et al.	Capítulo 6 expressão (6.28)	-7,5 até 26,2 %	16,5 %
Friedel		até 30 vezes menor	até 32 vezes menor

¹ Diferenças elevadas entre valores experimentais e aqueles obtidos pelo cálculo em simulações numéricas.

² A correlação foi mantida no programa C3H8BIF considerando que ele foi desenvolvido para auxiliar nos cálculos teóricos. Assim, antes das simulações numéricas não havia meio de se conhecer o comportamento de tal correlação nessa aplicação. Posteriormente foi inserida uma observação de alerta na opção "Friedel" do programa.

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

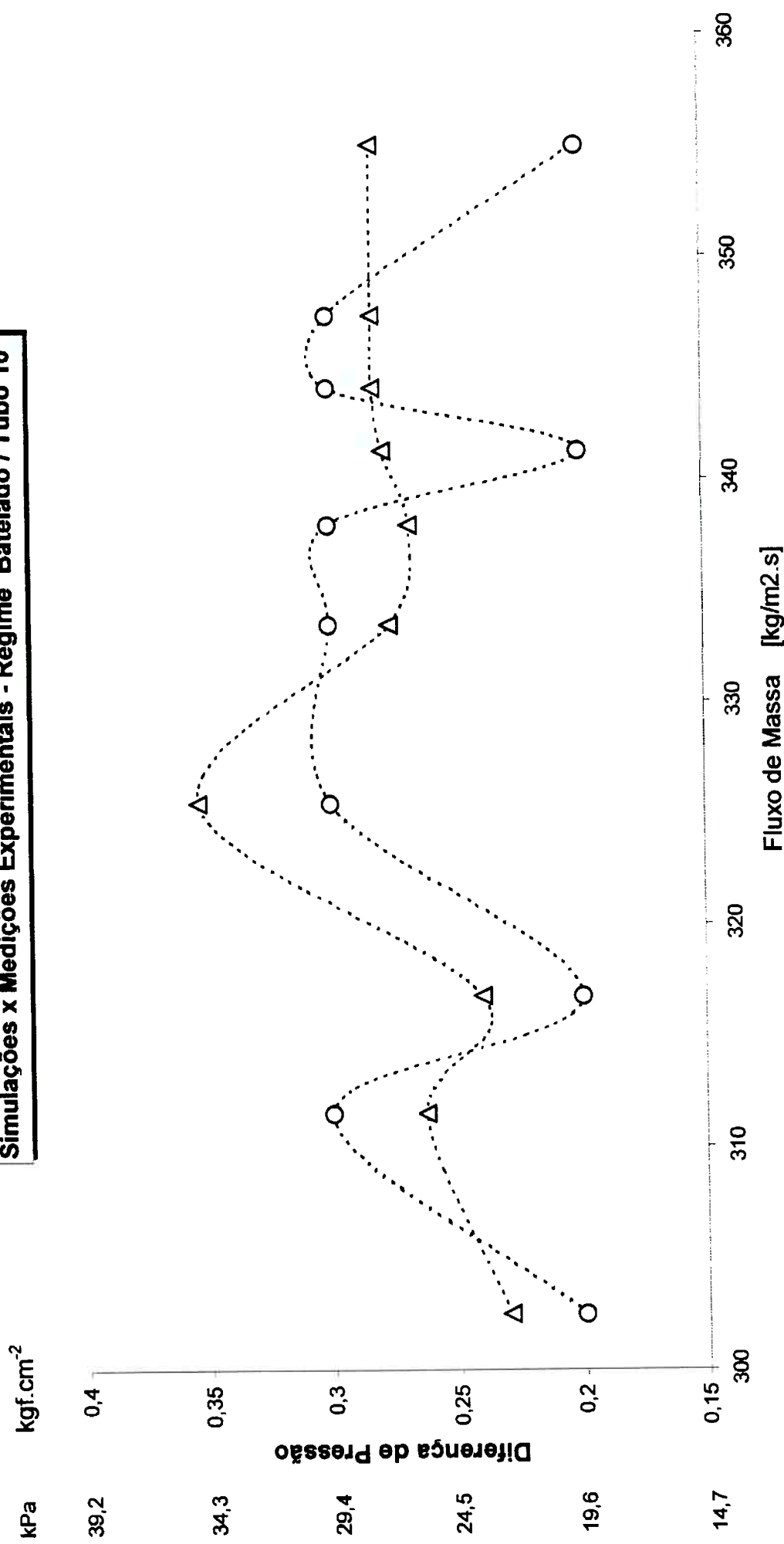
Nas simulações numéricas a elevação total da temperatura com a correlação DWC apresentou diferenças médias de 1,5 % para o escoamento batelado, e 1,4 % para o tipo borbulhante, comparadas aos valores obtidos experimentalmente.

O gradiente de pressão devido a aceleração do escoamento praticamente não interferiu na perda de carga total. Os valores simulados situaram-se na faixa de 13,8 à 75,6 Pa, aqui considerados como desprezíveis¹, pois não interferem na perda de carga total. Segundo HESTRONI (1982) e WHALLEY (1996): *“A parcela da perda de carga devido a aceleração do escoamento é normalmente de pequena ordem quando não ocorrem grandes variações de temperatura ao longo do escoamento, notadamente nos regimes borbulhante e batelado, contudo não é desprezível no regime anular”*.

A figura 7.1 ilustra graficamente as variações do “ $\Delta P_{\text{bifásico}}$ ” com o fluxo de massa total da mistura gás-líquido no regime batelado. O número de medições obtido nesse regime foi pequeno, assim optou-se pela apresentação das variações com linhas pontilhadas, não significando entretanto que as variações possam ser representadas matematicamente como uma função contínua.

¹A instrumentação para medição de pressão existente nas instalações do Terminal da Petrobras em Santos, local dos ensaios experimentais, não possui recursos técnicos para medir diferenças de valores dessa magnitude.

FIGURA 7.1 Perda de Carga Escoamento Bifásico de Propano Simulações x Medições Experimentais - Regime Batelado / Tubo 10"



Tubo ϕ 10" Extensão = 990 m
 Entrada T_{MST} : 18,1 à 18,9°C
 T_{MEDIAS} parede : 22,6 à 23,2°C
 Saída T_{MST} : 19,5 à 20,3°C

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

Os resultados obtidos no escoamento batelado alternam-se entre valores simulados maiores que os experimentais, com a diferença média de 26,2 % , e menores com a diferença média de -7,5 % , relativos a determinação da perda de carga.

Nesse tipo de escoamento não foi possível realizar medições com fluxos de massa acima de 355 kg/s.m², visto que em algumas tentativas a tubulação apresentou vibrações mecânicas com choques intensos contra os seus suportes de guia, tendo sido recomendado pelo Setor de Segurança Industrial da Petrobras a não ultrapassagem desse limite. As simulações com vazão da fase líquida inferiores à 273 kg/s.m² (equivalente à 50 t/h), igualmente não foram realizadas por limitação imposta pelas motobombas de expedição de bordo dos navios.

As limitações acima para o escoamento batelado permitiram a realização de apenas quatorze medições experimentais, das quais dez foram selecionadas para análise. O conjunto de dados é pequeno para afirmações conclusivas ou generalização do comportamento do propano nesse tipo de escoamento. As tabelas 7.3 e 7.4 apresentam os quadros comparativos.

No regime borbulhante, o maior número de medições e variações possíveis nas vazões das fases líquida e gasosa, menores limitações

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

operacionais, acrescidos dos recursos disponíveis em equipamentos, instrumentação e instalações, permitiu maior abrangência de análise.

Tabela 7.3 Quadro Geral Comparativo – Escoamento Batelado

Escoamento Bifásico de Propano – C ₃ H ₈							
Nº Medição	$\Delta P_{\text{Bifásico}}$ kPa (kgf/cm ²)			Temperatura no ponto °K (°C)			Tipo do Escoamento Baker
	Medição P _B - P _D	Valor Simulado		Medição T _E	Valor Simulado		
		DWC	Friedel		DWC	Friedel	
1	19,6 (0,2)	22,6 (0,230)	1,5 (0,015)	293,35 (20,2)	293,05 (19,9)	273,15 (20,0)	Batelado
2	29,4 (0,3)	25,8 (0,263)	2,2 (0,022)	293,05 (19,9)	292,75 (19,6)	292,95 (19,8)	Batelado
3	19,6 (0,2)	23,5 (0,240)	1,3 (0,013)	293,05 (19,9)	292,55 (19,4)	292,65 (19,5)	Batelado
4	29,4 (0,3)	39,7 (0,354)	1,5 (0,015)	293,25 (20,1)	292,95 (19,8)	293,05 (19,9)	Batelado
5	29,4 (0,3)	27,1 (0,276)	1,8 (0,018)	293,15 (20,0)	292,95 19,8	293,05 (19,9)	Batelado
6	29,4 (0,3)	27,9 (0,285)	1,9 (0,019)	293,45 (20,3)	293,15 (20,0)	293,25 (20,1)	Batelado
7	19,6 (0,2)	26,9 (0,274)	1,5 (0,015)	292,85 (19,7)	292,75 (19,6)	292,85 (19,7)	Batelado
8	29,4 (0,3)	27,7 (0,282)	1,7 (0,017)	292,75 (19,6)	292,65 (19,5)	292,75 (19,6)	Batelado
9	29,4 (0,3)	27,7 (0,282)	1,5 (0,015)	292,05 (19,9)	292,95 (19,8)	293,05 (19,9)	Batelado
10	19,6 (0,2)	27,7 (0,282)	1,3 (0,013)	293,35 (20,2)	293,05 (19,9)	293,15 20,0	Batelado

Os resultados das simulações com a correlação DWC e os registros experimentais, indicados na tabela acima, foram selecionados e levados à tabela 7.4 para comparações, calculando-se as diferenças e as respectivas médias.

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

Tabela 7.4 Quadro das diferenças – escoamento Batelado – Correlação DWC

Nº Medição	Diferença [%] no $\Delta P_{\text{bifásico}}$ Simulado x Medição Experimental	Diferença [%] na Temperatura T_E Simulado x Medição Experimental
1	15,0	1,5
2	[12,3] ¹	1,5
3	20,0	2,6
4	18,0	1,5
5	[8,0] ¹	1,0
6	[5,0] ¹	1,5
7	37,0	0,5
8	[6,0] ¹	0,5
9	[6,0] ¹	0,5
10	41,0	1,5
Valor Médio das Diferenças	Simulado < Experimental = [7,5] ¹ Simulado > Experimental = 26,2	Simulado > Experimental = 1,5

No regime borbulhante, a figura 7.2, apresenta a perda de carga em função do fluxo de massa total da mistura bifásica. As diferenças, as médias calculadas para as pressões e temperaturas entre valores “ simulados e experimentais “ e o desvio padrão, são apresentados a seguir nas tabelas 7.5 e 7.6, incluindo as correlações utilizadas para a perda de carga por atrito.

Tabela 7.5 Quadro Geral Comparativo – Escoamento Borbulhante

Escoamento Bifásico de Propano – C ₃ H ₈							
Nº Medição	$\Delta P_{\text{Bifásico}}$ kPa (kgf/cm ²)			Temperatura no ponto °K (°C)			Tipo do Escoamento Baker
	Medição $P_B - P_D$	Valor Simulado		Medição T_E	Valor Simulado		
		DWC	Friedel		DWC	Friedel	
11	88,3 (0,9)	101,5 (1,035)	4,7 (0,048)	293,45 (20,3)	293,05 (20,1)	293,35 (20,2)	Borbulhante
12	98,1 (1,0)	115,5 (1,178)	5,0 (0,051)	293,05 (19,9)	292,75 (19,6)	292,85 (19,7)	Borbulhante

Continua na próxima página.

¹ Os colchetes indicam que o valor obtido na simulação numérica é menor que o correspondente registro na medição experimental.

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

Tabela 7.5 Quadro Geral Comparativo – Escoamento Borbulhante

continuação

Escoamento Bifásico de Propano – C ₃ H ₈							
Nº Medição	$\Delta P_{\text{Bifásico}}$ kPa (kgf/cm ²)			Temperatura no ponto °K (°C)			Tipo do Escoamento Baker
	Medição P _B - P _D	Valor Simulado		Medição T _E	Valor Simulado		
		DWC	Friedel		DWC	Friedel	
13	107,9 (1,1)	130,6 (1,332)	5,5 (0,056)	293,45 (20,3)	293,05 (19,9)	293,15 (20,0)	Borbulhante
14	117,7 (1,2)	138,0 (1,407)	5,4 (0,055)	292,95 (19,8)	292,95 (19,8)	293,05 (19,9)	Borbulhante
15	127,5 (1,3)	145,3 (1,482)	5,2 (0,053)	292,75 (19,6)	292,75 (19,6)	292,85 (19,7)	Borbulhante
16	127,5 (1,3)	144,6 (1,475)	4,4 (0,045)	292,95 (19,8)	292,75 (19,6)	292,85 (19,7)	Borbulhante
17	137,3 (1,4)	147,5 (1,504)	4,0 (0,041)	292,85 (19,7)	292,65 (19,5)	292,75 (19,6)	Borbulhante
18	49,0 (0,5)	61,0 (0,622)	3,5 (0,036)	294,15 (21,2)	293,85 (20,7)	294,05 (20,9)	Borbulhante
19	49,0 (0,5)	64,3 (0,656)	4,0 (0,041)	293,95 (20,8)	293,75 (20,6)	293,85 (20,7)	Borbulhante
20	58,8 (0,6)	75,2 (0,767)	4,3 (0,044)	294,15 (21,0)	293,95 (20,8)	294,05 (20,9)	Borbulhante
21	68,6 (0,7)	84,0 (0,857)	4,4 (0,045)	294,05 (20,9)	293,65 (20,5)	293,75 (20,6)	Borbulhante
22	78,5 (0,8)	97,7 (0,996)	4,8 (0,049)	294,15 (21,0)	293,95 (20,8)	294,05 (20,9)	Borbulhante
23	88,3 (0,9)	97,7 (0,996)	4,0 (0,041)	294,15 (21,0)	293,85 (20,7)	293,95 (20,8)	Borbulhante
24	78,5 (0,8)	93,2 (0,950)	2,3 (0,023)	293,45 (20,3)	293,15 (20,0)	293,25 (20,1)	Borbulhante
25	107,9 (1,1)	116,5 (1,188)	2,8 (0,029)	293,85 (20,7)	293,55 (20,4)	293,55 (20,4)	Borbulhante
26	117,7 (1,2)	134,0 (1,366)	6,3 (0,064)	293,85 (20,7)	293,55 (20,4)	293,65 (20,5)	Borbulhante
27	117,7 (1,2)	134,8 (1,375)	6,4 (0,065)	293,95 (20,8)	293,65 (20,5)	293,75 (20,6)	Borbulhante
28	166,7 (1,7)	183,2 (1,868)	6,3 (0,064)	293,85 (20,7)	293,55 (20,4)	293,65 (20,5)	Borbulhante
29	166,7 (1,7)	181,7 (1,853)	5,3 (0,054)	293,75 (20,6)	293,55 (20,4)	293,65 (20,5)	Borbulhante

Continua na próxima página

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

Tabela 7.5 Quadro Geral Comparativo – Escoamento Borbulhante

continuação

Escoamento Bifásico de Propano – C ₃ H ₈							
Nº Medição	$\Delta P_{\text{Bifásico}}$ kPa (kgf/cm ²)			Temperatura no ponto °K (°C)			Tipo do Escoamento Baker
	Medição P _B - P _D	Valor Simulado		Medição T _E	Valor Simulado		
		DWC	Friedel		DWC	Friedel	
30	49,9 (0,5)	57,6 (0,587)	2,8 (0,029)	294,55 (21,4)	294,25 (21,1)	294,35 (21,2)	Borbulhante
31	88,3 (0,9)	111,1 (1,133)	4,5 (0,046)	295,15 (22,0)	294,75 (21,6)	294,85 (21,7)	Borbulhante
32	98,1 (1,0)	113,8 1,160	3,5 (0,036)	294,75 (21,6)	294,45 (21,3)	294,55 (21,4)	Borbulhante
33	156,9 (1,6)	168,7 (1,720)	5,7 (0,058)	295,05 (21,9)	294,65 (21,5)	294,75 (21,6)	Borbulhante
34	58,8 (0,6)	70,8 (0,722)	3,6 (0,037)	295,55 (22,4)	295,05 (21,9)	295,15 (22,0)	Borbulhante
35	166,7 (1,7)	185,2 (1,889)	6,3 (0,064)	295,45 (22,3)	295,15 (22,0)	295,25 (22,1)	Borbulhante
36	176,5 (1,8)	193,1 (1,969)	6,4 (0,065)	295,55 (22,4)	295,05 (21,9)	295,05 (21,9)	Borbulhante

Os resultados das simulações com a correlação DWC e os registros experimentais, indicados na tabela acima, foram selecionados e levados à tabela 7.6 para comparações conforme segue.

Tabela 7.6 Quadro das Diferenças – Escoamento Borbulhante – DWC

Nº Medição	Diferença [%] no $\Delta P_{\text{bifásico}}$ Simulado x Medição Experimental	Diferença [%] na Temperatura T _E Simulado x Medição Experimental
11	15,0	1,0
12	17,8	1,5
13	21,1	2,0
14	17,3	0,0
15	14,0	0,0
16	13,5	1,0

Continua na próxima página.

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

Tabela 7.6 Quadro das Diferenças – escoamento Borbulhante – DWC

continuação

Nº Medição	Diferença [%] no $\Delta P_{\text{bifásico}}$ Simulado x Medição Experimental	Diferença [%] na Temperatura T_E Simulado x Medição Experimental
17	7,4	1,0
18	24,4	2,4
19	31,2	1,0
20	27,8	1,0
21	22,4	2,0
22	24,5	1,0
23	10,7	1,4
24	18,8	1,5
25	8,0	1,5
26	13,8	1,5
27	14,6	1,5
28	9,9	1,5
29	9,0	1,0
30	17,4	1,4
31	25,9	1,9
32	16,0	1,4
33	7,5	1,9
34	20,3	2,3
35	11,1	1,4
36	9,4	2,3
Valor Médio das Diferenças	16,5 % (com $\sigma = 6,7\%$)	1,4 % (com $\sigma = 0,6\%$)

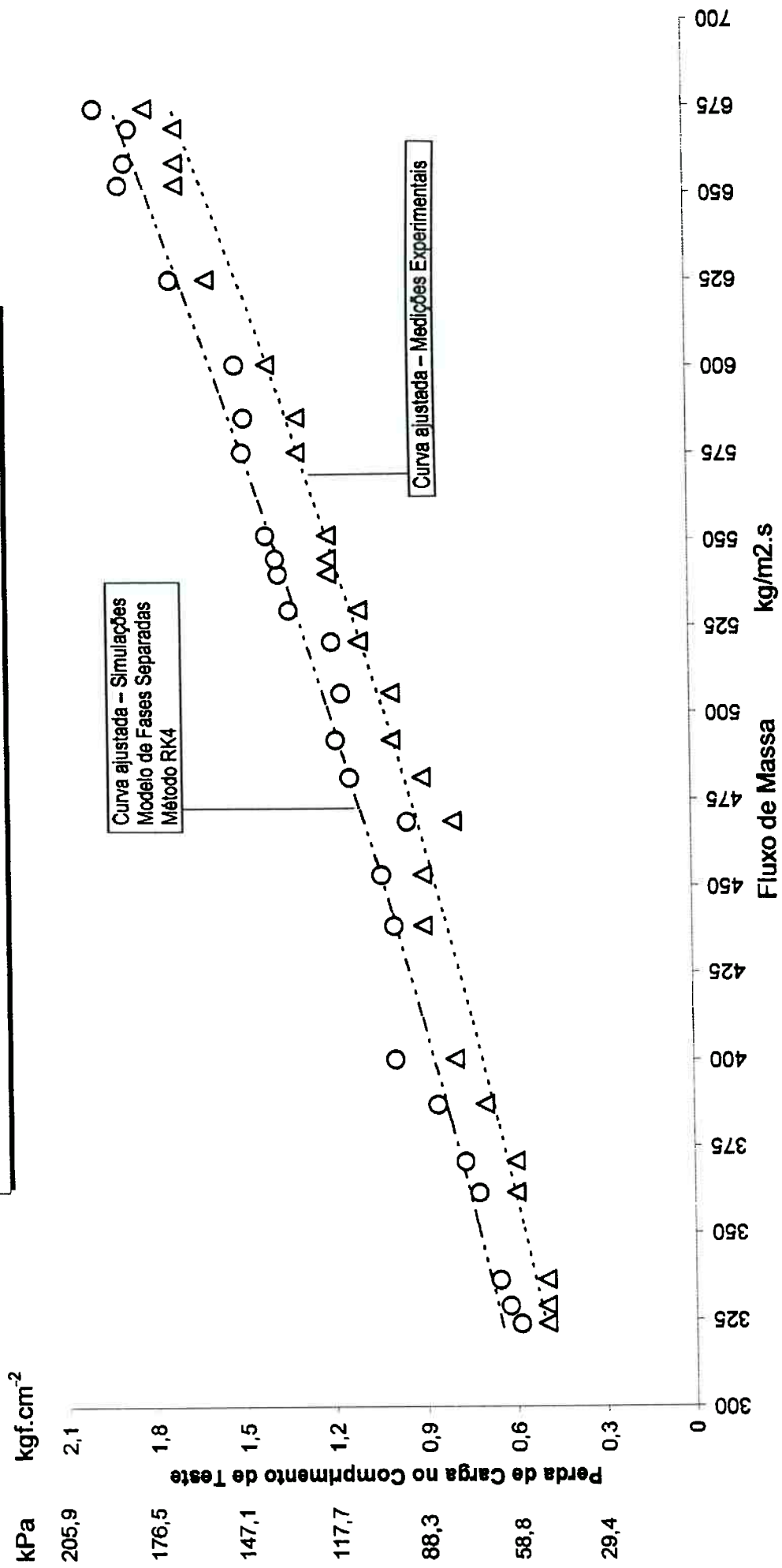
Uma das hipóteses gerais para o procedimento RK4, foi o modelo de escoamento com fases separadas. Assim, assumindo o fator de atrito igual para ambas as fases no mesmo diâmetro de escoamento, e ainda que o perfil de velocidades é uniforme para as frações de gás e de líquido como se estivessem escoando sozinhas no interior do tubo, calculam-se as velocidades das fases^{1,2} na forma:

$$u_G = G \left[\frac{x_G}{\rho_G} + \frac{1-x_G}{\rho_L} VR \right] \quad (7.1)$$

¹ Modelo de escoamento bifásico com fases separadas, Whalley (1996).

² Razão de Escorregamento = $U_{\text{gás}} / U_{\text{Liq.}} = S_R$.

FIGURA 7.2 Perda de Carga Escoamento Bifásico de Propano Simulações x Medições Experimentais - Regime Borbulhante - Tubo 10"



Δ Perda de Carga Experimental ○ Perda de Carga Simulada - DWC - - - - Ajuste_Exp - - - - Ajuste_DWC

Pressão medida no ponto	kPa		kgf . cm ²	
	Entrada (ponto-B)	Saída (ponto-D)	10,4 à 11,7	10,1 à 11,7
	1019,9	941,4	104,5	96,6

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

$$u_L = G \left[\frac{1-x_G}{\rho_L} + \frac{x_G}{\rho_G} \frac{1}{VR} \right] \quad (7.2)$$

onde:

$$VR = \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_G}} \quad (7.3)$$

As expressões (7.1), (7.2) e (7.3) e os resultados obtidos para o regime borbulhante permitiram ajustar¹ a curva “ $f_{DWC} \times S_R$ ”, figura 7.3, de forma a obter:

$$f_{DWC} = \frac{0,001}{1,119 - 0,132 \frac{U_{gás}}{U_{Líquido}}} \quad (7.4)$$

A perda de carga unitária $\left[\frac{\Delta P}{\Delta x} \right]$ pode ser estimada pela correlação (7.5), considerando os resultados experimentais e a curva ajustada para o fator de atrito, rearranjando a expressão [4.40] na forma:

$$\frac{\Delta P}{\Delta x} = \frac{(M_L + M_G)^2 \left(\frac{x_G}{\rho_G} + \frac{1-x_G}{\rho_L} \right)}{D^2 \left(13,4 - 1,6 \sqrt[0,74]{\left(\frac{1-\alpha}{\alpha} \right)^{1,74} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{-0,09} \left(\frac{\mu_L}{\mu_G} \right)^{0,13}} \right)} \quad (7.5)$$

A expressão (7.5) está com unidades coerentes para o Sistema Internacional, SI, sendo:

$$[M] = \text{kg} \cdot \text{s}^{-1} \quad [\mu] = \text{Pa} \cdot \text{s} \quad [\rho] = \text{kg} \cdot \text{m}^{-3} \quad [D] = \text{m} \quad \left[\frac{\Delta P}{\Delta x} \right] = \text{Pa} \cdot \text{m}^{-1}$$

Os índices representam: L = líquido G = gás

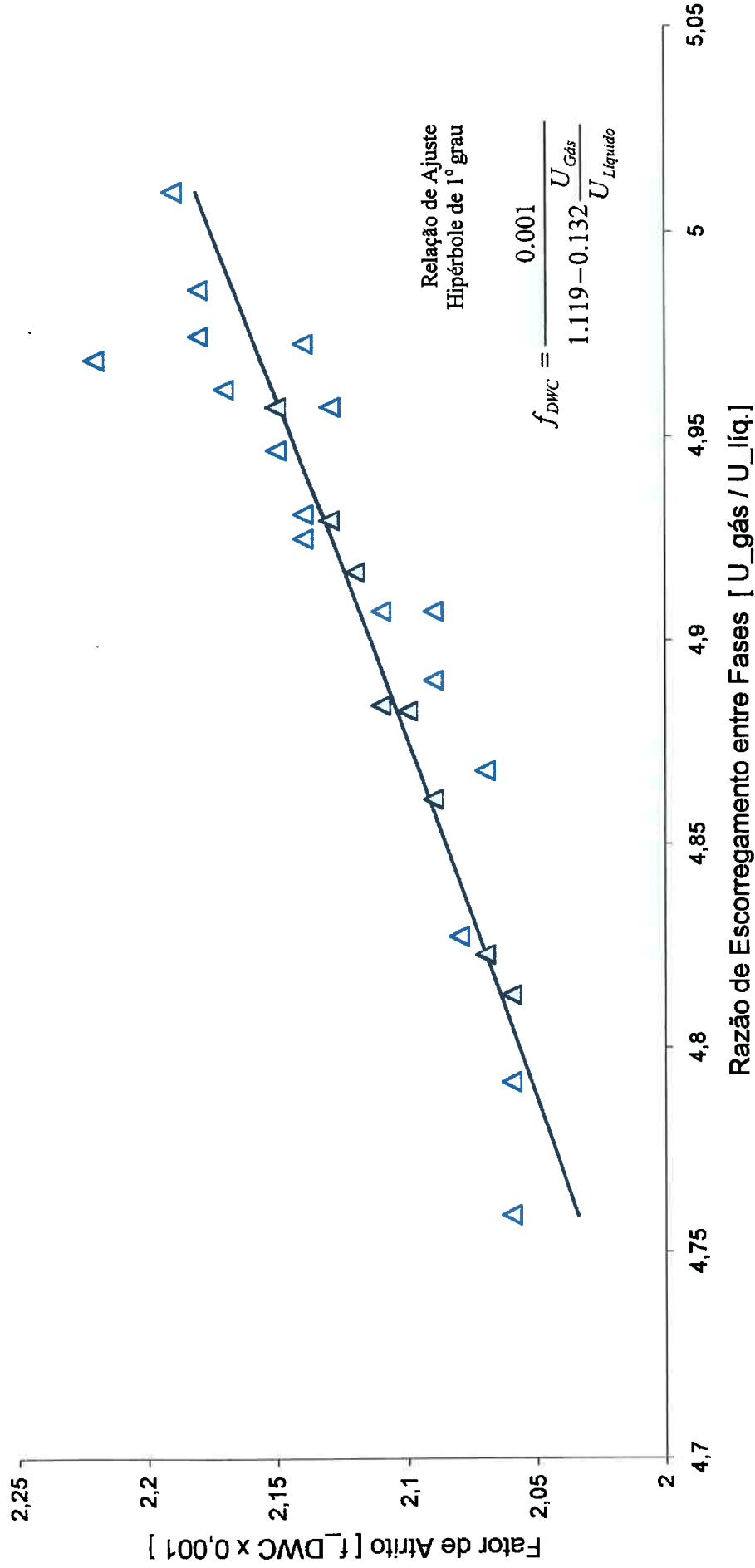
¹ Programa AJCURVA elaborado pelo autor desta tese. Anexo-II apresenta parâmetros e adimensionais.

Intervalo de Validade

Fluxo de Massa: 325 à 675 kg/m².s

$U_{gás}/U_{líquido}$: 4,75 à 5,00

FIGURA 7.3 Fator de Atrito Dukler et al. x Razão entre Velocidades das Fases



△ Simulado DWC — Curva Ajustada

Correlação DWC para Fator de Atrito
Aderência dos Pontos na Curva Ajustada = 0,93

Regime Borbulhante
Tubo $\phi 10''$
Trecho de testes = 990m

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

A partir do banco de dados das tabelas 7.5 e 7.6, foi gerado o gráfico apresentado na figura 7.4, para comparação entre os valores simulados e os experimentais, obtidos com fluxos de massa variando de 325 à 675 kg/s.m² no regime borbulhante.

A diferença máxima registrada entre “simulações x medições experimentais” foi de 31,2 % e a mínima de 7,4 % , dentro do intervalo calculado (-3,6 à 36,6 %). Essa ordem de grandeza está coerente com trabalhos publicados¹ na área da indústria de petróleo.

A medida da dispersão que indica quanto as diferenças entre as perdas de carga simuladas e experimentais se “*espalham*” (ou dispersam) em relação ao seu valor médio, pode ser representada na prática pelo desvio padrão no conjunto das 26 medições realizadas com o escoamento tipo borbulhante do propano, na forma² :

$$\sigma = \sqrt{\frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n \langle y_i - y_{\text{médio}} \rangle^2} = 6,7\% \quad (7.6)$$

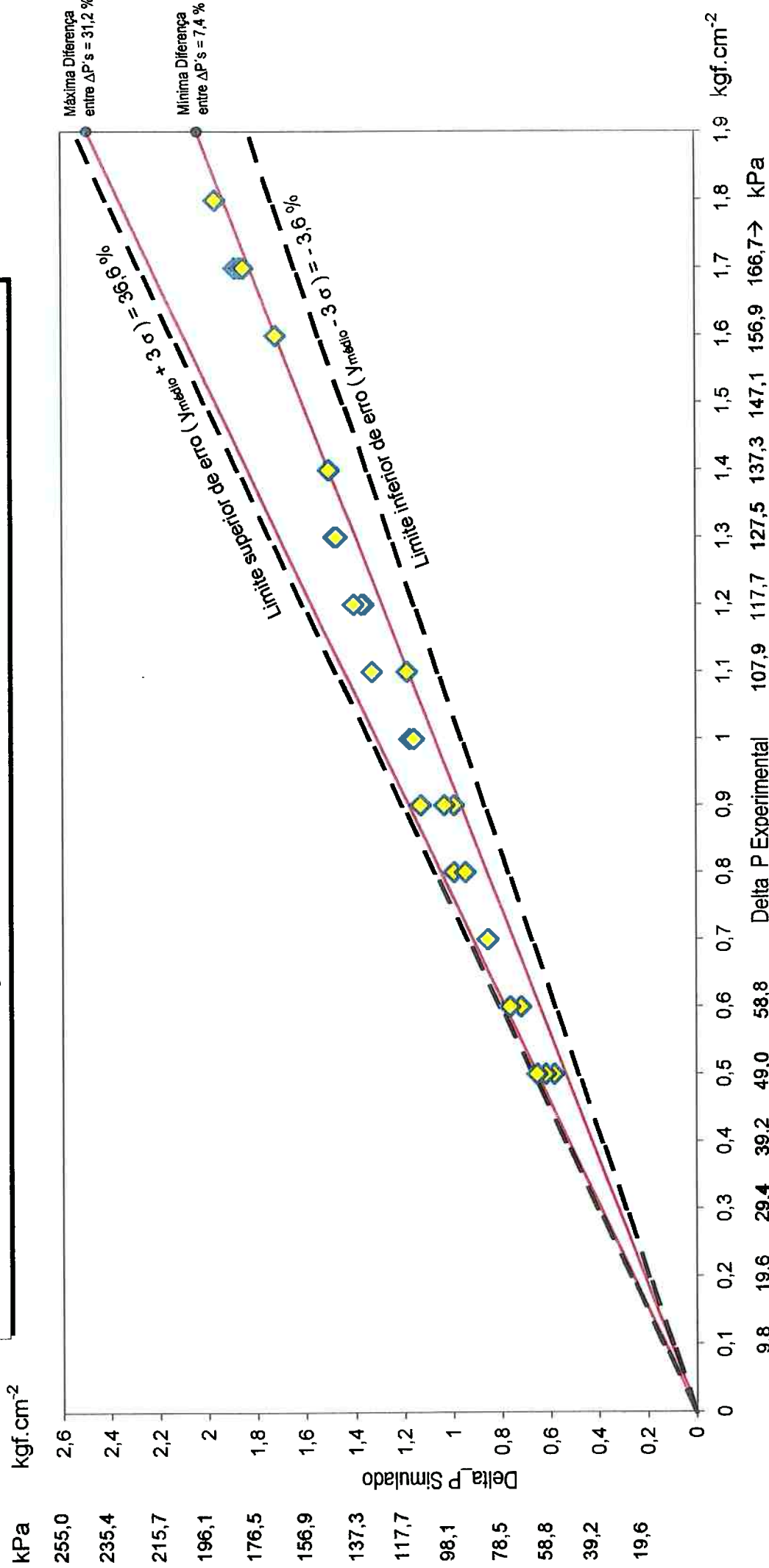
onde: y_i = diferença percentual entre $\Delta P_{\text{simulado}}$ e $\Delta P_{\text{experimental}}$

e $y_{\text{médio}} = 16,5\%$ (calculado e apresentado na tabela 7.6)

¹Fontes: KING (1990), FONG (1995), DANIELS (1995) e FANG (1998).

²Expressão válida para: G=325 à 675 kg/m².s , tubo diâmetro 254,5mm, escoamento bifásico C₃H₈ , regime borbulhante.

FIGURA 7.4 Perda de Carga Total - Escoamento Bifásico de Propano - Regime Borbulhante
Correlação de Dukler et al. - DWC / Tubo 10"



Fluxo massa: De 325 à 675 kg/m².s
 Temperatura Ponto-C: De 18,2 à 21,4 °C

Pressão medida no ponto

	kPa	kgf.cm ⁻²
Entrada (ponto-B)	1019,9 à 1147,4	10,4 à 11,7
Saída (ponto-D)	941,4 à 990,5	9,6 à 10,1

L_{tubo} = 990 m

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

A figura 7.5 apresenta a distribuição Laplace-Gauss das diferenças entre as perdas de carga. O limite de erro L_e , para o valor médio é definido¹ na análise estatística como três vezes o valor do desvio padrão.

O valor médio verdadeiro, y_{mv} , diferença percentual entre as perdas de carga simuladas e experimentais, está no intervalo representado na expressão (7.7), com um nível de confiança igual à 99,7 % :

$$\left(1 - \frac{\Delta P_{simulado}}{\Delta P_{experimental}}\right) \cdot 100 - L_e < y_{mv} < \left(1 + \frac{\Delta P_{simulado}}{\Delta P_{experimental}}\right) \cdot 100 + L_e \quad (7.7)$$

ou seja:

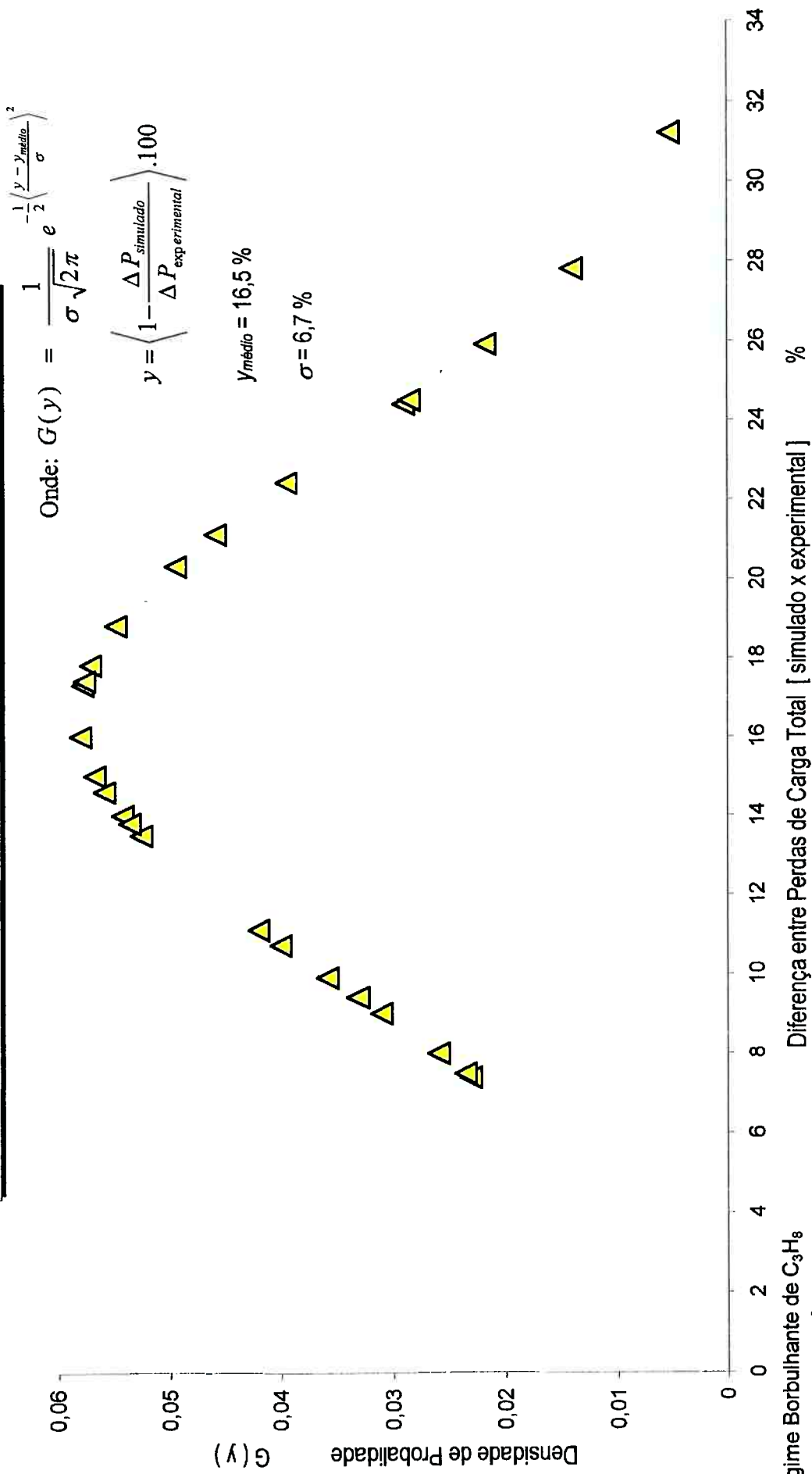
$$- 3,6 \% < y_{mv} < 36,6 \% \quad (7.8)$$

As comparações entre as perdas de carga simuladas considerando as incertezas associadas à medição de vazão, e as medições experimentais, estão apresentadas nas figuras² 7.6 e 7.7, relativas ao intervalo entre vazões máximas e mínimas. A figura 7.8 apresenta a curva de ajuste para o conjunto dos valores.

¹Fonte: Vuolo (1996).

²Os dados utilizados para a plotagem estão indicados no anexo III.

FIGURA 7.5 Curva de Distribuição das Diferenças entre Perdas de Carga Valor Simulado x Medição Experimental

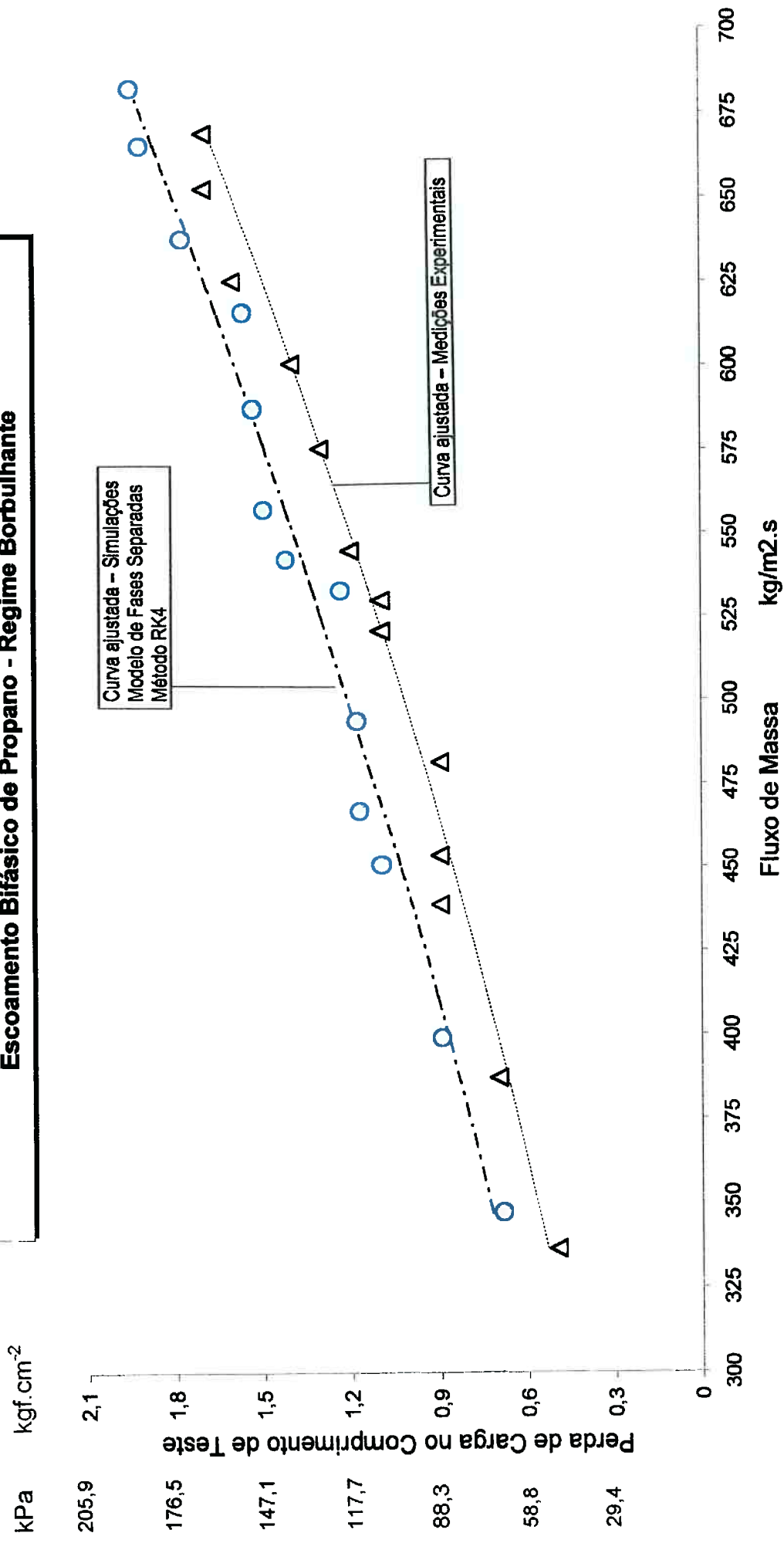


Regime Borbulhante de C_3H_8

$G = 325 \text{ à } 675 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$

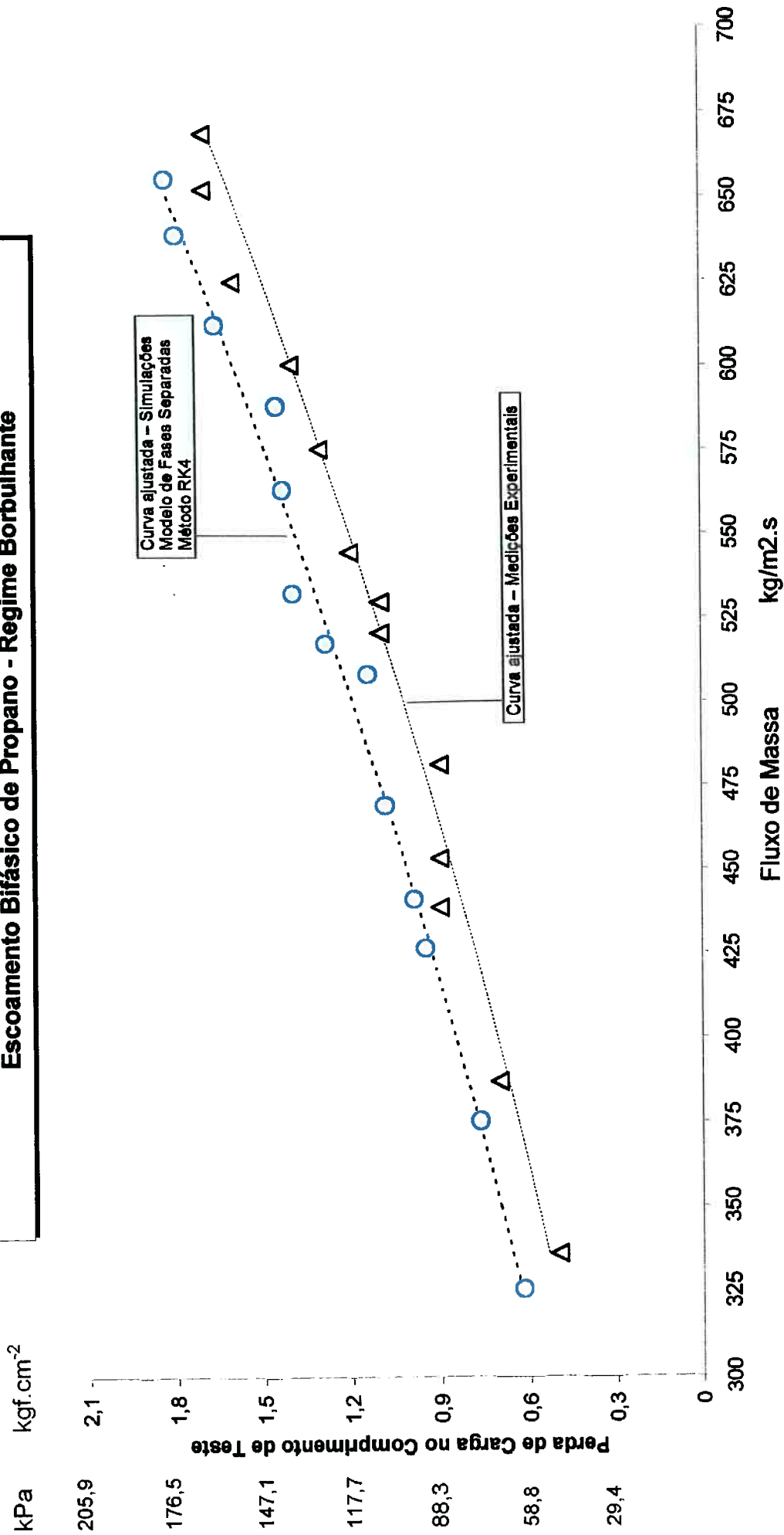
$[\Delta P_{\text{bifásico}}]_{\text{larico}} = \text{Correlação Dukler et al.} - \text{DWC}$

**FIGURA 7.6 Perda de Carga com Incertezas Associadas à Medição da Vazão Total
Escoamento Bifásico de Propano - Regime Borbulhante**



○ DWC na Vazão Máxima △ Perda de Carga Experimental - - - Ajuste DWC Ajuste_Exp.

**FIGURA 7.7 Perda de Carga com Incertezas Associadas à Medição da Vazão Total
Escoamento Bifásico de Propano - Regime Borbulhante**



○ DWC na Vazão Mínima △ Perda de Carga Experimental Ajuste DWC Ajuste Exp.

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

Em resumo obteve-se:

Tabela 7.7 Quadro das diferenças com incertezas associadas a vazão

Diferença [%] no $\Delta P_{\text{bifásico}}$ Simulado x Medição Experimental		Diferença [%] na Temperatura T_E Simulado x Medição Experimental	
no limite máximo	no limite mínimo	no limite máximo	no limite mínimo
19,6 %	11,5 %	1,3 %	1,1 %
$\sigma = 8,1 \%$	$\sigma = 8,8 \%$	$\sigma = 0,6 \%$	$\sigma = 0,6 \%$

O ajuste de curva permitiu obter uma aproximação útil para a perda de carga nas operações do Terminal da Petrobras em Santos, representada nas correlações (7.9) e (7.10), específicas e limitadas às condições de contorno indicadas no capítulo 6, item 6.2, e aos parâmetros do escoamento.

$$(\Delta P)_{\text{Operacional}} = \left(\frac{G}{442,8} \right)^{1,524} \quad (7.9)$$

$$(\Delta P)_{SI} = 9,1.G^{1,524} \quad (7.10)$$

onde:

$$[(\Delta P)_{\text{Operacional}}] = \text{kgf/cm}^2$$

$$[(\Delta P)_{SI}] = \text{Pa}$$

$$[G] = \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

Com o objetivo de verificar os comportamentos da pressão e da temperatura ao longo do trecho de teste, foram selecionadas três das medições realizadas em campo, aquelas que apresentaram diferenças entre valores simulados e experimentais próximas das diferenças médias obtidas. Assim, foram gerados os gráficos apresentados nas figuras 7.9 à 7.14, plotagem das

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

funções $P = f(x)$ e $T = g(x)$, onde “ x ” é o comprimento do tubo no trecho dos testes.

Para o trecho onde foram realizados os testes experimentais, as curvas geradas mostram a tendência de comportamento linear para as variações de pressão e temperatura. Esses resultados estão coerentes com aqueles obtidos por KING (1990) e FANG (1998).

Verificou-se ainda que nas simulações numéricas para misturas com alto título mássico (*como dado de entrada no programa simulador*), ou seja, aumento da vazão da fase vapor na mistura para a mesma vazão em massa do líquido, faz com que o procedimento computacional utilizado apresente problemas de convergência no cálculo da elevação da temperatura. Tal problema tem relação com:

1. A correlação empírica de Dukler et al. (*parcela da perda de carga devido ao atrito*) utilizada em conjunto com a correlação de Davis et al. (*coeficiente de película bifásico*) são gerais para todos os tipos de regimes de escoamento em tubos retos horizontais. O programa simulador não considera as alterações nos coeficientes da correlação para “ $h_{\text{bifásico}}$ ” devido as mudanças de regime;

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

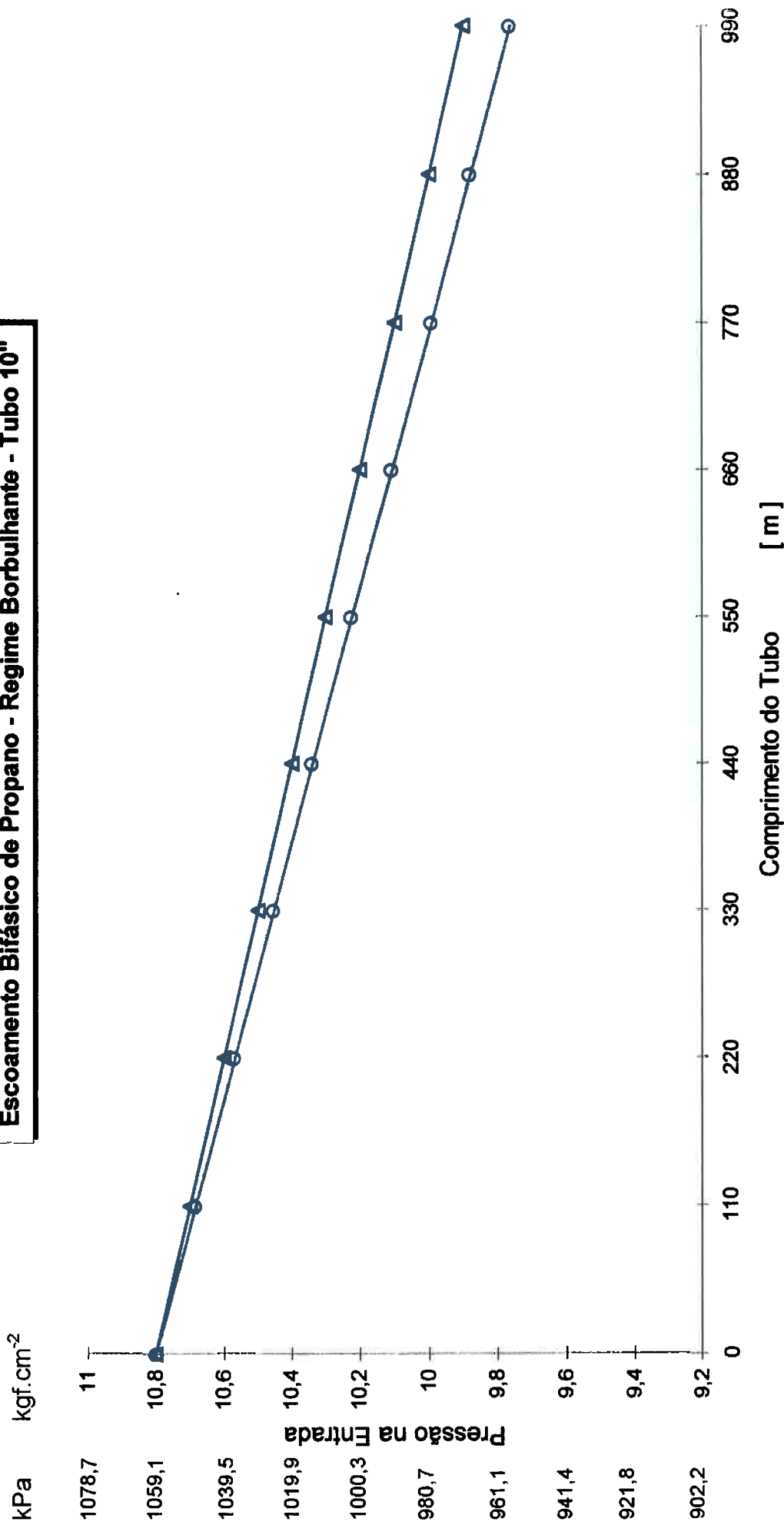
2. O aumento do título mássico acompanhado pela elevação da fração de vazio interfere no tipo de escoamento formado. As mudanças de regime são acompanhadas por variações significativas da viscosidade da mistura, devido a grande diferença entre elas nas fases líquida e gasosa, que no presente caso é da ordem de 10 vezes. Esses fatores agem em conjunto na tensão de cisalhamento entre a mistura bifásica e a parede do tubo;
3. A fração de vazio não foi determinada experimentalmente¹, ela foi estimada pela correlação de Baroczy, expressão (6.56), assim como o valor da massa específica da mistura bifásica, expressão (6.58), que acrescidas das incertezas associadas à medição de vazão, afetam o programa simulador;
4. SOUZA (1995) relata o chamado “ Efeito Pico “ : *“as correlações de Baroczy não consideram o efeito de mudança brusca na perda de carga por atrito devido a elevação do título mássico na mistura”*. Neste trabalho foram utilizadas tais correlações, na forma das expressões (6.56) e (6.58), apresentadas no capítulo 6.

¹Não foi realizada a determinação experimental da fração de vazio em função da indisponibilidade de instrumentação para medição local dessa variável.

Medição nº 11

Diferença entre ΔP 's = 15%

**FIGURA 7.9 Queda de Pressão ao Longo do Comprimento de Teste
Escoamento Bifásico de Propano - Regime Borbulhante - Tubo 10"**



—○— Variação Simulada da Pressão —△— Variação Experimental da Pressão

Vazão Total = 83025,6 kg/h

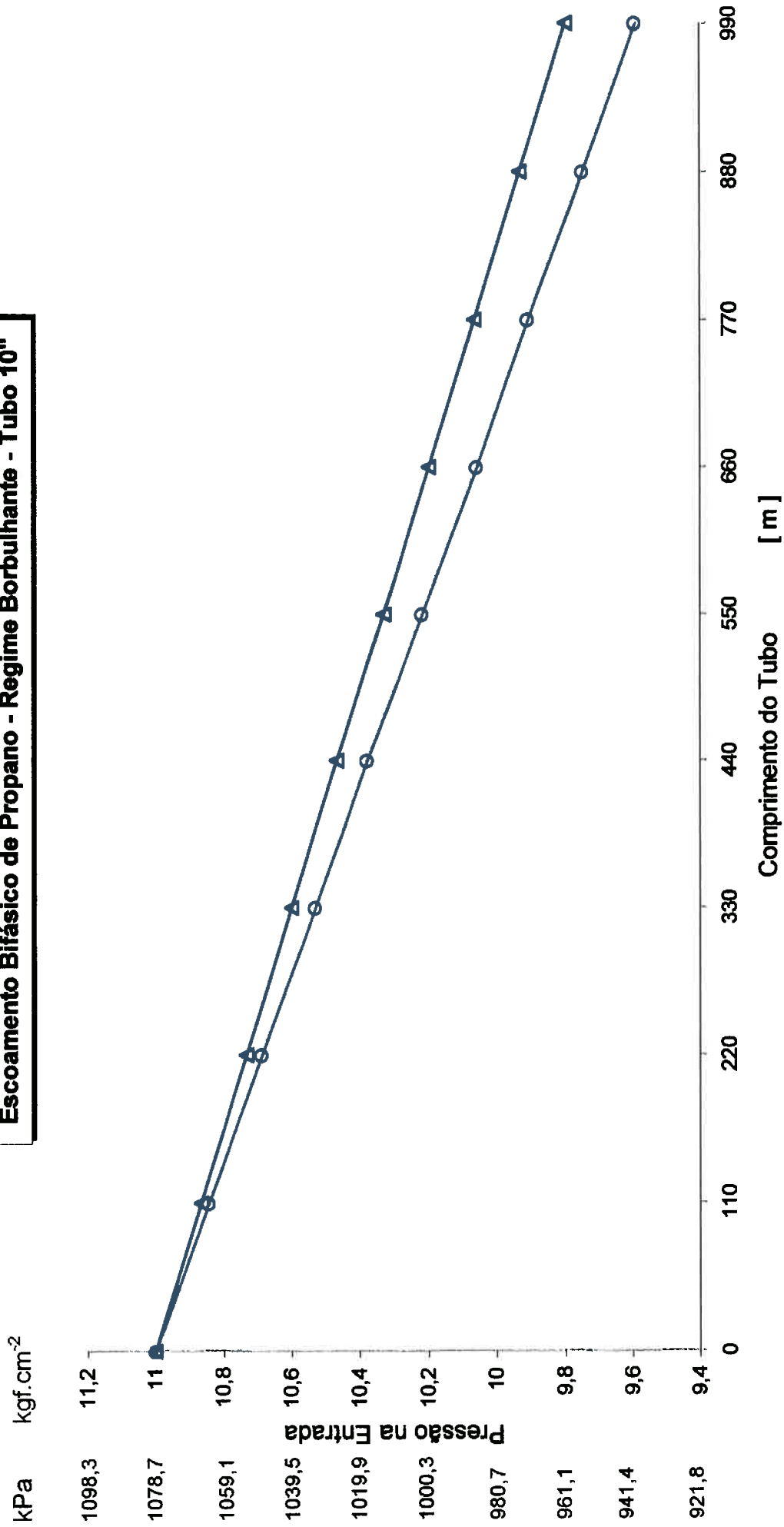
$\Delta P_{\text{simulado}} = 1,035 \text{ kgf/cm}^2$ (101,5 kPa)

$\Delta P_{\text{experimental}} = 0,9 \text{ kgf/cm}^2$ (88,2 kPa)

Medição nº 14

Diferença entre ΔP 's = 17,5%

**FIGURA 7.10 Queda de Pressão ao Longo do Comprimento de Teste
Escoamento Bifásico de Propano - Regime Borbulhante - Tubo 10"**

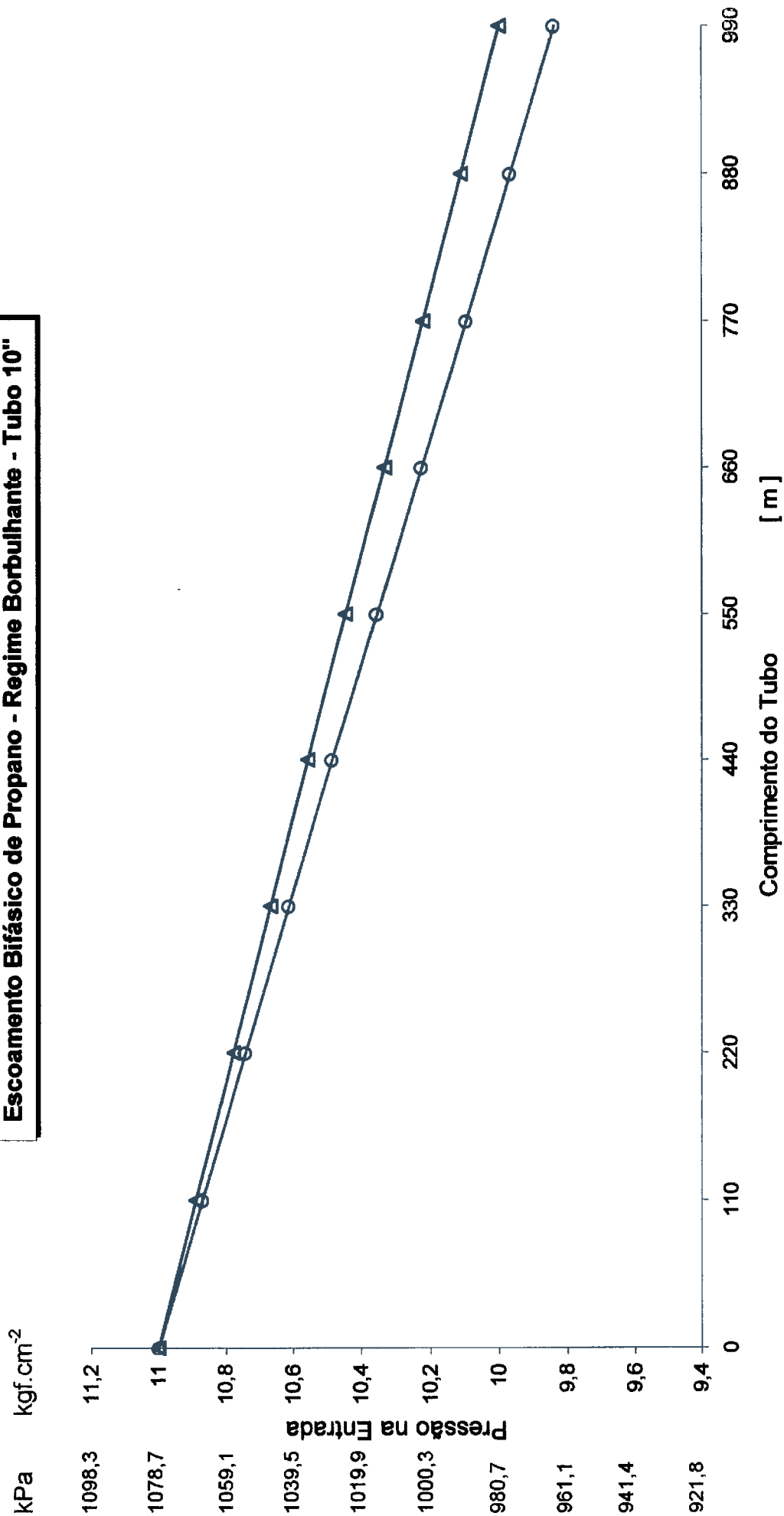


—○— Variação Simulada da Pressão —△— Variação Experimental da Pressão

Vazão Total = 100962,6 kg/h
 $\Delta P_{\text{simulado}} = 1,41 \text{ kgf/cm}^2$ (138,3 kPa)
 $\Delta P_{\text{experimental}} = 1,2 \text{ kgf/cm}^2$ (117,7 kPa)

Medição nº 32
 Diferença entre ΔP 's = 16%

**FIGURA 7.11 Queda de Pressão ao Longo do Comprimento de Teste
 Escoamento Bifásico de Propano - Regime Borbulhante - Tubo 10"**



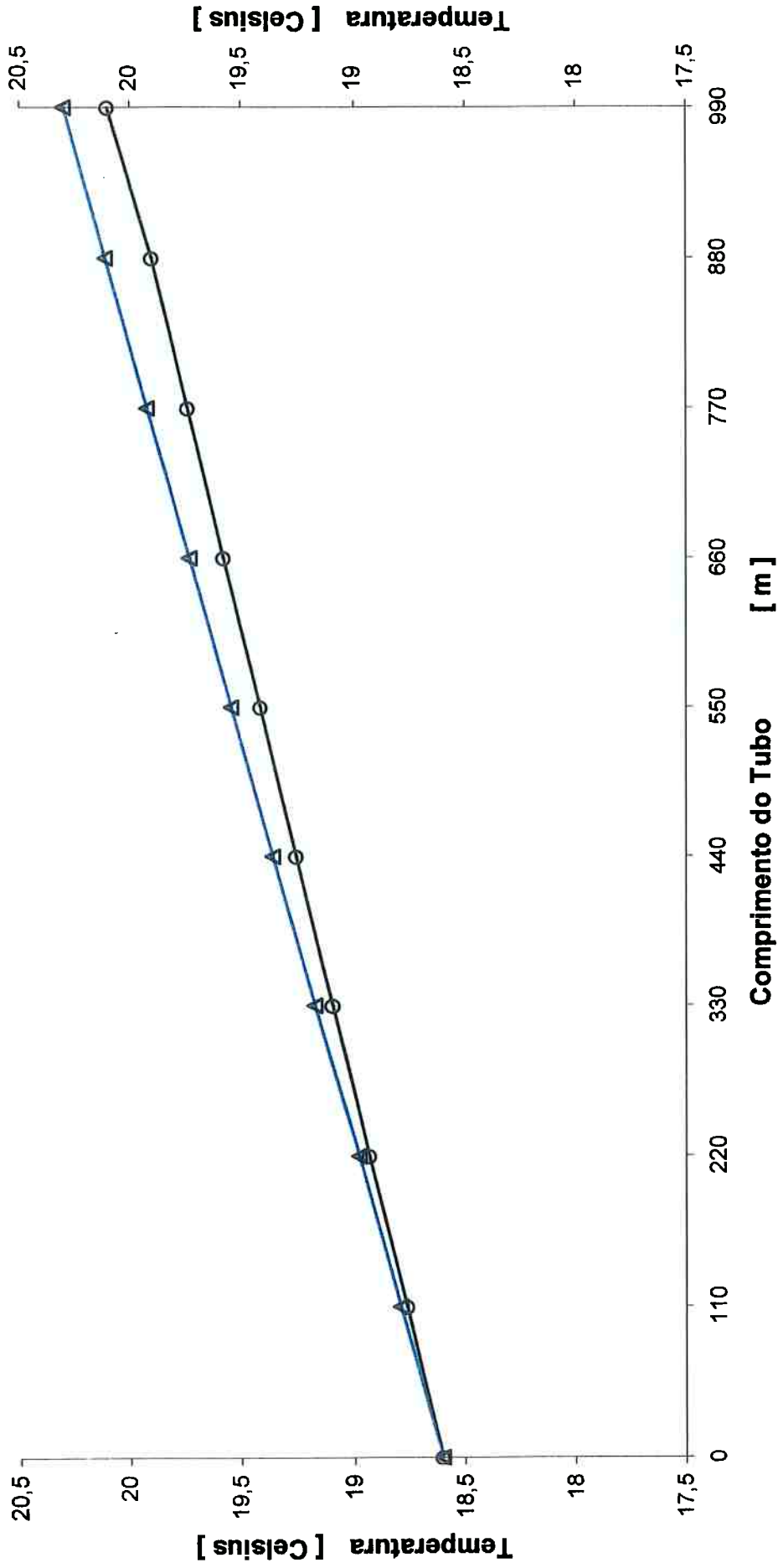
—○— Variação Simulada da Pressão —▲— Variação Experimental da Pressão

Vazão Total = 92680,0 kg/h
 $\Delta P_{\text{simulado}} = 1,16 \text{ kgf/cm}^2$ (156,9 kPa)
 $\Delta P_{\text{experimental}} = 1,0 \text{ kgf/cm}^2$ (98,1 kPa)

Medição nº 11

Diferença no ponto-E ($T_{\text{simulado}} : T_{\text{experimental}}$) = 1 %

FIGURA 7.12 Elevação da Temperatura no Comprimento de Teste Escoamento Bifásico de Propano - Regime Borbulhante - Tubo 10"



Vazão Total = 83025,6 kg/h

$T_{\text{parede}} = 22,9 \text{ }^\circ\text{C}$

$\Delta T_{\text{simulado}} = 1,5 \text{ }^\circ\text{C}$

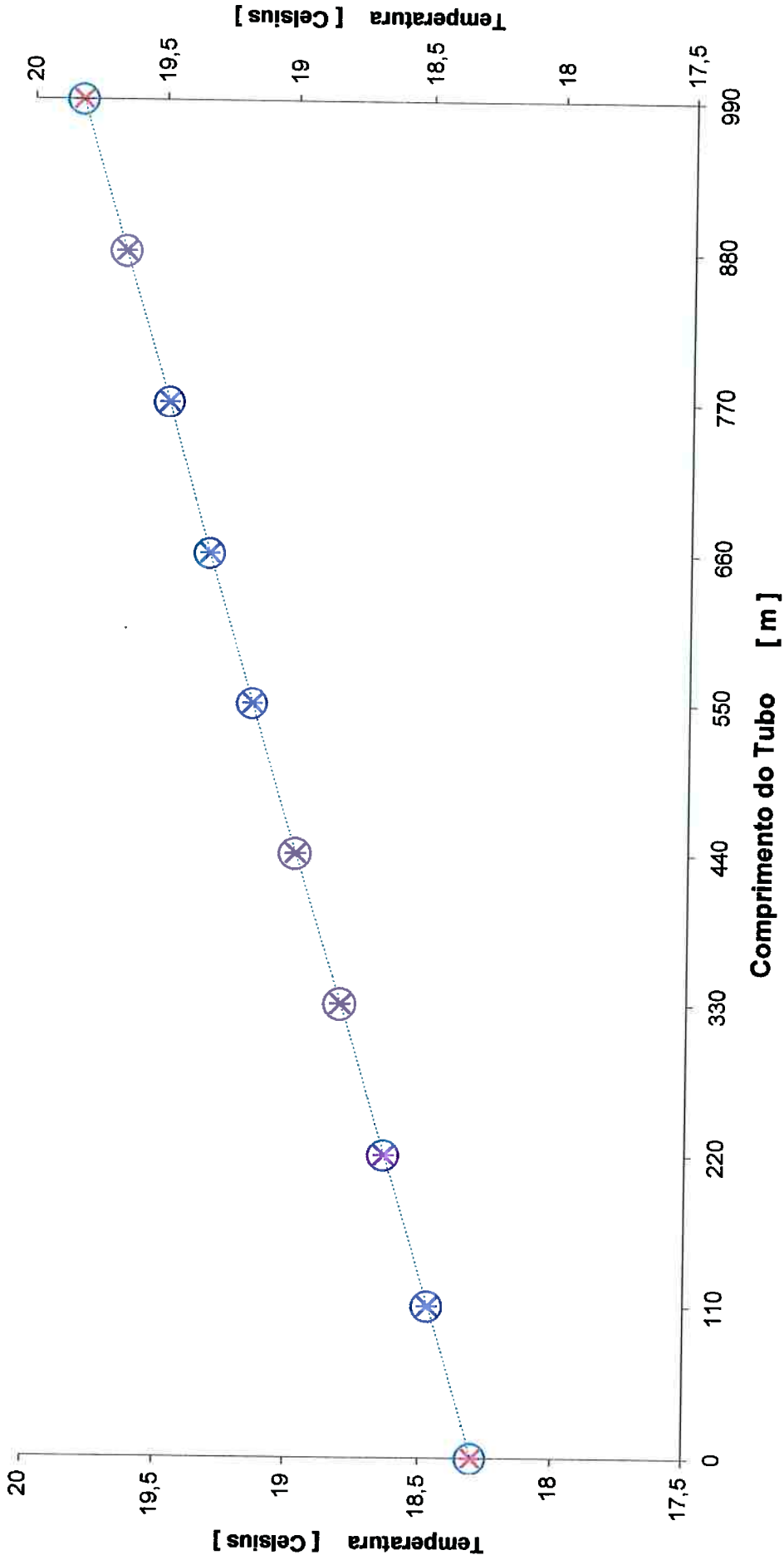
$\Delta T_{\text{experimental}} = 1,7 \text{ }^\circ\text{C}$

—●— Elevação Simulada da Temperatura —▲— Elevação Experimental da Temperatura

Medição nº 14

Diferença no ponto-E ($T_{\text{simulado}} : T_{\text{experimental}}$) = 0 %

FIGURA 7.13 Elevação da Temperatura no Comprimento de Teste Escoamento Bifásico de Propano - Regime Borbulhante - Tubo 10"



Vazão Total = 100962,6 kg/h

$T_{\text{parede}} = 23,2 \text{ } ^\circ\text{C}$

$\Delta T_{\text{simulado}} = 1,5 \text{ } ^\circ\text{C}$

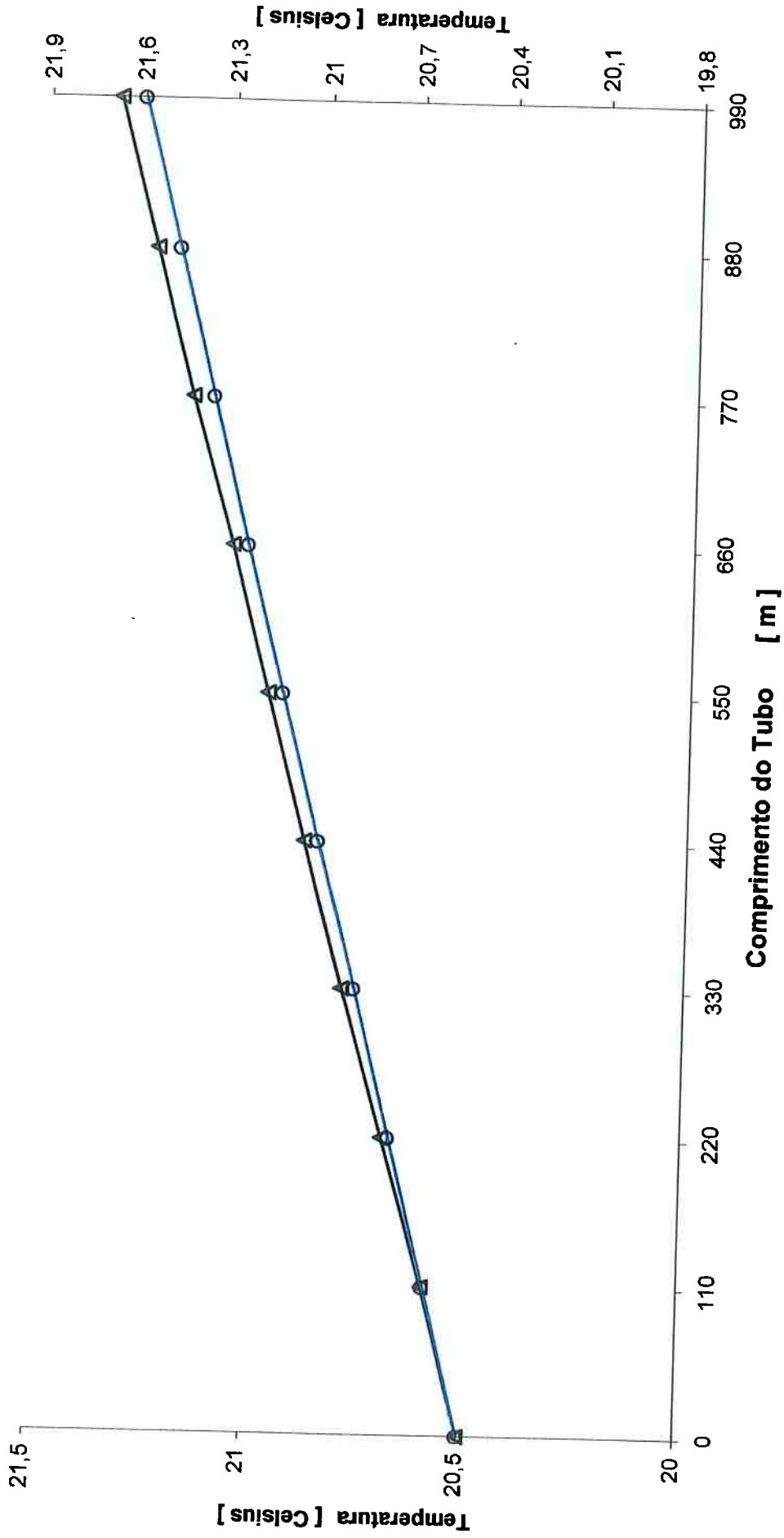
$\Delta T_{\text{experimental}} = 1,5 \text{ } ^\circ\text{C}$

*** Elevação Simulada da Temperatura** **o Elevação Experimental da Temperatura**

Medição nº 32

Diferença no ponto-E ($T_{\text{simulado}} : T_{\text{experimental}} = 1,4\%$)

FIGURA 7.14 Elevação da Temperatura no Comprimento de Teste Escoamento Bifásico de Propano - Regime Borbulhante - Tubo 10"



Vazão Total = 92638,0 kg/h

$T_{\text{parede}} = 23,5 \text{ } ^\circ\text{C}$

$\Delta T_{\text{simulado}} = 0,8 \text{ } ^\circ\text{C}$

$\Delta T_{\text{experimental}} = 1,1 \text{ } ^\circ\text{C}$

—▲— Elevação Simulada da Temperatura —●— Elevação Experimental da Temperatura

7.2 RESULTADOS, ANÁLISE e COMENTÁRIOS – Modelo Homogêneo

O modelo homogêneo, **MH**, para o escoamento bifásico foi implantado no programa simulador utilizando o método das diferenças finitas para solução das equações, com o fator de atrito calculado através da correlação de CHURCHILL (1977) modificada, expressões (6.81) à (6.84) do capítulo-6.

As diferenças percentuais entre os valores das medições experimentais e os resultados obtidos nas simulações, para a perda de carga total e a elevação de temperatura, mostraram-se superiores àquelas obtidas com o modelo de fases separadas e a correlação de Dukler et al. para o gradiente de pressão devido ao atrito. As pressões finais calculadas para o regime borbulhante resultaram maiores do que os registros operacionais de campo.

As medições indicadas de 1 à 10, regime batelado, apresentaram um único valor experimental menor que o correspondente simulado, na ordem de 6,7% . Os demais valores calculados nas simulações numéricas nesse regime apresentaram-se sempre maiores que os correspondentes valores experimentais, figura 7.15, com diferença média de 27,4% . Por questões de segurança operacional¹ não foi possível efetuar medições de campo com

¹Vibrações mecânicas intensas na tubulação em vazões altas. Cavitação das motobombas dos navios em vazões abaixo do limite inferior apresentado no intervalo.

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

fluxo de massa fora do intervalo $273 < G_{total} < 355 \text{ kg/m}^2\text{s}$ para diferentes títulos da mistura. Os dados existentes não permitem avaliar adequadamente os resultados entre as medições e simulações.

No regime borbulhante, medições de 11 à 36, as pressões finais calculadas apresentaram-se sempre superiores às experimentais, resultando em perdas de carga menores comparativamente aos correspondentes registros de campo, figura 7.16 . A diferença média calculada resultou em 35,9 % , para o fluxo de massa no intervalo: $320 < G_{TOTAL} < 675 \text{ kg/m}^2\text{s}$.

Tabela 7.8 Quadro comparativo das simulações numéricas – MH

Simulação para $\Delta P_{\text{BIFÁSICO}}$	Diferenças médias observadas entre as medições experimentais de $\Delta P_{\text{bifásico}}$ e as simulações numéricas	
	Modelo Homogêneo Método das Diferenças Finitas	Regime de Escoamento - Critério Baker
Batelado Simulado > Experimental		Borbulhante Simulado < Experimental
Fator de Atrito Correlação de Churchill modificada	27,4 %	35,9 %

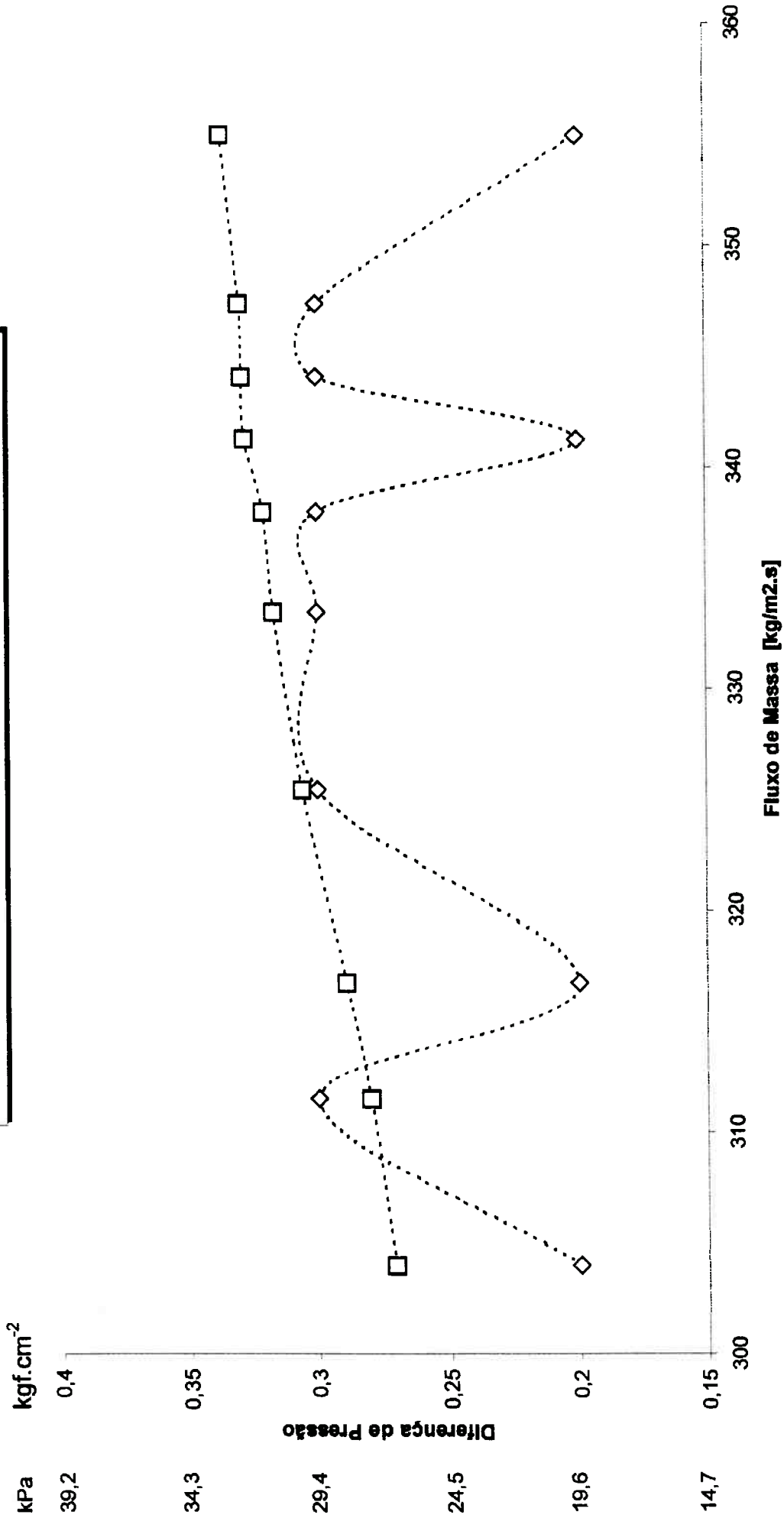
A simulação numérica para a elevação da temperatura apresentou variações entre os valores “ *simulados e experimentais* ” nos seguintes intervalos:

0,5 < [Diferença para T_{final}] < 5,2 % Regime Batelado

- 4,6 < [Diferença para T_{final}] < 5,6 % Regime Borbulhante

Essas diferenças entre valores “ *simulados e experimentais* ” referentes ao modelo homogêneo apresentam-se superiores àquelas obtidas no modelo de fases separadas.

Figura 7.15 Perda de Carga / Regime Batelado / Tubo 10"



---◇--- Experimental -□- Simulação-MDF

Pressão medida		kgf . cm ⁻²	
Entrada (ponto-B)	1000,3 à 1068,9	10,2	à 10,9
Saída (ponto-D)	980,7 à 1049,3	10,0	à 10,7

Temperatura Ponto-C: De 18,1 à 18,9 °C
 Pressão Ponto-B: De 10,2 à 10,9 kgf/cm²
 Extensão Tubo_{teste} = 990 m

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

Tabela 7.9 Quadro Geral de Resultados – Simulações Numéricas – MH

Nº Medição	$\Delta P_{\text{Bifásico}}$ kPa (kgf/cm ²)		Temperatura no ponto °K (°C)		Regime de Escoamento Baker
	Medição P _B – P _D	Valor Simulado MH com MDF	Medição T _E	Valor Simulado MH com MDF	
1	19,6 (0,2)	26,6 (0,271)	293,35 (20,2)	294,05 (20,9)	Batelado
2	29,4 (0,3)	27,5 (0,280)	293,05 (19,9)	293,95 (20,8)	
3	19,6 (0,2)	28,3 (0,289)	293,05 (19,9)	293,15 (20,0)	
4	29,4 (0,3)	30,0 (0,306)	293,25 (20,1)	294,05 (20,9)	
5	29,4 (0,3)	31,1 (0,317)	293,15 (20,0)	293,95 (20,8)	
6	29,4 (0,3)	31,5 (0,321)	293,45 (20,3)	293,85 (20,7)	
7	19,6 (0,2)	32,1 (0,328)	292,85 (19,7)	293,85 (20,7)	
8	29,4 (0,3)	32,3 (0,329)	292,75 (19,6)	293,85 (20,7)	
9	29,4 (0,3)	32,4 (0,330)	292,05 (19,9)	293,75 (20,6)	
10	19,6 (0,2)	54,2 (0,337)	293,35 (20,2)	293,65 (20,5)	
11	88,3 (0,9)	54,2 (0,553)	293,45 (20,3)	293,85 (20,7)	Borbulhante
12	98,1 (1,0)	61,1 (0,624)	293,05 (19,9)	293,85 (20,7)	
13	107,9 (1,1)	73,4 (0,748)	293,45 (20,3)	293,95 (20,8)	
14	117,7 (1,2)	77,4 (0,789)	292,95 (19,8)	293,85 (20,7)	
15	127,5 (1,3)	79,8 (0,814)	292,75 (19,6)	293,85 (20,7)	
16	127,5 (1,3)	88,5 (0,902)	292,95 (19,8)	293,95 (20,8)	
17	137,3 (1,4)	93,1 (0,95)	292,85 (19,7)	293,95 (20,8)	
18	49,0 (0,5)	30,3 (0,309)	294,15 (21,2)	293,95 (20,8)	

continua.

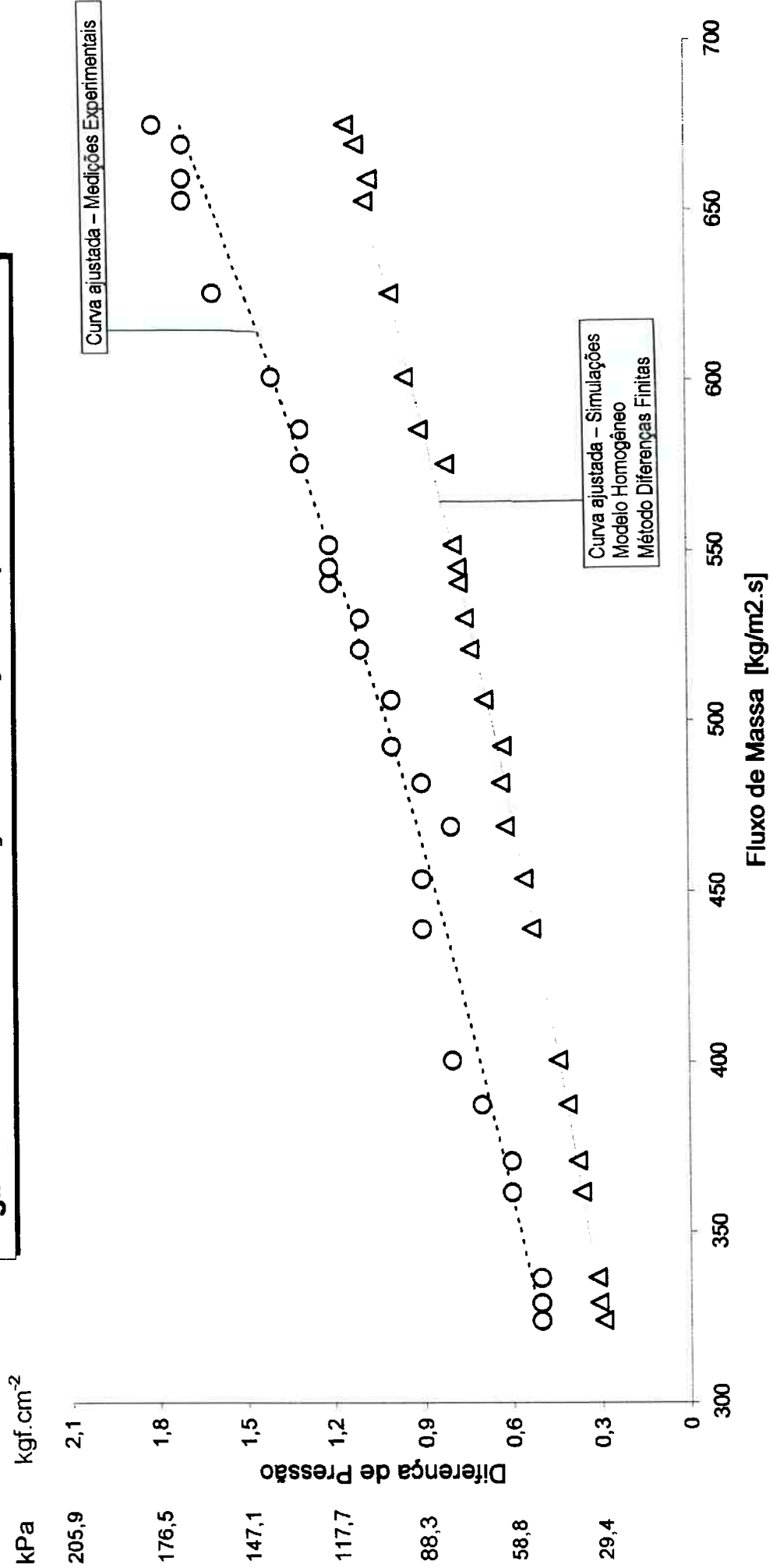
Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

Tabela 7.9 Quadro Geral de Resultados – Simulações Numéricas – MH

continuação.

Nº Medição	$\Delta P_{\text{Bifásico}}$ kPa (kgf/cm ²)		Temperatura no ponto °K (°C)		Regime de Escoamento Baker
	Medição P _B – P _D	Valor Simulado MH com MDF	Medição T _E	Valor Simulado MH com MDF	
19	49,0 (0,5)	30,8 (0,314)	293,95 (20,8)	293,85 (20,7)	Borbulhante
20	58,8 (0,6)	37,1 (0,378)	294,15 (21,0)	293,75 (20,6)	
21	68,6 (0,7)	40,3 (0,411)	294,05 (20,9)	293,85 (20,7)	
22	78,5 (0,8)	43,3 (0,441)	294,15 (21,0)	293,85 (20,7)	
23	88,3 (0,9)	51,9 (0,529)	294,15 (21,0)	293,85 (20,7)	
24	78,5 (0,8)	60,3 (0,615)	293,45 (20,3)	294,05 (20,9)	
25	107,9 (1,1)	71,7 (0,731)	293,85 (20,7)	293,95 (20,8)	
26	117,7 (1,2)	75,5 (0,770)	293,85 (20,7)	293,85 (20,7)	
27	117,7 (1,2)	75,8 (0,773)	293,95 (20,8)	293,75 (20,6)	
28	166,7 (1,7)	104,6 (1,067)	293,85 (20,7)	293,65 (20,5)	
29	166,7 (1,7)	108,9 (1,110)	293,75 (20,6)	293,65 (20,5)	
30	49,9 (0,5)	28,7 (0,293)	294,55 (21,4)	293,85 (20,7)	
31	88,3 (0,9)	61,6 (0,629)	295,15 (22,0)	295,05 (21,9)	
32	98,1 (1,0)	67,1 (0,684)	294,75 (21,6)	293,75 (20,6)	
33	156,9 (1,6)	98,1 (1,0)	295,05 (21,9)	295,15 (22,0)	
34	58,8 (0,6)	35,9 (0,366)	295,55 (22,4)	295,25 (22,1)	
35	166,7 (1,7)	106,0 (1,081)	295,45 (22,3)	295,45 (22,3)	
36	176,5 (1,8)	112,1 (1,143)	295,55 (22,4)	295,35 (22,2)	

**Figura 7.16 Perda de Carga Escoamento Bifásico de Propano
Regime Borbulhante / Simulações x Medições Experimentais / Tubo 10"**



○ Experimental △ Mod.Homogêneo Ajuste_Exp. Ajuste_MH

Temperatura Ponto-C: De 18,2 a 21,4 °C
Extensão do tubo [trecho de testes] = 990 m

Pressão medida no ponto	kPa		kgf . cm ⁻²	
	Entrada (ponto-B)	Saída (ponto-D)	1019,9 à 1147,4	10,4 à 11,7
			941,4 à 990,5	9,6 à 10,1

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

Os valores obtidos nas simulações para parcela da perda de carga devido a aceleração resultaram superiores aos inicialmente calculados com o modelo de fases separadas, entretanto ainda são valores pequenos comparados ao ΔP_{Total} .

Tabela 7.10 Perda de Carga devido a Aceleração do Escoamento

Regime Borbulhante Nº Medição	$\Delta P_{\text{ACELERAÇÃO}}$ [Pa]	
	Modelo Fases Separadas e RK4	Modelo Homogêneo e MDF
11	47,1	1011,1
12	52,9	1185,6
13	69,6	1385,7
14	66,7	1465,1
15	61,8	1514,1
16	51,0	1687,7
17	56,9	1782,8
18	28,4	553,1
19	30,4	561,9
20	32,3	680,6
21	28,4	742,4
22	33,3	800,2
23	43,1	965,0
24	24,5	1131,7
25	37,3	1355,3
26	47,1	1427,8
27	63,7	1433,7
28	74,5	2008,4
29	56,9	2095,7
30	17,7	521,7
31	29,4	1154,2
32	31,4	1261,1
33	47,1	1877,0
34	15,7	657,0
35	45,1	2036,8
36	42,2	2159,4

O maior valor obtido para $\Delta P_{\text{aceleração}}$ é inferior à 2 % do ΔP_{Total} da simulação correspondente (medição nº 36), valor que pode ser considerado desprezível.

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

A tabela 7.11 apresenta as comparações, em termos de diferenças¹ percentuais, entre os valores das medições experimentais e aqueles obtidos nas simulações numéricas, para os ΔP_{TOTAL} e ΔT_{TOTAL} , no regime borbulhante.

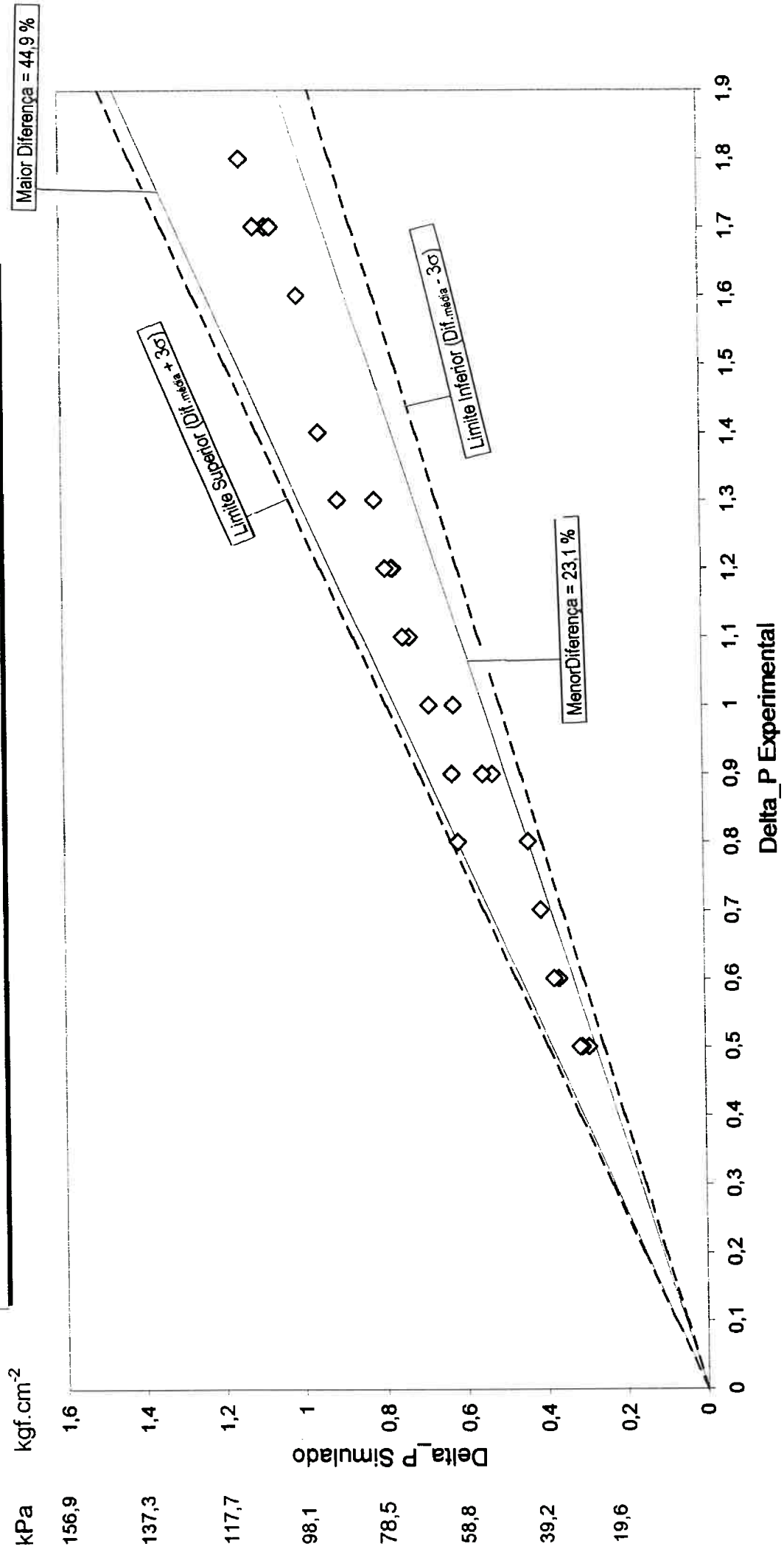
Tabela 7.11 Quadro das Diferenças – Escoamento Borbulhante – MH

Nº Medição	Diferença [%] no $\Delta P_{bifásico}$ Simulado x Medição Experimental	Diferença [%] na Temperatura T_E Simulado x Medição Experimental
11	[38,6]	2,0
12	[37,6]	4,0
13	[32,0]	2,5
14	[34,3]	4,5
15	[37,4]	5,6
16	[30,6]	5,1
17	[32,1]	5,6
18	[38,2]	[1,9]
19	[37,2]	[0,5]
20	[37,0]	[1,9]
21	[41,3]	[0,9]
22	[44,9]	[1,4]
23	[41,2]	[1,4]
24	[23,1]	2,9
25	[33,5]	0,5
26	[35,8]	0
27	[35,6]	[0,9]
28	[37,2]	[0,9]
29	[34,7]	0
30	[41,4]	[3,3]
31	[30,1]	[0,5]
32	[31,6]	[4,6]
33	[37,5]	0,4
34	[39,0]	[1,3]
35	[36,4]	0
36	[36,5]	[0,9]
Valor Médio das Diferenças	[35,9 %] (com $\sigma = 4,4$ %)	2,5 % (com $\sigma = 2,2$ %) [1,6 %] (com $\sigma = 1,2$ %)

A figura 7.17 ilustra graficamente a relação entre os resultados simulados e as respectivas medições experimentais, para ΔP_{TOTAL} .

¹Os colchetes indicam quanto percentualmente o valor simulado é menor que a medição experimental.

**Figura 7.17 Perda de Carga Total / Escoamento Bifásico de Propano / Regime Borbulhante
Correlação de Churchill Modificada / Modelo Homogêneo / Tubo 10"**



Fluxo de Massa: De 325 à 675 kg/m².s
 Temperatura Ponto-C: De 18,2 à 21,4 °C
 L_{tubo} = 990 m

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

A análise dos resultados da tabela 7.11 mostra que a adoção do modelo homogêneo resulta em valores menores para a perda de carga no regime borbulhante, comparativamente aos obtidos com o modelo de fases separadas. Este resultado está coerente com HEWITT (1978) apud HESTRONI (1982): “ *O modelo homogêneo tende a subestimar o valor da perda de carga devido ao atrito, apresentando melhores resultados para elevados valores do fluxo de massa*”.

Segundo WHALLEY (1996) o modelo homogêneo para o escoamento bifásico fornece melhores resultados no cálculo da perda de carga devido ao atrito nas seguintes condições:

$$\frac{\rho_L}{\rho_G} < 10 \quad e \quad G > 2000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ s}} \quad (7.11)$$

No presente trabalho, as medições experimentais e as correspondentes simulações numéricas ocorreram nos intervalos:

$$22,4 < \frac{\rho_L}{\rho_G} < 25,6 \quad e \quad 270 < G < 700 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ s}} \quad (7.12)$$

Os valores calculados para a fração de vazio no modelo homogêneo, expressão (6.87), resultaram maiores que seus correspondentes no modelo de fases separadas, expressão (6.56).

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

O valor da fração de vazio tem influência no cálculo da viscosidade dinâmica da mistura. A correlação de McAdams et al (1942), expressão (6.86), rearranjada em conjunto com a expressão (6.87) permite avaliar a variação dessa viscosidade, na forma:

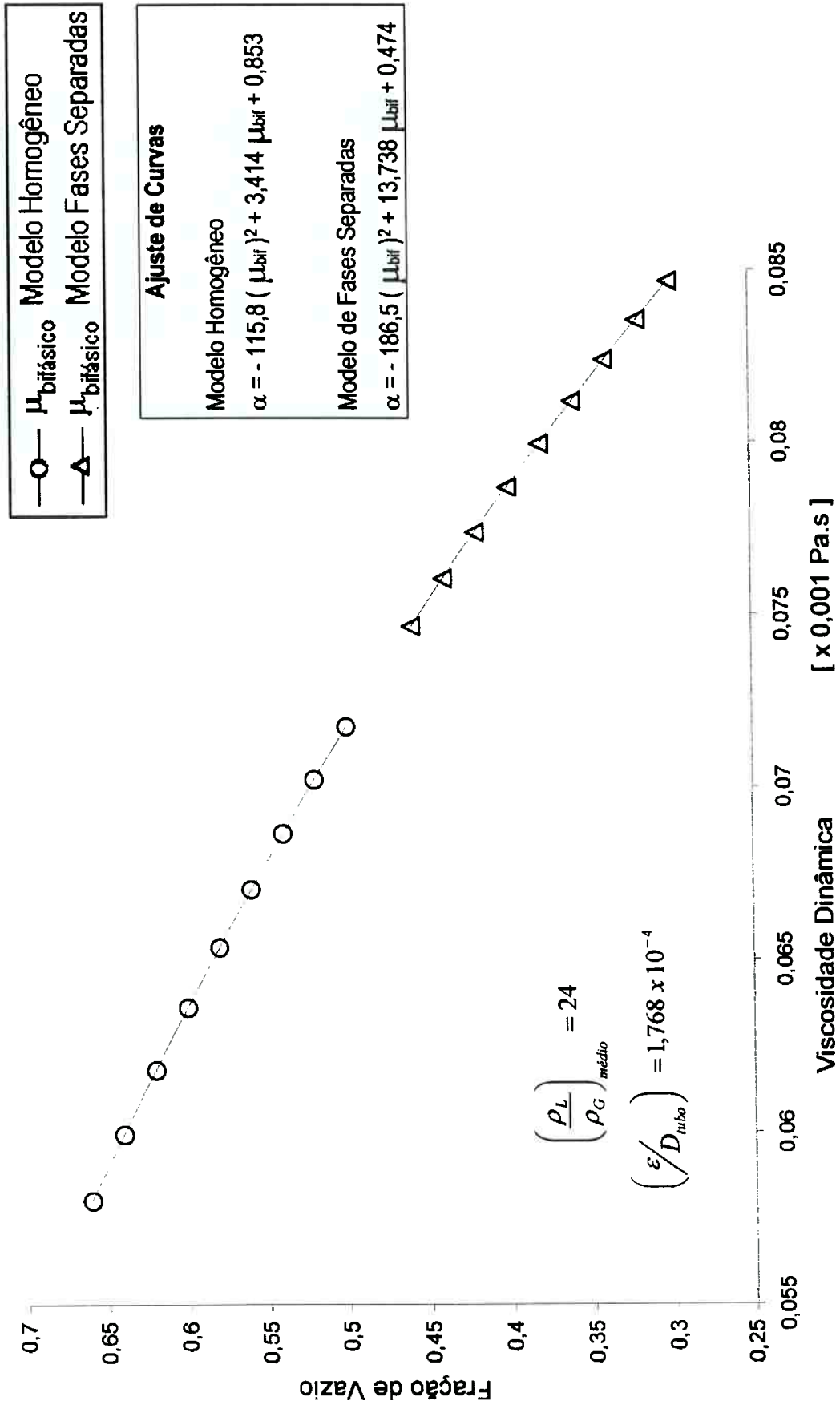
$$\frac{1}{\mu_{bif}} = \left[\frac{1}{1 + \frac{1-\alpha}{\alpha} \frac{\rho_L}{\rho_G}} \right] \cdot \left[\frac{(1-\alpha) \frac{\rho_L}{\rho_G}}{\alpha \cdot \mu_L} + \frac{1}{\mu_G} \right] \quad (7.13)$$

A figura 7.18 apresenta o ajuste de curva da função “ $\mu_{bif} = f(\alpha)$ “ para os dois modelos de escoamento bifásico adotados nas simulações, onde verifica-se que o aumento da fração de vazio reduz a viscosidade dinâmica da mistura em ambos os casos, para a mesma razão entre as massas específicas das fases líquida e gasosa.

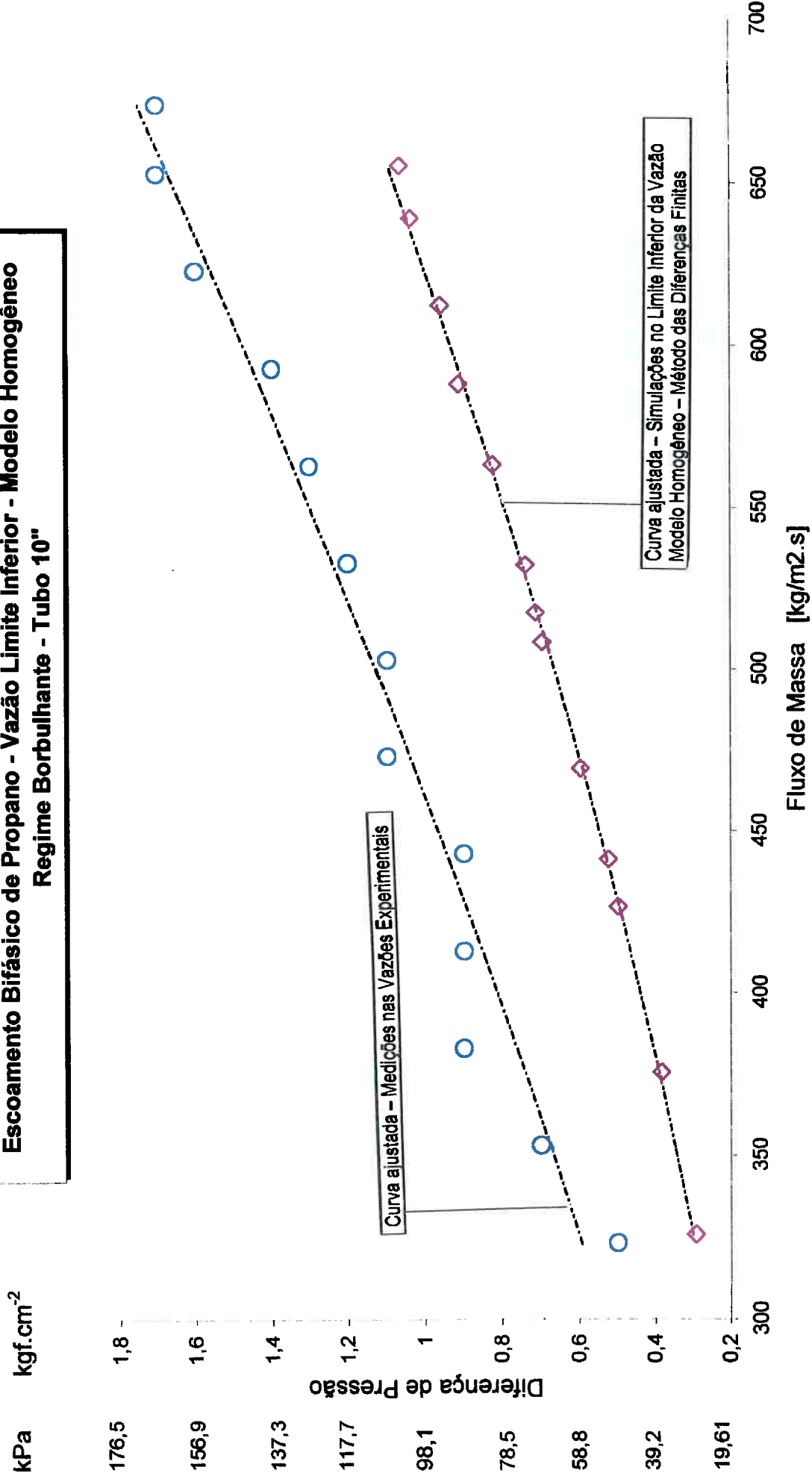
A redução da viscosidade dinâmica da mistura acarreta o aumento do número de Reynolds bifásico, expressão (6.85), para o mesmo fluxo total de massa e diâmetro da tubulação.

O aumento do número de Reynolds bifásico acarreta a redução do fator de atrito calculado com auxílio das expressões de (6.81) à (6.84), para o mesmo valor da rugosidade relativa “ ε/D “.

Figura 7.18 Variação da Viscosidade Dinâmica da Mistura Bifásica com a Fração de Vazio



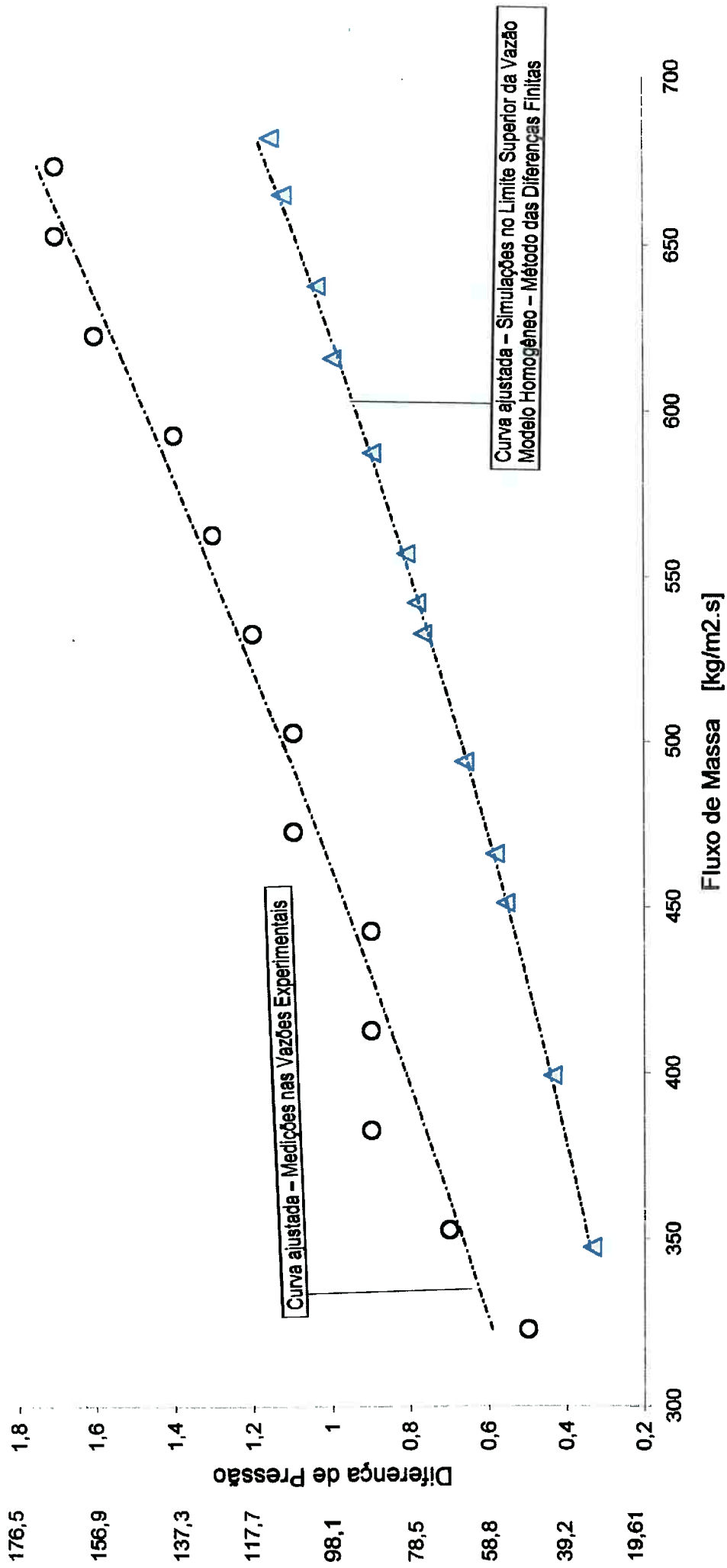
**Figura 7.19 Perda de Carga com Incertezas Associadas à Medição da Vazão Total
Escoamento Bifásico de Propano - Vazão Limite Inferior - Modelo Homogêneo
Regime Borbulhante - Tubo 10"**



Extensão do tubo = 990m
 ΔP_{Aritio} = Correlação de CHURCHILL Modificada
 Fluxos = De 310 à 670 kg/m²s

**Figura 7.20 Perda de Carga com Incertezas Associadas à Medição da Vazão Total
Escoamento Bifásico de Propano - Vazão Limite Superior - Modelo Homogêneo
Regime Borbulhante - Tubo 10"**

kPa kgf.cm^{-2}



Extensão do tubo = 990m
 ΔP_{Atrito} = Correlação de CHURCHILL Modificada
 Fluxos = De 320 à 680 $\text{kg/m}^2\text{s}$

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

Como resultado final tem-se a redução do valor da perda de carga bifásica devido ao atrito. Em resumo: $\alpha \uparrow$ $\mu_{bif} \downarrow$ $Re_{bif} \uparrow$ $f_{bif} \downarrow$ $\Delta P_{atrito} \downarrow$ para os mesmos “ G , D , ε/D e ρ_L/ρ_G ”.

As incertezas associadas à medição de vazão, conforme descritas no item 5.7 do capítulo 5, demandaram novas avaliações para a perda de carga total e a elevação da temperatura, considerando nos cálculos os fluxos de massa em seus “ *limites máximo e mínimo* ” para as fases líquida e gasosa.

As tabelas III.5 e III.6 do anexo-III apresentam os resultados obtidos com as novas simulações, e as figuras 7.19 e 7.20 os gráficos correspondentes com suas curvas de ajuste. Os intervalos entre vazões máximas e mínimas estão indicadas nas figuras. A tabela 7.12 apresenta o resumo dos resultados.

Tabela 7.12 Quadro das diferenças com incertezas associadas a vazão

Diferença média [%] no $\Delta P_{bifásico}$ Simulado x Medição Experimental		Diferença média [%] na Temperatura Final $\rightarrow T_E$ Simulado x Medição Experimental	
no limite máximo	no limite mínimo	no limite máximo	no limite mínimo
[32,5]	[38,8]	[0,7]	[0,9]
		2,4	2,4
$\sigma = 3,5$	$\sigma = 7,4$	[$\sigma = 0,3$]	[$\sigma = 0,3$]
		$\sigma = 2,3$	$\sigma = 2,4$

As diferenças médias entre valores “ *simulados e experimentais* ” obtidas com o modelo homogêneo devido as incertezas nas medições das

¹Os colchetes na tabela 7.12 indicam quanto o valor médio do $\Delta P_{simulado}$ é menor que a correspondente medição experimental, dentro dos limites máximo e mínimo das vazões de cada uma das fases.

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

vazões de escoamento das fases líquida e gasosa, na determinação da perda de carga total e na elevação da temperatura no ponto-E, figura 5.2, resultaram superiores àquelas obtidas para com o modelo de fases separadas.

7.3 RESULTADOS, ANÁLISE e COMENTÁRIOS - *Process Designer*[®]

Foram realizadas trinta e seis simulações numéricas utilizando o simulador **DP2_XY** da empresa “ *Process Associates of America* “. Essa rotina computacional é parte do programa integrado para engenharia de processos denominado “*Process Designer*[®]“, e foi obtida na rede mundial de computadores¹ durante os trabalhos de pesquisa bibliográfica. Os dados de entrada são os mesmos utilizados para as simulações com os modelos anteriores.

A tabela 7.13 apresenta as primeiras diferenças entre os resultados obtidos com o simulador **DP2_XY** e aqueles correspondentes às simulações com o programa **C3H8BIF**, e estão relacionadas ao regime de escoamento.

Tabela 7.13 Diferenças na determinação do regime de escoamento

Simulador →		C3H8BIF	DP2_XY
Regime determinado	Batelado	1 à 10	1,2,3,4,7,10,18 e 30
	Borbulhante	11 à 36	5,6,8,9,11 à 17, 19 à 29, 31 à 36
Número seqüencial das simulações referenciados na tabela 7.14			

¹ Process Associates of America: www.processassociates.com

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

As diferenças na determinação do regime de escoamento, entre os simuladores C3H8BIF e DP2_XY, se deve ao uso pelo primeiro das aproximações de YAMASHIRO et al (1986) na divisão do Mapa de Baker em oito regiões, conforme apresentado através das correlações (4.92) à (4.99), enquanto que a rotina do “*Process Designer*®” trabalha com o ajuste de curvas originalmente proposto por Baker.

A rotina¹ realiza os cálculos da perda de carga total com base na parcela referente ao gradiente de pressão devido ao atrito. O gradiente de pressão devido a aceleração do escoamento não compõe o simulador DP2_XY. A tabela 7.14 mostra o resumo dos resultados das simulações.

A tabela 7.15 apresenta as diferenças calculadas entre os valores simulados e as medições experimentais da perda de carga. O valor médio dessas diferenças resultou maior que aquele referente às simulações com o modelo de escoamento bifásico com fases separadas².

¹A versão disponível do DP2_XY não realiza simulações numéricas para cálculo da elevação da temperatura.

²A “*Process Associates of America*” não informa qual o modelo de escoamento é utilizado no seu simulador.

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

Tabela 7.14 Quadro resumo dos resultados – Simulador DP2_XY

Nº Simulação	$\Delta P_{\text{Bifásico}}$ kPa (kgf/cm ²)		Nº Simulação	$\Delta P_{\text{Bifásico}}$ kPa (kgf/cm ²)	
	Valor Experimental $P_B - P_D$	Valor Simulado DP2_XY		e	Valor Experimental $P_B - P_D$
Regime			Regime		
1 batelado	19,6 (0,2)	14,9 (0,15)	19 borbulhante	49,0 (0,5)	44,6 (0,46)
2 batelado	29,4 (0,3)	16,1 (0,16)	20 borbulhante	58,8 (0,6)	51,7 (0,53)
3 batelado	19,6 (0,2)	15,2 (0,15)	21 borbulhante	68,6 (0,7)	54,2 (0,55)
4 batelado	29,4 (0,3)	15,6 (0,16)	22 borbulhante	78,5 (0,8)	57,3 (0,58)
5 borbulhante	29,4 (0,3)	38,1 (0,39)	23 borbulhante	88,3 (0,9)	65,9 (0,67)
6 borbulhante	29,4 (0,3)	39,3 (0,40)	24 borbulhante	78,5 (0,8)	62,9 (0,64)
7 batelado	19,6 (0,2)	38,1 (0,39)	25 borbulhante	107,9 (1,1)	77,8 (0,79)
8 borbulhante	29,4 (0,3)	39,3 (0,40)	26 borbulhante	117,7 (1,2)	88,8 (0,91)
9 borbulhante	29,4 (0,3)	39,3 (0,4)	27 borbulhante	117,7 (1,2)	93,7 (0,96)
10 batelado	19,6 (0,2)	39,3 (0,40)	28 borbulhante	166,7 (1,7)	122,4 (1,25)
11 borbulhante	88,3 (0,9)	68,6 (0,70)	29 borbulhante	166,7 (1,7)	121,5 (1,24)
12 borbulhante	98,1 (1,0)	77,4 (0,79)	30 batelado	49,9 (0,5)	17,2 (0,17)
13 borbulhante	107,9 (1,1)	86,7 (0,88)	31 borbulhante	88,3 (0,9)	74,1 (0,76)
14 borbulhante	117,7 (1,2)	91,8 (0,94)	32 borbulhante	98,1 (1,0)	75,8 (0,77)
15 borbulhante	127,5 (1,3)	96,8 (0,99)	33 borbulhante	156,9 (1,6)	112,1 (1,14)
16 borbulhante	127,5 (1,3)	96,5 (0,98)	34 borbulhante	58,8 (0,6)	48,6 (0,49)
17 borbulhante	137,3 (1,4)	98,6 (1,00)	35 borbulhante	166,7 (1,7)	122,8 (1,26)
18 batelado	49,0 (0,5)	17,8 (0,18)	36 borbulhante	176,5 (1,8)	127,6 (1,30)

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

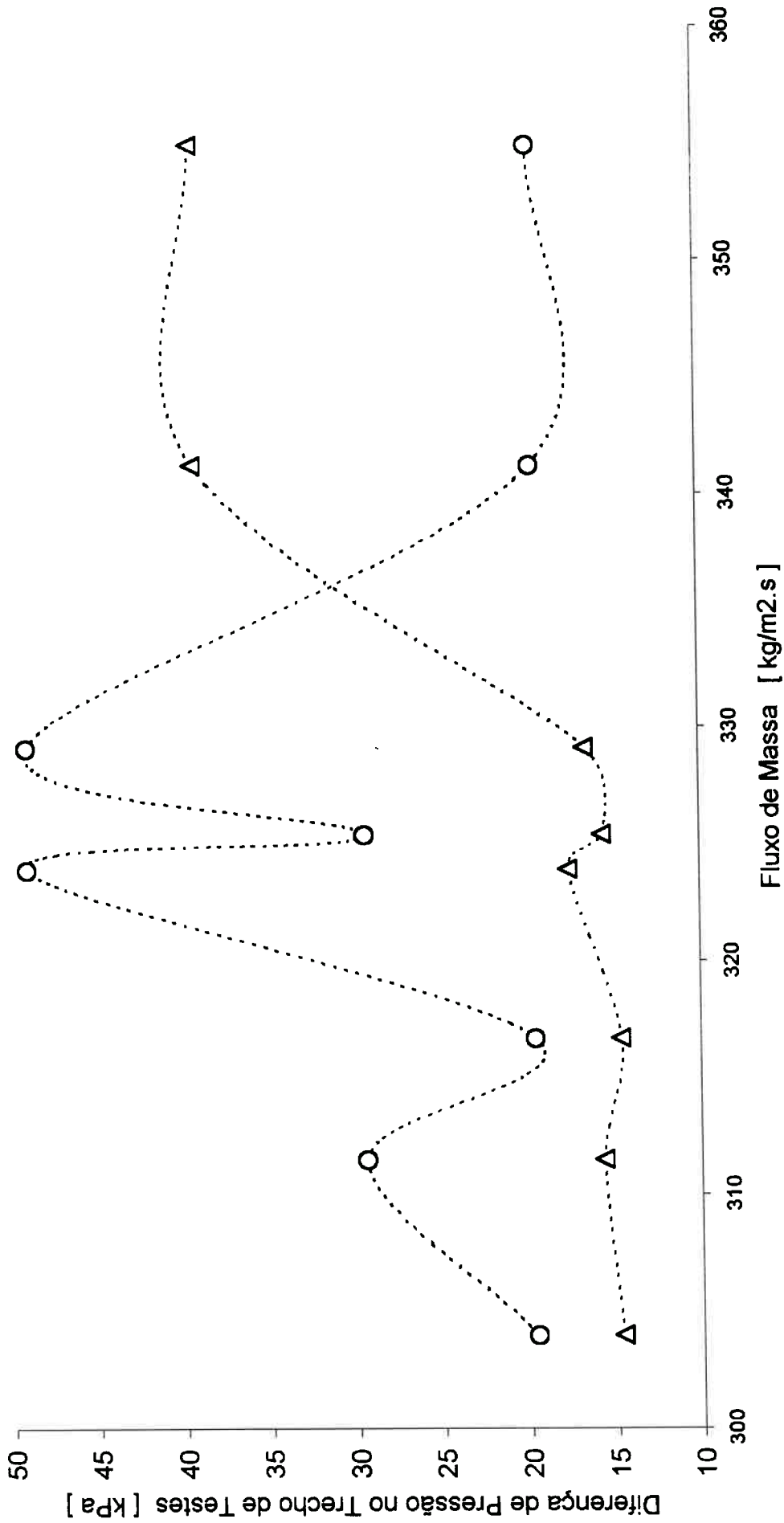
Tabela 7.15 Quadro das diferenças com o simulador DP2_XY

Regime de Escoamento		Diferença [%] $\Delta P_{\text{bifásico}}$ Simulado x Medição Experimental		Regime de Escoamento		Diferença [%] $\Delta P_{\text{bifásico}}$ Simulado x Medição Experimental	
Nº Simulação				Nº Simulação			
Batelado ↓	1	[24,0]		Borbulhante ↓	20	[12,1]	
	2	[45,2]			21	[21,0]	
	3	[22,4]			22	[27,0]	
	4	[46,9]			23	[25,4]	
	7	94,4			24	[19,9]	
	10	100,5			25	[27,9]	
	18	[63,7]			26	[24,6]	
	30	[65,5]			27	[20,4]	
					28	[26,6]	
					29	[27,5]	
Borbulhante ↓	5	29,6		31	[16,1]		
	6	33,7		32	[22,7]		
	8	33,7		33	[28,6]		
	9	33,7		34	[17,3]		
	11	[22,3]		35	[26,3]		
	12	[21,1]		36	[27,7]		
	13	[19,6]					
	14	[22,0]					
	15	[24,1]					
	16	[24,3]					
17	[28,2]						
19	[9,0]						
Valor médio das diferenças %	Regime Borbulhante			Regime Batelado			
	Simulado < Experimental	Simulado > Experimental		Simulado < Experimental	Simulado > Experimental		
	[22,5 com $\sigma=5,3$]	32,5 com $\sigma=1,7$		[45,6 com $\sigma=5,3$]	97,5 com $\sigma=3,5$		

Os valores médios das diferenças na perda de carga total, entre as simulações numéricas e os correspondentes registros operacionais, resultaram maiores que os obtidos com o modelo de fases separadas. Os resultados apresentados na tabela 7.14 estão ilustrados graficamente nas figuras 7.21 e 7.22 a seguir.

¹O colchete na tabela 7.15 indica quanto percentualmente o valor simulado é menor que o correspondente experimental.

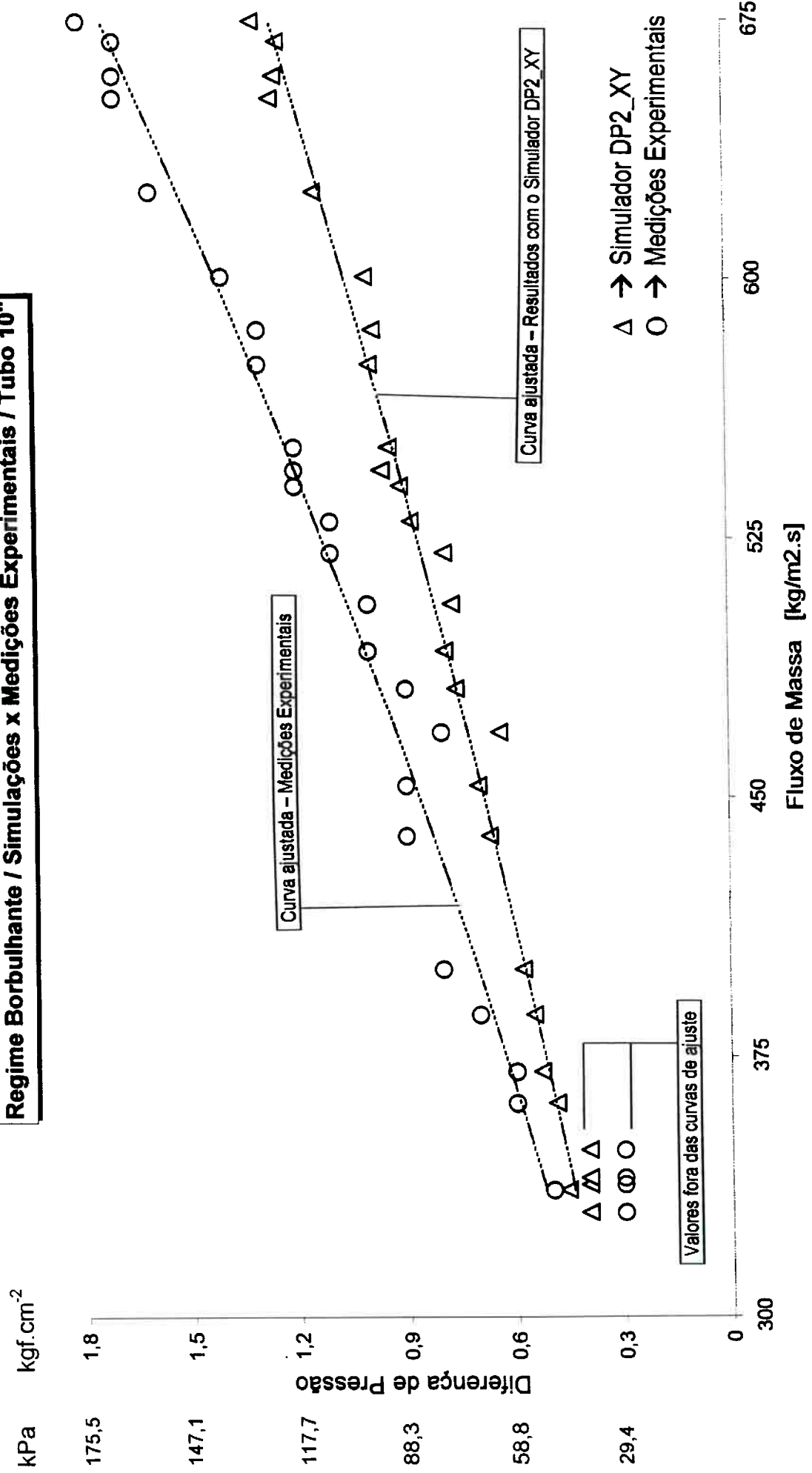
Figura 7.21 Perda de Carga / Regime Batelado / Tubo 10"



---Δ--- Simulador DP2_XY ---O--- Medição Experimental

Temperatura na Entrada Ponto-C: de 18,1 à 20,1 °C
 Pressão na Entrada Ponto-B: de 1000 à 1040 kPa
 Extensão do Trecho de testes = 990 m

**Figura 7.22 Perda de Carga Escoamento Bifásico de Propano
Regime Borbulhante / Simulações x Medições Experimentais / Tubo 10"**



Extensão do tubo = 990 m
 Medição Experimental da Pressão:
 Ponto-B entrada : 1019,9 à 1147,4 kPa
 Ponto-D saída : 941,9 à 990,5 kPa

Simulador DP2_XY
 (Process Designer)

Capítulo 7 – Simulações Numéricas, Análise dos Resultados e Comentários

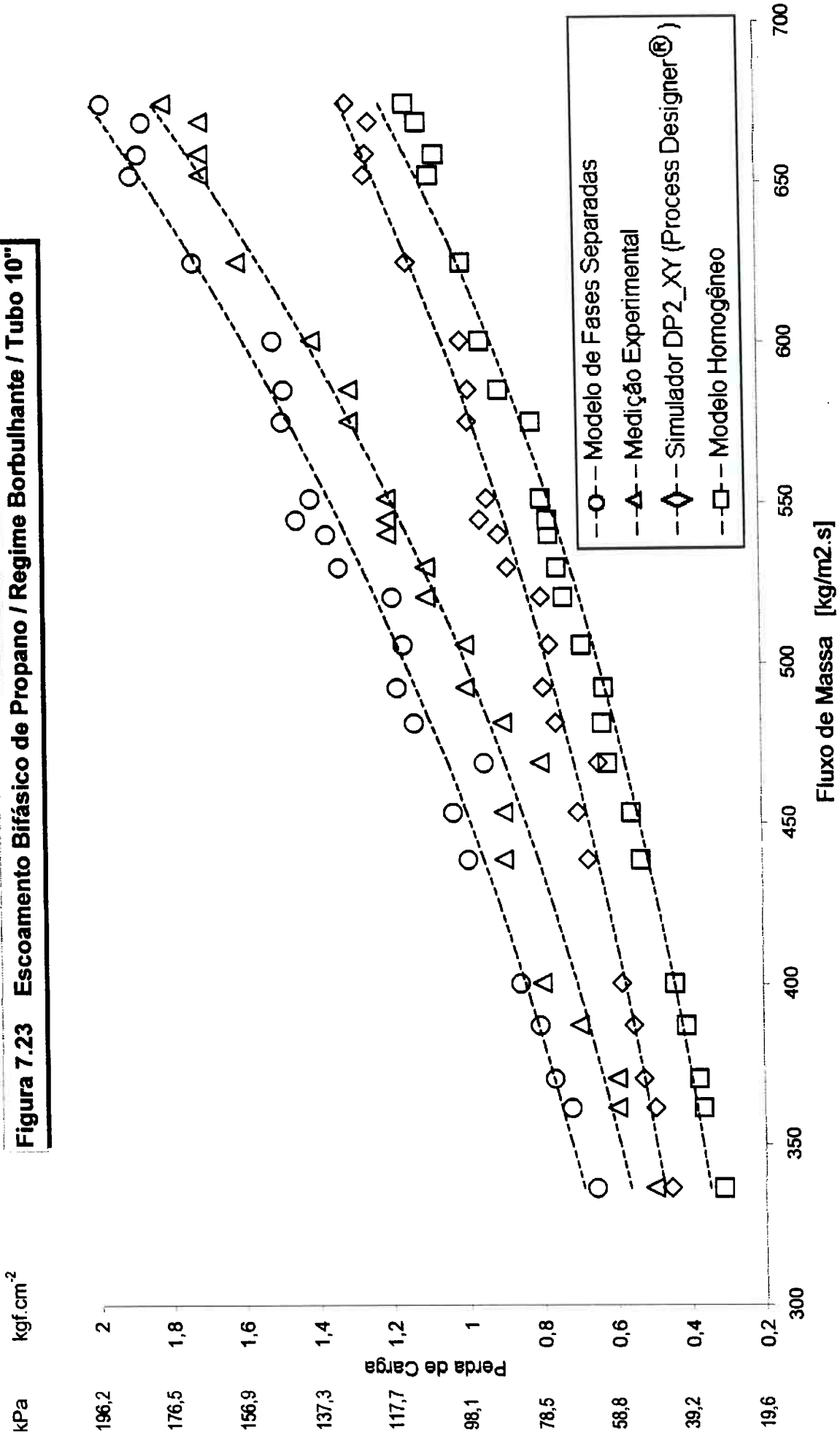
7.4 AJUSTE GERAL DE CURVAS

A figura 7.23 apresenta o conjunto de curvas ajustadas referentes aos valores obtidos com as simulações numéricas via C3H8BIF e DP2_XY, no regime borbulhante.

Essas curvas já foram apresentadas nos itens anteriores porém separadamente, sempre em comparação às medições experimentais.

Em resumo aos comentários apresentados registra-se que o modelo de fases separadas é o que resultou em menores diferenças entre os valores simulados e experimentais da perda de carga total, para o mesmo fluxo de massa. Nesse modelo os valores simulados mostram-se sempre maiores que os experimentais, enquanto no modelo homogêneo, assim como com o simulador DP2_XY, apresentam-se sempre menores.

Figura 7.23 Escoamento Bifásico de Propano / Regime Borbulhante / Tubo 10"



Fluxo de Massa [kg/m2.s]

Medição Experimental	Pressão	Entrada no trecho de testes		Saída do trecho de testes	
		Ponto-B	Ponto-C	Ponto-D	Ponto-E
Experimental	Temperatura	1019,9 à 1147,4 kPa	18,2 à 21,4 °C	941,4 a 990,5 kPa	19,6 à 22,4 °C
		10,4 à 11,7 kgf.cm ⁻²		9,6 à 10,1 kgf.cm ⁻²	

Extensão do trecho de testes = 990 m

Capítulo 8

CONCLUSÕES

No presente trabalho a modelagem matemática e o desenvolvimento de um simulador numérico com utilização de dois métodos computacionais permitiram calcular a perda de carga e a elevação da temperatura no escoamento bifásico de propano, modelos homogêneo e de fases separadas. E ainda, apoiando-se nas instalações industriais do Terminal Marítimo de Alemoa-Santos/SP, da Petrobras, foi possível realizar medições de pressão, vazão e temperatura, durante as operações reais de transferência desse produto, constituindo-se na parte experimental desta tese.

Assim foram gerados os bancos de dados apresentados nos capítulos 5 e 7, com os valores experimentais e simulados, para os escoamentos nos regimes batelado e borbulhante, com fluxo de massa variando no intervalo de 270 à 700 kg/m².s, em tubo na posição horizontal, de 990 metros de extensão e diâmetro interno igual à 254,5 milímetros.

Os resultados obtidos e as análises desenvolvidas e apresentadas no capítulo 7, tiveram como objetivo principal a verificação da aplicabilidade dos modelos de escoamento bifásico, MH e MFS, com os respectivos procedimentos computacionais, MDF e RK4, baseado na solução numérica das equações da continuidade, quantidade de movimento e energia.

Capítulo 8 – Conclusões

Os resultados teóricos obtidos com as simulações numéricas foram comparados com as medições experimentais de campo, permitindo a geração de gráficos que auxiliaram na interpretação desses resultados.

As simulações que resultaram em escoamento no regime batelado apresentaram diferenças elevadas entre os valores teóricos e experimentais. Nestes casos a impossibilidade de realização de medições experimentais com diversas condições de entrada (P , T , M_L e M_G), devido às questões ligadas à segurança das instalações do Terminal da Petrobras, não permitiu a obtenção de um número suficiente de dados para uma avaliação adequada do escoamento. Os resultados assim apresentados devem ser tratados com cautela, não sendo recomendada sua utilização generalizada.

As medições experimentais e simulações numéricas que resultaram em escoamento bifásico no regime borbulhante foram consideradas suficientes para o desenvolvimento dos trabalhos. Entretanto, os resultados devem ser tratados e utilizados de acordo com as hipóteses gerais de cada um dos modelos adotados.

O modelo de escoamento bifásico de fases separadas foi aquele que apresentou menor diferença média percentual entre os resultados experimentais e os obtidos nas simulações numéricas.

Capítulo 8 – Conclusões

No modelo de escoamento com fases separadas os ajustes das curvas que representam as variações da perda de carga unitária com o fator de atrito bifásico e com o fluxo de massa da mistura, permitiram gerar correlações para os cálculos estimativos dessas variáveis. As expressões são de aplicação limitada as condições de contorno indicadas em cada situação, porém de uso prático para acompanhamento das operações de descarga de navios propaneiros no Terminal da Petrobras em Santos – Estado de São Paulo.

Nas rotinas computacionais foram utilizadas correlações empíricas para os cálculos da perda de carga e da transferência de calor. Assim, estão inclusas no programa C3H8BIF as correlações de Dukler et al., Friedel e Churchill Modificada, para o gradiente de pressão devido ao atrito, e a correlação de Davis et al. para a determinação do coeficiente de película bifásico, $h_{bifásico}$.

A correlação de Friedel mostrou-se inadequada para esta aplicação em particular, pois as simulações realizadas com essa opção resultaram em diferenças elevadas, na ordem de 30 vezes, comparativamente aos resultados experimentais.

Os melhores resultados, isto é, aqueles que apresentaram menores diferenças médias comparativamente as medições experimentais, foram obtidos com o uso da correlação de Dukler et al. em conjunto com a de

Capítulo 8 – Conclusões

Davis et al., no modelo de escoamento bifásico com fases separadas.

Os cálculos do gradiente de pressão devido a aceleração do escoamento e da elevação de temperatura no modelo de fases separadas, utilizaram, adicionalmente às equações de conservação, a equação de estado de Peng-Robinson. Equações constitutivas deram suporte para as estimativas dos valores das propriedades do propano, permitindo ao programa C3H8BIF rodar as simulações com apenas os dados de entrada das pressões, temperaturas, vazões, massas específicas e viscosidades dinâmicas das fases líquida e gasosa.

No modelo homogêneo o trabalho realizado foi semelhante, porém utilizando a equação de estado de Lee-Kesler e como procedimento computacional o método das diferenças finitas.

As simulações numéricas mostraram que a parcela da perda de carga devido a aceleração do escoamento é de pequena ordem, tanto no modelo homogêneo quanto no de fases separadas, nos regimes batelado e borbulhante, e pode ser desprezada¹ no cálculo da perda de carga total.

¹HESTRONI (1982) e WHALLEY (1996): “A parcela da perda de carga devido a aceleração do escoamento é de pequena ordem nos regimes batelado e borbulhante quando não ocorrem grandes variações de temperatura, contudo não é desprezível no regime anular”.

Capítulo 8 – Conclusões

A diferença média percentual encontrada para a perda de carga total, entre os valores simulados e seus correspondentes experimentais, para ambos os modelos de escoamento bifásico, situam-se em ordem de grandeza semelhantes aos resultados obtidos e publicados por outros pesquisadores. Entretanto, ainda está elevada para ser considerada como bom resultado que permita a generalização da aplicação e dos procedimentos de cálculo.

Os procedimentos utilizados ao longo do desenvolvimento desta tese, ou seja, cálculos teóricos via simulações computacionais e medições experimentais com instrumentação industrial, são caminhos adequados para o trabalho nessa área, considerando que podem ser introduzidas melhorias nos seus desenvolvimentos. Um exemplo é a substituição do cálculo estimativo da fração de vazio pela sua efetiva medição local, contribuindo para o melhor ajuste do modelo matemático às reais condições do escoamento.

O simulador DP2_XY, que está disponível na rede mundial de computadores, deve ser utilizado somente como ferramenta para uma avaliação inicial do escoamento. Os resultados teóricos com uso desse simulador revela um comportamento semelhante ao apresentado pelos resultados obtidos com o modelo homogêneo inserido no programa C3H8BIF,

Capítulo 8 – Conclusões

“*subestimando*” o valor da perda de carga total. Assim, deve-se ter cautela na utilização da atual versão do programa na forma como está disponível na página da “*Process Associates of America*”.

No presente trabalho foram encontradas dificuldades para inclusão e análise de todas as condições que envolvem o problema do escoamento bifásico de propano no Terminal da Petrobras em Santos-SP. Nos equacionamentos dos modelos não foi possível considerar, ao mesmo tempo, todas as variáveis presentes no processo. Essa situação foi responsável em parte pelas diferenças observadas entre os valores simulados e experimentais, e dificultou a emissão de parecer sobre seus resultados.

As principais dificuldades encontradas ao longo do desenvolvimento do presente trabalho estão ligadas aos fenômenos e as estruturas que envolvem o escoamento bifásico, as características relativas às instalações onde foi realizada a parte experimental e o aspecto operacional das medições, sendo:

1. ***O regime de escoamento:*** O regime presente no escoamento bifásico pode variar com o tempo e com a posição ao longo do duto, como resultado a diferença de pressão entre dois pontos também varia continuamente. O valor da pressão na saída da seção de testes obtido por simulação numérica não considerou a flutuação com o tempo;

Capítulo 8 – Conclusões

2. **As correlações empíricas:** As simulações numéricas envolveram o uso de correlações empíricas em conjunto com as equações de conservação e a equação de estado. Originárias de experimentos, essas correlações carregam incertezas difíceis de serem delineadas e eliminadas quando em aplicação específica, como neste caso de propano e seu próprio vapor;
3. **A fração de vazio:** As incertezas nos resultados aumentam com o uso de valores calculados para a fração de vazio, em detrimento de um procedimento de medição local. No presente trabalho não foi possível realizar medições das frações de vazio na parte experimental devido a inexistência de equipamentos e instrumentação adequados para tal;
4. **A viscosidade dinâmica da mistura:** As expressões utilizadas para o cálculo da viscosidade dinâmica sofre forte influência do valor da fração de vazio, como consequência direta o cálculo da perda de carga total também é afetado. Os erros nas estimativas da fração de vazio se propagam e acarretam os desvios nos resultados finais;
5. **As fontes de erros associados aos cálculos teóricos:** As expressões teóricas oriundas de ajustes de curvas à partir de dados experimentais, como a expressão de Davis et al. para o coeficiente de película bifásico, podem originar desvios nos valores finais simulados devido as dificuldades

Capítulo 8 – Conclusões

- em reproduzir integralmente, nas instalações do Terminal da Petrobras, as condições de validade da(s) expressão(ões) utilizada(s);
6. **As medições experimentais:** Os erros não detectados nas medições locais de pressão, temperatura e vazão, devido a indisponibilidade de melhores condições instrumentais e operacionais, contribuíram em parte nos desvios entre experimento e simulação;
 7. **As correlações específicas:** As correlações de Dukler et al. e Churchill modificada, para o cálculo da perda de carga por atrito, nos modelos de fases separadas e homogêneo respectivamente, foram desenvolvidas e são indicadas como de uso geral para os escoamentos bifásicos em tubos horizontais, não considerando o regime escoamento, o que colaborou para os desvios nos resultados simulados no caso específico do propano;
 8. **As hipóteses gerais dos modelos:** As ocorrências de desvios entre as hipóteses gerais utilizadas nos equacionamentos de cada um dos modelos adotados, e as reais condições obtidas nos testes e medições experimentais;
 9. **As condições operacionais:** As condições presentes em cada uma das operações reais de transferências de propano, dos Navios para as esferas do Terminal em terra, não foram, e não são sempre as mesmas, dificultando a

Capítulo 8 – Conclusões

seleção adequada das vazões e pressões na condução das medições experimentais. Dificuldades em reproduzir as mesmas condições de escoamento de uma para outra medição experimental;

10. **A limitação da instrumentação de campo¹** : Os instrumentos de medição local utilizados nas medições de pressão, temperatura e vazão forneceram resultados com indicações digitais até uma casa depois da vírgula e com oscilações contínuas, dificultando a leitura e definição dos valores medidos nos pontos B, C, D e E, figura 5.2;

11. **Os registros gráficos das pressões:** Os exemplos de registros gráficos apresentados no anexo IV dão visão das dificuldades encontradas em adotar um valor como sendo aquele efetivamente representativo da pressão no ponto²;

12. **A limitação operacional dos equipamentos:** A limitação de capacidade do soprador da fase vapor de propano, motocompressor na figura 5.1, restringiu a vazão máxima de injeção no trecho de testes em 1,63 m³/s,

¹Os valores das pressões e vazões nas operações de transferência bordo-terra são influenciados pelas condições de momento nas esferas (composição do produto pré-existente, espaço disponível, temperatura, tipo de operação em curso, temperaturas do líquido e do vapor.). A pressão no ponto-C, figura 5.2, também é função das características das motobombas de bordo dos navios (que não são necessariamente iguais de um para outro navio), e do alinhamento selecionado para o escoamento do propano.

²As operações são supervisionadas em tempo real com suporte do programa “REALFLEX®”. O recurso de visualização dos históricos de variação das pressões e vazões, permitem obter através desse programa os valores médios dentro dos intervalos de tempo desejados.

Capítulo 8 – Conclusões

que adicionada as limitações impostas nas vazões da fase líquida pelas motobombas dos navios, para esse mesmo trecho, resultou num intervalo estreito para a variação do título da mistura, sendo: $0,04 < x_{\text{mistura}} < 0,1$. Essa limitação impôs uma redução na abrangência dos testes operacionais.

Em síntese, os resultados obtidos no presente trabalho podem ser melhorados com a atenuação, ou mesmo a eliminação das dificuldades citadas.

Na prática serão necessários:

1. O investimento de empresas interessadas em adquirir conhecimento na área de escoamento bifásico em tubos de grande diâmetro, com a construção de instalações para testes experimentais equipadas com recursos instrumentais de medição e controle, com máquinas de fluxo adequadamente selecionadas, com instrumentação específica para medição local da fração de vazio e identificação dos regimes de escoamento, com dispositivos adequados para a prevenção de acidentes¹ e treinamento de pessoal para operação segura das instalações de testes com hidrocarbonetos;
2. O desenvolvimento de correlações empíricas para cada tipo de regime de escoamento à partir das medições experimentais com propano ou outro

¹ Sistemas e equipamentos de combate à incêndios, dispositivos para alívio de sobrepressões, dispositivos para desligamento automático de máquinas de fluxo e bloqueio de eventuais vazamentos, reservatórios para contenção e armazenamento de hidrocarbonetos, tocha para queima do gás, sinalização para controle e alerta de situações não-conformes resultantes de condições anormais de operação.

Capítulo 8 – Conclusões

fluido de interesse, utilizando-as nas rotinas computacionais para cada modelo matemático proposto, de forma a melhor ajustar os resultados obtidos por cálculos numéricos à parte experimental, reduzindo incertezas e validando a ferramenta de simulação.

As correlações empíricas específicas para os fluidos em estudo e ao regime de escoamento bifásico, permitem a melhor identificação das transições de um para outro regime ao longo do tubo, independentemente do método de solução adotado para as equações de conservação, Runge-Kutta 4^a ordem ou Método das Diferenças Finitas.

- Os microcomputadores atuais com recursos e capacidade de processamento cada vez maiores, em conjunto com os métodos numéricos, tornam as tarefas de simulação na área do escoamento bifásico eventos plenamente possíveis de realização. Com a seleção adequada das condições de contorno que envolvem o escoamento, a tarefa de simulação torna-se um evento de baixa complexidade.

Anexo - I

Simulações e Medições Experimentais – escoamento Monofásico

Anexo I *Simulações e Medições Experimentais – Escoamento Monofásico*

Queda de Pressão - Escoamento Monofásico - Propano Liquefeito- C ₃ H ₈			
Nº da Medição	Simulação $\Delta P_{\text{monofásico}}$ [Correlação de Churchill]	Medição $\Delta P_{\text{monofásico}}$ [P _B - P _D]	Comentário
	kPa kgf/cm ²	kPa kgf/cm ²	
1	9,8 0,1	9,8 0,1	
2	9,8 0,1	9,8 0,1	
3	9,8 0,1	9,8 0,1	
4	9,8 0,1	9,8 0,1	
5	9,8 0,1	9,8 0,1	
6	9,8 0,1	9,8 0,1	
7	9,8 0,1	9,8 0,1	
8	9,8 0,1	9,8 0,1	
9	9,8 0,1	9,8 0,1	
10	19,6 0,2	9,8 0,1	Erro espúrio
11	19,6 0,2	19,6 0,2	
12	19,6 0,2	19,6 0,2	
13	19,6 0,2	19,6 0,2	
14	19,6 0,2	19,6 0,2	
15	19,6 0,2	19,6 0,2	
16	-x- 0,0	9,8 0,1	Erro espúrio
17	9,8 0,1	9,8 0,1	
18	19,6 0,2	29,4 0,3	Erro espúrio
19	19,6 0,2	19,6 0,2	

Anexo I *Simulações e Medições Experimentais – Escoamento Monofásico*

Queda de Pressão - Escoamento Monofásico - Propano Liquefeito- C ₃ H ₈			
Nº da Medição	Simulação $\Delta P_{\text{monofásico}}$ [Correlação de Churchill]	Medição $\Delta P_{\text{monofásico}}$ [P _B - P _D]	Comentário
	kPa kgf/cm ²	kPa kgf/cm ²	
20	9,8 0,1	9,8 0,1	
21	29,4 0,3	29,4 0,3	
22	39,2 0,4	29,4 0,3	
23	39,2 0,4	29,4 0,3	
24	39,2 0,4	29,4 0,3	
25	9,8 0,1	19,6 0,2	Erro espúrio
26	9,8 0,1	9,8 0,1	
27	9,8 0,1	9,8 0,1	
28	9,8 0,1	9,8 0,1	
29	9,8 0,1	19,6 0,2	Erro espúrio
30	9,8 0,1	9,8 0,1	
31	9,8 0,1	9,8 0,1	
32	19,6 0,2	19,6 0,2	
33	19,6 0,2	19,6 0,2	
34	19,6 0,2	19,6 0,2	
35	19,6 0,2	19,6 0,2	
36	19,6 0,2	19,6 0,2	
37	19,6 0,2	19,6 0,2	
38	19,6 0,2	19,6 0,2	

Anexo I Simulações e Medições Experimentais – Escoamento Monofásico

Queda de Pressão - Escoamento Monofásico - Propano Liquefeito- C ₃ H ₈			
Nº da Medição	Simulação $\Delta P_{\text{monofásico}}$ [Correlação de Churchill]	Medição $\Delta P_{\text{monofásico}}$ [P _B - P _D]	Comentário
	kPa kgf/cm ²	kPa kgf/cm ²	
39	19,6 0,2	19,6 0,2	
40	29,4 0,3	29,4 0,3	
41	29,4 0,3	29,4 0,3	
42	29,4 0,3	29,4 0,3	
43	39,2 0,4	39,2 0,4	
44	39,2 0,4	39,2 0,4	
45	39,2 0,4	39,2 0,4	
46	39,2 0,4	39,2 0,4	
47	49,0 0,5	49,0 0,5	
48	9,8 0,1	29,4 0,3	Erro espúrio
49	9,8 0,1	29,4 0,3	Erro espúrio
50	9,8 0,1	9,8 0,1	
51	9,8 0,1	9,8 0,1	
52	19,6 0,2	19,6 0,2	
53	19,6 0,2	19,6 0,2	
54	19,6 0,2	19,6 0,2	
55	19,6 0,2	19,6 0,2	
56	19,6 0,2	19,6 0,2	
57	29,4 0,3	29,4 0,3	

Anexo I *Simulações e Medições Experimentais – Escoamento Monofásico*

Queda de Pressão - Escoamento Monofásico - Propano Liquefeito- C ₃ H ₈			
Nº da Medição	Simulação $\Delta P_{\text{monofásico}}$ [Correlação de Churchill]	Medição $\Delta P_{\text{monofásico}}$ [P _B - P _D]	Comentário
	kPa kgf/cm ²	kPa kgf/cm ²	
58	29,4 0,3	29,4 0,3	
59	29,4 0,3	29,4 0,3	
60	29,4 0,3	49,0 0,5	Erro espúrio
61	29,4 0,3	29,4 0,3	
62	39,2 0,4	39,2 0,4	
63	39,2 0,4	19,6 0,2	Erro espúrio
64	39,2 0,4	39,2 0,4	
65	39,2 0,4	39,2 0,4	
66	9,8 0,1	9,8 0,1	
67	9,8 0,1	9,8 0,1	
68	19,6 0,2	19,6 0,2	
69	29,4 0,3	29,4 0,3	
70	29,4 0,3	29,4 0,3	
71	29,4 0,3	29,4 0,3	
72	29,4 0,3	29,4 0,3	
73	29,4 0,3	29,4 0,3	
74	29,4 0,3	29,4 0,3	
75	29,4 0,3	29,4 0,3	
76	29,4 0,3	29,4 0,3	

Anexo I *Simulações e Medições Experimentais – Escoamento Monofásico*

Queda de Pressão - Escoamento Monofásico - Propano Liquefeito- C ₃ H ₈			
Nº da Medição	Simulação $\Delta P_{\text{monofásico}}$ [Correlação de Churchill]	Medição $\Delta P_{\text{monofásico}}$ [P _B - P _D]	Comentário
	kPa kgf/cm ²	kPa kgf/cm ²	
77	39,2 0,4	39,2 0,4	
78	39,2 0,4	39,2 0,4	
79	49,0 0,5	49,0 0,5	
80	49,0 0,5	49,0 0,5	

Anexo - II

Variáveis e Adimensionais obtidos nas Simulações

Anexo II Variáveis e Adimensionais obtidos nas Simulações

Tabela II.1 Quadro geral – Regime Batelado – Correlação Dukler et al.

Simulações e Medições Experimentais							
Nº da Medição	λ simulado	β simulado	f_{DWC} [$\times 10^{-3}$] simulado	G simulado kg/m ² s	α simulado	ΔP_{DWC} (Simulado) kPa kgf cm ⁻²	$\Delta P_{Experimental}$ [$P_B - P_D$] kPa kgf cm ⁻²
1	0,621	0,965	2,29	302,3	0,367	22,6 0,230	19,6 0,2
2	0,590	0,957	2,25	311,5	0,396	25,8 0,263	29,4 0,3
3	0,634	0,968	2,29	316,7	0,355	23,5 0,240	19,6 0,2
4	0,631	0,967	2,27	325,4	0,358	34,7 0,354	29,4 0,3
5	0,617	0,963	2,25	333,4	0,371	27,1 0,276	29,4 0,3
6	0,614	0,966	2,25	337,9	0,373	27,9 0,285	29,4 0,3
7	0,635	0,968	2,26	341,2	0,354	26,9 0,274	19,6 0,2
8	0,628	0,966	2,25	344,0	0,360	27,7 0,282	29,4 0,3
9	0,636	0,967	2,26	347,3	0,353	27,7 0,282	29,4 0,3
10	0,650	0,970	2,26	354,9	0,339	27,7 0,282	19,6 0,2

Anexo II Variáveis e Adimensionais obtidos nas Simulações

Tabela II.2 Quadro geral – Regime Borbulhante – Correlação Dukler et al.

Simulações e Medições Experimentais							
Nº da Medição	λ simulado	β simulado	f_{DWC} [$\times 10^{-3}$] simulado	G simulado kg/m ² s	α simulado	ΔP_{DWC} (Simulado) kPa kgf.cm ⁻²	$\Delta P_{Experimental}$ [$P_B - P_D$] kPa kgf.cm ⁻²
11	0,576	0,952	2,12	453,4	0,408	101,5 1,035	88,3 0,9
12	0,583	0,953	2,11	492,3	0,402	115,5 1,178	98,1 1,0
13	0,586	0,954	2,09	529,8	0,399	130,6 1,332	107,9 1,1
14	0,593	0,956	2,09	551,3	0,392	138,0 1,407	117,7 1,2
15	0,604	0,959	2,09	575,2	0,383	145,3 1,482	127,5 1,3
16	0,620	0,963	2,10	585,2	0,367	144,6 1,475	127,5 1,3
17	0,632	0,966	2,11	600,5	0,356	147,5 1,504	137,3 1,4
18	0,553	0,946	2,19	311,9	0,430	61,0 0,622	49,0 0,5
19	0,546	0,943	2,17	336,5	0,437	64,3 0,656	49,0 0,5
20	0,553	0,945	2,15	370,7	0,430	75,2 0,767	58,8 0,6
21	0,565	0,949	2,15	387,2	0,419	84,0 0,857	68,6 0,7
22	0,563	0,948	2,14	400,3	0,420	97,7 0,996	78,5 0,8
23	0,569	0,950	2,13	438,8	0,415	97,7 0,996	88,3 0,9
24	0,644	0,969	2,18	468,8	0,346	93,2 0,950	78,5 0,8
25	0,626	0,965	2,14	520,6	0,362	116,5 1,188	107,9 1,1
26	0,591	0,956	2,09	540,1	0,394	134,0 1,366	117,7 1,2
27	0,571	0,950	2,07	544,6	0,412	134,8 1,375	117,7 1,2

próxima página cont.

Anexo II Variáveis e Adimensionais obtidos nas Simulações

Tabela II.2 Quadro geral – Regime Borbulhante – Correlação Dukler et al.

continuação.

Simulações e Medições Experimentais							
Nº da Medição	λ simulado	β simulado	f_{DWC} [$\times 10^{-3}$] simulado	G simulado kg/m ² s	α simulado	ΔP_{DWC} (Simulado) kPa kgf.cm ⁻²	$\Delta P_{Experimental}$ [$P_B - P_D$] kPa kgf.cm ⁻²
28	0,608	0,959	2,06	658,7	0,378	183,2 1,868	166,7 1,7
29	0,623	0,963	2,07	668,7	0,364	181,7 1,853	166,7 1,7
30	0,567	0,952	2,22	323,9	0,418	57,6 0,587	49,0 0,5
31	0,585	0,956	2,13	481,4	0,401	111,1 1,133	88,3 0,9
32	0,614	0,964	2,14	505,8	0,374	113,8 1,160	98,1 1,0
33	0,604	0,960	2,08	625,0	0,382	168,7 1,720	156,9 1,6
34	0,562	0,950	2,18	361,6	0,423	70,8 0,722	58,8 0,6
35	0,597	0,958	2,06	652,2	0,390	185,2 1,889	166,7 1,7
36	0,605	0,960	2,06	674,5	0,382	193,1 1,969	176,5 1,8

Anexo - III

Vazões Limites – Incerteza na Medição

Anexo III Vazões Limites – Incerteza na Medição

Tabela III.1 Dados de entrada para simulações com vazão no limite superior

Temperatura Mistura LIQ-GÁS (medições no ponto) °K (°C)			ρ no ponto A @ P e T operacional kg . m ⁻³		μ no ponto A @ P e T operacional Pa.s (cP)		Limite Superior Vazão em Massa (medições separadas) kg . s ⁻¹ (kg.h ⁻¹)		Pressão Medição no ponto kPa (kgf.cm ⁻²)		Nº Medição
C	E	Parede média ao longo do tubo	LÍQ.	GÁS	LÍQ.	GÁS	LÍQ. POC-2	GÁS POC-1	B	D	
291,75 (18,6)	293,45 (20,3)	296,05 (22,9)	510,1	21,1	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	22,44 (80792,0)	1,25 (4490,2)	1059,12 (10,8)	970,86 (9,9)	11
291,35 (18,2)	293,45 (20,3)	296,55 (23,4)	510,5	21,2	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	26,19 (94267,6)	1,39 (5013,4)	1068,92 (10,9)	961,05 (9,8)	13
291,45 (18,3)	292,75 (19,6)	295,95 (22,8)	510,4	21,6	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	28,47 (102491,2)	1,40 (5056,7)	1088,54 (11,1)	961,05 (9,8)	15
291,35 (18,2)	292,85 (19,7)	296,45 (23,3)	510,5	21,4	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	30,07 (108240,3)	1,26 (4537,1)	1078,73 (11,0)	941,44 (9,6)	17
292,25 (19,1)	293,95 (20,8)	295,95 (22,8)	509,6	20,7	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	16,61 (59787,0)	1,06 (3813,0)	1039,50 (10,6)	990,47 (10,1)	19
292,85 (19,7)	294,05 (20,9)	295,95 (22,8)	509,0	20,8	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	19,18 (69050,5)	1,12 (4016,3)	1049,31 (10,7)	980,67 (10,0)	21
292,55 (19,4)	294,15 (21,0)	296,55 (23,4)	508,7	20,7	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	21,71 (78154,5)	1,23 (4434,1)	1049,31 (10,7)	961,05 (9,8)	23
292,45 (19,3)	293,85 (20,7)	296,55 (23,4)	509,4	21,0	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	25,99 (93575,5)	1,11 (4001,0)	1059,12 (10,8)	951,25 (9,7)	25
292,35 (19,2)	293,95 (20,8)	296,25 (23,1)	509,5	21,5	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	26,77 (96387,6)	1,56 (5599,7)	1088,54 (11,1)	970,86 (9,9)	27
292,55 (19,4)	293,75 (20,6)	296,25 (23,1)	509,4	21,9	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	33,20 (119513,5)	1,49 (5378,7)	1147,38 (11,7)	980,67 (10,0)	29
294,05 (20,9)	295,15 (22,0)	296,35 (23,2)	507,9	20,9	9,7x10 ⁻⁵ (0,097)	1 x 10 ⁻⁵ (0,010)	23,88 (85952,9)	1,24 (4462,0)	1059,12 (10,8)	970,86 (9,9)	31
293,86 (20,7)	295,05 (21,9)	296,65 (23,5)	508,0	21,8	9,7x10 ⁻⁵ (0,097)	1 x 10 ⁻⁵ (0,010)	30,92 (111326,6)	1,51 (5426,0)	1108,15 (11,3)	951,25 (9,7)	33
294,55 (21,4)	295,45 (22,3)	296,65 (23,5)	507,3	21,9	9,7x10 ⁻⁵ (0,097)	1 x 10 ⁻⁵ (0,010)	32,20 (115904,8)	1,64 (5908,7)	1117,96 (11,4)	951,25 (9,7)	35

Notas:

1. Pressão e Temperatura são medidas experimentais extraídas da Tabela 5.5, Capítulo 5.
2. O limite superior da vazão foi calculado com base nas Tabelas 5.2 e 5.3, Capítulo 5.
3. Valores de entrada da variável “VAZÃO” para as simulações numéricas considerando a incerteza sobre a medição experimental das mesma.

Anexo III Vazões Limites – Incerteza na Medição

Tabela III.2 Dados de entrada para simulações com vazão no limite inferior

Temperatura Mistura LIQ-GÁS (medições no ponto) °K (°C)			ρ no ponto A @ P e T operacional kg . m ⁻³		μ no ponto A @ P e T operacional Pa.s (cP)		Limite Inferior Vazão em Massa (medições separadas) kg . s ⁻¹ (kg.h ⁻¹)		Pressão Medição no ponto kPa (kgf.cm ⁻²)		Nº Medição
C	E	Parede média ao longo do tubo	LÍQ.	GÁS	LÍQ.	GÁS	LÍQ. POC-2	GÁS POC-1	B	D	
291,75 (18,6)	293,45 (20,3)	296,05 (22,9)	510,1	21,1	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	21,22 (76406,2)	1,21 (4362,7)	1059,12 (10,8)	970,86 (9,9)	11
291,35 (18,2)	293,45 (20,3)	296,55 (23,4)	510,5	21,2	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	24,97 (89884,8)	1,36 (4878,8)	1068,92 (10,9)	961,05 (9,8)	13
291,45 (18,3)	292,75 (19,6)	295,95 (22,8)	510,4	21,6	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	27,28 (98216,2)	1,37 (4921,9)	1088,54 (11,1)	961,05 (9,8)	15
291,35 (18,2)	292,85 (19,7)	296,45 (23,3)	510,5	21,4	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	28,70 (103324,2)	1,22 (4399,5)	1078,73 (11,0)	941,44 (9,6)	17
292,25 (19,1)	293,95 (20,8)	295,95 (22,8)	509,6	20,7	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	15,54 (55956,0)	1,03 (3699,6)	1039,50 (10,6)	990,47 (10,1)	19
292,85 (19,7)	294,05 (20,9)	295,95 (22,8)	509,0	20,8	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	18,01 (64846,1)	1,08 (3896,9)	1049,31 (10,7)	980,67 (10,0)	21
292,55 (19,4)	294,15 (21,0)	296,55 (23,4)	508,7	20,7	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	20,50 (73808,3)	1,20 (4308,3)	1049,31 (10,7)	961,05 (9,8)	23
292,45 (19,3)	293,85 (20,7)	296,55 (23,4)	509,4	21,0	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	24,78 (89206,9)	1,07 (3882,0)	1059,12 (10,8)	951,25 (9,7)	25
292,35 (19,2)	293,95 (20,8)	296,25 (23,1)	509,5	21,5	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	25,57 (92035,0)	1,52 (5455,9)	1088,54 (11,1)	970,86 (9,9)	27
292,55 (19,4)	293,75 (20,6)	296,25 (23,1)	509,4	21,9	1 x 10 ⁻⁴ (0,100)	9 x 10 ⁻⁶ (0,009)	31,89 (114803,7)	1,45 (5225,9)	1147,38 (11,7)	980,67 (10,0)	29
294,05 (20,9)	295,15 (22,0)	296,35 (23,2)	507,9	20,9	9,7x10 ⁻⁵ (0,097)	1 x 10 ⁻⁵ (0,010)	22,66 (81564,0)	1,21 (4335,4)	1059,12 (10,8)	970,86 (9,9)	31
293,86 (20,7)	295,05 (21,9)	296,65 (23,5)	508,0	21,8	9,7x10 ⁻⁵ (0,097)	1 x 10 ⁻⁵ (0,010)	29,69 (106875,5)	1,47 (5287,8)	1108,15 (11,3)	951,25 (9,7)	33
294,55 (21,4)	295,45 (22,3)	296,65 (23,5)	507,3	21,9	9,7x10 ⁻⁵ (0,097)	1 x 10 ⁻⁵ (0,010)	30,92 (111315,0)	1,60 (5766,3)	1117,96 (11,4)	951,25 (9,7)	35

Notas:

1. Pressão e Temperatura são medidas experimentais extraídas da Tabela 5.5, Capítulo 5.
2. O limite superior da vazão foi calculado com base nas Tabelas 5.2 e 5.3, Capítulo 5.
3. Valores de entrada da variável “VAZÃO” para as simulações numéricas considerando a incerteza sobre a medição experimental das mesma.

Anexo III Vazões Limites – Incerteza na Medição

Tabela III.3 Resultados das Simulações – Correlação DWC – Vazões limites
Escoamento Bifásico de Propano – C₃H₈ Modelo Fases Separadas

Nº Medição	$\Delta P_{\text{Bifásico}}$ kPa			Temperatura no ponto °K			Regime
	Medição $P_B - P_D$	Valor Simulado Correlação DWC		Medição T_E	Valor Simulado Correlação DWC		
		kgf.cm ⁻²	Na vazão máxima		Na vazão mínima	°C	Na vazão máxima
11	88,3 0,9	105,8 1,079	97,2 0,991	293,45 20,3	293,15 20,0	293,25 20,1	Borbulhante
13	107,9 1,1	135,4 1,381	125,8 1,283	293,45 20,3	292,95 19,8	293,05 19,9	Borbulhante
15	127,5 1,3	150,2 1,532	140,4 1,432	292,75 19,6	292,75 19,6	292,75 19,6	Borbulhante
17	137,3 1,4	153,6 1,566	142,5 1,453	292,85 19,7	292,65 19,5	292,65 19,5	Borbulhante
19	49,0 0,5	67,5 0,688	66,1 0,674	293,95 20,8	293,75 20,6	293,65 20,5	Borbulhante
21	68,6 0,7	82,8 0,844	75,4 0,769	294,05 20,9	293,95 20,8	294,05 20,9	Borbulhante
23	88,3 0,9	101,9 1,039	93,5 0,953	294,15 21,0	293,95 20,8	293,95 20,8	Borbulhante
25	107,9 1,1	121,0 1,234	112,2 1,144	293,85 20,7	293,55 20,4	293,55 20,4	Borbulhante
27	117,7 1,2	146,8 1,497	136,7 1,394	293,95 20,8	293,65 20,5	293,75 20,6	Borbulhante
29	166,7 1,7	188,2 1,919	176,1 1,796	293,75 20,6	293,55 20,4	293,55 20,4	Borbulhante
31	88,3 0,9	115,6 1,179	106,7 1,088	295,15 22,0	294,75 21,6	294,85 21,7	Borbulhante
33	156,9 1,6	174,2 1,776	163,2 1,664	295,05 21,9	294,65 21,5	294,65 21,5	Borbulhante
35	166,7 1,7	191,2 1,950	179,5 1,830	295,45 22,3	295,15 22,0	295,15 22,0	Borbulhante

Anexo III Vazões Limites – Incerteza na Medição

Tabela III.4 Diferenças percentuais – Simulações x Medições Experimentais
Modelo Fases Separadas – Correlação DWC – Método RK4

Nº Medição	Diferença [%] no $\Delta P_{\text{bifásico}}$ Simulado x Medição Experimental		Diferença [%] na Temperatura T_E Simulado x Medição Experimental	
	Na vazão máxima	Na vazão Mínima	Na vazão máxima	Na vazão Mínima
11	19,9	10,1	1,5	1,0
13	25,5	16,6	2,5	2,0
15	17,8	10,2	0	0
17	11,9	3,8	1,0	1,0
19	37,6	34,8	1,0	1,5
21	20,6	9,9	0,5	0
23	15,4	5,9	1,0	1,0
25	12,2	4,0	1,5	1,5
27	24,8	16,2	1,5	1,0
29	12,9	5,6	1,0	1,0
31	31,0	20,9	1,9	1,4
33	11,0	4,0	1,9	1,9
35	14,7	7,6	1,4	1,4
Valor Médio das Diferenças	19,6 %	11,5 %	1,3 %	1,1 %
Desvio Padrão Referente ao valor médio das diferenças	8,1 %	8,8 %	0,6 %	0,6 %

Anexo III Vazões Limites – Incerteza na Medição

Tabela III.5 Resultados das Simulações – Vazões Limites
Correlação de CHURCHILL modificada – Método MDF

Escoamento Bifásico de Propano – C ₃ H ₈ – Modelo Homogêneo							
Nº Medição	$\Delta P_{\text{Bifásico}}$ kPa			Temperatura no ponto °K			Regime
	Medição P _B - P _D	kgf.cm ⁻²		Medição T _E	°C		
		Valor Simulado			Valor Simulado		
		Na vazão máxima	Na vazão mínima		Na vazão máxima	Na vazão mínima	Critério Baker
11	88,3 0,9	57,2 0,583	51,3 0,523	293,45 20,3	293,86 20,71	293,82 20,67	
13	107,9 1,1	76,8 0,783	69,9 0,713	293,45 20,3	293,92 20,77	293,88 20,73	Borbulhante
15	127,5 1,3	88,0 0,897	80,8 0,824	292,75 19,6	293,87 20,72	293,82 20,67	Borbulhante
17	137,3 1,4	98,1 1,0	89,3 0,911	292,85 19,7	293,99 20,84	293,94 20,79	Borbulhante
19	49,0 0,5	32,9 0,335	28,9 0,295	293,95 20,8	293,83 20,68	293,80 20,65	Borbulhante
21	68,6 0,7	42,8 0,436	37,9 0,386	294,05 20,9	293,83 20,68	293,80 20,65	Borbulhante
23	88,3 0,9	54,7 0,558	49,0 0,500	294,15 21,0	293,90 20,75	293,87 20,72	Borbulhante
25	107,9 1,1	75,2 0,767	68,4 0,697	293,85 20,7	293,97 20,82	293,93 20,78	Borbulhante
27	117,7 1,2	79,3 0,809	72,5 0,739	293,95 20,8	293,81 20,66	293,77 20,62	Borbulhante
29	166,7 1,7	113,4 1,156	104,5 1,066	293,75 20,6	293,65 20,50	293,59 20,44	Borbulhante
31	88,3 0,9	64,8 0,661	58,5 0,597	295,15 22,0	2295,08 21,93	295,08 21,93	Borbulhante
33	156,9 1,6	101,9 1,039	94,1 0,96	295,05 21,9	295,10 21,95	295,10 21,95	Borbulhante
35	166,7 1,7	110,4 1,126	101,8 1,038	295,45 22,3	295,49 22,34	295,49 22,34	Borbulhante

Anexo III Vazões Limites – Incerteza na Medição

Tabela III.6 Diferenças percentuais – Simulações x Medições Experimentais
Modelo Homogêneo – Correlação CHURCHILL Modificada
Método MDF

Nº Medição	Diferença [%] no $\Delta P_{bifásico}$ Simulado x Medição Experimental		Diferença [%] na Temperatura T_E Simulado x Medição Experimental	
	Na vazão máxima	Na vazão Mínima	Na vazão máxima	Na vazão Mínima
11	[35,2]	[41,9]	2,0	1,8
13	[28,8]	[35,2]	2,3	2,1
15	[31,0]	[36,6]	5,7	5,5
17	[28,6]	[34,9]	5,8	5,6
19	[33,0]	[41,0]	[0,6]	[0,7]
21	[37,7]	[44,9]	[1,1]	[1,2]
23	[38,0]	[44,4]	[1,2]	[1,3]
25	[30,3]	[36,6]	0,6	0,4
27	[32,6]	[38,4]	[0,7]	[0,9]
29	[32,0]	[37,3]	[0,5]	[0,8]
31	[26,6]	[33,7]	[0,3]	[0,3]
33	[35,1]	[40,0]	0,2	0,2
35	[33,8]	[38,9]	0,2	0,2
Valor Médio das Diferenças	[32,5]	[38,8]	[0,7]	[0,9]
Desvio Padrão Referente ao valor médio das diferenças	3,5	7,4	2,4	2,4
			[0,3]	[0,4]
			2,3	2,4

Nota: Os colchetes indicam que o valor obtido na simulação numérica é menor que o correspondente registro na medição experimental.

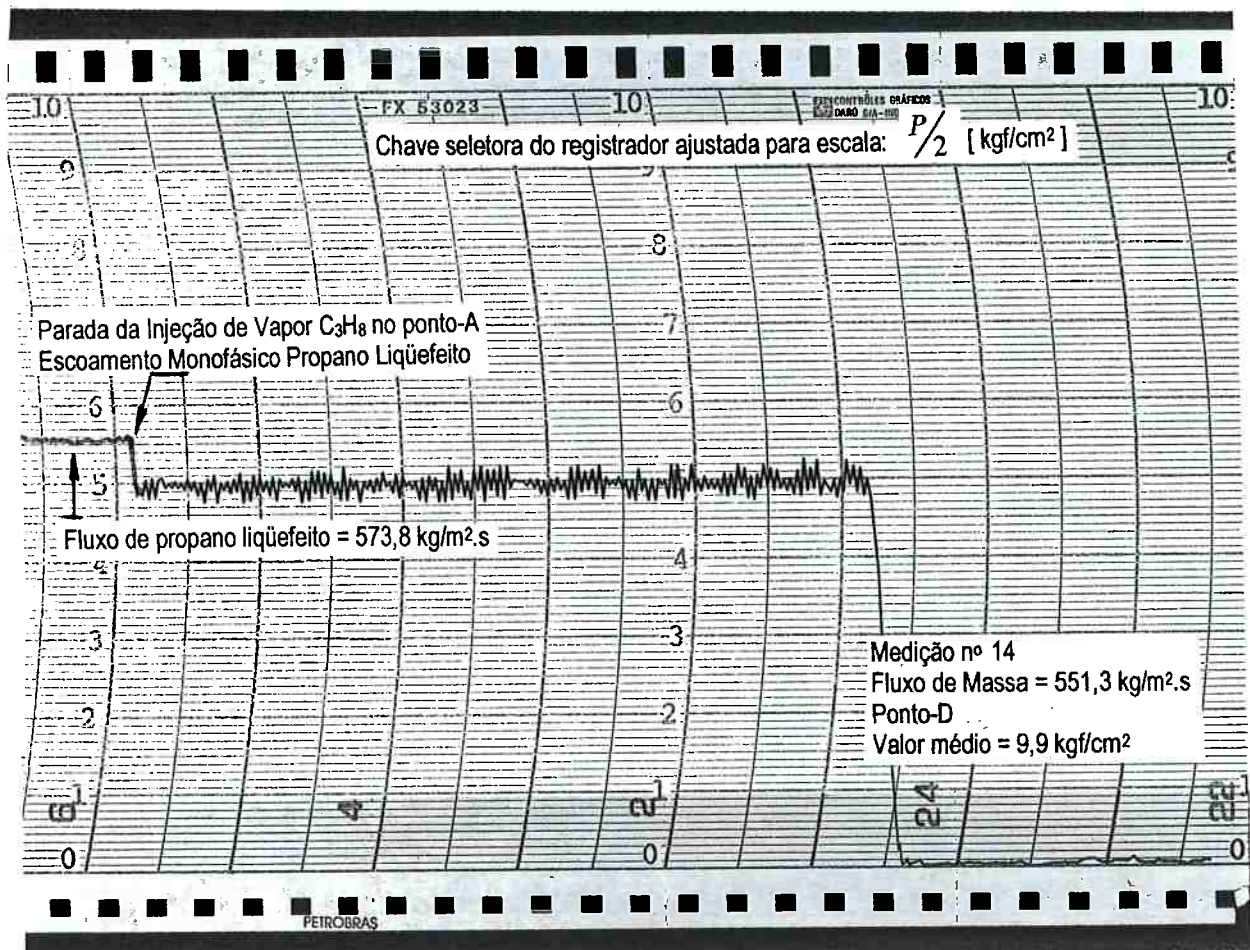
Anexo - IV

Medição Experimental – Registros Gráficos de Pressões

Medição nº 14

Procedimento Operacional – Sequenciamento para o Pronto à Operar	Horário aproximado
Equalização das pressões: esfera de bordo x linha/alinhamento de transferência x esfera de terra	00:10
Início da injeção da fase vapor de propano no ponto-A	00:45
Início das medições experimentais	01:30
Término das medições experimentais	04:30
Redução da quantidade de injeção da fase vapor seguido do bloqueio de fluxo – válvula fechada	05:30
Escoamento monofásico, seqüência normal da operação de descarga do navio propaneiro	05:45
Aumento da vazão operacional de descarga de propano líquidofeito (redução da estadia de atracação do navio – procedimento normal de operação)	05:50

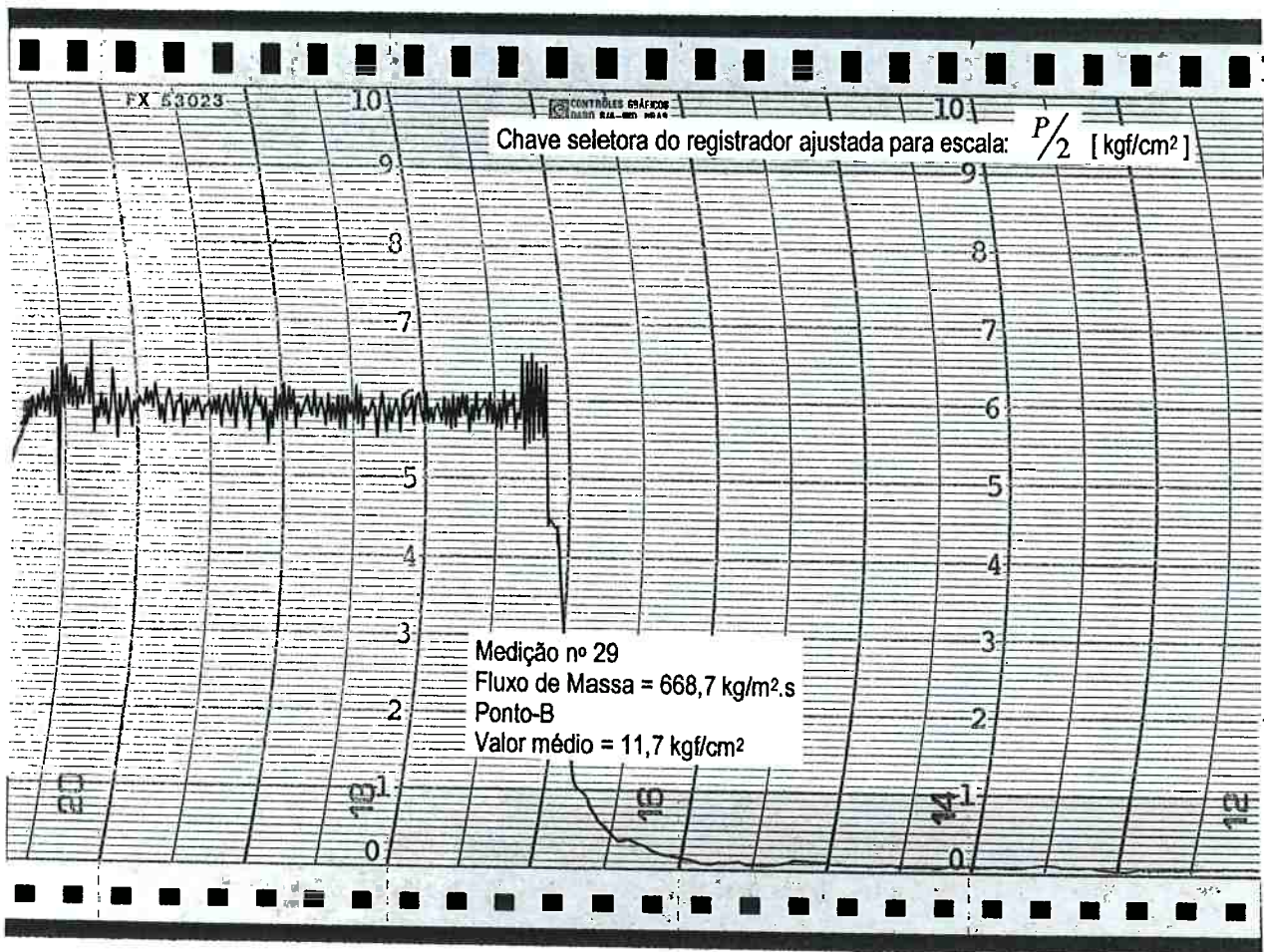
Figura IV.2 Registro Gráfico da Pressão no ponto-D (fig. 5.2 Capítulo 5)



Medição nº 29

Procedimento Operacional – Sequenciamento para o Pronto à Operar	Horário aproximado
Equalização das pressões: esfera de bordo x linha/alinhamento de transferência x esfera de terra	16:00
Início da injeção da fase vapor de propano no ponto-A	17:10
Início das medições experimentais	17:30
Término das medições experimentais	20:00

Figura IV.3 Registro Gráfico da Pressão no ponto-B (fig. 5.2 Capítulo 5)

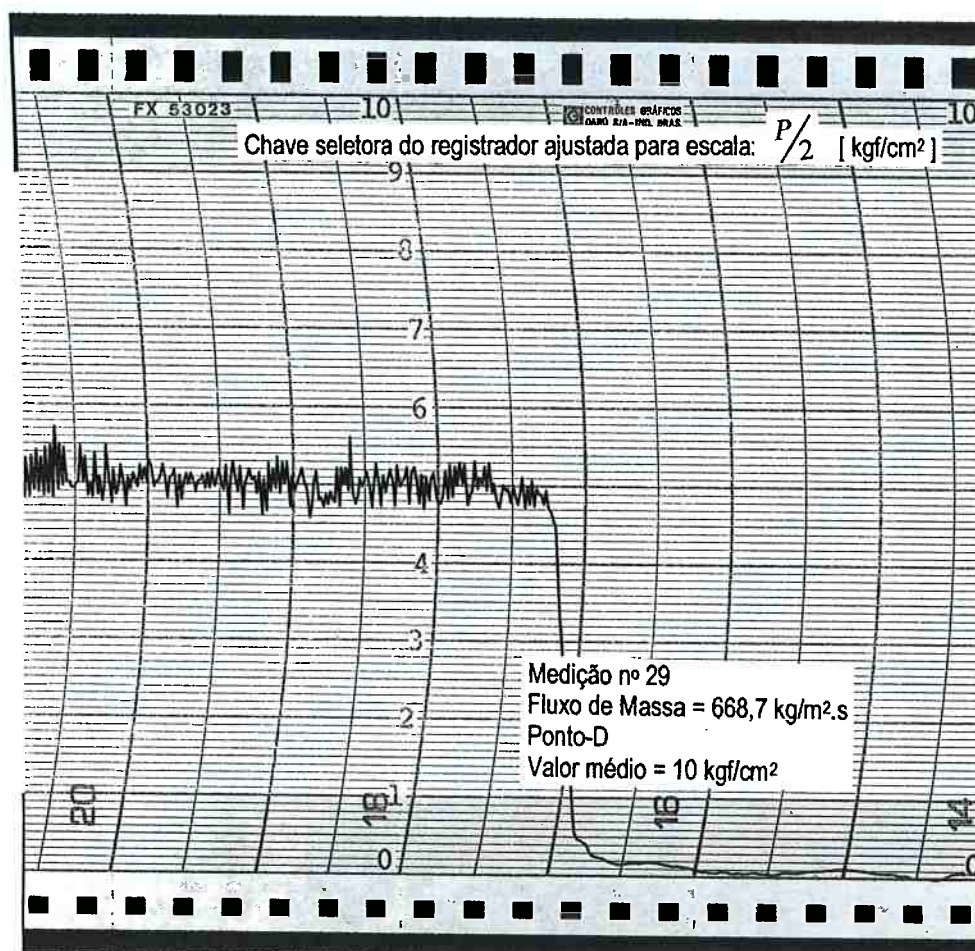


Anexo IV Medição Experimental – Exemplo Registro Gráfico de Pressões

Medição nº 29

Procedimento Operacional – Sequenciamento para o Pronto à Operar	Horário aproximado
Equalização das pressões: esfera de bordo x linha/alinhamento de transferência x esfera de terra	16:00
Início da injeção da fase vapor de propano no ponto-A	17:10
Início das medições experimentais	17:30
Término das medições experimentais	20:00

Figura IV.4 Registro Gráfico da Pressão no ponto-D (fig. 5.2 Capítulo 5)



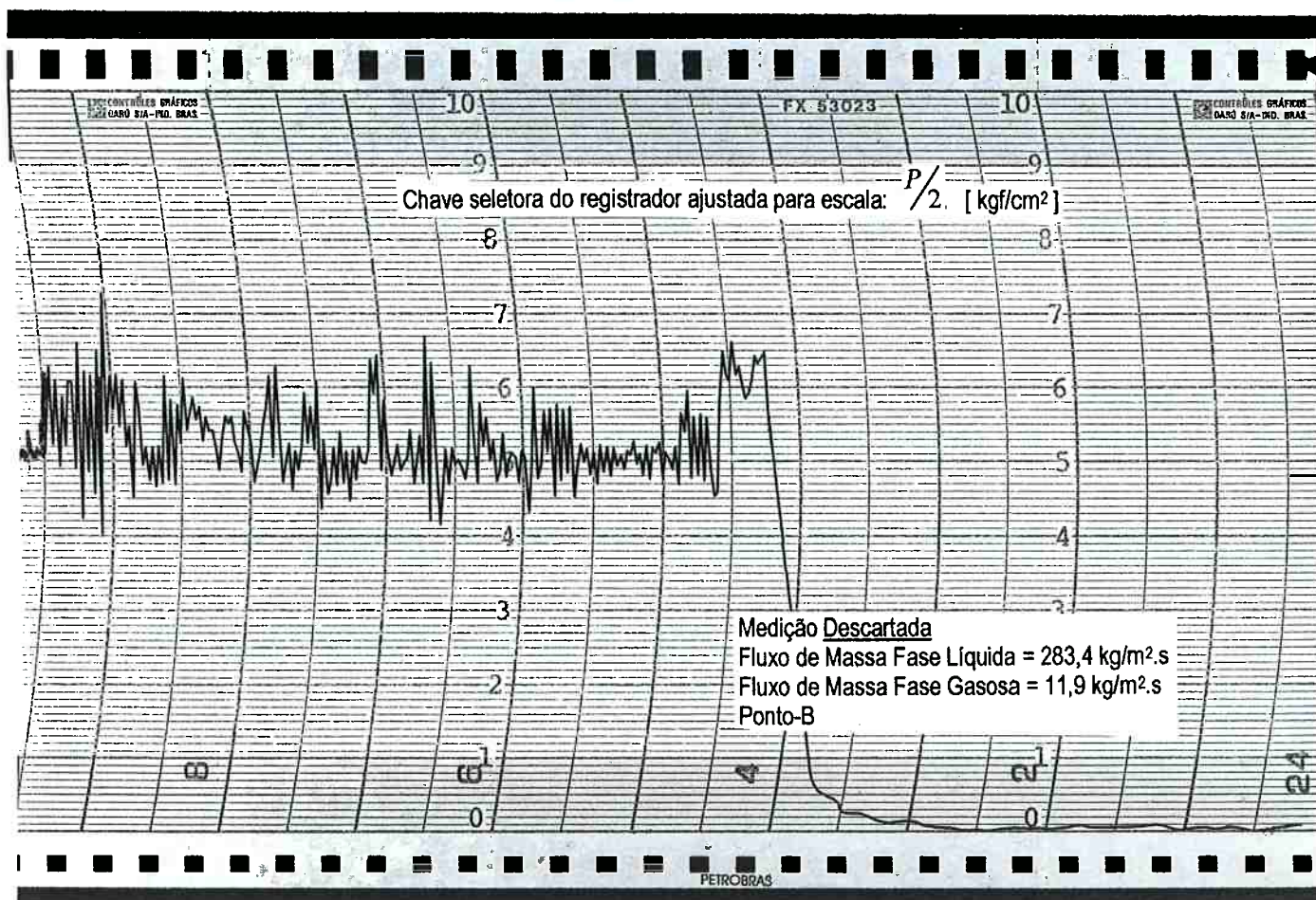
Anexo IV Medição Experimental – Exemplo Registro Gráfico de Pressões

Medição n° 183

Leitura Descartada

Procedimento Operacional – Sequenciamento para o Pronto à Operar	Horário aproximado
Equalização das pressões: esfera de bordo x linha/alinhamento de transferência x esfera de terra	03:00
Início da injeção da fase vapor de propano no ponto-A	04:40
Término da injeção da fase vapor	09:25

Figura IV.5 Registro Gráfico da Pressão no ponto-B (fig. 5.2 Capítulo 5)



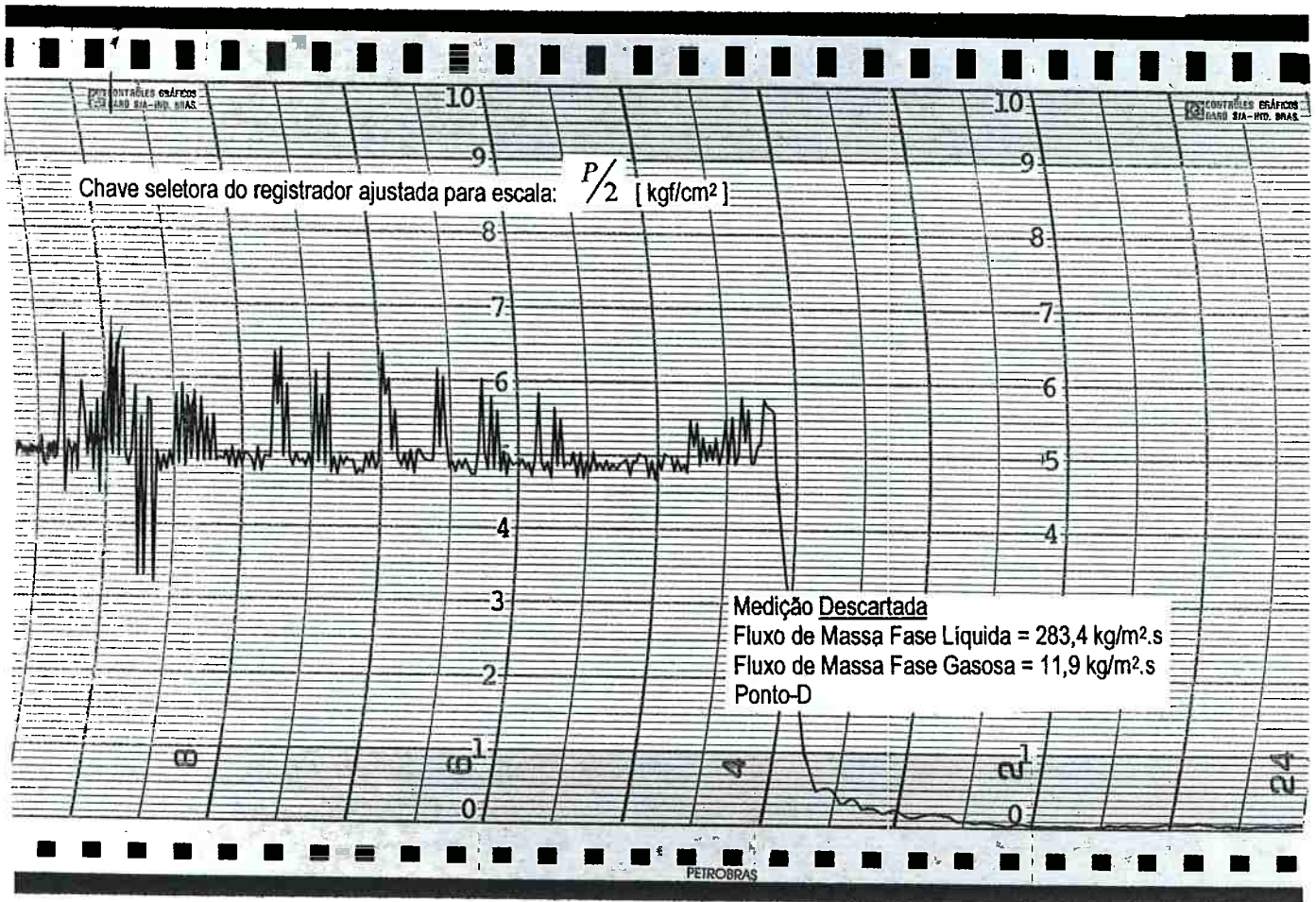
Anexo IV Medição Experimental – Exemplo Registro Gráfico de Pressões

Medição nº 183

Leitura Descartada

Procedimento Operacional – Sequenciamento para o Pronto à Operar	Horário aproximado
Equalização das pressões: esfera de bordo x linha/alinhamento de transferência x esfera de terra	03:00
Início da injeção da fase vapor de propano no ponto-A	04:40
Término da injeção da fase vapor	09:25

Figura IV.6 Registro Gráfico da Pressão no ponto-D (fig. 5.2 Capítulo 5)



Anexo - V

Memória de Cálculo de Elementos Primários de Vazão

I	Anexo-V	I Folha 1 de 2
I		I
I		I Exec:
I	MEMORIA DE CALCULO	I
I	DE ELEMENTOS PRIMARIOS DE VAZAO	I Verif:
I		I
I		I Aprov:
I	POC1 - Linha 6"	I
I		I Data:

DADOS OPERACIONAIS

TIPO DE FLUIDO	GAS
VAZAO DE OPERACAO	3500 kg/h
VAZAO MAXIMA	7500 kg/h
FATOR	75 kg/h
LEITURA	46.667 0-100 l
MASSA ESPEC NAS COND OP	24.5 kg/m ³
VISCOSIDADE NAS COND OP	.01 cP
EXP ISOENTROPICO	1.1300
TEMPERATURA DE OPERACAO	21 Graus C
PRESSAO NA ENTRADA DO ELEMENTO	15 kg/cm ² abs
NO. DE REYNOLDS	806422

COEFICIENTES

COEFICIENTE DE DESCARGA	0.60463 +- .5 %
COEFICIENTE DE VAZAO	0.63813
COEFICIENTE DE EXPANSAO	0.99964 +- 0 %

DADOS DO ELEMENTO PRIMARIO

PLACA FLANGE TAPS	
DIAM DO ORIFICIO A 20 C	86.801 mm
DIAM DO ORIFICIO NA TEMP OP	86.802 mm
MATERIAL DO ELEMENTO	Aco Inox 304
BETA NA TEMP OP	0.56548
BETA A 20 C	0.56548

DADOS DO TUBO

DIAM INT DO TUBO A 20 C	153.5 mm
DIAM INT DO TUBO NA TEMP OP	153.5 mm
MATERIAL DO TUBO	Aco Carbono

DADOS DO INSTRUMENTO

PRESSAO DIFERENCIAL NA VAZAO OP	138.29 mm H ₂ O 20
RANGE	635 mm H ₂ O 20

OUTROS RESULTADOS

PERDA DE CARGA PERMANENTE	66 % DA P DIFERENCIAL
PERDA DE ENERGIA	388.8 KWh/ano
VELOCIDADE NA VAZAO DE OP.	2.144 m/s

CALCULO DE DIAM DO ORIFICIO DE ACORDO COM API/AGA (Buckingham)

Anexo-V

I		I	Folha 2 de 2
I		I	
I		I	Exec:
I	MEMORIA DE CALCULO	I	
I	DE ELEMENTOS PRIMARIOS DE VAZAO	I	Verif:
I		I	
I		I	Aprov:
I	POC2 Linha 10	I	
I		I	Data:

DADOS OPERACIONAIS

TIPO DE FLUIDO	LIQUIDO
VAZAO DE OPERACAO	350 m3/h
VAZAO MAXIMA	400 m3/h
FATOR	4 m3/h
LEITURA	87.5 0-100 l
MASSA ESPEC NAS COND OP	508.6 kg/m3
MASSA ESPEC DE REFERENCIA	1000 kg/m3
VISCOSIDADE NAS COND OP	.1 cP
TEMPERATURA DE OPERACAO	21 Graus C
PRESSAO NA ENTRADA DO ELEMENTO	15 kg/cm2 abs
NO. DE REYNOLDS	4863881

COEFICIENTES

COEFICIENTE DE DESCARGA	0.59204 +- 1 %
COEFICIENTE DE VAZAO	0.73631

DADOS DO ELEMENTO PRIMARIO

PLACA FLANGE TAPS	
DIAM DO ORIFICIO A 20 C	196.23 mm
DIAM DO ORIFICIO NA TEMP OP	196.24 mm
MATERIAL DO ELEMENTO	Aco Inox 304
BETA NA TEMP OP	0.77106
BETA A 20 C	0.77106

DADOS DO TUBO

DIAM INT DO TUBO A 20 C	254.5 mm
DIAM INT DO TUBO NA TEMP OP	254.5 mm
MATERIAL DO TUBO	Aco Carbono

DADOS DO INSTRUMENTO

PRESSAO DIFERENCIAL NA VAZAO OP	1914.1 mm H2O 20
RANGE	2500 mm H2O 20

OUTROS RESULTADOS

PERDA DE CARGA PERMANENTE	39 % DA P DIFERENCIAL
PERDA DE ENERGIA	15336.7 KWh/ano
VELOCIDADE NA VAZAO DE OP.	3.758 m/s

BETA ACIMA DOS LIMITES

DIAMETRO DO ORIFICIO ACIMA DOS LIMITES

CALCULO DE DIAM DO ORIFICIO DE ACORDO COM API/AGA (Buckingham)

Anexo - VI

Equações de Diferenças Finitas – Erro Local de Truncamento

Anexo VI Equações de Diferenças Finitas – Erro Local de Truncamento

1. Equações de Diferenças Finitas

As aproximações por diferenças finitas têm como base a expansão em série de Taylor de uma função “ f “. Supondo que essa função seja contínua em um intervalo [a,b] de interesse e que possua derivadas até ordem “N”, contínuas nesse intervalo, escreve-se:

$$f(z) = f(z_0) + \Delta z \frac{d f(z_0)}{dz} + \frac{(\Delta z)^2}{2!} \frac{d^2 f(z_0)}{dz^2} + \frac{(\Delta z)^3}{3!} \frac{d^3 f(z_0)}{dz^3} + \dots + R_N \quad (\text{VI.1})$$

onde $\Delta z = z - z_0$ e R_N como o resto, definido na forma:

$$R_N = \frac{(\Delta z)^N}{N!} \frac{d^N f(z_i)}{dz^N} \quad (\text{VI.2})$$

com “ z_i ” pertencente ao intervalo [a,b] .

A figura VI.1 a seguir apresenta a malha unidimensional, com pontos uniformemente espaçados, selecionada para aplicação na solução das equações no presente trabalho de tese:

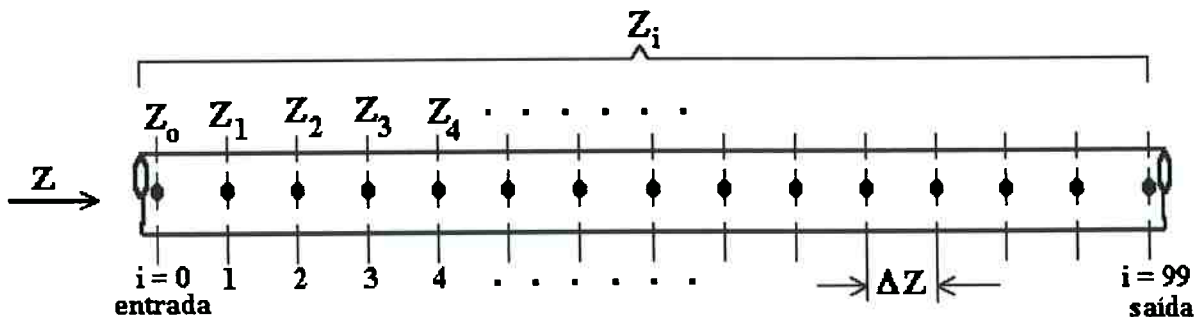


Figura VI.1 Malha para o Método MDF

Anexo VI Equações de Diferenças Finitas – Erro Local de Truncamento

A determinação da derivada primeira da função “ f “ no ponto $z_i = i \cdot \Delta z$ é obtida expandindo $f(z_i + \Delta z)$ em série de Taylor, em torno do ponto “ z_i “, sendo:

$$f(z_i + \Delta z) = f(z_i) + \Delta z \frac{df(z_i)}{dz} + \frac{(\Delta z)^2}{2!} \frac{d^2 f(z_i)}{dz^2} + \frac{(\Delta z)^3}{3!} \frac{d^3 f(z_i)}{dz^3} + \dots + R_N \quad (\text{VI.3})$$

Da expressão (VI.3) pode ser isolado o termo da derivada primeira da função, escrevendo-se:

$$\frac{df(z_i)}{dz} = \frac{f(z_i + \Delta z) - f(z_i)}{\Delta z} + \left[-\frac{(\Delta z)^2}{2!} \frac{d^2 f(z_i)}{dz^2} - \frac{(\Delta z)^3}{3!} \frac{d^3 f(z_i)}{dz^3} - \dots - R_N \right] \quad (\text{VI.4})$$

ou ainda reescrevendo-a:

$$\frac{df(z_i)}{dz} = \frac{f(z_i + \Delta z) - f(z_i)}{\Delta z} + ELT \quad (\text{VI.5})$$

sendo:

$$ELT = \left[-\frac{(\Delta z)^2}{2!} \frac{d^2 f(z_i)}{dz^2} - \frac{(\Delta z)^3}{3!} \frac{d^3 f(z_i)}{dz^3} - \dots \right] \quad (\text{VI.6})$$

que representa o Error Local de Truncamento.

2. Erro Local de Truncamento

O ELT aparece devido a utilização de um número finito de termos na série de Taylor. Como não são considerados os infinitos termos da série na

Anexo VI Equações de Diferenças Finitas – Erro Local de Truncamento

aproximação numérica para a derivada primeira da função “ f “ , diz-se que essa série foi *truncada* a partir da derivada de segunda ordem.

O erro local de truncamento fornece a medida da diferença entre o valor exato da derivada e sua aproximação numérica. Segundo Fortuna (2000), escolhendo-se “ Δz “ muito pequeno¹, o termo dominante do ELT será o primeiro, isto é, aquele que possui a menor potência para “ Δz ”, ou seja o termo da derivada segunda da série.

Com desenvolvimento semelhante, pode-se obter a derivada segunda pela expansão em série de Taylor, resultando:

$$\frac{d^2 f(z_i)}{dz^2} = \frac{f(z_{i+1}) - 2.f(z_i) + f(z_{i-1}))}{(\Delta z)^2} + O(\Delta z)^2 \quad (\text{VI.7})$$

e considerando que as “ N “ derivadas são contínuas no intervalo $[a,b]$, existe um número “ M ” tal que:

$$\frac{d^J f(z_i)}{dz^J} \leq M \quad \text{com : } 1 \leq J \leq N \quad (\text{VI.8})$$

O termo do ELT é assim rescrito na forma:

$$| \text{ELT} | \leq M \left[\frac{\Delta z}{2} + \frac{(\Delta z)^2}{3!} + \dots \right] \quad (\text{VI.9})$$

¹No presente caso $\Delta z \ll \ll \ll L_{\text{TUBO}}$.

Anexo VI Equações de Diferenças Finitas – Erro Local de Truncamento

Trabalhando a expressão (VI.9), dividindo o termo da direita por Δz e rearranjando:

$$| ELT | \leq M \Delta z \left[\frac{1}{2} + \frac{(\Delta z)}{3!} + \dots \right] \quad (VI.10)$$

Assumindo que o maior valor em módulo da parcela $\left[\frac{1}{2} + \frac{(\Delta z)}{3!} + \dots \right]$ é representado por “ T “ , e no presente trabalho aproximado à 10^{-4} rescreve-se:

$$| ELT | \leq M . T . \Delta z \quad \text{ou então} \quad | ELT | \leq M \Delta z . 10^{-4} \quad (VI.11)$$

considerando:

$$\frac{d^2 f(z_i)}{dz^2} \leq M \quad (VI.12)$$

e fazendo “ $K = M . T$ “ resulta na simplificação para a expressão do erro local

de truncamento:

$$K = 10^{-4} \cdot \frac{d^2 f(z_i)}{dz^2} \quad (VI.13)$$

$$| ELT | \leq K . \Delta z \quad (VI.14)$$

$$| ELT | \leq 10^{-4} \frac{d^2 f(z_i)}{dz^2} \Delta z \quad (VI.15)$$

como $\Delta z = 10$ no presente trabalho, tem-se:

$$| ELT | \leq 10^{-3} \frac{d^2 f(z_i)}{dz^2} \quad (VI.16)$$

Anexo VI Equações de Diferenças Finitas – Erro Local de Truncamento

No programa simulador C3H8BIF o cálculo do ELT é realizado com as expressões das derivadas de segunda ordem assim escritas:

$$\text{para Pressão:} \quad \frac{d^2 P(z_i)}{dz^2} = \frac{P_{i+1} - 2.P_i + P_{i-1}}{100} \quad (\text{VI.17})$$

$$\text{para o Título:} \quad \frac{d^2 X_G(z_i)}{dz^2} = \frac{(X_G)_{i+1} - 2.(X_G)_i + (X_G)_{i-1}}{100} \quad (\text{VI.18})$$

Finalmente substituindo as expressões (VI.17) e (VI.18) em (V.16) obtém-se:

$$\text{referente ao cálculo da pressão:} \quad |ELT_p| \leq \frac{P_{i+1} - 2.P_i + P_{i-1}}{10000} \quad (\text{VI.19})$$

$$\text{referente ao cálculo do título:} \quad |ELT_x| \leq \frac{(X_G)_{i+1} - 2.(X_G)_i + (X_G)_{i-1}}{10000} \quad (\text{VI.20})$$

Referências Bibliográficas

Referências Bibliográficas

AMERICAN GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION - GPSA; **Engineering Data Book** , 10th ed., 1987, Oklahoma/USA.

ANDRITSOS, N.; **Effect of the pipe diameter and liquid viscosity on horizontal stratified flow** , PhD Thesis / University of Illinois at Urbana, sept. 1985, Illinois / USA.

BARRON, R.; **Cryogenics Systems**; 3^a ed., 1976, Polytechnic Institute of Louisiana University, ed. McGrall Hill Books, Series in Mechanical Engineering, Louisiana/USA.

BAXTER, T.; **Features and design considerations of multiphase pipelines**, British Oil Pipeline Co., 1990, Glasgow-UK.

BORGNAKKE, C.; SONNTAG, R.E.; **Thermodynamic and Transport Properties** ; 1sted., 1997, University of Michigan, Ed. John Wiley & Sons Book Co., New York, NY/USA.

CAREY, V.P.; **Liquid-Vapor phase change phenomena – an introduction to the thermophysics of vaporization and condensation processes in heat transfer equipment**, Ed. Hemisphere Publishing Co., 1992, USA.

CHISHOLM, D.; **Two phase flow in pipelines and heat exchangers**, 1sted., 1983, ed. Longman Group Ltd., Harlow Essex / England.

CHURCHILL, S.W.; **Friction factor equation spans all fluid flow regimes**, Chemical Engineering Magazine, vol.84, n° 24, pp.91-92, November-1977, Philadelphia-PA/USA.

COLLIER, J.G; THOME, J.R.; **Convective boiling and condensation**, Oxford Engineering Series-38, 3rd edition, 1994, Ed. Oxford University Press Inc., NY/USA.

DANIELS, L.; **Dealing with Two-Phase Flows**, Chemical Engineering Magazine, pp.70-78, June-1995, Gulf Publishing Co., Texas/USA.

Referências Bibliográficas

DELHAYE, J.M.; **Ecoulements diphasiques**, École Nationale Supérieure D'Hydraulic et de Mécanique – Institute National Polytechnique de Grenoble, 1989, Grenoble / França.

DELMÉE, G.J.; **Manual de Medição de Vazão**, 2ª ed., 1989, Ed.Edgard Blucher, São Paulo/Brasil.

DYKESTEEN, E.; **Comparison of experiences from multiphase metering in different operations**, Conference on Field Applications and New Technologies for Multiphase Metering, 1999, vol.1, pp.117-141, Lousiana/USA.

ENGINEERING SCIENCE DATA UNIT – ESDU; **Fluid Mechanics Internal Flow**, vol.6, FMI-2 Two-Phase Flow, item 76018, pp.1-63, dec.1978, London/England-UK.

FAIRES, J.D.; BURDEN, R.L.; **Numerical Methods** ; 2nd ed., 1998, Brooks/Cole Publishing Co., California/USA.

FANG, C.S.; **Heat transfer of two phase flow in horizontal pipe**, Department of Chemical Engineering, University of Lousiana, paper 191, 1998, Lafayette/LA – USA.

FONG, I.C.; **Technical progress report of Merluza pipeline hydraulic study**, Shell Development Co., march-1995, London/UK.

FORTUNA, A.O.; **Técnicas computacionais para dinâmica dos fluídos**, 1ª ed., 2000, Editora da Universidade de São Paulo – EDUSP, SP / Brasil.

GILCHRIST, A.; **Scaling effects in two-phase flow**, Multiphase Flow Group, Department of Mechanical and Offshore Engineering / Strathclyde University, 1988, paper-6, ed. National Engineering Laboratory, 1988, East Kilbride, Glasgow-UK.

HETSRONI, G.; **Handbook of multiphase systems**, Hemisphere Publishing Corporation, ed. McGraw Hill Book Co., 1982, NY/USA.

Referências Bibliográficas

HEWITT, G.F.; **Measurement of Two Phase Flow Parameters**, Engineering Sciences Division AERE Harwell, 2nd ed., 1978, England-UK.

JOHNSON, H.A.; **Heat fluxes in two phase flow**, Transaction ASME, n° 77, pp.1257-1264, 1955, USA.

KERN, R.; **How to size piping for two-phase flow**, Hydrocarbon Process, n°10, pp.105-116, October 1969, New Jersey/USA.

KING, N.W.; **Metering multiphase flowrates**, National Engineering Laboratory, 1990, East Kilbride/Glasgow-UK.

KING, N.W.; **The character of multiphase flow in pipelines**, National Engineering Laboratory, 1990, East Kilbride/Glasgow-UK.

LIN, Z.H.; **Measurements of vapor quality and flowrates in two-phase flow with sharp-edged circular orifices**, Conference of Flow its Measurements in Science and Industry, 1982, vol.2, pp.493-504, Houston/USA.

MALISKA, C.R.; **Transferência de Calor e Mecânica dos Fluidos Computacional**, 1^a ed., 1995, Ed. LTC, Rio de Janeiro/Brasil.

MARTINS, N.; **Manual de Medição de Vazão**; 1^a ed., 1998, Ed. Interciência, Rio de Janeiro/Brasil.

MATHEWS, J.H.; **Numerical Methods for Computer Science, Engineering and Mathematics**, California State University, Prentice Hall Inc., 1987, New Jersey / USA.

McNEIL, D.A.; **Pipeline design for two-phase flow**, National Engineering Laboratory, paper n° 4, 1992, East Kilbride/Glasgow-UK.

MILLINGTON, B.C.; KING, N.W.; **The performance of a turbine meter in gas-liquid flow with upstream flow conditioning**, International Conference on Flow Measurement in the Mid-80's, paper-10, June-1986, Glasgow/Scotland-UK.

Referências Bibliográficas

MOORE, A.; **Effects of gas-liquid flows on orifice plate flowmeters**, National Engineering Laboratory, paper n° 8, National Engineering Laboratory, paper n° 4, 1986, East Kilbride/Glasgow-UK.

MURDOCK, J.W.; **Two-phase flow measurement with orifice plates**, Journal of Engineering, transaction of ASME, pp.419-433, 1981, USA.

PERRY, R.H.; **Perry's Chemical Engineers Handbook**; 7^a ed., 1997, ed. McGraw Hill Book Co., New York / USA.

FLANNERY, B.P.; PRESS, W.P.; TEUKOLSKY, S.; VETTERLING, W.T.; **Numerical Analysis and Applications of Computer Systems with Recipes in Pascal**; 2nd ed., 1990, Cambridge University Press, Cambridge/UK.

PROCESS ASSOCIATES OF AMERICA; **Process Designer DP2_XY, www-based stand-alone routine program**, 2000, Chicago / IL - USA.

SANDLER, S.I.; **Chemical and Engineering Thermodynamics**, 2nd ed., 1989, ed. John Wiley & Sons Book Co., New York, NY/USA.

SOLIMAN,R.; **Two-phase flow pressure drop computed**, Hydrocarbon Processing, vol.63, pp.155-157, april-1984, Houston/USA.

SOUZA, A.L.; **Determinação teórico experimental da perda de carga durante a evaporação de refrigerantes puros e misturas refrigerantes-óleo em tubos horizontais e em meias curvas**, Tese apresentada à Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, Departamento de Engenharia Mecânica, 1995, São Paulo, Brasil.

SUGARMAN, P.; **Large diameter pipeline system to carry multiphase flow as part of an overall oil production scheme**, Conference on Pipelines Design and Operation, April 1986, paper n°5, pp.1-20, London/UK.

TORAL, H.; **Expert system for multiphase metering**, International Conference on Multiphase Metering and Pumping, paper n°8, pp.1-24, February 2000, Houston/USA.

Referências Bibliográficas

VUOLO, J.H.; **Fundamentos da Teoria de Erros**, 2^a ed., 1996, ed. Edgard Blucher, São Paulo-SP/Brasil.

WHALLEY, P.B.; **Two-phase flow and heat transfer**, Oxford Chemistry Primers, 1st edition, 1996, ed. Oxford University Press Inc., NY/USA.

WILLIAM, H.; **Numerical Recipes in Pascal, the Art of Scientific Computing**, Cambridge University Press, 1989, Cambridge/England.

YAMASHIRO, C.E.; ESPIELL, S.C.E.; FARINA, S.H.; **Program determines regimes of two-phase flow**, Hydrocarbon Processing, vol.95, pp.46-47, dec. 1986, Ensenada/Argentina.

YAWS, C.L.; CHIANG, P.Y.; **Heat Capacities for 700 Compounds**, Chemical Engineering Magazine, pp.91-98, may-1988, Gulf Publishing Co., Houston - Texas/USA.

YIN, J.M.; **A Theoretical Model for Predicting Adiabatic Capillary Tube Performance**, University of Illinois at Urbana-Champaign, paper ACR TR-139, Project 69, july 1998, Illinois / USA.

Apêndice - A

Arquivos em CD Rom