UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS

Fabio Toshio Kanizawa

**Estudo teórico e experimental sobre padrões de
escoamento, fração de vazio e perda de pressão
durante escoamento bifásico água-ar cruzado
ascendente externo a banco de tubos**

Professor Orientador: Gherhardt Ribatski

São Carlos

2014

Fabio Toshio Kanizawa

Estudo teórico e experimental sobre padrões de escoamento, fração de vazio e perda de pressão durante escoamento bifásico água-ar cruzado ascendente externo a banco de tubos.

Tese de doutorado apresentada a
Escola de Engenharia de São Carlos
para obtenção do título de doutor em
engenharia mecânica.

Área de concentração: Térmica e
Fluidos

Orientador: Gherhardt Ribatski

São Carlos

2014

ESTE EXEMPLAR TRATA-SE DA
VERSÃO CORRIGIDA. A VERSÃO
ORIGINAL ENCONTRA-SE
DISPONÍVEL JUNTO AO
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA
MECÂNICA DA EESC-USP.

Autorizo a reprodução e divulgação total ou parcial deste trabalho, por qualquer meio convencional ou eletrônico, para fins de estudo e pesquisa, desde que citada a fonte.

Kanizawa, Fabio Toshio

K16e   Estudo teórico e experimental sobre padrões de escoamento, fração de vazio e perda de pressão durante escoamento bifásico água-ar cruzado ascendente externo a banco de tubos / Fabio Toshio Kanizawa; orientador Gherhardt Ribatski. São Carlos, 2014.

Tese (Doutorado) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica e Área de Concentração em Térmica e Fluidos -- Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, 2014.

1. Banco de tubos. 2. Padrões de escoamento. 3. Fração de vazio. 4. Perda de pressão.

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidato: Engenheiro **FÁBIO TOSHIO KANIZAWA**.

Título da tese: "Estudo teórico e experimental sobre padrões de escoamento, fração de vazio e perda de pressão durante escoamento bifásico água-ar cruzado ascendente externo a banco de tubos".

Data da defesa: 21/11/2014

Comissão Julgadora:

Prof. Dr. **Gherhardt Ribatski**(Orientador)
(Escola de Engenharia de São Carlos/EESC)

Prof. Associado **Oscar Maurício Hernandez Rodriguez**
(Escola de Engenharia de São Carlos/EESC)

Prof. Dr. **Sergio Viçosa Möller**
(Universidade Federal do Rio Grande do Sul/UFRGS)

Prof. Dr. **Jader Riso Barbosa Junior**
(Universidade Federal de Santa Catarina/UFSC)

Prof. Dr. **Eugênio Spanó Rosa**
(Universidade Estadual de Campinas/UNICAMP)

Resultado:

APROVADO

APROVADO

APROVADO

APROVADO

Aprovado

Coordenador do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica:
Prof. Associado **Marcelo Areias Trindade**

Presidente da Comissão de Pós-Graduação:
Prof. Associado **Paulo César Lima Segantine**

Agradecimentos

Ao professor Gherhardt Ribatski pela amizade, oportunidade concedida para a realização deste projeto de doutoramento, e pela orientação e acompanhamento durante o estudo.

Ao técnico e amigo Hélio J. D. Trebi pela essencial colaboração para o projeto e confecção do aparato experimental.

Ao estagiário e amigo Antonio de Paula Silva pela colaboração para construção do aparato experimental.

Ao aluno de iniciação científica Rodrigo Takashi Endoh, pelo desenvolvimento do sensoriamento capacitivo utilizado como base para o sistema empregado neste projeto.

Aos técnicos José Roberto Bogni e Jorge Nicolau dos Santos pelo suporte fornecidos para a realização da etapa experimental do projeto.

Aos demais professores, servidores técnicos, e à Escola de Engenharia de São Carlos.

À minha família, pela compreensão e apoio durante o período dedicado.

À Jaqueline Diniz da Silva pelo amor, amizade e companheirismo.

Aos colegas do grupo de pesquisa pelo apoio e amizade, podendo destacar Anderson Ubices de Moraes, Cristian Toro, Cristiano Bigonha Tibiriçá, Daniel Sempértegui Tapia, Erivelto, Felipe Magazoni, Francisco Loyola, Francisco Julio do Nascimento, Gustavo Rodrigues de Souza, Hugo Leonardo Souza Lara Leão, Karime Barbara Santo Caminoto, Nurcan Mamaca, Stephen Taye Mogaji, Tiago Augusto Moreira.

À Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo, pela concessão da bolsa de doutorado (Processo FAPESP 2010/20670-2).

Ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico pelo apoio financeiro para a realização desta pesquisa (Processo CNPq 481044/2010-8).

Resumo

KANIZAWA, Fabio Toshio. Estudo teórico e experimental sobre padrões de escoamento, fração de vazio e perda de pressão durante escoamento bifásico água-ar cruzado ascendente externo a banco de tubos. 2014. 405 páginas. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2014.

O presente trabalho envolve um estudo teórico e experimental do escoamento bifásico externo a banco de tubos. Inicialmente, apresenta-se uma ampla revisão da literatura sobre padrões de escoamento, fração de vazio e perda de pressão, durante escoamentos monofásicos e bifásicos externos a banco de tubos. Nesta análise são também descritos os métodos de previsão destes parâmetros. Verificam-se diferenças significativas entre as estimativas proporcionadas por eles, fato que indica a inexistência de métodos generalizados. Posteriormente é apresentada uma descrição detalhada da bancada experimental projetada e construída durante o doutoramento. O aparato completo compõe-se da seção de testes, circuito de água, sistema de compressão e condicionamento de ar, e seções de injeção dos fluxos e condicionamento do escoamento. A seção de testes consiste em um banco de tubos distribuídos segundo configuração triangular normal, com os tubos apresentando diâmetro externo de 19,1 mm, comprimento de 381 mm, e espaçamento transversal de 24 mm. Os experimentos foram realizados para escoamento vertical ascendente de misturas água-ar e velocidades superficiais da fase líquida e gás de 0,020 a 1,500 m/s e de 0,10 a 10,00 m/s, respectivamente. Neste estudo foram desenvolvidas técnicas inéditas para determinação experimental da fração de vazio superficial no interior do banco de tubos baseadas em sistemas óptico e de sensoriamento capacitivo. Os padrões de escoamento foram identificados subjetivamente através de visualização de imagens e vídeos do escoamento, e objetivamente com o auxílio do método de agrupamento de dados *k-means* utilizando parâmetros baseados no sinal de perda de pressão e do sensoriamento capacitivo. Identificou-se subjetivamente os padrões de escoamento bolhas, bolhas dispersas, bolhas grandes, agitante, intermitente e anular. Constatou-se equivalência entre os padrões de escoamento identificados através dos métodos objetivo e subjetivo. Resultados experimentais para fração de vazio foram obtidos através de técnicas óptica e capacitiva. Constatou-se que o traçador rodamina B utilizado no método óptico altera as condições do escoamento, ainda que em concentrações reduzidas. A partir dos resultados obtidos com o sensoriamento capacitivo estimou-se a fração de vazio para o padrão bolhas. Resultados para a parcela friccional da perda de pressão também foram

levantados. Constatase o incremento da fração de vazio e da parcela friccional da perda de pressão com as velocidades superficiais das fases líquida e gás. Os resultados para fração de vazio foram comparados com métodos de previsão da literatura, e de maneira geral os métodos preveem as tendências dos resultados experimentais apenas para vazões de líquido reduzidas. Analogamente, os resultados para perda de pressão foram comparados com estimativas segundo métodos da literatura, concluindo que os métodos não preveem satisfatoriamente os resultados obtidos. Desta forma, foram propostos novos métodos de previsão para padrões de escoamento, fração de vazio e parcela friccional da perda de pressão, desenvolvidos a partir de análises dos mecanismos dominantes do escoamento, e adotando parâmetros adimensionais para correlacionar os dados. Os métodos propostos preveem satisfatoriamente os resultados experimentais deste estudo e da literatura para escoamentos bifásicos água-ar.

Palavras-chave: Banco de tubos. Padrões de escoamento. Fração de vazio. Perda de pressão.

Abstract

KANIZAWA, Fabio Toshio. Theoretical and experimental study on flow pattern, void fraction and pressure drop during air-water two-phase upward crossflow through tube bundles. 2014. 405 pages. Thesis (Doctoral degree) - Escola de Engenharia de São Carlos, University of São Paulo, São Carlos, 2014.

The present thesis concerns a theoretical and experimental study of external two-phase flows across tube bundles. Initially, a comprehensive literature review covering flow patterns, void fraction and pressure drop for single and two-phase flows across tubes bundle is presented. The review also describes predictive methods for these parameters. A comparison of these methods reveals reasonable disagreement among their predictions, indicating the absence of generalized methods. Subsequently, the apparatus and instrumentation designed and built to obtain the experimental data are described. The experimental apparatus comprises the test section, a water loop, air compression and conditioning systems, and sets for fluid flow injections and conditioning. The test section is a normal triangular tube bundle, with 19.1 mm OD tubes, 381 mm long and transversal pitch of 24 mm. The experiments were performed for air-water upward vertical flow, for superficial liquid and gas velocities ranging from 0.020 to 1.500 m/s and 0.10 to 10.00 m/s, respectively. Innovative techniques to evaluate the void fraction within the bundle were developed based on capacitive and optical methods. The flow patterns were identified subjectively and objectively by k-means clustering method, using as clustering parameters the pressure drop and the capacitive signals. Bubbles, dispersed bubbles, large bubbles, churn, intermittent and annular flow patterns were identified subjectively. The data groups identified by the objective method are representative of the flow patterns. Void fraction measurements were obtained for bubbly flow using both techniques (optical and capacitive). The void fraction data based on the optical method had its experimental range limited due to changes in the flow characteristics caused by the addition of the fluorescent dye Rhodamine B. The experimental results indicate that the void fraction increases with increasing the superficial velocities of both phases. In general, the void fraction predictive methods available in the literature capture the trends of the experimental results only for reduced liquid flow rates. According to the experimental results, the frictional pressure drop increases asymptotically with increasing the flow rates of both phases. None of the predictive methods from literature evaluated in the present study predicted satisfactorily the experimental results. Methods for prediction of flow

patterns, void fraction and frictional pressure drop parcel were also developed in the present study. These methods provided reasonable predictions of the experimental results obtained in the present study, and also from the literature for air and water flows across tube bundles.

Keywords: Tube bundle. Flow pattern. Void fraction. Pressure drop.

Lista de Símbolos

Letras Romanas

A	Área, m ²
Ad	Admitância elétrica, S
c	Resistividade ou constante dielétrica, $\Omega \cdot m$ ou adimensional
C	Capacitância, F
C^*	Capacitância relativa, adimensional
C_0	Parâmetro de distribuição de fases, adimensional
d	Diâmetro do tubo, m
D_c	Diâmetro interno do separador gás-líquido, m
E_k	Energia cinética de elemento de fluido, J
F	Correção para fator de atrito, adimensional
f	Fator de atrito, adimensional
F_C	Forças de campo, N
F_S	Forças de superfície, N
g	Aceleração da gravitacional, m/s ²
G	Velocidade mássica (fluxo mássico), kg/m ² s
h	Altura, m
H_c	Altura da seção de entrada do separador gás-líquido, m
i	Indicador de elemento

j	Velocidade superficial, m/s
K	Fator de forma, adimensional
L	Comprimento, m
L_c	Altura do trecho cilíndrico do separador gás-líquido, m
m	Massa total por unidade de comprimento, kg/m
$\dot{m}$	Vazão mássica, kg/s
N	Intensidade do feixe de raios gama, fóton/m ² s
n	Número de camadas de tubos, adimensional
N_0	Intensidade do feixe de raios gama emitida, fóton/m ² s
n_{RP}	Número de resistências principais ao escoamento, adimensional
p	Pressão, kPa
Q	Vazão volumétrica, m ³ /s
R	Resistência elétrica, Ω
s	Passo entre tubos de camadas consecutivas, m
s_1	Passo transversal, m
s_2	Passo longitudinal, m
t	Intervalo de tempo, s
T	Temperatura, °C
u	Velocidade <i>in situ</i> , m/s
u_{gj}	Velocidade de deslizamento, m/s
U_0	Velocidade de ascensão de bolha em meio líquido estagnado infinito, m/s
U	Incerteza experimental
UR	Umidade relativa, adimensional

V	Tensão, V
∇	Volume, m ³
$\vec{V}$	Vetor velocidade, m/s
x	Título de vapor (fração mássica de gás), adimensional
z	Coordenada na direção do escoamento, m
Z_c	Altura do trecho cônico do separador gás-líquido, m

Letras Gregas

α	Fração de vazão superficial, adimensional
β	Fração volumétrica, adimensional
δ	Espessura de filme, m
ε	Erro absoluto médio, adimensional
γ_q	Parcela de dados previstos com erro inferior a q%, adimensional
ζ	Razão entre passo longitudinal e diâmetro, adimensional
μ	Viscosidade dinâmica, kg/m.s
θ	Ângulo de alinhamento entre tubos, graus
κ	Ângulo entre o escoamento e o eixo principal dos tubos, graus
λ	Razão entre passo diagonal e diâmetro, adimensional
ν	Viscosidade cinemática, m ² /s
ξ	Fator de amortecimento dinâmico do tubo, adimensional
ρ	Densidade, kg/m ³
σ	Tensão superficial, N/m
τ	Razão entre passo transversal e diâmetro, adimensional
φ	Fator de correção para o número de Euler, adimensional

ψ	Índice de absorção linear de massa, 1/m
ω	Ângulo em relação à horizontal, graus
Ω	Frequência natural do tubo, Hz
ϕ^2	Multiplicador bifásico, adimensional

Subscritos

0	Local
1	Unidimensional
2	Bidimensional
2ϕ	Bifásico
3	Volumétrico
a	Relativo ao ar
a,ref	Relativo ao ar a 20 °C e 1 atm
cr	Condição crítica
<i>diferencial</i>	Correspondente a diferença entre as tomadas de pressão dos transdutores diferenciais de pressão
D	Relativo a fator de atrito do tipo Darcy
f	Friccional
F	Relativo a fator de atrito do tipo Fanning
$Flut$	Relativo ao elemento flutuador do rotâmetro
g	Gás
g_0	Correspondente ao escoamento da mistura como gás
h	Hidráulico
H	Homogêneo

<i>inf</i>	Condição externo ao banco de tubos
<i>l</i>	Líquido
<i>l0</i>	Correspondente ao escoamento da mistura como líquido
<i>m</i>	Mistura
<i>máx</i>	Velocidade na menor seção transversal do escoamento
<i>medido</i>	Valor indicado pelos transdutores
<i>p</i>	Parede
<i>SC</i>	Superfície de controle
<i>t</i>	Tubo
<i>tomada</i>	Relativo ao fluido dentro dos tubos de tomada de pressão
<i>total</i>	Relativo a perda de pressão total
<i>turbina</i>	Propriedades do ar na região de medição de vazão
<i>v</i>	Hidráulico volumétrico
<i>VC</i>	Volume de controle

Parâmetros adimensionais

$Cap = \frac{\mu_l u_g}{\sigma}$	Número de capilaridade
$Eu = \frac{\Delta p}{\rho u^2 / 2}$	Número de Euler
$Fr_{l0} = \frac{G}{\rho_l \sqrt{gd}}$	Número de Froude da mistura escoando como líquido
$Fr = \frac{G^2}{g(\rho_l - \rho_g)^2 d}$	Número de Froude da mistura

$$j_g^* = \left[\frac{\rho_g}{gd_h(\rho_l - \rho_g)} \right]^{0,5} j_g$$

Velocidade superficial do gás adimensionalizada

$$Re = \frac{Gd}{\mu}$$

Número de Reynolds

$$Re_l = \frac{\rho_l j_l d}{\mu_l}$$

Número de Reynolds da fase líquida

$$Ri = \frac{(\rho_l - \rho_g)^2 g(s_l - d)}{G^2}$$

Número de Richardson

$$X_{tt} = \left(\frac{1-x}{x} \right)^{0,9} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0,5} \left(\frac{\mu_l}{\mu_g} \right)^{0,1}$$

Parâmetro de Lockhart e Martinelli

$$We = \frac{G^2 d}{(\rho_l - \rho_g) \sigma}$$

Número de Weber da mistura

$$\Lambda = \ln \frac{(1 - \alpha_H)}{(\rho_g / \rho_l) Re_{g0}^{0,5}}$$

Adimensional definido por Diehl (1957)

$$\Gamma = \sqrt{\frac{\Delta p_{g0}}{\Delta p_{l0}}}$$

Parâmetro definido por Grant e Chisholm (1979)

Siglas

CFD Dinâmica dos fluidos computacional (*Computational Fluid Dynamics*)

ESDU *Engineering Sciences Data Unit*

FDP Função densidade de probabilidade

FFT Transformada rápida de Fourier (*Fast Fourier Transform*)

HEDH *The heat exchanger design handbook*

PIV Velocimetria por imagem de partícula (*Particle image velocimetry*)

PSD Densidade espectral de energia (*Power Spectral Density*)

VIE Vibrações induzidas por escoamento

Lista de Figuras

Figura 2.1 – Ilustração esquemática do escoamento bifásico líquido e vapor no interior de um duto.	45
Figura 2.2 – Esquema de trocador de calor casco e tubos, com tubos retos e um passe nos tubos.	48
Figura 2.3 – Esquema de configurações básicas de banco de tubos.....	48
Figura 2.4 – Configurações de banco de tubos, Païdoussis <i>et al.</i> (2011).	49
Figura 3.1 – Esquema de visualização do escoamento apresentado por Agostini (2008). Vista superior.	53
Figura 3.2 – Esquema de sistema com laser, apresentado por Agostini (2008). Vista superior.	54
Figura 3.3 – Ilustrações esquemáticas dos padrões de escoamento durante escoamento gás-líquido cruzado ascendente em banco de tubos, Xu <i>et al.</i> (1998b).....	56
Figura 3.4 – Ilustrações esquemáticas dos padrões de escoamento externo durante escoamento gás líquido descendente em banco de tubos, Xu <i>et al.</i> (1998b).....	57
Figura 3.5 – Ilustrações esquemáticas dos padrões de escoamento durante escoamento gás-líquido horizontal cruzado através de banco de tubos, Grant e Chisholm (1979).....	58
Figura 3.6 – Ilustrações esquemáticas dos padrões durante escoamento vertical ascendente axialmente aos tubos, Venkateswararao <i>et al.</i> (1982).....	60
Figura 3.7 – Mapa de padrão para escoamento vertical cruzado proposto por Grant e Chisholm (1979), para escoamentos ascendente e descendente.	63
Figura 3.8 – Mapa de padrão para escoamento horizontal cruzado proposto por Grant e Chisholm (1979).	63
Figura 3.9 – Mapa de padrões para escoamentos verticais cruzados proposto por Pettigrew <i>et al.</i> (1989).	65
Figura 3.10 – Mapa de padrão de escoamento proposto para Ulbrich e Mewes (1994) para escoamento vertical ascendente bifásico cruzado em banco de tubos.	67

Figura 3.11 – Mapa de padrões para escoamento vertical ascendente cruzado, proposto por Xu <i>et al.</i> (1998b).	68
Figura 3.12 – Mapa de padrão para escoamento vertical descendente cruzado, proposto por Xu <i>et al.</i> (1998b).	69
Figura 3.13 – Esquema de bolha do tipo <i>cell Taylor</i> para a transição para padrão de escoamento agitante, Venkateswararao <i>et al.</i> (1982).	73
Figura 3.14 – Mapa de padrões de escoamento baseado no método de Venkateswararao <i>et al.</i> (1982).	74
Figura 3.15 – Transições entre padrões de escoamento segundo os métodos de Grant e Chisholm (1979), Ulbrich e Mewes (1994), Taitel <i>et al.</i> (1980), e Xu <i>et al.</i> (1998b). Escoamento ascendente de água e ar a pressão atmosférica, pressão ambiente, $d=19$ mm e $\tau=1,26$	76
Figura 3.16 – Curvas de transição de padrões de escoamento descendente segundo métodos de Grant e Chisholm (1979) e Xu <i>et al.</i> (1998b). Escoamento de água e ar a pressão atmosférica, pressão ambiente, $d=19$ mm e $\tau=1,26$	77
Figura 4.1 – Ilustração esquemática de um sistema para medição da fração de vazio através da técnica de densitometria gama, Falcone <i>et al.</i> (2009).	85
Figura 4.2 – Esquema da sonda resistiva apresentada por Noghrehkar <i>et al.</i> (1999).	86
Figura 4.3 – Ilustração esquemática do sistema de malha metálica (<i>wire-mesh</i>).	90
Figura 4.4 – Diagrama esquemático de eletrodos utilizados por Ito <i>et al.</i> (2011).	92
Figura 4.5 – Diagrama esquemático de eletrodos para utilização em banco de tubos. ..	93
Figura 4.6 – Diagrama esquemático proposto para instalação de sonda de eletrodos em malha para escoamento externo a banco de tubos.	93
Figura 4.7 – Diagrama esquemático de sistema para determinação da fração de vazio desenvolvido por Wojtan <i>et al.</i> (2005c).	94
Figura 4.8 – Comparação entre métodos de previsão de α para escoamento de água-ar, em banco de tubos com $d=19$ mm, $s_I=24$ mm, p_{atm} , $T=25$ °C e $G=3$ kg/m ² s. .	106
Figura 4.9 – Comparação entre métodos de previsão de α para escoamento de água-ar, em banco de tubos com $d=19$ mm, $s_I=24$ mm, p_{atm} , $T=25$ °C e $G=100$ kg/m ² s.	106
Figura 4.10 – Comparação entre métodos de previsão de α para escoamento de água e ar, em banco de tubos com $d=19$ mm, $s_I=24$ mm, a p_{atm} , $T=25$ °C e $G=300$ kg/m ² s.	106

Figura 5.1 – Comparação entre estimativas de perda de pressão para escoamento monofásico de água com $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$, $d = 19,05\text{ mm}$, em banco de tubos segundo configuração quadrada normal.....	112
Figura 5.2 – Comparação entre estimativas de perda de pressão para escoamento monofásico de água com $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$, $d = 19,05\text{ mm}$, em banco de tubos segundo configuração triangular normal.....	113
Figura 5.3 – Comparação entre estimativas de perda de pressão para escoamento monofásico de ar com $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$ e p_{atm} , $d = 19,05\text{ mm}$, em banco de tubos segundo configuração triangular normal.	113
Figura 5.4 – Multiplicador bifásico para escoamento em banco de tubos segundo configuração quincôncio, Diehl (1957).	117
Figura 5.5 – Multiplicador bifásico para escoamento em banco de tubos segundo configuração em linha, Diehl (1957).	118
Figura 5.6 – Variação da estimativa de perda de pressão por fileira com a fração mássica de gás, para escoamento vertical ascendente cruzado de água e ar, em banco de tubos com configuração triangular normal, para escoamento de ar e água, a $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$, p_{atm} , $d = 19,05\text{ mm}$, $s_I = 24\text{ mm}$, $G = 100\text{ kg/m}^2\text{s}$	129
Figura 5.7 – Variação da estimativa de perda de pressão por fileira com a fração mássica de gás, para escoamento vertical ascendente cruzado de água e ar, em banco de tubos com configuração triangular normal, para escoamento de ar e água, a $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$, p_{atm} , $d = 19,05\text{ mm}$, $s_I = 24\text{ mm}$, $G = 500\text{ kg/m}^2\text{s}$	130
Figura 5.8 – Variação da estimativa de perda de pressão por fileira com a fração mássica de gás, para escoamento vertical ascendente cruzado de água e ar, em banco de tubos com configuração quadrada normal, para escoamento de ar e água, a $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$, p_{atm} , $d = 19,05\text{ mm}$, $s_I = 24\text{ mm}$, $G = 100\text{ kg/m}^2\text{s}$	130
Figura 5.9 – Variação da estimativa de perda de pressão por fileira com a fração mássica de gás, para escoamento vertical ascendente cruzado de água e ar, em banco de tubos com configuração quadrada normal, para escoamento de ar e água, a $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$, p_{atm} , $d = 19,05\text{ mm}$, $s_I = 24\text{ mm}$, $G = 500\text{ kg/m}^2\text{s}$	131
Figura 6.1 – Ilustração do circuito principal do aparato experimental.	134
Figura 6.2 – Seção de testes.....	134
Figura 6.3 – Esquema do circuito da seção de testes.....	135
Figura 6.4 – Ilustração do aparato experimental projetado e construído para a realização da campanha experimental do presente projeto.	136

Figura 6.5 – Variação da velocidade crítica com τ para escoamento água-ar em banco de tubos, a pressão atmosférica, $d=19$ mm, $T=25$ °C, e títulos de vapor fixos.	139
Figura 6.6 – Diagrama esquemático do banco de tubos.	140
Figura 6.7 – Resultados de análises em programa de CFD. Distribuição da velocidade do escoamento. Escoamento monofásico turbulento de água. (a) e (b) para velocidades de 0,1 m/s ($Re = 2133$), e (c) e (d) para velocidades de 2 m/s ($Re = 42.659$).	141
Figura 6.8 – Ilustração da seção de testes.	142
Figura 6.9 – Tubo a ser utilizado na seção de testes, com detalhe do canal para anel de vedação.	143
Figura 6.10 – Esquema de fixação dos tubos com sensores ou com seção de visualização.	143
Figura 6.11 – Placa lateral de seção de testes.	144
Figura 6.12 – Resultados de análises em programa CFD do injetor de água. (a) Furos voltados para baixo, (b) Furos voltados para cima, com o injetor no centro da seção, (c) furos voltados para cima, com o injetor na região inferior da seção.	145
Figura 6.13 – Seção de injeção e condicionamento de água sem a colmeia.	146
Figura 6.14 – Aerador por membrana da Síntese Natural Ambiente, modelo T9/60, “bolhas finas”, Síntese Natural.	147
Figura 6.15 – Seção de contração de 600 x 300 mm para 381 x 96 mm.	148
Figura 6.16 – Componente axial da velocidade do escoamento. Resultados de análises para contração. (a) e (b) para velocidade de 0,1 m/s e (c) e (d) para velocidade de 2 m/s.	149
Figura 6.17 – Seção de contração construída em aço inoxidável.	150
Figura 6.18 – Misturador estático construído para o circuito de testes.	151
Figura 6.19 – Misturador estático fixado no interior de seção de aço inoxidável.	152
Figura 6.20 – Região inferior da seção com misturador estático, com injeção concentrada de água na região superior.	152
Figura 6.21 – Condicionador da saída da seção de testes.	153
Figura 6.22 – Diagrama esquemático do separador ciclone, com as respectivas razões de aspecto.	155
Figura 6.23 – Ilustração do corte da chapa para construção do cone do separador ciclone.	156
Figura 6.24 – Diagrama esquemático de sistema de aquisição e terminais.	161

Figura 6.25 – Mapas de padrão de escoamento segundo métodos disponíveis na literatura, e velocidades superficiais possíveis.	162
Figura 6.26 – Função de distribuição de probabilidade da perda de pressão entre a sétima e a décima oitava camadas de tubos.	163
Figura 6.27 – Erro relativo da diferença de pressão.	164
Figura 6.28 – Ilustração esquemática do sistema óptico utilizado na determinação local de fração de vazio superficial e padrão de escoamento.	165
Figura 6.29 – Imagem de suporte e espelho inseridos em tubos de vidro.	166
Figura 6.30 – Imagens do sistema óptico montado no aparato de calibração.	166
Figura 6.31 – Ilustrações da sonda capacitiva construída para determinação experimental da fração de vazio. a) sonda completa; b) detalhe do eletrodo. ...	168
Figura 6.32 – Esquema de vista em corte de sonda capacitiva.	168
Figura 6.33 – Distribuição das fases durante o escoamento bifásico.	168
Figura 6.34 – Circuito eletrônico para conversão da capacitância em sinal de tensão.	169
Figura 6.35 – Imagem de circuito de sonda capacitiva.	172
Figura 6.36 – Esquema de configurações de eletrodos de guarda.	173
Figura 6.37 – Resultados das simulações numéricas para capacitância.	176
Figura 6.38 – Variação de C^* com a passagem de pistão de líquido, em função da distancia entre o centro do pistão e o plano horizontal que passa pelo centro dos eletrodos.	177
Figura 6.39 – Variação das linhas de campo com passagem de pistão de líquido.	177
Figura 7.1 – Fluxograma para implementação do método de agrupamento <i>k-means</i> . .	187
Figura 7.2 – Fluxograma ilustrando sequencialmente os procedimentos de tratamento de imagens.	191
Figura 7.3 – Ilustração do procedimento de recorte de imagem.	192
Figura 7.4 – Imagem de figura de referência impressa utilizada na correção de distorções de imagens.	193
Figura 7.5 – Ilustração do procedimento de transformação.	194
Figura 7.6 – Ilustração do procedimento de eliminação de fundo.	195
Figura 7.7 – Ilustração do procedimento de suavização.	195
Figura 7.8 – Ilustração de binarização.	196
Figura 7.9 – Procedimento para obtenção de imagem somente com contornos de bolhas.	197

Figura 7.10 – Ilustração de processo para obtenção de imagem com contornos de bolhas. Imagem: a) obtida a partir da transformação, destacando a bolha cortando o plano de iluminação; b) binarizada; c) após a dilatação; d) após a soma com o complemento da imagem obtida a partir do tratamento completo.	198
Figura 7.11 – Ilustração do procedimento de subtração.	198
Figura 7.12 – Ilustração de fechamento.	199
Figura 7.13 – Ilustração de eliminação de refrações.	200
Figura 7.14 – Ilustração de fechamento de vazios.	200
Figura 7.15 – Ilustração de remoção de áreas com dimensões reduzidas	201
Figura 7.16 – Ilustração de erosão.	202
Figura 7.17 – Ilustração do processo de tratamento de imagens. Imagem após: a) transformação; b) eliminação de fundo; c) suavização; d) binarização; e) subtração da imagem com contornos do <i>frame</i> anterior; f) fechamento; g) remoção de reflexões; h) eliminação de furos; i) remoção de trechos pequenos; j) erosão.	202
Figura 8.1 – Distribuição de temperaturas para experimentos em condições bifásicas.	206
Figura 8.2 – Ilustrações dos padrões de escoamentos identificados através das janelas laterais.	209
Figura 8.3 – Comparação dos padrões de escoamento identificados subjetivamente e métodos de previsão da literatura.	209
Figura 8.4 – Esquema de padrões de escoamento classificados subjetivamente.	210
Figura 8.5 – Sinais de capacitância relativa e perda de pressão entre sete camadas de tubos.	213
Figura 8.6 – Padrões de escoamento identificados objetivamente através de método <i>k-means</i> .	215
Figura 8.7 – Comparação entre transições de padrões de escoamento identificadas subjetivamente e objetivamente.	216
Figura 8.8 – Grupos de dados de escoamento identificados a partir do método <i>k-means</i> adotando sinal do transdutor diferencial de resposta rápida e do sensoramento capacitivo.	220

Figura 8.9 – Mapa de padrões de escoamento identificados objetivamente através do método de agrupamento de dados <i>c-means</i> , com as curvas de transição obtidas a partir do método <i>k-means</i> .	220
Figura 8.10 – Esquema de distribuição de bolhas para condições de escoamento com alteração de estabilidades.	221
Figura 8.11 – Comparação entre fração de vazio estimada a partir de sistema óptico e a partir de transdutor diferencial de pressão.	224
Figura 8.12 – Resultados experimentais para fração de vazio superficial, determinado a partir de sistema óptico.	226
Figura 8.13 – Resultados experimentais para fração de vazio determinados a partir de sistema óptico com repetição (símbolos vazios e cheios para primeira e segunda campanha experimental, respectivamente).	226
Figura 8.14 – Variação da fração de vazio com a fração mássica de gás para distintos j_l .	227
Figura 8.15 – Parcela de dados previstos com erro entre $\pm 30\%$ para distintas faixas de parâmetros experimentais.	229
Figura 8.16 – Comparação entre resultados experimentais e estimados para fração de vazio para $j_l = 0,146$ m/s.	229
Figura 8.17 – Comparação entre resultados experimentais e estimados para fração de vazio para $j_l = 0,204$ m/s.	230
Figura 8.18 – Comparação entre resultados experimentais e estimados para fração de vazio para $j_l = 0,495$ m/s.	230
Figura 8.19 – Resultados experimentais para capacitância normalizada para condição de líquido estagnado. Símbolos cheios correspondem a transição para agitante.	232
Figura 8.20 – Variação da capacitância normalizada com j_g para $j_l = 0,020$ m/s, para duas configurações de eletrodos de guarda.	233
Figura 8.21 – Variação temporal da capacitância normalizada durante escoamento intermitente para duas configurações de eletrodos de guarda, $j_l = 0,020$ m/s e $j_g = 4,35$ m/s.	234
Figura 8.22 – Variação de C^* médio com j_g para distintos valores de j_l .	236
Figura 8.23 – Variação temporal de C^* para $j_l = 0,020$ m/s.	236
Figura 8.24 – Variação de C^* com x para distintos valores de j_l .	237
Figura 8.25 – Variação de α com j_g para distintos valores de j_l .	238
Figura 8.26 – Variação de α com x para distintos valores de j_l .	238

Figura 8.27 – Distribuição das condições experimentais para resultados de α .	239
Figura 8.28 – Distribuição de γ_{30} para distintas faixas de α e G .	241
Figura 8.29 – Variação de valores de α experimentais e estimados com j_g .	242
Figura 8.30 – Fator de atrito para escoamento monofásico de água.	243
Figura 8.31 – Comparação entre fator de atrito estimado e experimental para escoamento monofásico de água, para tomadas de pressão entre 11 camadas de tubos.	244
Figura 8.32 – Fator de atrito para escoamento monofásico de ar.	245
Figura 8.33 – Distribuição dos resultados experimentais.	247
Figura 8.34 – Variação da perda de pressão total com a velocidade de gás para distintas velocidades da fase líquida, e tomadas de pressão instaladas após a sétima e a décima oitava camadas. As linhas correspondem a distintos conjuntos de j_l .	248
Figura 8.35 – Comparação entre perda de pressão total por camadas durante escoamentos bifásicos para tomadas de pressão entre 11 e 7 camadas (símbolos vazios e cheios, respectivamente).	248
Figura 8.36 – Variação da perda de $\Delta p_f / n$ com j_g para j_l distintos.	249
Figura 8.37 – Variação da perda de $\Delta p_f / n$ com x para j_l distintos.	250
Figura 8.38 – Variação de ϕ_l^2 com j_g^* .	251
Figura 8.39 – Variação de ϕ_l^2 com x .	251
Figura 8.40 – Parcela gravitacional na perda de pressão total.	252
Figura 8.41 – Distribuição de γ_{30} para distintas faixas de G e j_g e distintos padrões de escoamento.	253
Figura 8.42 – Comparação entre resultados experimentais e estimados para Δp_f , $j_l = 0,020$ m/s.	254
Figura 8.43 – Comparação entre resultados experimentais e estimados para Δp_f , $j_l = 0,183$ m/s.	255
Figura 8.44 – Comparação entre resultados experimentais e estimados para Δp_f , $j_l = 0,553$ m/s.	255
Figura 8.45 – Comparação entre resultados experimentais e estimados para Δp_f , $j_l = 1,500$ m/s.	256
Figura 9.1 – Padrões de escoamento identificado objetivamente através do método <i>k-means</i> e as curvas de transição entre padrões.	258
Figura 9.2 – Transições entre padrões de escoamento definidos a partir de método <i>k-means</i> e critérios de transição propostos.	262

Figura 9.3 – Comparação entre o método de Grant e Chisholm (1979) e o método proposto para $d = 19$ mm e $\tau = 1,25$, configuração triangular.	263
Figura 9.4 – Comparação entre o método de Ulbrich e Mewes (1994) e o método proposto para $d = 20$ mm, $\tau = 1,50$, configuração quadrada normal.	264
Figura 9.5 – Comparação entre o método de Xu <i>et al.</i> (1998b) e o método proposto para $d = 9,79$ mm e $\tau = 1,28$, configuração quadrada normal.	264
Figura 9.6 – Comparação entre as curvas de transição de padrões de escoamento apresentadas por Noghrehkar <i>et al.</i> (1999) para $d = 12,7$ mm e $\tau = 1,47$, configuração quadrada normal.....	265
Figura 9.7 – Comparação entre as curvas de transição de padrões de escoamento apresentadas por Noghrehkar <i>et al.</i> (1999) para $d = 12,7$ mm e $\tau = 1,47$, configuração triangular normal.....	265
Figura 9.8 – Comparação de α estimado segundo métodos de previsão com x , para $G = 3$ kg/m ² s.	271
Figura 9.9 – Comparação de α estimado segundo métodos de previsão com x , para $G = 100$ kg/m ² s.	271
Figura 9.10 – Comparação de α estimado segundo métodos de previsão com x , para $G = 300$ kg/m ² s.	271
Figura 9.11 – Comparação entre valores estimados de α e resultados experimentais..	272
Figura 9.12 – Comparação entre estimativas e resultados experimentais de Dowlati <i>et al.</i> (1992b).....	273
Figura 9.13 – Comparação entre estimativas e resultados experimentais de Feenstra <i>et al.</i> (2000).	274
Figura 9.14 – Comparação entre resultados experimentais e estimados para parcela friccional da perda de pressão.....	278
Figura 9.15 – Avaliação do método proposto para distintas faixas de parâmetros experimentais.	279
Figura 9.16 – Comparação entre estimativas e resultados experimentais apresentados por Dowlati <i>et al.</i> (1992b).	280
Figura 9.17 – Comparação entre estimativas e resultados experimentais de Xu <i>et al.</i> (1998b) para perda de pressão.	281
Figura A.1 – Ilustração esquemática do escoamento bifásico em um elemento infinitesimal do duto.	305

Figura B.1 – Variação da razão entre número de Euler e fator de correção com o número de Reynolds para banco de tubos segundo configuração quincôncio, Zukauskas (1972).....	323
Figura B.2 – Fator de correção do número de Euler dado na Fig. B.1 para escoamento em banco de tubos segundo configuração quincôncio.....	323
Figura B.3 – Variação da razão entre número de Euler e fator de correção com o número de Reynolds para banco de tubos segundo configuração em linha, Zukauskas (1972).....	324
Figura B.4 – Fator de correção para o número de Euler dado na Fig. B.3 para escoamento em banco de tubos com configuração em linha.	324
Figura B.5 – Fator de atrito para perda de pressão friccional em banco de tubos quincôncio que satisfazem a Eq. (B.18), Grimison (1937).....	326
Figura B.6 – Fator de atrito para perda de pressão friccional em banco de tubos quincôncio que não satisfazem a Eq. (B.18), Grimison (1937).....	327
Figura B.7 – Fator de atrito para perda de pressão friccional em banco de tubos com configuração em linha, Grimison (1937).....	327
Figura B.8 – Variação do fator de atrito para escoamento através de uma única fileira de tubos com τ -1, Boucher e Lapple (1948).....	328
Figura B.9 – Fator de atrito para transição entre regimes laminar e turbulento, Bergelin <i>et al.</i> (1952). Configurações segundo Tab. 5.2.....	329
Figura B.10 – Variação da estimativa do fator de atrito com o número de Reynolds para escoamento em banco de tubos com $d = 19,05$ mm, $s_l = 24$ mm, segundo metodologia de Gaddis (2010).....	334
Figura B.11 – Variação do número de Euler com o número de Reynolds para escoamento em banco de tubos segundo configuração em linha, com $\tau=\zeta$	338
Figura B.12 – Variação do número de Euler com o número de Reynolds para escoamento monofásico em banco de tubos segundo configuração quincôncio, triangular normal.	339
Figura B.13 – Fator de correção para o número de Euler para número reduzido de fileiras de tubos, para escoamento em banco de tubos com configuração em linha.	342
Figura B.14 – Fator de correção para o número de Euler para número reduzido de fileiras de tubos, para escoamento em banco de tubos com configuração quincôncio.....	342

Figura B.15 – Esquema de configurações de bancos de tubos, com o passo característico apresentado pelo ESDU (2007).	344
Figura B.16 – Variação do fator de atrito com o número de Reynolds para escoamento em banco de tubos segundo configuração quadrada normal, ESDU (2007). ...	347
Figura B.17 – Variação do fator de atrito com o número de Reynolds para escoamento em banco de tubos segundo configuração quadrada rotacionada, ESDU (2007).	348
Figura B.18 - Variação do fator de atrito contra o número de Reynolds para escoamento em banco de tubos segundo configuração triangular normal, ESDU (2007). ..	348
Figura B.19 – Variação do fator de atrito com o número de Reynolds para escoamento em banco de tubos segundo configuração quadrada normal, ESDU (2007). ...	351
Figura B.20 – Variação do fator de atrito com o número de Reynolds para escoamento em banco de tubos segundo configuração quadrada rotacionada, ESDU (2007).	352
Figura B.21 – Variação da perda de pressão com o número de Reynolds para configuração quadrada normal.....	352
Figura C.1 – Ilustração da contração com o sistema de coordenadas.	353
Figura D.1 – Ilustração do processo de tratamento do ar até o ponto de medição de vazão.	358
Figura D.2 – Diagrama do vapor d’água para o processo de compressão e tratamento do ar, para UR de entrada igual a 20%.....	359
Figura D.3 – Diagrama do vapor d’água para o processo de compressão e tratamento do ar, para UR de entrada igual a 90%.....	359

Lista de Tabelas

Tabela 3.1 – Condições experimentais dos bancos de dados utilizados para desenvolvimento dos métodos de predição de padrão de escoamento.	61
Tabela 4.1 – Condições experimentais do banco de dados utilizados para desenvolvimento dos métodos para estimativa de fração de vazio.	96
Tabela 4.2 – Número de fileiras de tubos horizontais necessárias para o desenvolvimento do escoamento, segundo Kondo e Nakajima (1980).	98
Tabela 4.3 – Comparação entre propriedades para fluidos refrigerantes, água-ar e água.	103
Tabela 5.1 – Condições experimentais dos bancos de dados utilizados para desenvolvimento dos métodos de predição de perda de pressão.	115
Tabela 5.2 – Coeficientes e expoentes para estimativa da perda de pressão friccional segundo Eq. (5.17), Grant e Chisholm (1979).	120
Tabela 5.3 – Coeficientes para estimativa do multiplicador bifásico, Schrage <i>et al.</i> (1988).	125
Tabela 5.4 – Coeficientes C para determinação do multiplicador bifásico para escoamento vertical em banco de tubos com configuração em linha, Dowlati <i>et al.</i> (1990).	126
Tabela 6.1 – Constantes para cálculo de velocidade crítica propostas por Schröder e Gelbe (1999).	138
Tabela 6.2 – Avaliação do circuito para tratamento primário do sinal das sondas.	172
Tabela 8.1 – Parcela dos padrões de escoamento prevista corretamente pelos mapas da literatura.	214
Tabela 8.2 – Comparação entre fração de vazio volumétrica e superficial segundo o método óptico em condição de líquido quiescente.	223
Tabela 8.3 – Valores de tensão superficial.	224
Tabela 8.4 – Comparação entre resultados experimentais e métodos de previsão para fração de vazio.	227

Tabela 8.5 – Análise da comparação entre os resultados experimentais para α com métodos de previsão.	240
Tabela 8.6 – Comparação entre resultados experimentais e estimados para perda de pressão friccional.	252
Tabela 9.1 – Análise estatística da comparação entre resultados da literatura e métodos de previsão de α	274
Tabela B.1 – Incremento da perda do fator de atrito em relação a banco de tubos com número elevado de fileiras, com a redução do número fileiras de tubos, Boucher e Lapple (1948).	328
Tabela B.2 – Configurações de banco de tubos para fator de atrito de transição, conforme Fig. B.9, Bergelin <i>et al.</i> (1952).	329
Tabela B.3 – Relação entre passos transversal e longitudinal, e o passo definido pelo ESDU (2007).	344
Tabela C.1 – Perfis das chapas para construção da contração.	356
Tabela E.1 – Dados de calibração de transdutor de vazão eletromagnéticos de água, de 2 polegadas.	361
Tabela E.2 – Dados de calibração de transdutor de vazão eletromagnéticos de água, de 2 polegadas.	362
Tabela E.3 – Resultados de calibração do transdutor do tipo turbina de ½ polegada de bitola.	364
Tabela E.4 – Resultados de calibração do transdutor do tipo turbina de 1 polegada de bitola.	364
Tabela E.5 – Resultados de calibração do transdutor do tipo turbina de 2 polegadas de bitola.	364
Tabela E.6 – Dados de calibração de rotâmetro de uma polegada, modelo 440 e número de série 12060038.	366
Tabela E.7 – Dados de calibração de rotâmetro de uma polegada, modelo 440 e número de série 12060039.	366
Tabela E.8 – Dados de calibração de rotâmetro de uma polegada, modelo 440 e número de série 12060040.	367
Tabela E.9 – Dados de calibração de rotâmetro de duas polegadas, modelo 440 e número de série 12060041.	367
Tabela E.10 – Dados de calibração de rotâmetro de duas polegadas, modelo 440 e número de série 12060042.	367

Tabela F.1 – Resultados experimentais para escoamento de água.	369
Tabela F.2 – Resultados experimentais para escoamentos monofásicos de ar.....	370
Tabela F.3 – Resultados experimentais para escoamentos bifásicos para $n = 11$	371
Tabela F.4 – Resultados experimentais para escoamentos bifásicos, $n = 7$	388
Tabela F.5 – Resultados experimentais para escoamentos bifásicos com sistema óptico.	405

Sumário

1	INTRODUÇÃO	39
1.1	Objetivos	42
1.2	Organização do texto	43
2	FUNDAMENTOS	45
2.1	Parâmetros do escoamento bifásico	45
2.2	Parâmetros geométricos de banco de tubos	47
3	PADRÕES DE ESCOAMENTO	51
3.1	Definições	51
3.2	Métodos de previsão de padrão de escoamento	61
3.2.1	Comparação entre métodos de previsão	75
4	FRAÇÃO DE VAZIO	79
4.1	Avaliação experimental da fração de vazio	79
4.1.1	Fechamento rápido de válvulas	81
4.1.2	Densitometria por raios gama.....	82
4.1.3	Resistividade.....	86
4.1.4	Impedância elétrica.....	88
4.1.5	Sonda de eletrodos em malha (<i>Wire-mesh</i>)	89
4.1.6	Técnicas ópticas.....	93
4.2	Métodos de estimativa da fração de vazio	96
4.2.1	Comparação entre métodos de estimativa de fração de vazio	104
5	PERDA DE PRESSÃO.....	109
5.1	Perda de pressão durante escoamentos monofásicos	111
5.2	Perda de pressão durante escoamentos bifásicos	114

5.2.1	Comparação entre métodos de previsão de perda de pressão durante escoamento bifásico	128
6	APARATO EXPERIMENTAL	133
6.1	Seção de testes	136
6.2	Seção de injeção e condicionamento do escoamento de líquido	144
6.3	Seção de injeção de ar	147
6.4	Seção de contração	148
6.5	Misturador estático	150
6.6	Condicionador de escoamento na saída da seção de testes	152
6.7	Linha de saída	153
6.8	Circuito de água	156
6.9	Compressor e linha de ar	158
6.10	Sistema de controle e aquisição de dados	160
6.11	Instrumentação	161
6.12	Sistema óptico	164
6.13	Sonda capacitiva	167
7	REGRESSÃO DOS DADOS E PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL	179
7.1	Parâmetros experimentais	179
7.2	Procedimento experimental	181
7.3	Perda de pressão	183
7.4	Padrão de escoamento	186
7.5	Fração de vazio a partir do sistema óptico	190
7.6	Fração de vazio a partir de sensoriamento capacitivo	203
8	RESULTADOS EXPERIMENTAIS	205
8.1	Padrões de escoamento	206
8.2	Fração de vazio a partir do sistema óptico	222
8.3	Fração de vazio a partir do sensoriamento capacitivo	230

8.4	Perda de pressão durante escoamento monofásico	242
8.5	Perda de pressão durante escoamentos bifásicos	245
9	MÉTODOS DE PREVISÃO	257
9.1	Padrões de escoamento	257
9.2	Fração de vazio superficial	266
9.3	Perda de pressão durante escoamentos bifásicos	275
10	CONCLUSÕES E PROPOSTAS PARA TRABALHOS FUTUROS	283
10.1	Conclusões	283
10.2	Recomendações para trabalhos futuros.....	289
11	REFERÊNCIAS	291
APÊNDICE A	DERIVAÇÃO DE RELAÇÕES PARA ESCOAMENTO SEGUNDO ABORDAGEM DE FASES SEPARADAS.....	305
A.1	Conservação da massa	308
A.2	Conservação da quantidade de movimento.....	310
APÊNDICE B	MÉTODOS PARA ESTIMATIVA DE PERDA DE PRESSÃO DURANTE ESCOAMENTO MONOFÁSICO EXTERNO A BANCO DE TUBOS	319
B.1	Idel'Chik (1966)	319
B.2	Zukauskas (1972).....	320
B.3	Tilton (2008).....	325
B.4	Gaddis (2010)	330
B.5	Zukauskas e Ulinskas (1983).....	335
B.6	ESDU (2007)	343
B.6.1	Relações originais de ESDU (2007).....	350
APÊNDICE C	DEFINIÇÃO DO PERFIL DA CONTRAÇÃO	353
APÊNDICE D	AVALIAÇÃO DA INFLUÊNCIA DA UMIDADE DO AR.....	357
APÊNDICE E	INCERTEZAS DE TRANSDUTORES.....	361
E.1	Transdutores de vazão eletromagnéticos	361
E.2	Transdutores de vazão do tipo turbina	363

E.3	Rotâmetros	365
APÊNDICE F	RESULTADOS EXPERIMENTAIS.....	369
F.1	Resultados para escoamentos monofásicos	369
F.2	Resultados para escoamentos bifásicos	371

1 INTRODUÇÃO

Trocadores de calor do tipo casco e tubos são comuns nas indústrias de processos, geração de energia e refrigeração. Noghrehkar *et al.* (1999) e Green e Hetsroni (1995) estimam que mais da metade deste tipo de equipamento opere segundo condições de escoamento bifásico no lado do casco. Apesar destes aspectos, o número de pesquisas e publicações acerca do escoamento externo é inferior ao verificado para escoamento interno a tubos. É frequente que estes equipamentos apresentem centenas de tubos de vários metros de comprimento, conforme indicado por Ribatski e Thome (2007). Assim, reduções do tamanho do trocador, através da redução de fatores de segurança de projeto ou da utilização de ferramentas de dimensionamento mais precisas, podem implicar em reduções significativas dos custos de fabricação, instalação e manutenção, assim como decréscimo do impacto ambiental. No caso do setor de refrigeração, a redução do tamanho do equipamento permite reduzir o inventário de fluido refrigerante. Além disso, conforme indicado por Ribatski (2008), a diminuição do volume do trocador de calor implica em reduções do vazamento de fluido refrigerante segundo valores absolutos e relativos, com consequente redução do impacto ambiental.

Trocadores de calor do tipo casco e tubos são empregados como condensadores e evaporadores na indústria de refrigeração, geradores de vapor, evaporadores e condensadores para indústria petroquímica, e em refervedor *kettle* (*kettle reboilers*) para reaproveitamento de energia.

Neste contexto é fato a necessidade do melhor conhecimento dos mecanismos relacionados ao escoamento bifásico externo para o desenvolvimento de metodologias e ferramentas de projeto precisas e confiáveis para este tipo de trocador, Ribatski e Thome (2007). Portanto, a realização de estudos experimentais se faz essencial para a análise dos parâmetros do escoamento bifásico e desenvolvimento de modelos e correlações, assim como validação de códigos computacionais.

A maioria dos estudos disponíveis na literatura sobre o escoamento bifásico externo a tubos foi efetuada utilizando mistura água-ar como fluido de trabalho e velocidades de escoamento elevadas. Isto indica como foco destes estudos geradores de vapor na indústria

nuclear. Estes estudos são em sua maioria dedicados a identificação dos padrões de escoamento e determinação experimental da fração de vazio e da perda de pressão.

Conforme indicado por Green e Hetsroni (1995), em plantas de geração de energia com reatores nucleares a água pressurizada, os geradores de vapor transferem calor do sistema de resfriamento primário, correspondente à água pressurizada, para o sistema de resfriamento secundário. A geração de vapor, correspondente a ebulição convectiva da água, ocorre externamente ao banco de tubos no sistema de resfriamento secundário, de onde o vapor é direcionado para o acionamento das turbinas a vapor da planta. Os geradores de vapor para este tipo de aplicação apresentam número elevado de passes no lado do casco, e usualmente um ou dois passes nos tubos, OTSG (*Once through steam generator*) e RSG (*recirculating steam generator*), respectivamente. Este tipo de equipamento opera com velocidades de escoamento elevadas no lado do casco, com escoamento predominante cruzado aos tubos devido à característica geométrica construtiva do trocador de calor.

A predominância de estudos para ar-água visando emular o processo de evaporação da água se deve as dificuldades em efetuar ensaios em condições típicas de operação correspondendo às elevadas pressões, temperaturas e velocidades de escoamento empregadas, e a alta potência para geração do vapor de água decorrente do elevado calor latente deste fluido. Nesse contexto, Khushnood *et al.* (2004) e Feenstra *et al.* (2000) indicam que a utilização de água e ar como mistura de trabalho pode não ser representativo da mistura de água saturada, devido a diferença significativa na razão entre densidades e viscosidades das fases, e distintos valores de tensão superficial. Estes autores indicam que experimentos realizados com refrigerantes R11 e R22 representariam melhor a mistura água saturada. Em decorrência das limitações experimentais mencionadas, e devido ao fato de que a adoção de parâmetros adimensionais apropriados para a representação e correlação dos resultados pode mitigar as diferenças entre as propriedades físicas de misturas água saturada e água-ar, neste estudo será realizada avaliação experimental do escoamento de misturas água-ar. Vale destacar ainda que os fluidos refrigerantes mencionados na literatura apresentam tensões superficiais cerca de uma ordem de grandeza inferior a água.

O projeto de trocadores de calor do tipo casco e tubos deve considerar também aspectos relacionados a vibrações induzidas pelo escoamento (VIEs) externo, pois estes podem afetar a vida útil e o desempenho do equipamento, conforme indicado por Feenstra *et al.* (2003), Pettigrew e Taylor (2003a,b,2004), Schröder e Gelbe (1999), Gelbe e Ziada (2010)

e Klein *et al.* (2014). Noghrehkar *et al.* (1999) indicam que um projeto eficiente de trocadores de calor para geração de vapor requer velocidades de escoamento elevadas externamente aos tubos e redução do peso dos suportes. Entretanto, tais condições favorecem a ocorrência de vibrações induzidas por escoamentos. Na literatura os seguintes mecanismos de excitação das vibrações são descritos: desprendimento alternado de vórtices, excitação por turbulência, ressonância acústica e instabilidades fluido-elásticas. As vibrações induzidas por escoamento em banco de tubos podem implicar em redução na vida útil do trocador devido à fadiga, ou a falha do equipamento após número reduzido de horas de operação. Neste contexto, Green e Hetsroni (1995) indicam o fato da excitação por instabilidades fluido-elásticas causarem o colapso do trocador e o rompimento de tubos na região próxima aos espelhos.

Pettigrew e Taylor (2004) ressaltam os mecanismos relacionados ao amortecimento do sistema como tão importantes quanto os mecanismos de excitação das vibrações induzidas por escoamento. Estes autores indicam que o amortecimento é composto de uma parcela viscosa relacionada ao movimento do tubo através do fluido, e outra parcela de amortecimento bifásico, que segundo os autores é devido a um fenômeno de dissintonia entre o tubo e a estrutura do escoamento bifásico, similar ao observado por Carlucci e Brown (1983) para escoamento externo axial. Como metodologia para estimativa da parcela bifásica, os autores propõem o amortecimento como uma função direta da fração de vazio local, indicando a necessidade de desenvolvimento de metodologias precisas de previsão da fração de vazio também para a análise dinâmica do trocador de calor.

Com o objetivo de reduzir a possibilidade de ocorrência de vibrações induzidas por escoamentos, fabricantes de trocadores de calor estão empregando suportes de tubos intermediários do trocador em forma de hélice contínua (*helical baffles*), diferente da configuração convencional que consiste em suportes perpendiculares ao eixo dos tubos, conforme apresentado por Wang *et al.* (2010a) e Jafari Nasr e Shafeghat (2008). Com essa técnica o escoamento passa a ter uma componente de velocidade na direção axial dos tubos, que reduz a ocorrência de vibrações induzidas por escoamento, pois conforme indicado por Pettigrew e Taylor (2003a) a vibração induzida por escoamento é fenômeno restrito ao escoamento cruzado. Green e Hetsroni (1995) e Khushnood *et al.* (2004) indicam que a operação dos trocadores de calor com escoamento segundo padrões não contínuos, como o intermitente e agitante, deve ser evitada por favorecer a vibração dos tubos. Com base na discussão apresentada, um melhor conhecimento das características do escoamento bifásico externo aos tubos é essencial para o desenvolvimento de ferramentas e metodologias de

projeto para a construção de trocadores de calor, assim como para definição de condições de operação seguras, com foco em aspectos termo-hidráulicos e dinâmicos do sistema.

Com o objetivo de contribuir para o entendimento dos fenômenos relacionados ao escoamento externo, este estudo contempla uma revisão da literatura sobre escoamento bifásico externo a banco de tubos, focando na definição, identificação e previsão dos padrões de escoamento, da fração de vazio e da perda de pressão. Também faz parte desta tese a descrição detalhada do aparato construído e da instrumentação desenvolvida para avaliação experimental de parâmetros do escoamento. A etapa experimental consiste na análise do escoamento bifásico de água e ar, para escoamento cruzado vertical ascendente em banco de tubos segundo configuração triangular normal. Vale destacar que embora o estudo de vibrações induzidas por escoamento não seja o objetivo deste estudo, tal tema será mencionado ao longo deste texto de forma recorrente, pois este é um parâmetro importante no projeto de trocadores de calor e a bancada experimental foi desenvolvida também com este propósito.

1.1 Objetivos

O presente trabalho tem como objetivo geral o estudo teórico e experimental do padrão de escoamento, da perda de pressão e da fração de vazio superficial durante o escoamento bifásico vertical ascendente de mistura de ar e água externamente a banco de tubos. Como objetivos específicos se apresentam os seguintes:

- Realização de uma revisão crítica da literatura sobre padrões de escoamento durante fluxo externo a banco de tubos. Esta análise trata de escoamentos externos cruzados verticais ascendentes e descendentes, cruzados horizontais e verticais ascendentes axiais;
- Levantamento na literatura de técnicas para determinação experimental da fração de vazio durante escoamentos bifásicos, juntamente com métodos de previsão desse parâmetro para escoamento vertical cruzado;
- Apresentação de uma revisão crítica da literatura a respeito de metodologias de previsão da perda de pressão durante escoamentos monofásicos e bifásicos externos a banco de tubos;

- Dimensionamento e construção de aparato para realização de campanha experimental objetivando o levantamento de resultados para padrões de escoamento, perda de pressão e fração de vazio superficial, durante escoamento cruzado ascendente;
- Desenvolvimento de técnicas inovadoras para determinação da fração de vazio superficial no interior de banco de tubos, baseadas em método óptico e em sensoriamento capacitivo;
- Desenvolvimento de métodos de previsão de padrões de escoamento, fração de vazio superficial e da parcela friccional da perda de pressão;

1.2 Organização do texto

O presente trabalho foi organizado segundo os seguintes capítulos:

- **Capítulo 2:** apresentação dos parâmetros e fundamentos de escoamentos bifásicos, seguida das descrições de parâmetros geométricos para caracterização de banco de tubos;
- **Capítulo 3:** descrição dos padrões de escoamento para fluxos cruzado ascendente e descendente, horizontal cruzado e vertical ascendente axial. Este capítulo inclui ainda descrições das metodologias de previsão de padrões de escoamento disponíveis na literatura;
- **Capítulo 4:** descrição de técnicas para determinação experimental da fração de vazio durante escoamentos internos e externos. São também apresentados métodos para previsão da fração de vazio durante escoamento externo vertical ascendente cruzado;
- **Capítulo 5:** descrição de métodos de previsão da perda de pressão durante escoamento monofásico e bifásico cruzado a banco de tubos;
- **Capítulo 6:** descrição detalhada do aparato experimental construído para a realização da campanha experimental. Esse capítulo apresenta o memorial de cálculo dos componentes, juntamente com análises e decisões de projeto adotadas para a definição dos equipamentos. Também descreve os sistemas de sensoriamentos óptico e capacitivo desenvolvidos para determinação da fração de vazio superficial;
- **Capítulo 7:** descrição do procedimento experimental adotado para a realização dos experimentos e dos procedimentos para análise dos resultados experimentais;

- **Capítulo 8:** apresentação dos resultados experimentais obtidos para padrões de escoamento, fração de vazio e perda de pressão. Os resultados são comparados com estimativas baseadas em métodos de previsão disponíveis na literatura;
- **Capítulo 9:** proposição de métodos de previsão de padrão de escoamento, fração de vazio superficial e parcela friccional da perda de pressão, desenvolvidos a partir dos resultados experimentais obtidos durante a campanha experimental;
- **Capítulo 10:** apresentação das principais conclusões do estudo realizado, e recomendações para trabalhos futuros;
- **Apêndice A:** derivação de relações para o escoamento bifásico para continuidade e conservação da quantidade de movimento;
- **Apêndice B:** descrição de métodos da literatura para estimativa da parcela friccional durante escoamento monofásico cruzado externo a banco de tubos;
- **Apêndice C:** descrição do procedimento para dimensionamento de perfil de contração de dutos.
- **Apêndice D:** avaliação da influência da umidade do ar comprimido no balanço de massa e na densidade da fase gás;
- **Apêndice E:** apresentação da análise de incerteza e curvas de calibração dos transdutores de vazão empregados;
- **Apêndice F:** apresentação dos resultados experimentais segundo tabelas;

2 FUNDAMENTOS

Neste capítulo são definidos e apresentados parâmetros utilizados na caracterização do escoamento bifásico e as definições geométricas de banco de tubos.

2.1 Parâmetros do escoamento bifásico

A presente seção descreve os parâmetros característicos do escoamento bifásico encontrados na literatura.

A Figura 2.1 ilustra esquematicamente o escoamento bifásico líquido e gás no interior de um duto. As definições apresentadas neste texto para o escoamento interno são também utilizadas na descrição de escoamentos externos em banco de tubos, pois assume-se o casco do trocador de calor como um duto limitado pelas suas paredes.

Figura 2.1 – Ilustração esquemática do escoamento bifásico líquido e vapor no interior de um duto.

A vazão mássica total é dada pela soma das vazões mássicas de cada fase:

$$\dot{m} = \dot{m}_l + \dot{m}_g \quad (2.1)$$

Para escoamentos bifásicos líquido-vapor admite-se equilíbrio termodinâmico entre as fases, e as vazões mássicas de cada fase podem ser dadas em função do título de vapor termodinâmico, como se segue:

$$\dot{m}_l = (1 - x)\dot{m} \quad (2.2)$$

$$\dot{m}_g = x\dot{m} \quad (2.3)$$

Para escoamento bifásico no qual as fases líquida e gasosa são componentes distintos, e na ausência de transferência de massa, o título de vapor, ou fração mássica da fase gasosa, é constante ao longo da seção de testes.

Define-se ainda a velocidade mássica, ou fluxo mássico, como a razão entre a vazão mássica e a área transversal ao escoamento, conforme as seguintes expressões:

$$G = \frac{\dot{m}}{A} \quad (2.4)$$

$$G_g = \frac{\dot{m}_g}{A} = x \frac{\dot{m}}{A} \quad (2.5)$$

$$G_l = \frac{\dot{m}_l}{A} = (1 - x) \frac{\dot{m}}{A} \quad (2.6)$$

No presente estudo, a menor seção transversal ao escoamento, correspondente à área entre tubos vizinhos de uma mesma camada, será considerada na definição dos fluxos mássico e volumétrico.

Adicionalmente, são definidas as velocidades superficiais, ou fluxos volumétricos, que correspondem às velocidades médias de cada fase caso escoassem isoladamente no duto. As velocidades superficiais de cada fase são dadas pelas seguintes relações:

$$j_g = \frac{Q_g}{A} = \alpha u_g \quad (2.7)$$

$$j_l = \frac{Q_l}{A} = (1 - \alpha) u_l \quad (2.8)$$

onde u corresponde à velocidade *in situ*, e o termo α corresponde a fração de vazio superficial, dada pela média temporal da razão entre a área da seção transversal ocupada pela fase gasosa e a área total da seção transversal, conforme a seguinte relação:

$$\alpha = \frac{A_g}{A} \quad (2.9)$$

Além da fração de vazio superficial, definem-se as frações de vazio cordal α_1 e volumétrica α_3 , que correspondem respectivamente à média temporal da fração de uma linha e de um volume ocupadas pela fase gasosa. Também pode ser definida a fração de vazio local α_0 correspondente à fração de tempo em que um determinado ponto é ocupado pela fase gasosa. A fração de vazio volumétrica é comumente referida como *holdup* de gás por pesquisadores e engenheiros do setor de petróleo.

A velocidade superficial da mistura é dada pela soma das velocidades superficiais de cada fase, conforme a seguinte equação:

$$j = j_g + j_l \quad (2.10)$$

Outro parâmetro importante na análise de escoamentos bifásicos é a fração volumétrica, correspondente à média espacial instantânea da fração de volume ocupado pela fase vapor, conforme a seguinte equação:

$$\beta = \frac{Q_g}{Q_g + Q_l} \quad (2.11)$$

2.2 Parâmetros geométricos de banco de tubos

A presente seção descreve parâmetros geométricos que caracterizam bancos de tubos. A Figura 2.2 apresenta esquematicamente um trocador de calor do tipo casco e tubos retos, com um passe nos tubos e no casco, contando com quatro chicanas. As chicanas apresentam a função de direcionar o escoamento no lado do casco, e atuam como suportes intermediários dos tubos.

Figura 2.2 – Esquema de trocador de calor casco e tubos, com tubos retos e um passe nos tubos.

A Figura 2.3 apresenta esquematicamente as configurações básicas de banco de tubos, sendo classificadas como quincôncio e em linha.

Figura 2.3 – Esquema de configurações básicas de banco de tubos.

A distância entre centros de tubos medida transversalmente à direção principal do escoamento é definida como passo transversal s_1 , e a distância entre centros de tubos medida na direção do escoamento é definida como passo longitudinal s_2 . Para banco de tubos segundo configuração quincôncio, o ângulo θ conforme definido na Fig. 2.3 pode apresentar valores iguais a 30, 45 e 60°. Para configurações em linha, é usual a adoção de passos longitudinal e transversal iguais.

Païdoussis *et al.* (2011) apresenta as seguintes definições das configurações de banco de tubos usuais em trocadores de calor, conforme ilustradas na Fig. 2.4:

- Triangular rotacionado, ou triangular paralelo: correspondente à configuração quincôncio com θ igual a 60° ;
- Triangular normal: correspondente à configuração quincôncio com θ igual a 30° ;
- Quadrada normal, ou quadrada em linha: correspondente à configuração em linha com s_1 igual a s_2 ;
- Quadrada rotacionada: correspondente à configuração quincôncio com θ igual a 45° ;

Figura 2.4 – Configurações de banco de tubos, Païdoussis *et al.* (2011).

Parâmetros geométricos usualmente definidos para o estudo de banco de tubos são as razões entre os passos transversal ou longitudinal e o diâmetro dos tubos, dados pelas seguintes equações:

$$\tau = \frac{s_1}{d} \quad (2.12)$$

$$\zeta = \frac{s_2}{d} \quad (2.13)$$

Païdoussis *et al.* (2011) indicam que os valores de τ adotados para trocadores de calor encontram-se usualmente entre 1,25 e 2, e que a distância entre suportes intermediários de tubos (chicanas), apresenta valores entre 12 e 20 diâmetros.

Para o caso de escoamento em banco de tubos com configuração triangular normal e quadrada normal, a menor seção transversal do escoamento é a região entre tubos da mesma camada, enquanto que para configuração triangular rotacionada e quadrada rotacionada a menor seção ocorre entre tubos de camadas consecutivas.

3 PADRÕES DE ESCOAMENTO

A presente seção tem como objetivo descrever os padrões de escoamento externos a banco de tubos, e métodos propostos para suas previsões.

3.1 Definições

Escoamentos apresentando distribuições similares das fases vapor e líquido caracterizam um determinado padrão de escoamento. A definição de suas características é importante para a correta identificação destes padrões.

A perda de pressão durante escoamento bifásico internamente a tubos depende do padrão de escoamento, conforme indicado por Cheng *et al.* (2008) e Moreno-Quibén e Thome (2007). De acordo com Wojtan *et al.* (2005a,b) o coeficiente de transferência de calor durante escoamento bifásico no interior de tubos também depende do padrão de escoamento local. Influências similares ocorrem para escoamentos bifásicos externos a banco de tubos. Os padrões de escoamento também estão relacionados à razão de escorregamento entre as fases, e consequentemente à fração de vazio superficial.

Além de influenciarem o desempenho termo-hidráulico, conforme indicado por Green e Hetsroni (1995), Pettigrew e Taylor (2003b) e Khushnood *et al.* (2004), padrões de escoamento não contínuos (intermitente e agitante) devem ser evitados por induzirem vibrações no banco de tubos. Feenstra *et al.* (2003) investigaram vibrações induzidas por escoamento externo a banco de tubos através de desprendimento alternado de vórtices e instabilidades fluido-elásticas. Neste estudo, a partir do mapa de padrão de escoamento proposto por Ulbrich e Mewes (1994), Feenstra *et al.* (2003), com base em suas condições experimentais, estimaram padrões de escoamento locais correspondentes a ocorrência do início das vibrações induzidas por instabilidades fluido-elásticas. Os autores concluem que os padrões bolhas e intermitente favorecem vibrações induzidas por este tipo de mecanismo.

Com base na discussão apresentada, caracterizar os mecanismos relacionados às transições entre padrões de escoamento e a proposição de métodos para previsão do padrão de

escoamento local são necessários para o desenvolvimento de ferramentas de projeto para o dimensionamento de trocadores de calor, com foco em aspectos termo-hidráulicos e dinâmicos.

Geralmente, a literatura aborda o tema de padrões de escoamento em banco de tubos a partir de técnicas subjetivas, consistindo em observações através de janelas instaladas nas laterais dos modelos de trocador de calor e o julgamento de um observador, conforme efetuado por Grant e Chisholm (1979), Xu *et al.* (1998b) e Pettigrew *et al.* (1989). Por envolverem parâmetros diretamente relacionados ao projeto de trocadores de calor, como a perda de pressão, técnicas objetivas para identificação de padrões de escoamento local são mais indicadas. Além disso, esta abordagem implica na coincidência entre resultados experimentais de grupos de pesquisas independentes, possibilitando a combinação de diversos bancos de dados para o desenvolvimento de modelos e métodos de predição generalizados.

Noghrehkar *et al.* (1999) apresentam estudo experimental incluindo a identificação objetiva de padrões durante escoamento de água-ar cruzado em banco de tubos, utilizando sinais de uma sonda resistiva. Estes autores verificaram que os padrões de escoamento observados através das janelas laterais, e os padrões de escoamento no interior do banco de tubos identificados objetivamente podem ser distintos. Eles verificaram através da análise dos sinais da sonda resistiva o padrão intermitente no interior do banco de tubos para condições nas quais o padrão bolhas ocorria na periferia da seção de testes. Isto permite concluir que a utilização de mapas de padrões de escoamento desenvolvidos apenas a partir de observações visuais para o dimensionamento de trocadores de calor pode implicar previsões errôneas resultando em vibrações excessivas do banco de tubos durante a operação segundo escoamentos intermitentes, ainda que o mapa indique o padrão bolhas. Tal comportamento pode acarretar em redução da vida útil do equipamento.

Noghrehkar *et al.* (1999) utilizaram metodologia apresentada por Jones e Zuber (1975), que se baseia em flutuações da fração de vazio para identificação objetiva dos padrões de escoamento, mediante análise no domínio da frequência através de PSD (*Power Spectral Density*) e análise estatística através de função densidade de probabilidade (FDP, ou *probability density function* - PDF).

Jones e Zuber (1975) realizaram a identificação objetiva dos padrões de escoamento a partir de sinal temporal da fração de vazio em um ponto central da seção de testes, durante escoamento bifásico vertical de água e ar em um canal de seção retangular. A identificação da

fração de vazio foi realizada através da utilização da técnica de densitometria por raios-X. De maneira similar ao resultado apresentado por Jones e Zuber (1975), o sinal obtido através da técnica empregada por Noghrehkar *et al.* (1999) não fornece informações a respeito da fração de vazio superficial, no entanto as flutuações da fração de vazio local podem fornecer informações suficientes para identificar os padrões de escoamento local.

Agostini (2008) desenvolveram dispositivo para visualização do escoamento no interior do banco de tubos através de sistema de espelhos, conforme ilustrado esquematicamente na Fig. 3.1. O autor sugere a utilização deste sistema para medição da fração de vazio. No entanto as imagens obtidas através desta técnica são bidimensionais no plano vertical, não fornecendo informações a respeito da área transversal horizontal ocupada por cada fase. Em seu estudo Agostini (2008) utilizou R134a e R236fa como fluidos de trabalho para escoamento bifásico vertical ascendente cruzado em banco de tubos segundo configuração triangular normal, e tubos com diâmetros de 18,9 mm e τ igual a 1,18.

Figura 3.1 – Esquema de visualização do escoamento apresentado por Agostini (2008). Vista superior.

Na Figura 3.1 encontra-se indicado um transdutor de pressão piezelétrico em um tubo adjacente, instalado com o objetivo de identificar o padrão de escoamento através de um método objetivo, mediante análise temporal do sinal de pressão local. No entanto, os autores não conseguiram identificar os padrões de escoamento a partir desta abordagem. Agostini

(2008) também utilizou para o mesmo objetivo um sistema óptico similar contendo laser emissor e fotodiodo, ilustrado na Fig. 3.2.

Figura 3.2 – Esquema de sistema com laser, apresentado por Agostini (2008). Vista superior.

Kondo e Nakajima (1980) realizaram identificação subjetiva e objetiva dos padrões durante escoamento em modelo de refervedor *kettle*. A identificação subjetiva foi realizada através da observação visual do escoamento através das paredes transparentes do modelo de trocador de calor, enquanto que a identificação objetiva foi realizada a partir da análise do número e diâmetro de bolhas, determinados a partir de imagens fotográficas.

Xu *et al.* (1998b) descrevem os padrões para escoamento cruzado ascendente de forma similar a Grant e Chisholm (1979), exceto pelo padrão de escoamento agitante (*churn flow*). Xu *et al.* (1998b) e Grant e Chisholm (1979) realizaram estudo em modelo de trocador de calor segmentado (*baffled heat exchanger*), operando segundo escoamentos verticais cruzados, ascendentes e descendentes, para escoamento de água e ar. Os padrões de escoamento verticais ascendentes apresentados por Xu *et al.* (1998b) são descritos conforme se segue:

- Bolhas: caracterizado pelo escoamento de líquido contínuo, com bolhas de gás dispersas com dimensões inferiores ao espaçamento entre tubos. Verificado para títulos de vapor reduzidos independentemente da velocidade da fase líquida. Para velocidades de escoamento da fase líquida elevadas, ocorre a ruptura das bolhas de gás maiores devido a efeitos de turbulência do escoamento. Kondo e Nakajima (1980) observaram o padrão bolhas para velocidades reduzidas da fase líquida, indicando

ocorrência deste padrão nestas condições como resultado da reduzida taxa de injeção do gás disperso, sem a coalescência das bolhas. Neste padrão, o gás encontra-se disperso de maneira aproximadamente uniforme em meio líquido contínuo, com bolhas de diâmetros inferiores ao espaçamento entre tubos;

- Intermitente: caracterizado pela passagem alternada de pistões de líquido e bolsões de gás; apresenta bolhas de gás nos pistões de líquido e verifica-se filme de líquido sobre os tubos durante a passagem dos bolsões de gás. Verificado para velocidades de escoamento reduzidas para ambas as fases. Com o incremento da fração de gás, bolhas maiores que o espaçamento entre os tubos se formam devido à coalescência de bolhas menores;
- Agitante: caracteriza-se como escoamento caótico, com destruição e reconstrução de pistões de líquido. As porções de gás são amorfas e apresentam dimensões superiores ao espaçamento entre tubos. Observado para velocidades reduzidas para as fases líquida e gás;
- Anular: caracterizado pelo escoamento de gás na região distante das paredes dos tubos e do trocador, com filme de líquido contínuo nas paredes dos tubos e do trocador. Verificado para velocidades elevadas do gás. Com o incremento da velocidade do escoamento de gás, há predominância de efeitos inerciais do escoamento da fase gasosa. Com o incremento da velocidade do gás, ocorre dispersão da fase líquida na forma de gotículas, definido por Grant e Chisholm (1979) como padrão névoa (*spray*). A Figura 3.3 apresenta esquematicamente os padrões de escoamento descritos;

Xu *et al.* (1998b) e Grant e Chisholm (1979) também caracterizaram os padrões para escoamentos verticais descendentes. Xu *et al.* (1998b) propôs a seguinte classificação:

- Filme descendente: observado para velocidades reduzidas das fases líquida e gás. Caracterizado por filme de líquido contínuo entre tubos de camadas consecutivas e na parede do casco. Não são observadas bolhas de gás no filme de líquido, e gotículas de líquido na fase gás contínua são raras;
- Intermitente: com o incremento da velocidade do escoamento da fase gasosa, a interface gás-líquido é perturbada por ondas se deslocando na direção do escoamento, e o filme de líquido entre alguns tubos é interrompido pelo gás. Pode apresentar gás disperso no líquido em forma de bolhas;

Figura 3.3 – Ilustrações esquemáticas dos padrões de escoamento durante escoamento gás-líquido cruzado ascendente em banco de tubos, Xu *et al.* (1998b).

- Anular: verificado para velocidades do gás elevadas. Com o incremento da velocidade da fase gasosa as pontes de líquido entre tubos consecutivos são rompidas. Este padrão é caracterizado por filme líquido contínuo ao redor dos tubos, podendo ocorrer bolhas dispersas no filme;
- Bolhas: similar ao padrão filme descendente, porém a película de líquido é mais espessa e apresenta bolhas de gás dispersas. Observa-se este padrão para velocidades superiores do filme de líquido;

A Figura 3.4 ilustra os padrões descritos para escoamentos verticais descendentes.

Grant e Chisholm (1979) apresentaram ainda descrições dos padrões de escoamento cruzados horizontais em banco de tubos. Neste caso não foi constatado o padrão de escoamento intermitente, no entanto foram observados os padrões estratificado e anular-estratificado. Grant e Chisholm (1979) caracterizaram os padrões de escoamento da seguinte forma:

- Bolhas: verificado em títulos de vapor reduzidos e caracterizado por bolhas de gás dispersas uniformemente na fase líquida;
- Anular (*Spray*): verificado para títulos de vapor elevados. Caracterizado pelo transporte de gotículas de líquido pelo fluxo de gás, com a presença de filme de líquido contínuo na parede do trocador de calor e ao redor dos tubos;
- Anular-estratificado (*Stratified-Spray*): os escoamentos do gás e do líquido tendem a se separar, com o líquido escoando predominantemente na região inferior da seção. Há presença de gás disperso em forma de bolhas no filme de líquido, e gotículas de líquidos são transportadas pelo fluxo de gás;
- Estratificado: caracterizado pelo escoamento das fases completamente separadas, com o líquido na região inferior da seção e o gás na região superior.

Figura 3.4 – Ilustrações esquemáticas dos padrões de escoamento externo durante escoamento gás líquido descendente em banco de tubos, Xu *et al.* (1998b).

A Figura 3.5 apresenta esquematicamente os padrões de escoamento durante escoamento bifásico cruzado horizontal gás-líquido em banco de tubos, conforme apresentado por Grant e Chisholm (1979).

Figura 3.5 – Ilustrações esquemáticas dos padrões de escoamento durante escoamento gás-líquido horizontal cruzado através de banco de tubos, Grant e Chisholm (1979).

Adicionalmente a escoamentos cruzados em banco de tubos, também são definidos padrões de escoamento para escoamentos verticais externo na direção axial dos tubos posicionados verticalmente. Para tal condição Venkateswararao *et al.* (1982) descrevem os seguintes padrões:

- **Bolhas:** escoamento de bolhas de gás com diâmetro inferior ao espaçamento entre tubos, com direção ascendente e distribuída na fase líquida contínua. Venkateswararao *et al.* (1982) indicam que as bolhas de gás escoam predominantemente na região entre quatro tubos adjacentes;

- Intermitente (*Slug flow*): bolhas de gás com dimensão superior ao espaçamento entre tubos, intercaladas por pistões de líquido com gás disperso. As bolhas de gás escoam na direção ascendente, com o filme de líquido escoando lateralmente a bolha na direção descendente. O filme de líquido descendente encontra pistões de líquido que carregam o líquido na direção ascendente, similar ao observado durante a passagem de bolhas de Taylor para escoamento vertical interno. Os autores apresentam a definição das bolhas *shroud Taylor*, que ocupam praticamente toda a seção transversal do casco, e bolhas *cell Taylor*, que ocupam apenas a região entre quatro tubos adjacentes;
- Agitante (*Churn flow*): caracterizado pelo escoamento irregular alternado de gás e líquido. Diferentemente do escoamento segundo padrão intermitente, o filme de líquido não apresenta direção preferencial de escoamento, escoando de maneira alternada para cima e para baixo. O líquido é coletado na parte inferior da seção, e é reimpulsionado pelo escoamento na direção ascendente;
- Anular: escoamento do líquido como filme contínuo na superfície interna do casco e externamente aos tubos, com o gás na região central apresentando gotículas de líquido na forma dispersa.

A Figura 3.6 apresenta esquematicamente os padrões de escoamento durante escoamento gás-líquido axial vertical.

Venkateswararao *et al.* (1982) apresentam proposta de mapa de padrão de escoamento durante escoamento bifásico axial em banco de tubos, a partir de abordagem fenomenológica do escoamento, similar ao apresentado por Taitel *et al.* (1980) para escoamento vertical interno a tubos, descrito na próxima seção.

Figura 3.6 – Ilustrações esquemáticas dos padrões durante escoamento vertical ascendente axialmente aos tubos, Venkateswararao *et al.* (1982).

3.2 Métodos de previsão de padrão de escoamento

Esta seção descreve criticamente métodos para previsão de padrões de escoamentos externo a banco de tubos.

A Tabela 3.1 apresenta um sumário das condições experimentais dos bancos de dados utilizados para o desenvolvimento dos métodos de previsão de padrões de escoamento descritos. De maneira geral, estes métodos foram desenvolvidos a partir de resultados obtidos através de identificação subjetiva do padrão de escoamento.

Diehl (1957) realizou estudo teórico e experimental para escoamento bifásico cruzado descendente em condições adiabáticas e para condensação. Em seu estudo, embora este autor apresente metodologia para estimativa da perda de pressão friccional durante escoamento descendente e analise os padrões de escoamento, ele não propõe método para previsão dos padrões.

Tabela 3.1 – Condições experimentais dos bancos de dados utilizados para desenvolvimento dos métodos de predição de padrão de escoamento.

Autores	Mistura	Config.	Dir.	d [mm]	τ [-]	G [kg/m ² s]	x [-]	Técnica de identificação
Grant e Chisholm (1979)	Água-ar	Triangular normal	$\uparrow\downarrow\leftrightarrow$	19	1,25	11 ~ 782	4.10^{-3} ~ 0,82	Subjetiva
Pettigrew e Taylor (1989)	Água-ar	Triangular normal, quadrada normal, quadrada rotacionada	$\uparrow$	13, 19	1,22 ~ 1,47	28 ~ 200	0,05 ~ 0,99	Subjetiva
Ulbrich e Mewes (1994)	Água-ar	Quadrada normal	$\uparrow$	7,9	1,5	1,6 ~ 650	1.10^{-4} ~ 0,89	Subjetiva e objetiva
Xu <i>et al.</i> (1998b)	Água-ar	Quadrada normal	$\uparrow\downarrow$	9,79	1,25	37 ~ 658	0,001 ~ 0,68	Subjetiva
Venkateswararao <i>et al.</i> (1982) ¹	Água-ar	Quadrada normal axial	$\uparrow$	12,5	1,4	10 ~ 1097	1.10^{-5} ~ 0,07	Subjetiva

¹ Para escoamento vertical ascendente axial.

Grant e Chisholm (1979)

O método de previsão de padrões de escoamento apresentado por Grant e Chisholm (1979) foi desenvolvido a partir de resultados experimentais obtidos para um trocador de calor segmentado (*baffled*). Devido à geometria construtiva do modelo utilizado pelos autores, foi possível a observação de padrões de escoamento verticais ascendentes e descendentes, e

horizontais. Seus métodos tratam-se dos primeiros mapas de padrão escoamento externo a banco de tubos disponíveis na literatura segundo Ishihara *et al.* (1980).

As observações dos padrões de escoamento foram realizadas em modelo de trocador de calor segmentado com múltiplos passes no casco, cujas condições experimentais encontram-se descritas na Tab. 3.1. A seção de testes apresenta 39 tubos distribuídos em 11 camadas, contando ainda com seções de tubos fixados as paredes laterais do modelo, com o objetivo de evitar o efeito passante (*by-pass*). Estes autores observaram o escoamento através das placas de suportes nas extremidades dos tubos (*end tube plates*), que segundo eles possibilita a verificação da ausência de transição do padrão de escoamento ao longo do trocador de calor. Tal observação é incoerente, pois para experimentos com escoamento vertical cruzado a entrada do modelo é ascendente e a saída é descendente, portanto é provável a ocorrência de padrões de escoamento distintos para determinadas condições experimentais.

Grant e Chisholm (1979) propuseram mapa de padrão de escoamento com os eixos coordenados dados pela velocidade superficial, multiplicadas por parâmetros relacionados às propriedades das fases, utilizando abordagem similar à adotada por Baker (1954). Neste estudo a velocidade superficial baseia-se na menor área de seção transversal para o escoamento através do banco de tubos, correspondente a seção entre tubos vizinhos de uma mesma camada. Os autores não apresentam explicitamente as faixas de velocidades superficiais dos resultados experimentais utilizados para o desenvolvimento dos mapas, no entanto assumindo escoamento água e ar a pressão atmosférica e temperatura de 25 °C, as velocidades superficiais equivalentes aos limites dos eixos do gráfico apresentado pelos autores, correspondem a 2,9 a 29 m/s para o gás e 0,0075 a 0,75 m/s para a água. A Figura 3.7 apresenta o mapa de padrões de escoamento proposto por Grant e Chisholm (1979), para escoamentos verticais cruzados ascendentes e descendentes.

Os ensaios de Grant e Chisholm (1979) para determinação de padrões de escoamento durante escoamentos horizontais cruzados com tubos horizontais foram realizados com o mesmo aparato experimental utilizado anteriormente para experimentos com escoamentos verticais e com condições experimentais similares, no entanto a seção de testes estava rotacionada de modo a obter escoamento nesta direção. A Figura 3.8 ilustra o mapa para escoamento horizontal cruzado proposto pelos autores. Este mapa adota para os eixos coordenados parâmetros similares aos utilizados pelos autores para escoamento vertical.

O mapa proposto por Grant e Chisholm (1979) para escoamento vertical é equivocado por considerar a ocorrência de padrões de escoamento similares para escoamentos ascendentes e descendentes independentemente da faixa de velocidades, pois para velocidades reduzidas ocorrem padrões distintos segundo o sentido de escoamento durante escoamento, devido a efeitos gravitacionais. Além disso, conforme definições de Xu *et al.* (1998b), ocorrem padrões distintos para escoamentos verticais ascendentes e descendentes.

Figura 3.7 – Mapa de padrão para escoamento vertical cruzado proposto por Grant e Chisholm (1979), para escoamentos ascendente e descendente.

Figura 3.8 – Mapa de padrão para escoamento horizontal cruzado proposto por Grant e Chisholm (1979).

Pettigrew *et al.* (1989)

Pettigrew *et al.* (1989) realizaram estudo teórico e experimental sobre o escoamento bifásico cruzado vertical ascendente em banco de tubos. Os autores realizaram ensaios para oito configurações de banco de tubos, incluindo distribuição de tubos triangular normal e rotacionada, quadrada normal e rotacionada. Os experimentos foram realizados em condições adiabáticas para escoamento de água e ar, para as condições experimentais apresentadas na Tab. 3.1.

O mapa de padrões de escoamentos proposto por Pettigrew *et al.* (1989) corresponde a uma modificação do mapa de Grant e Chisholm (1979), através da alteração dos eixos coordenados para parâmetros adimensionais e extrapolação da curva de transição entre os padrões intermitente e bolhas a partir dos resultados experimentais obtidos pelos autores. A extrapolação se deve ao fato das condições experimentais de Pettigrew *et al.* (1989) compreenderem faixas de velocidades mais amplas que as utilizadas por Grant e Chisholm (1979). Os adimensionais adotados pelos autores para os eixos coordenados são o parâmetro de Martinelli modificado, e a velocidade superficial do gás adimensionalizada segundo Wallis (1969), dados respectivamente pelas seguintes equações:

$$X_{\alpha_H} = \left(\frac{1 - \alpha_H}{\alpha_H} \right)^{0,9} \left(\frac{\rho_l}{\rho_g} \right)^{0,4} \left(\frac{\mu_l}{\mu_g} \right)^{0,1} \quad (3.1)$$

$$j_g^* = \frac{Gx}{[d_h g \rho_g (\rho_l - \rho_g)]^{1/2}} \quad (3.2)$$

onde α_H corresponde à fração de vazio estimada através do modelo homogêneo, e d_h é o diâmetro hidráulico, dados respectivamente pelas seguintes relações:

$$\alpha = \frac{1}{1 + \frac{\rho_g}{\rho_l} \frac{1-x}{x}} \quad (3.3)$$

$$d_h = \frac{4s_1^2 - \pi d^2 / 4}{\pi d} \quad (3.4)$$

A Figura 3.9 apresenta o mapa de padrão de escoamento proposto por Pettigrew *et al.* (1989) para escoamento bifásico vertical ascendente cruzado a banco de tubos.

Na definição da velocidade superficial de gás adimensionalizada, Pettigrew *et al.* (1989) consideraram o diâmetro hidráulico definido a partir de uma célula formada por quatro tubos adjacentes em banco de tubos com configuração quadrada. A definição do diâmetro hidráulico segundo a Eq. (3.4) não se aplica para banco de tubos com configuração quincôncio, uma vez que o perímetro molhado e o volume da célula formada por quatro tubos resultam em d_h distinto do definido por esta equação.

Figura 3.9 – Mapa de padrões para escoamentos verticais cruzados proposto por Pettigrew *et al.* (1989).

Ulbrich e Mewes (1994)

Ulbrich e Mewes (1994) apresentam estudo teórico e experimental sobre padrões de escoamento durante escoamento vertical cruzado. Os autores realizaram ensaios em aparato consistindo de banco de tubos com configuração quadrada normal, com tubos de diâmetro de 20 mm e passo transversal de 30 mm, utilizando água e ar como fluidos de trabalho a pressão próxima a atmosférica e temperatura ambiente.

Estes autores não utilizaram seções de tubos nas paredes do modelo para redução do efeito passante (*by-pass*). Entretanto, Ulbrich e Mewes (1994) indicam que os resultados de

perda de pressão obtidos durante ensaios em condições monofásicas coincidem satisfatoriamente com estimativas segundo os métodos apresentados no HEDH, em Zukauskas e Ulinskas (1983). Portanto concluem que o efeito passante é desprezível no modelo utilizado por eles. Vale destacar observação de Chisholm (1984), segundo o qual para escoamento bifásico, o escoamento passante da fase líquida se torna significativo.

Neste estudo a observação do escoamento se deu a partir de sua região superior na saída da seção de testes. Tal procedimento pode prejudicar a identificação dos padrões devido aos escoamentos secundários na saída da seção de testes. A identificação dos padrões de escoamento foi realizada através da combinação de observações visuais, vídeos e imagens, e da análise do sinal de um transdutor diferencial de pressão. Ulbrich e Mewes (1994) identificaram os padrões de escoamento bolhas, intermitente e disperso, o último correspondente ao padrão de escoamento anular conforme definido na seção 3.1. Os autores apresentam também a definição do padrão intermitente disperso, definido como pistões de líquido intercalados por bolsões de gás com líquido disperso na forma de gotículas, no entanto não incluíram este padrão de escoamento no mapa proposto por eles.

O mapa de Ulbrich e Mewes (1994), ilustrado na Fig. 3.10, tem em seus eixos coordenados as velocidades superficiais da fase líquida e gás, baseadas na menor seção transversal ao escoamento. Estes autores avaliaram o uso de adimensionais contendo as propriedades dos fluidos visando tornar o mapa de padrões generalizado, entretanto esta abordagem mostrou-se inapropriada.

Estes autores, para o desenvolvimento de seu mapa, consideraram resultados experimentais próprios para velocidades superficiais de líquido entre 0,0011 e 0,65 m/s e de gás entre 0,047 e 9,3 m/s. Adicionalmente Ulbrich e Mewes (1994) consideraram tendências de transições de padrões de escoamento disponíveis na literatura, para banco de tubos com diâmetros entre 7,9 e 30 mm, razões τ entre 1,25 e 3, velocidades mássicas entre 2,4 e 1880 kg/m²s, e misturas água-ar e refrigerante R12 como fluidos de trabalho, e configurações quincôncio e em linha.

O aparato experimental utilizado por Ulbrich e Mewes (1994) conta com dois sistemas de injeção de gás, que podem afetar o padrão de escoamento devido a efeitos de entrada distintos. No entanto os autores não indicam em quais condições cada método de injeção foi selecionado.

Figura 3.10 – Mapa de padrão de escoamento proposto para Ulbrich e Mewes (1994) para escoamento vertical ascendente bifásico cruzado em banco de tubos.

Os autores indicam que o mapa de padrão de escoamento proposto prevê 96,9% dos resultados experimentais levantados por eles, e 86,4% do total de dados utilizados no desenvolvimento do método.

De forma distinta do mapa de Grant e Chisholm (1979), o mapa de Ulbrich e Mewes (1994) prevê o padrão bolhas para velocidades superficiais reduzidas do líquido. Tal comportamento se deve ao fato de Ulbrich e Mewes (1994) incluírem na elaboração de seu método resultados próprios para condições de j_l reduzidos, e levarem em consideração as tendências para esta transição indicadas por Kondo e Nakajima (1980), obtidas em um modelo de *kettle reboiler*. Neste caso o padrão bolhas se deve a mecanismo similar ao observado durante ebulição em piscina (*pool boiling*), condição na qual não ocorre coalescência de bolhas de diâmetro reduzido devido à reduzida taxa de geração de vapor ou, neste caso, de injeção de gás. Vale destacar que a faixa de velocidades superficiais da fase gasosa empregada por Grant e Chisholm (1979) envolve velocidades superiores as quais o padrão bolhas foi observado por Kondo e Nakajima (1980), portanto a extrapolação do método de Grant e Chisholm para tais condições é inadequada.

Xu *et al.* (1998b)

Xu *et al.* (1998b) realizaram estudo teórico e experimental do escoamento bifásico cruzado de água e ar em modelo de trocador de calor segmentado (*baffled*), para escoamento ascendente e descendente. Ensaio foram efetuados para banco de tubos segundo configuração quadrada normal, para as condições descritas na Tab. 3.1. Os padrões de

escoamento foram identificados a partir de observações visuais do escoamento através das paredes laterais da seção de testes, fabricadas em *plexiglas*.

As Figuras 3.11 e 3.12 apresentam os mapas de padrões de escoamento propostos por Xu *et al.* (1998b) para escoamento vertical ascendente e descendente, respectivamente.

Diferentemente dos mapas de padrões de escoamentos propostos por Grant e Chisholm (1979), Xu *et al.* (1998b) apresenta a transição para o padrão agitante para escoamentos ascendentes. No entanto, a curva de transição apresentada no mapa entre os padrões de escoamento intermitente e agitante é distinto da fornecida pela correlação proposta pelos autores para tal transição, dada pela seguinte relação:

$$j_g^* = 0,272 X_{tt}^{-0,642} \quad (3.5)$$

onde j_g^* é a velocidade superficial da fase gasosa adimensionalizada, dada pela Eq. (3.2) com diâmetro hidráulico dado pela Eq. (3.4), e X_{tt} é o parâmetro de Martinelli, definido através da seguinte relação:

$$X_{tt} = \left(\frac{1-x}{x} \right)^{0,9} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0,5} \left(\frac{\mu_l}{\mu_g} \right)^{0,1} \quad (3.6)$$

Figura 3.11 – Mapa de padrões para escoamento vertical ascendente cruzado, proposto por Xu *et al.* (1998b).

Figura 3.12 – Mapa de padrão para escoamento vertical descendente cruzado, proposto por Xu *et al.* (1998b).

Nesse ponto vale a discussão apresentada por Ulbrich e Mewes (1994) a respeito da aplicação do parâmetro de Martinelli a escoamentos bifásicos externos. O parâmetro de Martinelli para escoamento interno a tubos é definido como sendo igual a razão entre as estimativas de perda de pressão de cada fase escoando isoladamente num duto segundo regime turbulento, com o fator de atrito estimado através da correlação de Blasius (1912) com o expoente de Reynolds igual a -0,2. A adoção deste parâmetro para escoamentos externos, similar à abordagem apresentada por Chisholm (1967) para escoamentos internos não parece adequada pelo fato do fator de atrito para escoamento externo não ser dado apenas por uma relação de Blasius independente da configuração do banco de tubos, conforme apresentado no Capítulo 5 e Apêndice B. Ishihara *et al.* (1980) indicam que a adoção do expoente do número de Reynolds igual a -0,2 implica em menores desvios entre as estimativas e os resultados experimentais, no entanto eles ressaltam a inexistência de uma justificativa plausível para este resultado.

Vale ressaltar o fato de Xu *et al.* (1998b) apresentarem curvas de transição distintas para os mapas de escoamento ascendente e descendente, enquanto que Grant e Chisholm (1979) propõem a utilização do mesmo mapa independentemente do sentido do escoamento.

Taitel *et al.* (1980)

Devido ao número reduzido de mapas de padrões de escoamento disponíveis na literatura para escoamento externo a banco de tubos, autores têm utilizado o mapa de Taitel *et*

al. (1980), desenvolvido para escoamento vertical interno a tubos, para previsão de padrões durante escoamentos externos a banco de tubos. Entre os autores que adotam este procedimento Ulbrich e Mewes (1994) se destacam. Eles adotam duas vezes a distância entre tubos ($2(s_1-d)$) como dimensão característica.

Ulbrich e Mewes (1994) indicam que a estimativa segundo metodologia de Taitel *et al.* (1980) prevê corretamente 48% dos resultados para um banco de dados levantados por eles e a partir da literatura, enquanto que a metodologia de Grant e Chisholm (1979) prevê corretamente 46% deste mesmo banco de dados. Desta forma, Ulbrich e Mewes (1994) indicam que os métodos de Taitel *et al.* (1989) e Grant e Chisholm (1979) são equivalentes.

O mapa de padrão de escoamento interno a tubos verticais, para escoamento ascendente de Taitel *et al.* (1980) considera os mecanismos físicos relacionados à transição entre os padrões de escoamento para determinação das curvas de transição, a partir dos quais os autores propõem critérios de transição entre padrões. Considera-se a descrição detalhada destes critérios fora do escopo do presente estudo, e o trabalho original assim como livros da área de escoamentos multifásicos que descrevem o método são indicados como referência.

Venkateswararao et al. (1982)

Venkateswararao *et al.* (1982) propuseram um mapa de padrão de escoamento para escoamento bifásico vertical ascendente em banco de tubos verticais. Trata-se de um modelo mecanicista cuja abordagem fenomenológica do escoamento é similar à adotada por Taitel *et al.* (1980) para escoamento interno a dutos.

Os autores obtiveram resultados para um modelo de trocador de calor com escoamento externo de misturas água-ar na direção axial dos tubos. O casco do modelo apresenta geometria cilíndrica com 89 mm de diâmetro, e as demais características do banco de tubos e condições experimentais são detalhadas na Tab. 3.1. Tanto a carcaça quanto os tubos foram construídos em *plexiglas*, de modo a permitir a visualização do escoamento no interior do banco de tubos.

No desenvolvimento de seu método os autores assumem que a transição do padrão bolhas para o intermitente se dá devido à coalescência de bolhas, resultando em pistões de gás. Venkateswararao *et al.* (1982) observaram movimentação aleatória e concentração superior de bolhas nas regiões centrais entre quatro tubos, com concentração reduzida de bolhas na região entre dois tubos. Os autores verificaram que para distanciamento de bolhas

inferior a meio raio de bolha, a coalescência se acentua. Portanto assumiram que a transição para padrão intermitente se inicia na região entre quatro tubos, considerando que bolhas distantes de meio raio de bolha estão na iminência da coalescência. Esta condição corresponde à condição crítica para a existência do padrão bolhas. A partir dessas hipóteses e de aspectos geométricos os autores obtiveram a fração de vazio para transição na região central entre quatro tubos, dada por α_l igual a 0,25. Com este resultado e a partir de relações geométricas agora não mais apenas para a região central, Venkateswararao *et al.* (1982) obtiveram a fração de vazio global, dada pela seguinte relação:

$$\alpha = \frac{(\sqrt{2}\tau - 1)^2}{4/\pi\tau^2 - 1} \alpha_l \quad (3.7)$$

A velocidade das bolhas é dada pela soma da velocidade do líquido com a velocidade de ascensão de bolhas em um meio líquido estagnado e infinito, conforme as seguintes relações:

$$u_g = u_l + U_0 \quad (3.8)$$

$$\frac{j_g}{\alpha} = \frac{j_l}{1 - \alpha} + U_0 \quad (3.9)$$

$$j_g = \frac{\alpha}{1 - \alpha} j_l + \alpha U_0 \quad (3.10)$$

com a fração de vazio dada pela Eq. (3.7), e o termo U_0 igual a 0,24 m/s, correspondente ao valor médio da velocidade de ascensão de bolhas na região central do conjunto de quatro tubos, obtido experimentalmente pelos autores.

O critério para a transição do padrão bolhas para bolhas dispersas é similar ao proposto por Taitel *et al.* (1980), que relaciona o máximo diâmetro estável de uma bolha como função de parâmetros do escoamento, e do número de Weber, conforme a seguinte relação:

$$j_l + j_g = 4,0 \left\{ \frac{d_h^{0,429} (\sigma / \rho_l)^{0,089}}{v_l^{0,072}} \left[\frac{g(\rho_l - \rho_g)}{\rho_l} \right]^{0,446} \right\} \quad (3.11)$$

onde d_h é o diâmetro hidráulico de uma célula composta por quatro tubos adjacentes, dado pela Eq. (3.4).

Venkateswararao *et al.* (1982) consideraram como critério de transição entre intermitente e bolhas dispersas a fração de vazio máxima, correspondente ao empacotamento das bolhas segundo configuração cúbica simples (cúbica com uma bolha em cada extremidade das arestas), correspondendo a uma fração de vazio de 0,52. Portanto a transição é dada pela Eq. (3.10) com o termo α igual a 0,52, e a velocidade de deslizamento U_0 nula, pois para o regime de escoamento segundo bolhas dispersas as velocidades das duas fases podem ser aproximadas como similares. Transições para padrão de escoamento segundo bolhas dispersas não foram observadas experimentalmente pelos autores devido a limitações do sistema de bombeamento utilizado.

Diferente do mecanismo relacionado à transição para padrão agitante interno a tubo vertical, segundo o qual as bolhas com velocidades superiores se chocam e coalescem com as bolhas mais lentas, para o escoamento externo a banco de tubos o mecanismo relacionado à transição é distinto. A diferença se deve ao fato de não haver parede para confinamento das bolhas de Taylor, e a coalescência ocorrer na célula formada por quatro tubos adjacentes. Os autores apresentam análise geométrica das bolhas, considerando formato hemisférico, conforme esquematizado na Fig. 3.13, com diâmetro principal igual ao passo entre tubos. Como resultado desta análise, os autores obtiveram a seguinte relação para a fração de vazio máxima para escoamento segundo padrão intermitente:

$$\alpha = \frac{\pi(s_1 + d)}{6 \cos \left[\arcsin \left(\frac{s_1 - d}{s_1 + d} \right) \right]} \quad (3.12)$$

As velocidades de transição são dadas pela Eq. (3.10), com a fração de vazio dada pela Eq. (3.12), e a velocidade de escorregamento U_0 igual a 0,24 m/s.

Os autores consideraram duas condições para a transição entre o padrão agitante e anular, segundo faixas de velocidade de escoamento da fase líquida. Para velocidades de escoamento de líquido elevadas, o critério considera a velocidade mínima do escoamento da fase gás para o arraste de gotículas de líquido a partir de ondas interfaciais. Este critério é dado pela seguinte relação:

$$j_g = 3,1 \left[\frac{\sigma g (\rho_l - \rho_g)}{\rho_g^2} \right]^{1/4} \quad (3.13)$$

Figura 3.13 – Esquema de bolha do tipo *cell Taylor* para a transição para padrão de escoamento agitante, Venkateswararao *et al.* (1982).

Para condição de escoamento com velocidade do escoamento de líquido reduzida, o mecanismo de transição adotado pelos autores é distinto, já que o filme é pouco espesso, e o mecanismo de desprendimento de gotículas de líquido a partir do filme não se verifica. Os autores consideraram a ocorrência da transição para condição em que as frações de vazio estimadas para escoamento segundo padrão agitante e anular se igualam. Para a estimativa da fração de vazio do escoamento anular os autores utilizaram o modelo de fases separadas, com espessura de filme δ , e fator de atrito conforme apresentado por Wallis (1969), constante e igual a 0,005. A partir dessas considerações, as seguintes relações são obtidas a partir da conservação da quantidade de movimento para as duas fases:

$$(1 - \alpha)(\rho_l - \rho_g)g + \frac{0,0025}{f(1 - \alpha)^2} \rho_l j_l^2 = \frac{0,0025}{f\alpha^3} (1 + 2g_\alpha)(1 + 300g_\alpha) \rho_g j_g^2 \quad (3.14)$$

$$C = (\tau^2 - \pi/4)/\pi \quad (3.15)$$

$$g_\alpha = \frac{\delta}{d} = \frac{\sqrt{1+4C(1-\alpha)}-1}{2} \quad (3.16)$$

A estimativa da fração de vazio para escoamento segundo padrão agitante foi realizada a partir de medições experimentais da velocidade de ascensão de bolhas do tipo *cell Taylor*. A seguinte relação para a fração de vazio é proposta pelos autores:

$$\alpha = \frac{j_g}{1,15(j_g + j_l) + U_0} \quad (3.17)$$

onde U_0 é a velocidade de ascensão de bolhas em meio estagnante, igual a 0,24 m/s. A obtenção das velocidades correspondentes à transição é obtida de maneira iterativa, através da solução das Eqs. (3.14) a (3.17).

A Figura 3.14 ilustra as curvas de transição de padrões de escoamento segundo o método proposto por Venkateswararao *et al.* (1982), para escoamento de água e ar a pressão atmosférica, temperatura igual a 25 °C, diâmetro de tubo igual a 12,5 mm, espaçamento igual a 17,5 mm e distribuição de tubos similares a utilizada pelos autores originais.

Figura 3.14 – Mapa de padrões de escoamento baseado no método de Venkateswararao *et al.* (1982).

Ulbrich e Mewes (1994) indicam que o método proposto por Venkateswararao *et al.* (1982) é o mais adequado para escoamentos axiais, no entanto neste estudo não foi verificado na literatura outro método para previsão de padrões de escoamento ascendente e paralelo a tubos verticais. Neste contexto destaca-se o estudo realizado por Mizutani *et al.* (2007), no

qual os autores apresentam um estudo experimental focado na determinação experimental dos padrões de escoamento em banco de tubos verticais, durante escoamento vertical de água ar axialmente. A seção de testes utilizada pelos autores conta com paredes de acrílico e 16 tubos de 12 mm de diâmetro externo, feitos em FEP (etileno propileno fluorado), que apresenta índice de refração similar ao da água. Os tubos são distribuídos segundo configuração quadrada normal, com razão de passo transversal por diâmetro de 1,33. Os autores realizaram identificação subjetiva dos padrões de escoamento para toda a seção de testes a partir de observações visuais externas, e também identificaram os padrões de escoamento para cada subcanal da seção de testes utilizando sistema de espelhos, ponteira óptica e câmera de alta velocidade. Mizutani *et al.* (2007) compararam os resultados obtidos com o método de previsão de Venkateswararao *et al.* (1982) e com o método de previsão de padrões de escoamento de Mishima e Ishii (1984), o último desenvolvido para escoamento interno a tubos verticais. Mizutani *et al.* (2007) concluem que a metodologia de Mishima e Ishii (1984) apresenta melhores previsões de seus resultados experimentais, e argumentam que o fato de a metodologia de Venkateswararao *et al.* (1982) apresentar piores previsões se deve ao fato de os autores identificarem os padrões de escoamento baseados somente em observações visuais através de janelas laterais da seção de testes.

O mapa para previsões de padrões de escoamento durante escoamento vertical axial em banco de tubos proposto por Venkateswararao *et al.* (1982) apresentado na Fig. 3.14, é semelhante ao mapa para escoamento interno proposto por Taitel *et al.* (1980). De fato, os critérios de transição adotados por estes autores são similares aos propostos por Taitel *et al.* (1980), e para ambos os casos os canais são verticais, no entanto com configurações geométricas distintas.

3.2.1 Comparação entre métodos de previsão

A presente seção apresenta uma comparação entre os métodos de previsão de padrões para escoamentos verticais cruzados em banco de tubos horizontais. Os métodos propostos por Grant e Chisholm (1979) e Ulbrich e Mewes (1994) apresentam os padrões de escoamento anular, bolhas e intermitente, enquanto que Xu *et al.* (1998b), além desses, indica o padrão agitante para escoamento ascendente. O método de Pettigrew *et al.* (1989) não foi incluído devido ao fato de ser similar ao método de Grant e Chisholm (1979), diferenciando-se apenas pelo fato de contar em seus eixos coordenados parâmetros adimensionalizados.

Para escoamento descendente, a metodologia proposta por Xu *et al.* (1998b) contempla padrão de escoamento em filme descendente, enquanto que a metodologia proposta por Grant e Chisholm (1979) não prevê este padrão.

Métodos para previsão de padrões de escoamentos horizontais não são considerados nesta análise, devido a apenas o método de Grant e Chisholm (1979) considerar tal condição. Analogamente comparações para o método de Venkateswararao *et al.* (1982) não foram implementadas pois este é o único para escoamentos e banco de tubos verticais.

A Figura 3.15 apresenta uma comparação entre as transições de padrões de escoamentos segundo os métodos de Grant e Chisholm (1979), Ulbrich e Mewes (1994), Xu *et al.* (1998 b) e Taitel *et al.* (1980), para escoamento ascendente de água e ar a pressão atmosférica e temperatura ambiente, em banco de tubos com diâmetro de 19 mm e espaçamento transversal de 24 mm, correspondente a τ igual a 1,26. Na Figura 3.15 o mapa de Taitel *et al.* (1980) para escoamento interno foi implementado considerando como dimensão característica a distância entre tubos, igual a s_T-d .

Figura 3.15 – Transições entre padrões de escoamento segundo os métodos de Grant e Chisholm (1979), Ulbrich e Mewes (1994), Taitel *et al.* (1980), e Xu *et al.* (1998b). Escoamento ascendente de água e ar a pressão atmosférica, pressão ambiente, $d=19$ mm e $\tau=1,26$.

Na Figura 3.15 as curvas de transição segundo o método proposto por Grant e Chisholm (1979) foram extrapoladas além dos valores definidos pelos autores. A ausência do padrão bolhas para velocidades reduzidas das fases líquida e gasosa segundo os métodos de Grant e Chisholm (1979) e Xu *et al.* (1998b) se deve ao fato dos bancos de dados utilizados por estes autores na elaboração destes métodos não cobrirem velocidades típicas deste padrão. Colabora também para isto o fato destes autores utilizarem modelo de trocador de calor

segmentado. A utilização deste tipo de seção de testes favorece o acúmulo de líquido nas regiões inferiores e de gás nas regiões superiores, inibindo o padrão bolhas para j_l reduzidos. A metodologia proposta por Ulbrich e Mewes (1994) prevê o padrão bolhas para velocidades reduzidas das fases líquida e gasosa, comportamento este não indicado pelos demais métodos. Isso se deve ao fato destes autores executarem ensaios para faixas de velocidades da fase líquida inferiores às consideradas pelos demais autores. Corrobora ainda este cenário o fato de Ulbrich e Mewes (1994) utilizarem seção de testes com um único passe ascendente.

Segundo a Fig. 3.15, apesar do método de Taitel *et al.* (1980) ter sido desenvolvido para escoamento interno a tubos, as tendências das transições são qualitativamente similares aos métodos desenvolvidos especificamente para escoamentos externos.

A Figura 3.16 apresenta a comparação entre os mapas de padrões para escoamentos descendentes propostos por Grant e Chisholm (1979) e Xu *et al.* (1998b). Conforme pode ser observado a partir da Fig. 3.16, as tendências das curvas de transição dos dois métodos são distintas. Tal resultado possivelmente está relacionado ao fato de Grant e Chisholm (1979) considerar um único mapa independente do sentido do escoamento. De fato, espera-se, conforme já discutido, que os mecanismos relacionados ao escoamento vertical ascendente sejam distintos dos mecanismos para escoamento descendente, de maneira análoga ao verificado para escoamentos internos verticais ascendentes e descendentes.

Figura 3.16 – Curvas de transição de padrões de escoamento descendente segundo métodos de Grant e Chisholm (1979) e Xu *et al.* (1998b). Escoamento de água e ar a pressão atmosférica, pressão ambiente, $d=19$ mm e $\tau=1,26$.

Com base na discussão apresentada, embora os métodos apresentem tendências de transições qualitativamente similares, pode-se concluir que não há método generalizado para previsão de padrões de escoamento, pois as velocidades correspondentes às transições segundo os diferentes métodos apresentam significativo desvios entre si. Assim, os métodos de previsão avaliados neste estudo são válidos somente para condições experimentais e geométricas similares às adotadas para seus desenvolvimentos. Soma-se a esta discussão a influência do condicionamento do escoamento, que pode afetar o padrão de escoamento local.

Portanto os métodos de previsão devem ser selecionados baseado em similaridades com as condições experimentais e geométricas pretendidas para o caso em análise.

4 FRAÇÃO DE VAZIO

A fração de vazio é um importante parâmetro em escoamentos bifásicos, necessário para a determinação das parcelas gravitacional e aceleracional da perda de pressão.

Além disso, conforme indicado no Capítulo 1 a fração de vazio afeta o comportamento estrutural dos trocadores de calor, pois esta relacionada ao amortecimento das vibrações induzidas por escoamento, conforme indicado por Pettigrew e Taylor (2003a). Segundo estes autores a parcela bifásica do amortecimento dinâmico de um tubo sujeito a carregamentos hidrodinâmicos é função direta da fração de vazio. Chan e Banerjee (1981) indicam que a fração de vazio é parâmetro fundamental na análise da segurança de operação de reatores nucleares, sendo relacionado à análise da possibilidade de ocorrência de secagem de parede em sistemas BWR (*boiling water reactor*).

Na indústria de refrigeração, o inventário de refrigerante nos trocadores de calor é parâmetro importante no projeto, pois tem impacto direto no custo de instalação e manutenção dos equipamentos. O inventário de refrigerante nos trocadores de calor é estimado através da fração de vazio, indicando a importância deste parâmetro para o dimensionamento de sistemas de refrigeração.

As velocidades *in situ* das fases, e consequentemente a velocidade de deslizamento entre elas, são estimadas a partir da fração de vazio superficial. Tais parâmetros são diretamente relacionados ao arranjo e distribuição das fases e aos padrões de escoamento.

Neste contexto, o presente capítulo descreve técnicas experimentais utilizadas para a avaliação da fração de vazio e métodos de previsão disponíveis na literatura.

4.1 Avaliação experimental da fração de vazio

Ao contrário do escoamento interno a tubos, o número de técnicas de identificação experimental da fração de vazio durante escoamento externo a tubos é reduzido, correspondendo basicamente à técnica de fechamento rápido de válvulas e densitometria por raios gama. Entretanto, diversas metodologias empregadas na avaliação da fração de vazio no

escoamento interno a canais apresentam potencial de utilização em banco de tubos. Portanto, esta seção descreve métodos para escoamentos internos e externos para as técnicas que não apresentam restrição quanto à aplicação em ambos os casos.

Jones e Delhaye (1973) e Falcone *et al.* (2009) apresentam revisões das técnicas disponíveis para medição de parâmetros do escoamento bifásico, incluindo a fração de vazio. Os autores descrevem métodos baseados em sensores elétricos e ópticos, absorção de fótons e microtermopares. Estas revisões da literatura são aqui indicadas como referências complementares. Tibiriçá *et al.* (2010) apresentam uma revisão de técnicas para medição de espessura de filme líquido durante escoamento bifásico internamente a microtubos, parâmetro a partir do qual, na ausência de gotículas de líquido, é possível estimar a fração de vazio superficial para escoamentos anulares.

Técnicas para o levantamento experimental da fração de vazio encontram-se descritas nos subitens seguintes. Técnicas adicionais não detalhadas no texto devido ao reduzido número de publicações que as utilizam encontram-se descritas sucintamente a seguir:

- Pesagem da seção de testes: a partir da massa da seção de testes, e conhecimento das propriedades das fases, são estimadas as frações volumétricas e mássicas das fases. Para condições com elevada perda de pressão ou elevadas pressões de operação há dificuldades adicionais na determinação da componente de força correspondente ao peso, uma vez que componentes devido à pressão apresentam elevada influência;
- Atenuação acústica: empregada com sucesso para escoamentos bifásicos segundo padrão bolhas. Esta técnica não é apropriada para outros padrões de escoamento, conforme indicado por Falcone *et al.* (2009), devido ao fato das interfaces refletirem a onda sonora, reduzindo a intensidade do sinal no receptor;
- Anemometria de fio quente: com princípio de funcionamento similar ao utilizado para medição da velocidade durante escoamento monofásico, a anemometria de fio quente é empregada para identificação local de fração de vazio, conforme realizado por Jones e Delhaye (1973). Esta técnica fornece a fração local de cada fase, no ponto de instalação do elemento de prova;
- Amostragem: através de um tubo pescador é retirada uma amostra da mistura no interior da tubulação, com posterior separação e medição das frações. De maneira similar à técnica acima descrita, este método fornece a fração de vazio local;

- Provas ópticas: Jones e Delhay (1976) apresentam três configurações de sondas ópticas utilizadas para identificação local da fração de vazio. O princípio de funcionamento das sondas é baseado na refração na interface entre a fibra óptica e o fluido. Neste caso, na presença de gás há reflexão do feixe de laser para a fonte emissora, e na condição de superfície molhada, ocorre refração da luz, portanto não ocorre reflexão do feixe de laser na ponta em contato com o fluido;

4.1.1 Fechamento rápido de válvulas

O método para levantamento da fração volumétrica através do fechamento rápido de válvulas é a mais amplamente utilizada na análise da fração de vazio volumétrica, ou *holdup* de gás. Consiste em aprisionar a mistura no interior da seção de testes mediante fechamento simultâneo de válvulas na entrada e saída da seção, com posterior medição do volume ocupado por cada fase. Para o emprego desta técnica é necessário um mecanismo para fechamento simultâneo das válvulas de entrada e saída da seção de testes, com abertura de válvulas para um circuito alternativo (*by-pass*), caso contrário a seção de testes as tubulações do circuito e sistemas de bombeamento podem ser danificados. Este método de estimativa da fração de vazio volumétrica durante escoamento em banco de tubos foi adotado por Schrage *et al.* (1988) e Xu *et al.* (1998b).

Como resultado do emprego desta técnica, obtém-se a fração de vazio volumétrica, dada pela seguinte relação:

$$\alpha_3 = \frac{\int_{V_C} dV_g}{\int_{V_C} dV} = \frac{\int_0^L A_g dz}{\int_0^L A dz} = \frac{V_g}{V} \quad (4.1)$$

O parâmetro obtido a partir desta técnica, Eq. (4.1), é distinto da fração de vazio superficial, correspondente à média temporal da fração de área na seção transversal ocupada pela fase gasosa, dada pela Eq. (2.9).

Em condições de regime permanente, área de seção transversal constante e variação nula da velocidade das fases ao longo do trecho considerado, portanto com o termo A_g na Eq. (4.1) independente da coordenada espacial z , os parâmetros estimados através das Eqs. (4.1

) e (2.9) são similares. No entanto para o caso de escoamento em banco de tubos a não uniformidade da seção transversal impossibilita a consideração de igualdade entre os dois parâmetros. Vale ressaltar também que a técnica de fechamento rápido de válvulas não é adequada para a determinação da fração volumétrica de escoamentos bifásicos de um único fluido saturado, como refrigerantes e de água, devido à mudança de fase durante o processo de medição estática das frações das fases.

Para a utilização da técnica de fechamento rápido de válvulas há a necessidade de que o comprimento da seção ou volume da seção seja representativo dos fenômenos globais envolvidos no escoamento. Para o caso de escoamento em regime permanente segundo padrão intermitente, o volume aprisionado entre as válvulas a montante e a jusante da seção de testes deve ser elevado o bastante para que a fração de volumes não seja dependente do instante do fechamento. Esse aspecto apresenta menor influência para escoamentos segundo padrões contínuos, como anular e bolhas. Vale destacar que para escoamentos em canais com diâmetros reduzidos, o volume de fluido aprisionado nas válvulas pode afetar a medida das frações de cada fase, uma vez que o volume no interior de válvulas disponíveis no mercado pode corresponder à mesma ordem de grandeza do volume na seção de testes.

É incorreto considerar as frações de vazio volumétrica e superficial iguais. Entretanto vale ressaltar que usualmente adota-se a menor seção transversal do escoamento para a definição da velocidade superficial e determinação da fração de vazio superficial, no entanto para a estimativa da parcela gravitacional da perda de pressão, o termo dado pela Eq. (5.2) deve ser integrado ao longo do percurso do escoamento, portanto ao longo de diferentes seções transversais e frações de vazio. Consequentemente, para estimativa da parcela gravitacional da perda de pressão para o dimensionamento do trocador de calor, a fração de vazio volumétrica é representativa para o projetista, pois fornece o valor médio da fração de vazio ao longo do comprimento.

4.1.2 Densitometria por raios gama

Feenstra *et al.* (2000) e Dowlati *et al.* (1990,1992a) empregaram a técnica de densitometria por raios gama para determinação da fração de vazio durante escoamento bifásico através de banco de tubos. Dowlati *et al.* (1990,1992a) utilizaram Cobalto 57 como

fonte de radiação de gama, enquanto que Feenstra *et al.* (2000) utilizaram Cobalto 57 e Bário 133 como fontes de radiação gama em campanhas experimentais distintas.

Esta técnica, conforme apresentada por Chan e Banerjee (1981) e Falcone *et al.* (2009), baseia-se no decaimento da intensidade de um feixe de raios gama ao atravessar um determinado material, fornecendo informação a respeito da densidade do meio atravessado pelo feixe. Similar às outras técnicas utilizadas na determinação da fração de vazio baseadas na atenuação de radiação, como raios X e feixe de nêutrons, a atenuação de raios gama apresenta a vantagem de ser uma técnica não intrusiva, portanto não perturba o escoamento, no entanto requer blindagem e elevado cuidado no manuseio e operação dos equipamentos e materiais. Adicionalmente, as técnicas de densitometria por atenuação de radiação apresentam como desvantagem o elevado tempo de resposta do sistema, em consequência do tempo de decaimento, que dificulta ou até mesmo inviabiliza a análise temporal do sinal.

Chan e Banerjee (1981) indicam também que a densitometria por raios gama apresenta vantagens em relação à densitometria por raios X por poder ser utilizada em seções de testes com paredes metálicas, e por apresentar feixes mais estáveis. Estes autores também indicam que a potência da fonte de raios gama é significativamente inferior à necessária para a geração de um feixe de nêutrons.

Conforme indicado por Chan e Banerjee (1981), a intensidade do feixe decai exponencialmente com a quantidade de matéria atravessada por ele segundo a seguinte equação:

$$N = N_0 e^{-\psi z} \quad (4.2)$$

onde ψ é o índice de absorção linear da massa, N_0 é a intensidade inicial e z é comprimento atravessado pelo feixe.

Para uma seção de testes conforme ilustrada na Fig. 4.1 e apresentada por Falcone *et al.* (2009), as intensidades de um feixe simples de raio gama atinge o detector em condição de escoamento monofásico de líquido e gás são dadas pelas seguintes relações, respectivamente:

$$N_g = N_0 \exp(-2\Psi_p z_p) \exp(-\Psi_a z_a) \exp(-\Psi_g L) \quad (4.3)$$

$$N_l = N_0 \exp(-2\Psi_p z_p) \exp(-\Psi_a z_a) \exp(-\Psi_l L) \quad (4.4)$$

E para a condição de escoamento bifásico, a intensidade é dada pela seguinte relação:

$$N = N_0 \exp(-2\Psi_p z_p) \exp(-\Psi_a z_a) \exp(-\Psi_l z_l) \exp(-\Psi_g z_g) \quad (4.5)$$

onde os subscritos a , p , g e l correspondem ao ar externo, à parede, à fase gasosa e à fase líquida respectivamente. Dividindo a Eq. (4.5) pelas equações (4.3) e (4.4), as seguintes relações são obtidas, lembrando que $z_l + z_g = L$:

$$\ln\left(\frac{N}{N_g}\right) = (\psi_g - \psi_l) z_l \quad (4.6)$$

$$\ln\left(\frac{N}{N_l}\right) = (\psi_l - \psi_g) z_g \quad (4.7)$$

E subtraindo as Eqs. (4.6) e (4.7), tem-se:

$$\ln\left(\frac{N_l}{N_g}\right) = (\psi_g - \psi_l) L \quad (4.8)$$

Desta forma, a fração de vazio linear é dada pela razão z_g/L , obtida pela razão entre as Eqs. (4.7) e (4.8) segundo a seguinte relação:

$$\alpha_1 = \frac{z_g}{L} = \frac{\ln(N / N_g)}{\ln(N_l / N_g)} \quad (4.9)$$

Figura 4.1 – Ilustração esquemática de um sistema para medição da fração de vazio através da técnica de densitometria gama, Falcone *et al.* (2009).

Para escoamento cruzado externo a banco de tubos, torna-se plausível assumir que a distribuição das fases não apresente variação significativa na direção axial do tubo, portanto é razoável aproximar a fração de vazio linear como a fração de vazio superficial na região entre tubos, $\alpha = \alpha_1$.

Devido ao fato da relação entre a fração de vazio e a intensidade do feixe de raios gama ser logarítmica, a determinação da fração de vazio a partir de valores médios de intensidade implica em medições incorretas para padrões de escoamento com flutuação temporal local das fases.

O elevado tempo de resposta de sistemas baseado em atenuação de radiação torna a análise temporal da fração de vazio complicada ou até mesmo inviável. Apesar disso, Jones e Zuber (1975) indicam a possibilidade do emprego de densitometria por raios X para a análise temporal da fração de vazio. Vale destacar que os resultados experimentais obtidos por estes autores, em seu estudo envolvendo a identificação objetiva do padrão de escoamento a partir do sinal temporal da fração de vazio, compreendem fenômenos com frequências

características inferiores a 10 Hz. Fenômenos com frequências características superiores a este valor não são detectados através desta metodologia.

Em escoamentos internos a tubos horizontais, a utilização de um feixe de raios gama colimado não é indicada para a obtenção de informações sobre a fração de vazio superficial, devido à assimetria do escoamento. Para esse caso Falcone *et al.* (2009) descreve o emprego de sistemas com laminas de raios gama, e com multifeixes de raios gama.

4.1.3 Resistividade

Noghrehkar *et al.* (1999) descrevem uma sonda para identificação local da fração de vazio, que tem como princípio a variação da resistividade elétrica do fluido em contato com a sonda. A Figura 4.2 apresenta esquematicamente a sonda resistiva proposta por estes autores. Neste método intrusivo o fio de platina atua como eletrodo primário e o tubo de aço inoxidável como eletrodo secundário, sendo que somente a extremidade do fio de platina é exposta ao escoamento. Na sonda utilizada por estes autores, o tubo de aço inoxidável e o fio de platina apresentam diâmetros externos respectivamente de 0,9 e 0.5 mm.

Figura 4.2 – Esquema da sonda resistiva apresentada por Noghrehkar *et al.* (1999).

No dispositivo proposto por eles, os eletrodos são excitados através de uma fonte de tensão de corrente contínua, e a passagem de bolhas de gás ou pistões de líquido causam variação da resistividade elétrica entre o primeiro e o segundo eletrodo, possibilitando a identificação local da fase. Os autores definiram a corrente de corte (*threshold*) para a distinção entre as fases, com base na fração de vazio obtida a partir da técnica de densitometria gama, implementada simultaneamente no mesmo aparato experimental. Vale destacar que a determinação da tensão de corte é fator crítico na implementação da técnica, uma vez que um filme de líquido pode recobrir a sonda durante a passagem de uma bolha, que implicando em uma condutividade intermediária entre escoamentos monofásicos de gás e de líquido.

A fração de vazio local é dada pela razão entre os intervalos de tempo em que a sonda encontra-se em contato com a fase gasosa e o tempo total de amostragem, conforme a seguinte equação:

$$\alpha_0 = \frac{\int_0^t dt_g}{t} \quad (4.10)$$

O fornecimento de corrente contínua aos eletrodos pode favorecer a deposição de material nas sondas, afetando a resistividade, conforme indicado por Jones e Delhay (1976). Por outro lado, no caso de corrente alternada, efeitos capacitivos podem dificultar a análise do sinal. Além disso, tal técnica é viável apenas para condições em que as resistividades elétricas das fases sejam distintas, com uma delas sendo obrigatoriamente condutora.

O emprego de duas sondas resistivas, similares à ilustrada na Fig. 4.2 deslocadas de certa distância, possibilita determinar as velocidades das bolhas a partir do conhecimento do espaçamento entre as sondas e do intervalo de tempo entre a passagem pela primeira e segunda sonda, determinado através de correlação cruzada dos sinais.

Belt *et al.* (2010), baseados na característica condutiva da água, apresentam estudo sobre a determinação experimental da espessura do filme de líquido durante escoamento anular vertical de água e ar internamente a um tubo, através de 320 eletrodos montados nas paredes da seção de testes, distribuídos em 10 seções axiais com 32 eletrodos distribuídos ao longo do perímetro da seção, distantes 6 mm entre si. Os eletrodos consistem em fios condutores de reduzido diâmetro, nos quais somente uma extremidade fica em contato com o fluido de trabalho, faceando a superfície interna do tubo. A resistência elétrica é determinada entre pares de eletrodos adjacentes, portanto é possível determinar características do filme de líquido na região entre eletrodos, como a espessura e a topologia da interface.

A metodologia utilizada por Belt *et al.* (2010) para escoamento interno não apresenta restrição para aplicação em escoamento externo, bastando para sua implementação instalar eletrodos nas paredes de tubos de material não condutor. Isto permitiria determinar a espessura de filme líquido nas paredes dos tubos. Entretanto, devido à reduzida espessura de filme de líquido para o escoamento externo, os eletrodos deveriam ser posicionados mais próximos, reduzindo a resolução espacial da espessura de filme. Tal aplicação apresentaria a vantagem de ser não intrusiva, que não causaria perturbação do escoamento.

4.1.4 Impedância elétrica

Segundo Falcone *et al.* (2009) a impedância de uma mistura bifásica é função da concentração das fases e da distribuição das mesmas. A técnica baseada na impedância elétrica do escoamento apresenta como vantagens o fato de ser não intrusiva e apresentar tempo de resposta reduzido. Sua implementação considera o sinal de impedância obtido através de no mínimo dois eletrodos montados nas paredes da seção de testes.

O sinal obtido através dos eletrodos fornece informações a respeito da resistividade e da capacitância da mistura, dependendo da frequência de excitação e da configuração dos eletrodos. Falcone *et al.* (2009) recomendam a operação das sondas de modo que uma das duas características seja predominante. Devido ao fato da variação da constante dielétrica com a temperatura ser inferior a variação da resistividade, utiliza-se geralmente a característica capacitiva da mistura.

Esta técnica apresenta o inconveniente do sinal fornecido pelas sondas depender do padrão de escoamento local, podendo ocorrer capacitâncias distintas para uma mesma fração de vazio devido a alterações nos padrões de escoamento, conforme ressaltado por Chun e Sung (1986). A técnica capacitiva para identificação da fração de vazio também apresenta a desvantagem de requerer blindagem da seção para redução da influência de campos externos. A implementação desta técnica requer também que a parede da seção de testes apresente constante dielétrica reduzida de forma a não prejudicar a sensibilidade dos sensores, Shu *et al.* (1982).

Neste método realiza-se a estimativa da fração de vazio com base na equação de Maxwell (1873), conforme indicado por Falcone *et al.* (2009), segundo a seguinte relação:

$$\alpha = \left(\frac{Ad - Ad_l}{Ad + 2Ad_l} \right) \left(\frac{c_g + 2c_l}{c_g - c_l} \right) \quad (4.11)$$

onde Ad é a admitância medida, correspondente ao inverso da impedância, Ad_l é a admitância para a sonda imersa com líquido, c_g e c_l são as condutividades ou constantes dielétricas do gás e do líquido, respectivamente, dependendo se a característica capacitiva ou resistiva da mistura é o objeto da análise.

Merilo *et al.* (1977) propõe a utilização de três pares de eletrodos com excitação sequencial de cada par. Assim, estima-se a fração de vazio a partir do valor médio de capacitâncias fornecidas pelos três pares. Este procedimento reduz a influência do padrão de escoamento local na estimativa a partir dos sinais da sonda.

Falcone *et al.* (2009) apresentam diferentes relações conforme o padrão de escoamento para a estimativa da fração de vazio durante escoamentos internos, dependente do padrão de escoamento. Shu *et al.* (1982) apresentam relações desenvolvidas para estimativa da fração de vazio durante escoamento segundo padrões anular e estratificado em tubos, através da solução aproximada da equação de Laplace para o campo de potencial elétrico entre dois eletrodos. Os autores compararam as estimativas a partir do método desenvolvido com resultados de ensaios estáticos e dinâmicos com água e ar, obtendo razoável coincidência entre o método proposto e os resultados experimentais.

Baseado no princípio das sondas capacitivas, trabalhos recentes têm empregado tomografia capacitiva, que permite identificar a fração de vazio superficial e a distribuição das fases. Isaksen (1996) descreve esta técnica e apresenta uma extensa revisão da literatura sobre o tema. Conforme indicado por este autor, para a aplicação da tomografia capacitiva um número superior a 5 eletrodos são instalados ao longo da parede do duto. A excitação dos eletrodos é realizada sequencialmente, com os eletrodos remanescentes atuando como receptores do campo eletromagnético. Para a condição de excitação do campo elétrico por um eletrodo, os demais eletrodos do sistema indicam capacitâncias distintas, devido à geometria diferenciada dos volumes entre eletrodos e à diferença na distribuição das fases. A partir dos sinais das capacitâncias, técnicas computacionais são empregadas para a reconstrução da distribuição das fases.

Embora não se verifique na literatura levantamentos experimentais de fração de vazio utilizando técnicas capacitivas em banco de tubos, não há restrições quanto ao seu emprego para escoamentos externos.

4.1.5 Sonda de eletrodos em malha (*Wire-mesh*)

Esta técnica intrusiva foi apresentada inicialmente por Johnson (1987), tendo como aplicação a identificação da fração de água em óleo para a indústria de petróleo. A técnica proposta por este autor se aplica a misturas em que as fases apresentam condutividades

elétricas distintas, e consiste na identificação da fase presente entre dois eletrodos a partir da resistividade do meio. A Figura 4.3 apresenta o esquema dos eletrodos para determinação experimental da fração de vazio através da técnica de malha metálica (*wire-mesh*). Conforme ilustrado nesta figura, o sistema consiste em duas camadas de eletrodos na forma de fios paralelos, dispostas 90° entre si. Os eletrodos de uma das camadas são sequencialmente excitados e a carga elétrica é detectada pelos eletrodos receptores da outra camada. Com o intuito de ilustrar o espaçamento entre as camadas de eletrodos, na Fig. 4.3 a distância entre elas foi ampliada comparativamente as demais dimensões. Prasser *et al.* (1998) e Da Silva *et al.* (2007) utilizam camadas de eletrodos espaçadas de 1,5 mm, e Rodriguez *et al.* (2011) utilizaram espaçamento de 1,0 mm.

Figura 4.3 – Ilustração esquemática do sistema de malha metálica (*wire-mesh*).

No método proposto por Johnson (1987), a identificação da fase entre eletrodos é realizada a partir da corrente, sendo que na presença da fase com maior condutividade a corrente através do par de eletrodos é superior. A fração de vazio superficial é estimada a partir da varredura de todos os eletrodos emissores.

Baseado no método desenvolvido por Johnson (1987), Prasser *et al.* (1998) desenvolveram um sistema para a determinação da topologia das fases, através da tomografia obtida pela resistividade das fases. Os autores indicam que além do custo reduzido, comparado as técnicas de tomografia por raios gama, a técnica de malha metálica apresenta resolução espacial superior em relação às tomografias por radiação ou capacitiva.

A identificação da fase entre eletrodos, tendo a condutividade elétrica como indicador, impossibilita a utilização deste método para misturas de fluidos de reduzida condutividade, ou com características resistivas similares. Baseado nisso Da Silva *et al.* (2007,2010) desenvolveram uma sonda de eletrodos em malha baseada na capacitância dos fluidos da

mistura. A configuração dos eletrodos é idêntica, no entanto o sistema de excitação e condicionamento do sinal é diferente. A excitação é realizada através de corrente alternada com frequência elevada. Da Silva *et al.* (2007) utilizam uma frequência típica de excitação de 5 MHz.

Prasser *et al.* (1998) e Da Silva *et al.* (2007) utilizam a interpolação linear da condutividade e permissividade, respectivamente, para a obtenção da fração de vazio local. A interpolação é realizada entre os valores obtidos para escoamento monofásico de líquido e gás, correspondentes a frações de vazio nula e unitária, respectivamente.

A resolução espacial obtida através da técnica de eletrodos em malha depende do número de eletrodos de cada camada. Para dutos com geometria circular o número de pares de sensores é inferior ao produto entre o número de eletrodos de cada camada, pois cruzamentos entre eletrodos encontram-se posicionados externamente a seção transversal. Rodriguez *et al.* (2011) utilizam eletrodos espaçados de 3 mm, em um duto com diâmetro interno de 26,2 mm, resultando em 9 eletrodos em cada malha, e um número total de pares igual a 81 com 51 na região do escoamento.

A técnica de medição da fração de vazio através de eletrodos em malha apresenta reduzido tempo de resposta. No entanto trata-se de técnica intrusiva, perturbando o escoamento a jusante. Além disso, as sondas ficam sujeitas a serem danificadas com a presença de particulado sólido no escoamento. Johnson (1987) e Prasser *et al.* (1998) apresentam configurações com eletrodos com maior resistência mecânica e em menor número para estes casos, o que implica na redução da resolução espacial.

Este método é inadequado para determinação precisa de características da distribuição das fases durante escoamento segundo padrão anular e pistonado. Para o caso de escoamento segundo padrão anular e durante a passagem de bolhas a espessura de filme é reduzida, sendo inferior ao espaçamento entre eletrodos, impossibilitando a determinação da espessura de filme com a precisão necessária. Esta técnica, entretanto possibilita a determinação experimental de parâmetros importantes para o escoamento bifásico, como a geometria dos pistões de gás durante escoamento pistonado em tubos.

Não se verifica na literatura a utilização da sonda de eletrodos em malha para banco de tubos, no entanto Ito *et al.* (2011) apresentam estudo utilizando esta sonda em canal retangular para escoamento vertical de água e ar, com distância entre placas de 3 mm e

largura do canal de 25 mm. Tal configuração de seção transversal é similar à região entre tubos adjacentes. Ito *et al.* (2011) instalaram eletrodos nas paredes da seção, sendo os eletrodos dispostos verticalmente em uma das paredes, e horizontalmente na outra, conforme ilustrado esquematicamente na Fig. 4.4. Os eletrodos foram instalados de modo a manter lisas as superfícies internas do canal, portanto trata-se de uma técnica não intrusiva. De maneira similar a Prasser *et al.* (1998), Ito *et al.* (2011) utilizam a característica condutiva dos fluidos para estimativa da fração de vazio, através da interpolação linear das resistências. A metodologia apresenta por Ito *et al.* (2011) é aparentemente viável para aplicação em banco de tubos, com os eletrodos de uma das malhas alinhados axialmente aos tubos e os eletrodos da segunda malha perpendiculares ao eixo dos tubos, com as duas malhas fixadas na superfície externa dos tubos, conforme representado esquematicamente na Fig. 4.5, proposta pelo presente autor. Para esta configuração a distância entre os eletrodos é variável devido à curvatura dos tubos, e tal fato torna necessária uma análise mais elaborada do sinal.

Figura 4.4 – Diagrama esquemático de eletrodos utilizados por Ito *et al.* (2011).

Figura 4.5 – Diagrama esquemático de eletrodos para utilização em banco de tubos.

Uma configuração com eletrodos em malhas dispostas segundo um ângulo de 45° em relação ao eixo dos tubos também é possível de ser empregada em banco de tubos. Adicionalmente, considerando uma configuração com o plano das malhas inclinado em relação ao eixo dos tubos, conforme apresentado esquematicamente na Fig. 4.6, proposta pelo presente autor, seria possível obter as características do escoamento bifásico ao longo de um trecho significativo do perímetro do tubo.

Figura 4.6 – Diagrama esquemático proposto para instalação de sonda de eletrodos em malha para escoamento externo a banco de tubos.

4.1.6 Técnicas ópticas

Wojtan *et al.* (2005c) desenvolveram técnica óptica para o levantamento da fração de vazio durante escoamento bifásico de refrigerantes R22 e R410A no interior de um tubo horizontal com diâmetro interno de 13,6 mm. O método proposto pelos autores é indicado para padrões de escoamento caracterizados pela ausência da fase líquida na região superior da seção de visualização. Entretanto, vale destacar que estes autores também obtiveram

resultados satisfatórios para escoamentos segundo padrão intermitente. A Figura 4.7 ilustra o sistema utilizado por Wojtan *et al.* (2005c) composto pela seção de visualização de vidro borosilicato, uma lâmina de laser com comprimento de onda de 532 nm e 0,5 mm de espessura. O sistema possui ainda uma câmera de alta velocidade posicionada a 40° em relação ao eixo do tubo.

Previamente a realização dos experimentos, os autores realizaram a calibração do sistema utilizando uma seção de calibração, que conta com os mesmos suportes da seção de testes, e com uma imagem quadriculada localizada na posição da lâmina de laser. A partir da imagem quadriculada obtida com a câmera, os autores obtiveram uma matriz de transformação da imagem para sua correção, de modo a eliminar os efeitos de distorção das imagens causada pela parede do tubo.

Figura 4.7 – Diagrama esquemático de sistema para determinação da fração de vazio desenvolvido por Wojtan *et al.* (2005c).

A utilização de um traçador fluorescente foi necessária, devido à transparência do líquido e do vapor ao laser. Os autores utilizaram rodamina B, na concentração de uma molécula de indicador (*dye*) para 100 milhões de moléculas de fluido refrigerante. Esse traçador, quando excitado por laser com comprimento de onda de 532 nm, emite luz com comprimento de onda de aproximadamente 627 nm, em condição de retorno do estado de maior energia para um estado inferior. Com o objetivo de reduzir os efeitos de reflexão excessiva do laser na interface gás-líquido os autores utilizaram uma combinação de filtros ópticos na câmera de alta velocidade. Através da comparação de seus resultados com métodos de previsão de fração de vazio, Wojtan *et al.* (2005c) indicaram a correlação de Rouhani (1969) para previsão da fração de vazio durante escoamento de fluidos halogenados.

Iwaki *et al.* (2004) com base em técnicas de velocimetria por imagem de partículas (*particle image velocimetry* - PIV) obtiveram perfis de velocidades e características da esteira do escoamento formada a jusante dos tubos para o escoamento monofásico cruzado de água em banco de tubos com configuração quincôncio e em linha. Posteriormente, Iwaki *et al.* (2005) realizaram estudo similar para o escoamento bifásico vertical ascendente externo a banco de tubos para misturas de água e ar. Os autores utilizaram seção de testes com paredes de resina acrílica e tubos de borosilicato, de modo a possibilitar a passagem do laser através do banco de tubos, com o plano de visualização perpendicular ao eixo dos tubos. Para ambos os estudos, os autores adicionaram iodeto de sódio à água com o objetivo de obter para a fase líquida um índice de refração similar ao do material dos tubos, de modo a reduzir efeitos de refração do laser. Vale destacar que a adição de substâncias ao fluido de trabalho alteram propriedades físicas como tensão superficial, viscosidade e densidade.

Iwaki *et al.* (2004,2005) utilizaram partículas poliméricas revestidas com rodamina B, excitada por uma lâmina de laser com comprimento de onda 532 nm e espessura de 2 mm. Os tubos apresentam diâmetro de 15 mm, comprimento de 50 mm, e espaçamento transversal de 22,5 mm, segundo configurações quadrado normal e triangular normal, correspondente a razão de espaçamento por diâmetro igual a 1,5.

A partir dos ensaios experimentais, Iwaki *et al.* (2005) obtiveram resultados para a fração de vazio superficial, distribuição das fases e perfis de velocidades durante escoamento segundo padrão bolhas. A fração de vazio foi determinada a partir do diâmetro e concentração das bolhas, com prévio tratamento das imagens para eliminação de efeitos de reflexão do laser na interface gás-líquido. Iwaki *et al.* (2005) verificaram que o modelo homogêneo de previsão da fração de vazio proporciona previsões razoáveis de seus resultados. Para escoamento segundo padrão bolhas a distribuição das fases apresenta maior uniformidade, tornando o modelo homogêneo adequado. Entretanto vale destacar que os autores observaram elevado escorregamento entre as fases, resultado inconsistente ao modelo homogêneo. Para o escoamento em banco de tubos segundo a configuração em linha, Iwaki *et al.* (2005) observaram presença significativa de escoamentos transversais, comportamento não observado para o banco de tubos segundo configuração quincôncio. Verificou-se, ainda, maior uniformidade na distribuição das fases durante escoamento em banco de tubos com configuração quincôncio em comparação a configuração de banco de tubos em linha, para o qual a fase gasosa se concentra nas regiões laterais aos tubos com concentração reduzida de gás nas regiões de esteiras dos tubos.

4.2 Métodos de estimativa da fração de vazio

Esta seção apresenta os métodos para previsão de fração de vazio durante escoamento bifásico ascendente cruzado em banco de tubos. De maneira geral, estes métodos foram desenvolvidos a partir de resultados empíricos obtidos pelos pesquisadores que os propuseram.

A Tabela 4.1 apresenta de maneira resumida as condições experimentais dos bancos de dados utilizados para o desenvolvimento de cada método descrito, sendo que a Fig. 2.4 pode ser adotada como referência para os parâmetros descritos.

Tabela 4.1 – Condições experimentais do banco de dados utilizados para desenvolvimento dos métodos para estimativa de fração de vazio.

Autores	Mistura	Configuração	Dir.	d [mm]	τ [-]	G [kg/m ² s]	x [-]	α
Kondo e Nakajima (1980)	Água-ar	Triangular normal	↑	25	1,08, 1,28, 1,40	0,33 ~ 3,2	$5,5 \cdot 10^{-3}$ ~ 0,16	Vol.
Schrage <i>et al.</i> (1988) ¹	Água-ar	Em linha	↑	7,94	1,08 ~ 1,4	55 ~ 680	$3 \cdot 10^{-4}$ ~ 0,64	Vol.
Dowlati <i>et al.</i> (1990) ²	Água-ar	Quadrada normal, Triangular normal	↑↔	12,7, 19	1,3, 1,75	21 ~ 818	0 ~ 0,33	Sup.
Xu <i>et al.</i> (1998a,b) ³	Água-ar, óleo-ar	Quadrada normal	↑↓↔	9,79	1,25	37 ~ 658	0,001 ~ 0,68	Vol.
Feenstra <i>et al.</i> (2000)	R11; R113, água-ar	Triangular normal	↑	6,17 ~ 19	1,3 ~ 1,75	~ 818	~ 0,33	Sup.

¹ Pressões de trabalho entre 100 e 300 kPa.

² Somente resultados para configuração quadrada normal para escoamento vertical.

³ Experimentos para mistura de óleo-ar somente para escoamentos horizontais. Pressão de trabalho entre 100 e 200 kPa.

Conforme pode ser observado a partir da Tab. 4.1, exceto por Feenstra *et al.* (2000) os métodos são baseados em resultados experimentais para escoamento de mistura de ar e água.

Modelo de deslizamento

A partir das equações de continuidade escritas para cada fase a seguinte relação para fração de vazio é obtida:

$$\alpha = \frac{1}{1 + S \frac{\rho_g}{\rho_l} \frac{1-x}{x}} \quad (4.12)$$

onde o termo S corresponde à razão de deslizamento de fases, dada por u_g/u_l .

O modelo homogêneo assume perfis de velocidades e distribuição das fases uniformes e similares ao longo da seção transversal para ambas as fases, portanto a razão de velocidades S é igual à unidade. De maneira geral o modelo homogêneo superestima a fração de vazio, devido ao fato de desprezar o deslizamento entre as fases.

Kondo e Nakajima (1980)

Kondo e Nakajima (1980) realizaram estudo teórico e experimental envolvendo a identificação da fração de vazio e padrões de escoamento durante escoamento bifásico cruzado e ascendente de água e ar, em modelo de refeedores *kettle* (*kettle reboilers*), portanto operando com velocidades de escoamento reduzidas. As condições experimentais dos ensaios realizados pelos autores são apresentadas na Tab. 4.1. As velocidades superficiais da fase líquida são reduzidas devido à nestes equipamentos a circulação do líquido se dar através da diferença de densidade entre a coluna monofásica externa ao banco de tubos, e a bifásica interna.

Os autores determinaram a fração de vazio volumétrica utilizando a técnica de fechamento rápido de válvulas. Previamente aos experimentos os autores realizaram ensaios para estimativa dos volumes de gás entre a válvula a montante e a entrada da seção de testes, obtendo assim valores de volume de gás neste trecho para todas as condições experimentais. Assim os autores determinaram a fração de vazio na seção de testes a partir dos volumes totais medidos, e a partir da correção devido ao volume de entrada.

Kondo e Nakajima (1980) também analisaram o número de fileiras horizontais de tubos necessário para o desenvolvimento do escoamento a partir da seção de entrada. Tal análise baseou-se na variação da fração de vazio ao longo das fileiras de tubos. Estes ensaios tiveram início com número reduzido de fileiras, com estas sendo inseridas progressivamente. Deste modo, o escoamento bifásico plenamente estabelecido foi definido como a condição em que a adição de fileiras não resultava em variações da fração de vazio experimental. Segundo os resultados de Kondo e Nakajima (1980) ocorre um incremento do número de fileiras de tubos necessário para o desenvolvimento do escoamento com o incremento do passo transversal. A Tabela 4.2 apresenta os números de fileiras necessárias para o desenvolvimento

do escoamento. Os autores não observaram influência da velocidade superficial nas condições de estabelecimento de escoamento desenvolvido.

Tabela 4.2 – Número de fileiras de tubos horizontais necessárias para o desenvolvimento do escoamento, segundo Kondo e Nakajima (1980).

s_1 [mm]	τ	$n_{camadas}$
27	1,08	9
32	1,28	11
35	1,40	13

Como resultado de seu estudo, Kondo e Nakajima (1980) propuseram um método para cálculo da fração de vazio volumétrica, dada pelas seguintes equações:

$$\alpha_3 = K_K \left(\frac{j_{g \text{ inf}}}{\sqrt{s_1 g}} \right)^{1/3} \quad (4.13)$$

$$K_K = 1,0 \sqrt{\frac{g}{L_t}} \left(\frac{s_1}{L_t} \right)^{5/6} \frac{s_1 s_2}{s_1 s_2 - \pi d^2 / 4} \quad (4.14)$$

onde $j_{g \text{ inf}}$ corresponde à velocidade superficial da fase gasosa na entrada da seção de testes, e L_t ao comprimento do tubo.

Este método apresenta resultados satisfatórios apenas para velocidades de escoamento reduzidas, sendo que para velocidades elevadas ele prevê frações de vazio superiores ao modelo homogêneo. Comportamento improvável, pois implicaria em velocidade *in situ* do líquido superior a do gás. Além disso, o método proposto não contempla a condição de escoamento monofásico de gás, uma vez que para tal condição resulta em uma fração de vazio distinta da unidade.

Schrage *et al.* (1988)

Schrage *et al.* (1988) realizaram estudo experimental do escoamento bifásico cruzado ascendente de água e ar em banco de tubos, segundo configuração em linha. A determinação experimental da fração de vazio foi realizada através da técnica de fechamento rápido de válvulas, utilizando placas a montante e a jusante da seção de testes, que aprisionam a mistura no interior da seção de testes.

Este método se baseia na definição de um multiplicador para a fração de vazio dada pelo modelo homogêneo, α_H , segundo a seguinte relação:

$$\frac{\alpha}{\alpha_H} = 1 + 0,123 Fr_{l0}^{-0,191} \ln x \quad (4.15)$$

onde o parâmetro Fr_{l0} é o número de Froude correspondente à mistura escoando como líquido, igual a $G/\rho_l(gd)^{1/2}$, com G baseado na menor seção transversal ao escoamento, e α_H dado pela Eq. (4.12) com S igual a 1,0. Os autores verificaram um valor mínimo na razão α_3/α_H de 0,1, portanto para condições em que a Eq. (4.15) resulta em valor inferior a 0,1, adota-se α_3/α_H igual a 0,1.

Vale destacar que o método preditivo proposto por Schrage *et al.* (1988) contempla os dois limites de título de vapor, correspondente às condições de escoamentos monofásicos de líquido e gás. No entanto apresenta descontinuidade na primeira derivada e nas derivadas de ordens superiores, correspondente ao ponto de transição α_3/α_H igual a 0,1.

Dowlati *et al.* (1990)

Dowlati *et al.* (1990) realizaram um estudo teórico e experimental do escoamento bifásico cruzado ascendente de água e ar em bancos de tubos com configuração quadrada normal. A determinação experimental da fração de vazio foi realizada através de densitometria gama.

Este método se baseia na velocidade superficial do gás adimensionalizada, conforme Wallis (1969), dada pela Eq. (3.2). Esta relação é definida através da razão entre a quantidade de movimento da fase gasosa e efeitos de empuxo na mistura. A estimativa da fração de vazio é dada pela seguinte relação:

$$\alpha = 1 - \frac{1}{\sqrt{1 + C_1 j_g^* + C_2 j_g^{*2}}} \quad (4.16)$$

Os autores obtiveram parâmetros $C_1 = 35$ e $C_2 = 1$ através do ajuste para o banco de dados descrito na Tab. 4.1. Para condições em que j_g^* é superior ou igual a 0,2, os autores recomendam a utilização de $C_2 = 30$.

Em estudo posterior, Dowlati *et al.* (1992a) com base em banco de dados distinto para escoamentos horizontais cruzados, indicaram $C_1 = 35$ e $C_2 = 50$, obtendo um desvio médio de 12 % das estimativas em relação aos resultados experimentais.

A Eq. (4.16) prevê valores de fração de vazio inferiores a unidade para título de vapor igual a 1, correspondente a escoamento monofásico de gás, indicando que o método não é apropriado para valores elevados de título de vapor.

Zuber e Findlay (1965)

Também conhecido como modelo de deslizamento de fases, ou segundo a literatura na língua Inglesa *Drift Flux Model*, o modelo proposto por Zuber e Findlay (1965) é baseado na correlação do deslizamento entre as fases, e assume distribuição não uniforme da fração de vazio local e da velocidade das fases ao longo da seção. O modelo de deslizamento foi originalmente desenvolvido para escoamento interno a tubos, no entanto Delenne *et al.* (1997) *apud* Feenstra *et al.* (2000), e Dowlati *et al.* (1992b) apresentam ajustes dos parâmetros do modelo para condições de escoamento externo.

Zuber e Findlay (1965) definiram a relação entre a fração de vazio e a velocidade superficial a partir de definições do parâmetro de distribuição das fases C_0 , incorporando efeitos da distribuição de fases não uniforme ao longo da seção, e u_{gj} é o parâmetro de deslizamento das fases, correspondente a diferença entre a velocidade da fase gasosa e a velocidade superficial da mistura. Neste modelo a velocidade da fase gás é dada pela seguinte relação:

$$u_g = \frac{j_g}{\alpha} = C_0 j + u_{gj} \quad (4.17)$$

onde C_0 e u_{gj} são definidos como:

$$C_0 = \frac{\langle \alpha j \rangle}{\langle \alpha \rangle \langle j \rangle} \quad (4.18)$$

$$u_{gj} = \frac{\langle j_{gl} \rangle}{\langle \alpha \rangle} \quad (4.19)$$

O símbolo $\langle \rangle$ representa a média espacial na seção. Os parâmetros C_0 e u_{gj} são ajustados a partir de resultados experimentais, e conforme indicado por Zuber e Findlay (1965) são dependentes do padrão de escoamento local.

Através da manipulação da Eq. (4.17), obtém-se a seguinte relação para a fração de vazio, dada pela seguinte relação:

$$\alpha = \frac{j_g}{C_0 j + u_{gj}} \quad (4.20)$$

Dowlati *et al.* (1992b) ajustaram valores de C_0 e u_{gj} segundo resultados experimentais obtidos através de densitometria gama, para banco de tubos segundo configurações quadrada normal e quincôncio, cujas condições encontram-se detalhadas na Tab. 4.1. Os valores obtidos para os parâmetros C_0 e u_{gj} são respectivamente 1,1035 e 0,33 m/s. Ao contrário de Zuber e Findlay (1965), Dowlati *et al.* (1992b) curiosamente não identificaram efeitos do padrão de escoamento nos parâmetros de distribuição e deslizamento das fases, C_0 e u_{gj} , respectivamente.

Delenne *et al.* (1997) *apud* Feenstra *et al.* (2000), ajustaram o parâmetro C_0 para seus resultados experimentais como sendo igual a 0,9. Os autores adotaram o parâmetro de deslizamento dado pela velocidade de ascensão de bolha em meio líquido quiescente infinito, portanto mais adequado para velocidades de escoamento reduzidas, conforme a seguinte equação apresentada por Zuber e Findlay (1965):

$$u_{gj} = 1,53 \left[\frac{\sigma g (\rho_l - \rho_g)}{\rho_l^2} \right]^{1/4} \quad (4.21)$$

Nesse ponto vale destacar que o método proposto por Zuber e Findlay (1965) não contempla a condição de título de vapor igual à unidade, correspondendo a uma fração de vazio dada por $(C_0 + u_{gj} / j)^{-1}$. Com o objetivo de obter fração de vazio unitária para escoamento de gás em sua comparação entre métodos de previsão, Feenstra *et al.* (2000) assumiram o termo C_0 igual à unidade e u_{gj} dado pela Eq. (4.21). Entretanto esta abordagem resulta em $\alpha = 1/(1+u_{gj}/j_g)$, portanto inferior à unidade.

Xu *et al.* (1998a,b)

Xu *et al.* (1998b) realizaram estudo teórico e experimental do escoamento bifásico cruzado de água e ar, cujas condições experimentais são apresentadas na seção 3.2 e na Tab. 4.1. A determinação experimental da fração de vazio foi realizada através de fechamento rápido de válvulas, isolando cada passe no casco do modelo de trocador utilizado pelos autores.

O método proposto pelos autores segue abordagem similar a de Butterworth (1975) para escoamento interno a tubos, que correlaciona a fração de vazio como uma função do parâmetro de Martinelli modificado. Segundo Xu *et al.* (1998b) a fração de vazio volumétrica é dada pela seguinte equação:

$$\alpha_3 = \left(1 + \frac{1}{C_1 Fr_{l0}^{C_2} X_u^{-C_3}} \right)^{-1} \quad (4.22)$$

As constantes empíricas nesta equação foram ajustadas considerando os dados levantados pelos autores, somadas aos resultados de Schrage *et al.* (1988) e Dowlati *et al.* (1990), para condição de escoamento ascendente. Através deste ajuste obteve-se $C_1 = 7,27$, $C_2 = 0,349$ e $C_3 = 0,948$, respectivamente. Xu *et al.* (1998b) também ajustaram as constantes para os resultados obtidos durante escoamento descendente, obtendo $C_1 = 3,70$, $C_2 = 0,11$ e $C_3 = 0,446$.

Xu *et al.* (1998a) apresentam estudo similar à Xu *et al.* (1998b), no entanto para escoamentos horizontais cruzados, em banco de tubos cujas características geométricas encontram-se descritas na seção 3.2, e as condições experimentais são apresentadas na Tab. 4.1. Os autores utilizaram óleo com densidade e viscosidade iguais a 810 kg/m^3 e $2,6 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m-s}$, respectivamente;

As constantes da Eq. (4.22) foram ajustadas para o banco de dados levantado pelos autores para escoamento horizontal, obtendo $C_1 = 1,95$, $C_2 = 0,18$ e $C_3 = 0,833$, resultando em desvio médio absoluto de 4,77 %.

Xu *et al.* (1998a) compararam resultados experimentais de Grant *et al.* (1984) *apud* Xu *et al.* (1998a) para escoamento horizontal cruzado em banco de tubos com configuração triangular normal, com τ igual a 1,25, com as estimativas segundo a Eq. (4.22). Os autores obtiveram desvio médio absoluto de 7,3 %, indicando que o método proposto é adequado também para esta configuração de banco de tubos.

Feenstra *et al.* (2000)

Feenstra *et al.* (2000) realizaram estudo teórico e experimental para identificação da fração de vazio durante escoamento de refrigerantes halogenados externamente a banco de tubos. Feenstra *et al.* (2000) e Khushnood *et al.* (2004) argumentam que a utilização de fluidos refrigerantes R11 e R22 representa melhor os fenômenos observados durante o escoamento de água saturada. Estes autores baseiam-se na menor diferença entre as propriedades destes fluidos e da água saturada, como a razão entre densidades e viscosidades das fases e a tensão superficial, quando se compara as propriedades de água saturada e misturas água-ar. A Tabela 4.3 apresenta a comparação entre as propriedades de R11, R22, água-ar e água saturada. A partir desta tabela constata-se que, embora a razão de densidades dos refrigerantes e da água seja da mesma ordem de grandeza, as demais grandezas são discrepantes, não justificando os argumentos de Feenstra *et al.* (2000) e Khushnood *et al.* (2004).

Tabela 4.3 – Comparação entre propriedades para fluidos refrigerantes, água-ar e água.

Propriedade	Ar-água	R11	R22	Água
$T [^{\circ}\text{C}]$	25	70	20	260
$p [\text{kPa}]$	101	405	910,3	4689
$\sigma [\text{N/m}]$	0,072	0,012	0,009	0,023
$\rho_l / \rho_g [-]$	842	62,9	31,4	33,1
$\mu_l / \mu_g [-]$	0,057	0,389	0,406	0,172

Khushnood *et al.* (2004), visando emular escoamentos de água saturada, também argumentam que a utilização de fluido saturado proporciona condições mais próximas a real em relação à mistura água-ar para a análise da dinâmica dos tubos. Ensaaios com fluidos saturados incluem efeitos de vaporização por efeito *flash*¹, devido às regiões de baixa pressão geradas pela movimentação dos tubos, que influenciam o amortecimento dinâmico dos tubos. Os autores realizaram experimentos em banco de tubos segundo configuração triangular normal, com diâmetros de 6,35 e 6,17 mm, e τ iguais a 1,44 e 1,48, respectivamente, para velocidades mássicas de até 500 kg/m²s e títulos de vapor de até 10% durante escoamento vertical cruzado.

Feenstra *et al.* (2000) propuseram um método de previsão de fração de vazio superficial baseado em resultados experimentais próprios, somados aos resultados de Dowlati

¹ O efeito *flash* consiste na vaporização de uma substância devido à redução de pressão, e não devido ao incremento de energia através de transferência de calor.

et al. (1990,1992b) para misturas água-ar, no ajuste das constantes de sua correlação. Vale ressaltar que Feenstra *et al.* (2000) inclui apenas resultados para fração de vazio levantados através de densitometria gama.

O método proposto pelos autores se baseia no desenvolvimento de uma correlação para a razão de deslizamentos das fases S , correspondente à razão entre as velocidades *in situ* de cada fase, u_g/u_l , que justamente com a Eq. (4.12) fornece estimativa da fração de vazio. A razão de deslizamento foi correlacionada como função do número de Richardson, Ri , correspondente a razão entre efeitos de empuxo e inerciais, e o número de capilaridade, Cap , correspondente a razão entre forças viscosas e de tensão interfacial. Estes adimensionais são dados pelas seguintes relações:

$$Ri = \frac{(\rho_l - \rho_g)^2 g(s_1 - d)}{G^2} \quad (4.23)$$

$$Cap = \frac{\mu_l u_g}{\sigma} \quad (4.24)$$

Neste método a fração de vazio é dada pela Eq. (4.12), com o termo S determinado a partir da seguinte equação:

$$S = 1 + 25,7(Ri \cdot Cap)^{0,5} / \tau \quad (4.25)$$

A estimativa da fração de vazio através do método proposto por Feenstra *et al.* (2000) requer a solução iterativa das Eqs. (4.12) e (4.23) a (4.25). A comparação com os dados experimentais utilizados pelos autores indica que o método proposto fornece melhores previsões destes dados em relação ao modelo homogêneo e métodos da literatura.

4.2.1 Comparação entre métodos de estimativa de fração de vazio

Esta seção compara os métodos para previsão da fração de vazio durante escoamento bifásico vertical ascendente, externo a banco de tubos horizontais, descritos no presente capítulo. Optou-se por esta configuração por ela ser similar a adotada no presente estudo. As Figuras 4.8 a 4.10 apresentam a variação da fração de vazio com a fração mássica de gás, para escoamento de misturas de água-ar, para velocidades mássicas de 3, 100 e 300 kg/m²s, respectivamente. De maneira geral, todos os métodos preveem o incremento assintótico da

fração de vazio com a fração mássica de gás, e com a velocidade mássica, comportamentos correspondentes aos resultados experimentais.

A partir das Figs. 4.8 a 4.10 nota-se diferenças significativas entre os resultados fornecidos pelos métodos, ainda que para uma mesma condição de escoamento. Isto indica que os métodos são válidos apenas para condições experimentais e geométricas similares às do banco de dados utilizado para seu desenvolvimento. Vale lembrar que os métodos de Kondo e Nakajima (1980), Schrage *et al.* (1988) e Xu *et al.* (1998a,b) foram desenvolvidos para a estimativa da fração de vazio volumétrica, enquanto que os métodos de Dowlati *et al.* (1990,1992b) foram desenvolvidos para estimativa da fração de vazio superficial.

Os métodos de Xu *et al.* (1998b) e Schrage *et al.* (1988) preveem valores inferiores de fração de vazio, se comparados aos demais. Estes métodos foram desenvolvidos a partir de banco de dados contendo resultados com valores elevados de fração mássica de gás, conforme indicado na Tab. 4.1, enquanto que os outros métodos foram desenvolvidos para resultados com frações mássicas de gás inferiores a 0,33.

Também se observa que os métodos baseados na abordagem de Zuber e Findlay (1965), propostos por Dowlati *et al.* (1990), e o método proposto por Kondo e Nakajima (1980) não obedecem à condição de fração de vazio igual à unidade para escoamento monofásico de gás. Tal comportamento permite concluir que esses métodos não são apropriados para títulos de vapor elevados.

Apesar do método de Xu *et al.* (1998b) ser desenvolvido para a estimativa da fração de vazio volumétrica, este método apresenta estimativas similares as de Feenstra *et al.* (2000) desenvolvido com base em resultados para a fração de vazio superficial.

Nas Figuras 4.9 e 4.10 nota-se também que o método de Kondo e Nakajima (1980) erroneamente apresenta previsões superiores ao modelo homogêneo para velocidades mássicas intermediárias e elevadas; portanto incoerente, pois seria relacionado a velocidade da fase líquida superior à da fase gás. No entanto, verifica-se que para velocidades de escoamento reduzidas, as estimativas segundo este método são inferiores ao previsto pelo modelo homogêneo e se assemelham as outras metodologias, conforme pode ser observado a partir da Fig. 4.8. Esse comportamento se deve ao fato do banco de dados utilizado pelos autores compreender velocidades reduzidas ($G \leq 3,2 \text{ kg/m}^2\text{s}$), condição típica de operação de *kettle reboilers*.

Figura 4.8 – Comparação entre métodos de previsão de α para escoamento de água-ar, em banco de tubos com $d=19$ mm, $s_I=24$ mm, p_{atm} , $T=25$ °C e $G=3$ kg/m²s.

Figura 4.9 – Comparação entre métodos de previsão de α para escoamento de água-ar, em banco de tubos com $d=19$ mm, $s_I=24$ mm, p_{atm} , $T=25$ °C e $G=100$ kg/m²s.

Figura 4.10 – Comparação entre métodos de previsão de α para escoamento de água e ar, em banco de tubos com $d=19$ mm, $s_I=24$ mm, a p_{atm} , $T=25$ °C e $G=300$ kg/m²s.

A partir da comparação entre as Figs. 4.9 e 4.10 constata-se que os métodos de Schrage *et al.* (1988) e Xu *et al.* (1998b), desenvolvidos a partir de resultados apenas para

escoamento em banco de tubos com configuração em linha, apresentam menor influência da variação de G de 100 para 300 kg/m²s em relação aos métodos do grupo de Dowlati *et al.* (1990,1992b) e de Feenstra *et al.* (2000), desenvolvidos a partir de conjunto de dados que incluem resultados para escoamento em banco de tubos com configuração triangular. Portanto, pode-se concluir que de maneira geral o incremento de G implica em aumento mais acentuado de α para escoamentos em banco de tubos com configuração triangular quando comparado a banco de tubos com configuração quadrada.

5 PERDA DE PRESSÃO

A perda de pressão é parâmetro importante no desempenho global do trocador de calor, pois determina a potência de bombeamento, e desta forma esta relacionada a eficiência global do sistema. A perda de pressão total, correspondente à soma das parcelas aceleracional, gravitacional e friccional (ou atrito), e é dada pela seguinte relação:

$$\Delta p_{total} = \Delta p_a + \Delta p_g + \Delta p_f \quad (5.1)$$

onde os subscritos a , g e f correspondem as parcelas aceleracional, gravitacional e friccional, respectivamente.

A parcela gravitacional da perda de pressão é dada pela seguinte relação, cuja derivação encontra-se no Apêndice A:

$$\left(\frac{dp}{dz} \right)_g = \rho_m g \sin(\omega) \quad (5.2)$$

onde ω é o ângulo entre a direção principal do escoamento e a horizontal, e o termo ρ_m é a densidade da mistura, dada pela seguinte relação:

$$\rho_m = \alpha \rho_g + (1 - \alpha) \rho_l \quad (5.3)$$

Para condições de escoamento com velocidades reduzidas, como verificado nos refeedores *kettle* (*kettle reboilers*), a componente gravitacional é predominante na perda de pressão, indicando a relevância desta parcela.

Nesse ponto vale a discussão a respeito do método para cálculo da fração de vazio a ser utilizado na integração da Eq. (5.2) com a densidade da mistura dada pela Eq. (5.3). Metodologias de previsão de fração de vazio desenvolvidas a partir de banco de dados obtidos para fração de vazio superficial, usualmente tomam como referência a menor área da seção transversal do escoamento. Portanto a integral da Eq. (5.2) considerando um destes métodos de estimativa da fração de vazio superficial pode ser inadequada, pois a fração de vazio ao longo do percurso no trocador de calor apresenta variações. Assim, a consideração de um

método desenvolvido a partir de resultados de fração de vazio volumétrica torna-se mais adequado, pois fornece o valor médio ao longo do comprimento.

Para o caso da parcela friccional da perda de pressão, a fração de vazio volumétrica é inadequada, uma vez que a partir dela não é possível estimar a velocidade *in situ* das fases. Neste caso a fração de vazio superficial torna-se mais adequada para o desenvolvimento de métodos de análise e previsão. Vale destacar que a parcela friccional da perda de pressão é proporcional a velocidade do escoamento elevada a um expoente próximo a dois.

A partir da aplicação do teorema de transporte de Reynolds para cada uma das fases, para as conservações de massa e quantidade de movimento, obtém-se a seguinte expressão para o gradiente de pressão devido à variação da quantidade de movimento:

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_a = \frac{d}{dz} \left[G^2 \left(\frac{(1-x)^2}{\rho_l(1-\alpha)} + \frac{x^2}{\rho_g \alpha} \right) \right] - \frac{1}{2} \left(\frac{(1-x)^2}{\rho_l(1-\alpha)} + \frac{x^2}{\rho_g \alpha} \right) \frac{dG^2}{dz} \quad (5.4)$$

Rearranjando os termos, a Eq. (5.4) pode ser reescrita conforme a seguinte relação:

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_a = G \frac{d}{dz} \left[G \left(\frac{(1-x)^2}{\rho_l(1-\alpha)} + \frac{x^2}{\rho_g \alpha} \right) \right] \quad (5.5)$$

onde o termo α corresponde à fração de vazio superficial, a qual pode ser estimada segundo os métodos descritos no Capítulo 4. A derivação das Eqs. (5.4) e (5.5) encontram-se detalhadas no Apêndice A.

Para condição de escoamento em duto de seção constante, o termo G é constante e assim o segundo termo da Eq. (5.4) é nulo. Desta forma tem-se a relação apresentada por Collier e Thome (1994) e Thome (2008), dada por:

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_a = \frac{d}{dz} \left(\frac{G_g^2}{\rho_g \alpha} + \frac{G_l^2}{\rho_l(1-\alpha)} \right) = \frac{d}{dz} \left[G^2 \left(\frac{x^2}{\rho_g \alpha} + \frac{(1-x)^2}{\rho_l(1-\alpha)} \right) \right] \quad (5.6)$$

Destaca-se que a relação dada pela Eq. (5.6) não é válida para escoamento monofásico. Para o caso de escoamentos monofásicos incompressíveis, a parcela aceleracional da perda de pressão é dada pela variação da energia cinética do escoamento, igual a $\dot{m}V/(2A)$ equivalente a $\rho V^2/2$, que é a metade do valor dado pela Eq. (5.6).

Nos subitens seguintes são apresentados métodos para estimativa do termo friccional da perda de pressão para escoamentos monofásicos e bifásicos em banco de tubos.

5.1 Perda de pressão durante escoamentos monofásicos

A estimativa da parcela friccional da perda de pressão durante escoamento monofásico interno a tubos é usualmente realizada através de correlações para o fator de atrito (Blasius, 1912, Colebrook, 1939 e Churchill, 1977), ou diretamente através de diagramas (Moody, 1944). Procedimentos similares são adotados para a estimativa da perda de pressão durante escoamentos monofásicos externos a banco de tubos, consistindo determinação do fator de atrito, ou número de Euler, a partir de diagramas ou correlações. De maneira geral os métodos empregam correlações e diagramas distintos para cada configuração de banco de tubos e fornecem o fator de atrito como função do número de Reynolds.

Geralmente, as relações e gráficos disponíveis na literatura para estimativa do fator de atrito foram desenvolvidos para banco de tubos com número elevado de fileiras horizontais e verticais, pois conforme indicado por Zukauskas (1972), para o caso de número reduzido de fileiras horizontais, efeitos de entrada e saída tornam-se relevantes, e para número reduzido de fileiras verticais, efeitos de parede podem implicar em incrementos adicionais da perda de pressão.

Os métodos de previsão de perda de pressão durante escoamento monofásico externo a banco de tubos são descritos no Apêndice B. Neste apêndice são apresentados os métodos de:

- Idel'Chik (1966);
- Zukauskas (1972);
- Tilton (2008);
- Gaddis (2010);
- Zukauskas e Ulinskas (1983);
- ESDU (2007);

Os métodos de Zukauskas (1972) e Tilton (2008) consistem em diagramas a partir dos quais obtém-se diretamente o fator de atrito. Já os métodos de Idel'Chik (1966), Gaddis (2010), Zukauskas e Ulinskas (1983) e ESDU (2007) são baseados em relações e correlações para estimativa do fator de atrito.

As Figuras 5.1 a 5.3 apresentam comparações entre os métodos propostos por Idel'Chik (1966), Zukauskas e Ulinskas (1983), Gaddis (2010) e ESDU (2007). Devido ao fato do método de Zukauskas (1972) ser similar a Zukauskas e Ulinskas (1983), excluiu-se a versão de 1972 da comparação. O método de Green descrito por Tilton (2008), por ser baseado em diagramas, e desta forma de difícil implementação em programas computacionais, também não foi utilizado nestas comparações.

As Figuras 5.1 e 5.2 foram elaboradas para escoamento cruzado de água em banco de tubos com diâmetro de 19,05 mm, com razões de espaçamento transversal de 1,25 e 1,50, ambos com 20 camadas, para configurações quadrada normal e triangular normal, respectivamente. A Figura 5.3 foi elaborada para escoamento de ar em banco de tubos com configuração triangular normal, com características geométricas similares às consideradas para o escoamento de água. A partir das Figs. 5.1 a 5.3 conclui-se que os métodos proporcionam estimativas com tendências similares. Entretanto, o desvio absoluto entre estes métodos apresenta é superior a 990% para valores reduzidos de perda de pressão, e na ordem de 135% para elevados. O desvio médio entre as estimativas segundo os métodos de Zukauskas e Ulinskas (1983) e Gaddis (2010) é igual a 15% para a faixa de valores de Reynolds considerada, entre Zukauskas e Ulinskas (1983) e ESDU (2007) igual a 11%, e entre Zukauskas e Ulinskas (1983) e Idel'Chik (1966) é igual a 30%.

Figura 5.1 – Comparação entre estimativas de perda de pressão para escoamento monofásico de água com $T = 25\text{ °C}$, $d = 19,05\text{ mm}$, em banco de tubos segundo configuração quadrada normal.

Figura 5.2 – Comparação entre estimativas de perda de pressão para escoamento monofásico de água com $T = 25\text{ °C}$, $d = 19,05\text{ mm}$, em banco de tubos segundo configuração triangular normal.

Figura 5.3 – Comparação entre estimativas de perda de pressão para escoamento monofásico de ar com $T = 25\text{ °C}$ e p_{atm} , $d = 19,05\text{ mm}$, em banco de tubos segundo configuração triangular normal.

5.2 Perda de pressão durante escoamentos bifásicos

A presente seção descreve os métodos de previsão da perda de pressão durante escoamentos bifásicos externos a banco de tubos disponíveis na literatura. Estes métodos se baseiam em multiplicadores bifásicos, que consiste na obtenção com bases em resultados experimentais em uma correlação para a razão entre as perdas de pressão por atrito para os escoamentos bifásico e monofásico.

Os multiplicadores bifásicos são definidos segundo as seguintes relações:

$$\phi_{g0}^2 = \frac{\Delta p_{2\phi}}{\Delta p_{g0}} \quad (5.7)$$

$$\phi_{l0}^2 = \frac{\Delta p_{2\phi}}{\Delta p_{l0}} \quad (5.8)$$

$$\phi_g^2 = \frac{\Delta p_{2\phi}}{\Delta p_g} \quad (5.9)$$

$$\phi_l^2 = \frac{\Delta p_{2\phi}}{\Delta p_l} \quad (5.10)$$

onde $\Delta p_{2\phi}$ é a perda de pressão do escoamento bifásico, e Δp_{g0} e Δp_{l0} são as perdas de pressão da mistura escoando respectivamente como gás e líquido. Já Δp_g e Δp_l são as perdas de pressão de cada uma das fases escoando isoladamente através do banco de tubos, com as vazões mássicas $\dot{m}x$ e $\dot{m}(1-x)$, respectivamente.

Lockhart e Martinelli (1949) foram os primeiros a propor uma abordagem baseada em multiplicadores bifásicos, neste caso para escoamento interno a dutos. Baseado nesta abordagem, Diehl (1957) foi o primeiro a propor um método preditivo para a perda de pressão durante escoamentos bifásicos externos a banco de tubos.

A Tabela 5.1 apresenta as condições experimentais dos bancos de dados utilizados pelos autores para o desenvolvimento dos métodos de previsão de perda de pressão durante escoamento bifásico discutidos nesta seção.

Os autores listados nesta tabela para previsão das perdas de pressão bifásicas utilizam os métodos descritos na seção 5.1 e Apêndice B na estimativa da perda de pressão monofásica. Regressões dos dados próprios também são utilizadas.

Tabela 5.1 – Condições experimentais dos bancos de dados utilizados para desenvolvimento dos métodos de predição de perda de pressão.

Autores	Mistura	Config.	Dir.	d [mm]	τ [-]	G [kg/m ² s]	x [-]
Modelo homogêneo ¹	-	-	↔	-	-	-	-
Diehl (1957) ²	Água-ar; Solução aquosa de açúcar (29~62%) e ar; Pentano saturado	Quadrada rotacionada, Quadrada normal	↓	19,1; 12,7	1,33; 1,25	0 ~ 959	0 ~ 1
Grant e Chisholm (1979, 1980)	Água-ar	Triangular normal	↑↓↔	19,1	1,25	11 ~ 782	4.10 ⁻³ ~ 0,82
Ishihara (1980) ³	Água-ar; Solução aquosa de açúcar (29~62%) e ar; Pentano saturado	Quadrada rotacionada, Quadrada normal, Triangular normal	↑↓↔	12,7; 19,1	1,25; 1,33; 1,47	0 ~ 980	0 ~ 1
Schrage <i>et al.</i> (1988) ¹	Água-ar	Em linha	↑	7,94	1,08 ~ 1,4	55 ~ 680	3.10 ⁻⁴ ~ 0,64
Dowlati <i>et al.</i> (1990, 1992)	Água-ar	Quadrada normal, Triangular normal	↑↔	13, 19	1,22 ~ 1,47	28 ~ 200	0,05 ~ 0,99
Xu <i>et al.</i> (1998a,b)	Água ar	Quadrada normal	↑↓↔	9,79	1,25	37 ~ 658	0,001 ~ 0,68-

¹ Apresentado por Collier e Thome (1994) para escoamentos horizontais cruzados.

² Calculado considerando densidade de pentano como vapor saturado a 620 kPa.

³ Utilização de dados de Diehl (1957) e Grant e Chisholm (1979).

Kondo (1984) utilizando resultados experimentais apresentados no estudo de Kondo e Nakajima (1980) apresentam a análise da perda de pressão durante escoamento vertical cruzado ascendente em banco de tubos. O autor realizou análise do gradiente de pressão ao longo do modelo de trocador de calor, obtido através da utilização de tomadas de pressão para cada camada de tubos. A partir deste estudo foi possível determinar regiões do modelo de trocador nas quais o gradiente de pressão é afetado por efeitos de entrada e saída. Kondo (1984) identificou gradiente de pressão inferior para as regiões de entrada e saída durante escoamento bifásico, enquanto que para escoamentos monofásicos, os efeitos de entrada e saída não foram significativos. O autor apresenta proposta para previsão da perda de pressão durante escoamento bifásico em *kettle reboiler*, no entanto a metodologia proposta pelo autor acopla a região de escoamento bifásico e a região de recirculação, correspondente a

escoamento monofásico. Portanto não é válida para escoamento em trocador de calor com circulação forçada, e desta forma não é apresentada nesta seção.

Modelo homogêneo

Collier e Thome (1994), seguindo a abordagem de Wallis (1969), derivam uma correlação para o multiplicador bifásico a partir do modelo homogêneo de escoamento de mistura, dado pela seguinte relação:

$$\phi_{g0}^2 = x + (1 - x) \frac{\rho_g}{\rho_l} \quad (5.11)$$

O modelo homogêneo é adequado para escoamento segundo padrões com distribuição uniforme das fases ao longo da seção, conforme o escoamento segundo padrão bolhas com j_l elevados. Collier e Thome (1994) apresentam comparação das estimativas segundo o modelo homogêneo com resultados experimentais de Diehl e Unruh (1958) *apud* Collier e Thome (1994), para escoamento horizontal cruzado em banco de tubos segundo configuração quadrada rotacionada, obtendo previsões satisfatórias dos resultados experimentais.

Diehl (1957)

Diehl (1957) com base em seu estudo experimental desenvolveu um método preditivo para a parcela friccional da perda de pressão em banco de tubos, focando principalmente em condensadores. Conforme indicado por Ishihara *et al.* (1980), esse foi o primeiro método proposto para previsão da parcela friccional da perda de pressão durante escoamentos bifásicos externos a banco de tubos.

No desenvolvimento do método o autor considerou resultados experimentais próprios para escoamentos adiabáticos e condensação, para banco de tubos com configuração quadrada rotacionada e normal. As condições experimentais e as configurações dos bancos de tubos são detalhadas na Tab. 5.1.

Diehl (1957) verificou que a influência da tensão superficial na perda de pressão friccional é desprezível, diferentemente do observado por Feenstra *et al.* (2000) para a fração de vazio.

O método proposto é baseado em um multiplicador bifásico, dado como função de parâmetros do escoamento e de propriedades da mistura. A correlação proposta pelo autor

para previsão da perda de pressão durante escoamento cruzado vertical descendente é dada pela seguinte relação:

$$\phi_{go}^2 = \frac{\Delta p}{\Delta p_{g0}} = f \left(\frac{(1 - \alpha_H)}{(\rho_g / \rho_l) \text{Re}_{g0}^{0,5}} \right) \quad (5.12)$$

onde α_H é a fração de vazio segundo modelo homogêneo, dada pela Eq. (4.12) com S igual a 1,0 e Re_{g0} é o número de Reynolds para a mistura escoando como gás baseado no diâmetro do tubo. O autor incluiu a razão ρ_g/ρ_l com o objetivo de contabilizar efeitos relacionados à variação da densidade do gás com a alteração da pressão de operação.

Diehl (1957) não apresenta explicitamente qual método deve ser utilizado para o cálculo de Δp_{g0} , no entanto o autor menciona em seu trabalho o método de Bergelin *et al.* (1950)² *apud* Diehl (1957) e Grimison (1937), conforme descrito por Tilton (2008). O valor de ϕ_{go}^2 é determinado a partir de curvas ilustradas nas Figs. 5.4 e 5.5 para banco de tubos com configuração quincôncio e em linha, respectivamente.

Figura 5.4 – Multiplicador bifásico para escoamento em banco de tubos segundo configuração quincôncio, Diehl (1957).

² BERGELIN, O.B., BROWN, G.A. e DOBERSTEIN, S.C. ASME Paper Number 51-A-109, November, 1951.

Figura 5.5 – Multiplicador bifásico para escoamento em banco de tubos segundo configuração em linha, Diehl (1957).

O autor indica que 90 % dos seus resultados experimentais foram previstos com erro inferior a 20 %.

Diehl (1957) não apresenta correlações para os multiplicadores bifásicos. Entretanto as curvas apresentadas nas Figs. 5.4 e 5.5 podem ser estimadas a partir das seguintes relações, obtidas pelo presente autor:

$$\frac{\Delta p_{2\phi}}{\Delta p_{g0}} = \exp \left[\frac{9,648 \cdot 10^{-3} \Lambda^3 + 8,014 \cdot 10^{-2} \Lambda^2}{-7,483 \cdot 10^{-1} \Lambda - 6,009} \right] \quad \begin{array}{l} \text{para configuração quincôncio} \\ 2 \cdot 10^{-4} < \mu_l < 3 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m.s} \end{array} \quad (5.13)$$

$$\frac{\Delta p_{2\phi}}{\Delta p_{g0}} = \exp \left[\frac{2,701 \cdot 10^{-2} \Lambda^3 + 2,487 \cdot 10^{-1} \Lambda^2}{-6,324 \cdot 10^{-1} \Lambda - 7,148} \right] \quad \begin{array}{l} \text{para configuração quincôncio} \\ 8 \cdot 10^{-3} < \mu_l < 5 \cdot 10^{-2} \text{ kg/m.s} \end{array} \quad (5.14)$$

$$\frac{\Delta p_{2\phi}}{\Delta p_{g0}} = \exp \left[\frac{1,109 \cdot 10^{-3} \Lambda^4 + 1,833 \cdot 10^{-2} \Lambda^3}{-5,939 \cdot 10^{-3} \Lambda^2 - 1,094 \Lambda - 3,685} \right] \quad \text{para configuração em linha} \quad (5.15)$$

onde Λ é dado pela seguinte relação:

$$\Lambda = \ln \left(\frac{(1 - \alpha_H)}{(\rho_g / \rho_l) \text{Re}_{g0}^{0.5}} \right) \quad (5.16)$$

As curvas de regressão obtidas dadas pelas Eqs. (5.13), (5.14) e (5.15) apresentam desvios absolutos em relação às curvas originalmente apresentadas por Diehl (1957) de no máximo 13, 5 e 12%, respectivamente.

Grant e Chisholm (1979, 1980)

Grant e Chisholm (1979) apresentam um estudo teórico e experimental da perda de pressão e padrões de escoamento durante escoamentos verticais ascendentes e descendentes, e horizontais cruzados, descrito na seção 3.2.

De maneira similar ao método proposto por Diehl (1957), a metodologia proposta por Grant e Chisholm (1979) é baseada em multiplicadores bifásicos, no entanto o multiplicador é em relação à perda de pressão monofásica da parcela de líquido do escoamento, ao contrário de Diehl (1957) que toma como base a mistura escoando como gás.

Grant e Chisholm (1979) avaliaram a perda de pressão em cada passe do casco e em cada janela do modelo através da instalação de múltiplas tomadas de pressão. A perda de pressão experimental era obtida a partir da soma das perdas de pressões de dois trechos consecutivos do modelo, correspondente a escoamentos paralelos e em sentidos contrários separados pelas chicanas. Este procedimento foi adotado com o objetivo de eliminar o termo gravitacional da perda de pressão presente em escoamentos verticais, cuja estimativa se baseia na fração de vazio. Através deste procedimento, Grant e Chisholm (1979) argumentam que as parcelas gravitacionais dos dois segmentos do trocador se anulam. No entanto é esperado que os padrões de escoamento, e consequentemente a fração de vazio e também a perda de pressão friccional, sejam distintas para escoamentos ascendentes e descendentes, fato desprezado pelos autores.

A perda de pressão friccional segundo o método proposto por Grant e Chisholm (1979) é dada pela seguinte relação:

$$\frac{\Delta p_{2\phi}}{\Delta p_{l0}} = 1 + (\Gamma^2 - 1) \left[Bx^{(2-n)/2} (1-x)^{(2-n)/2} + x^{2-n} \right] \quad (5.17)$$

onde Γ é a raiz quadrada da razão entre as perdas de pressão monofásicas da mistura escoando como gás e líquido, dada por:

$$\Gamma = \sqrt{\frac{\Delta p_{g0}}{\Delta p_{l0}}} \quad (5.18)$$

O parâmetro n corresponde ao expoente do número de Reynolds para o fator de atrito durante escoamento monofásico, obtido por Grant e Chisholm (1979) a partir de regressão de

resultados próprios para escoamentos monofásicos. A Tabela 5.2 apresenta os valores para o expoente n e para o termo B .

Tabela 5.2 – Coeficientes e expoentes para estimativa da perda de pressão friccional segundo Eq. (5.17), Grant e Chisholm (1979).

Segmento	Direção	Sentido	Padrão de escoamento	B	n	A
Banco de tubos / Escoamento	Vertical	↓↑	Anular (Spray) e bolhas	1,0	0,37	2,70
	Horizontal	-	Anular (Spray) e bolhas	0,75	0,25	7,24
Cruzado	Horizontal	-	Estratificado e estratificado anular	0,25	0,46	7,24 ¹
Janelas	Vertical	↓↑	-	$(\rho_l/\rho_H)^{0,25}$	0,0	- ²
	Horizontal	-	-	$2/(I+1)$	0,0	- ²

¹ Utilizar 0,25 como expoente do número de Reynolds para determinação do fator de atrito.

² Os autores utilizaram resultados experimentais para determinação da perda de pressão.

A perda de pressão monofásica é estimada a partir de fator de atrito segundo Blasius (1912), dado pela seguinte relação:

$$f = \frac{A}{\text{Re}_{\text{máx}}^n} \quad (5.19)$$

onde os termos A e n são apresentados na Tab. 5.2. Nesta equação, o número de Reynolds é dado em função do diâmetro do tubo e velocidade do escoamento na menor seção transversal. Os autores não apresentam explicitamente a formulação para estimativa da perda de pressão monofásica, no entanto comparando com valores obtidos a partir dos métodos apresentados na seção 5.1, admite-se a perda de pressão dada pela seguinte relação:

$$\Delta p = 4f \frac{\rho u_{\text{máx}}^2}{2} n \quad (5.20)$$

onde $u_{\text{máx}}$ é a velocidade do escoamento na menor seção transversal, e n é o número de camadas de tubos.

Posteriormente, Grant e Chisholm (1980) com base no método anterior, propuseram multiplicadores bifásicos distintos segundo faixas do título de vapor para escoamento horizontal bifásico cruzado em banco de tubos. Os valores de títulos de vapor que definem os limites inferior e superior para cada faixa, são dados pelas seguintes relações:

$$x_1 = \frac{1}{1 + \left[\frac{(\Gamma + 1)(R - 1)}{2^{2-n} - 2} \right]^{2/(2-n)}} \quad (5.21)$$

$$x_2 = \frac{1}{1 + \left[(R - 1) \left(\frac{\mu_g}{\mu_l} \right)^{n/2} \right]^{2/(2-n)}} \quad (5.22)$$

onde R é dado pela seguinte equação:

$$R = 1,3 + 9,45 Fr_{l0} \quad (5.23)$$

com o número de Froude definido para a mistura escoando como líquido. Para título de vapor inferior a x_1 o multiplicador bifásico é dado pelas seguintes relações:

$$\phi_{l0}^2 = \frac{\Delta p_{2\phi}}{\Delta p_{l0}} = 1 + \gamma(\Gamma^2 - 1) \quad (5.24)$$

onde

$$\gamma = Bx^{(2-n)/2}(1-x)^{(2-n)/2} + x^{2-n} \quad (5.25)$$

$$B = \frac{2^{2-n} - 2}{\Gamma + 1} \quad (5.26)$$

Para títulos de vapor superiores a x_1 e inferiores a x_2 , a perda de pressão é dada pelas Eqs. (5.24) e (5.23), com γ dado pela seguinte relação:

$$\gamma = Rx^{2-n} \quad (5.27)$$

No caso de títulos de vapor superiores a x_2 , Grant e Chisholm (1980) sugerem o multiplicador bifásico dado pelas Eqs. (5.24) e (5.25), com o termo B calculado através da seguinte equação:

$$B = \left(\frac{\mu_l}{\mu_g} \right)^{n/2} \quad (5.28)$$

Conforme pode ser observado, os métodos apresentados por Grant e Chisholm (1979,1980) não descrevem explicitamente todas as considerações necessárias para a

estimativa da perda de pressão, como a definição do método de previsão da perda de pressão monofásica, e a estimativa da perda de pressão durante escoamento vertical segundo padrão intermitente.

Chisholm (1984) propõe um método para previsão da perda de pressão bifásica na região entre o banco de tubos externos e o casco do trocador. O autor indica que a perda de pressão para o escoamento próximo à parede do trocador é inferior à região interna do banco de tubos, propiciando escoamentos preferenciais e uma maior concentração da fase líquida nesta região. Para condição de ebulição convectiva em banco de tubos essa situação é indesejada por reduzir o contato entre a superfície dos tubos e a fase líquida. Assim, vale destacar que a análise do escoamento lateral é importante para o correto dimensionamento de trocadores de calor.

Ishihara *et al.* (1980)

Ishihara *et al.* (1980) apresentam uma revisão dos métodos para previsão da perda de pressão durante escoamento bifásico externo a banco de tubos disponíveis até então, e com base neste estudo propõem um novo método de previsão de perda de pressão durante escoamento bifásico horizontal e vertical ascendente e descendente.

O método proposto por estes autores se baseia nas abordagens de Lockhart e Martinelli (1949) e Chisholm (1967), consideradas apropriada para o escoamento externo a tubos por Ishihara *et al.* (1980). A perda de pressão segundo o método de Ishihara *et al.* (1980) é dada por:

$$\Delta p_{2\phi} = \begin{cases} \Delta p_l \phi_l^2 & \text{para } Re_l > 2000 \\ \Delta p_g \phi_g^2 & \text{para } Re_l \leq 2000 \end{cases} \quad (5.29)$$

As perdas de pressão para escoamento monofásico são estimadas através do método de Green, apresentado por Tilton (2008) e cuja descrição encontra-se no Apêndice B.3. O número de Reynolds da fase líquida escoando no banco de tubos, Re_l , é calculado utilizando como dimensão característica o diâmetro dos tubos.

Os multiplicadores bifásicos são dados pelas seguintes relações:

$$\phi_l^2 = 1 + \frac{C}{X_{tt}} + \frac{1}{X_{tt}^2} \quad \text{para } Re_l > 2000 \quad (5.30)$$

$$\phi_g^2 = 1 + CX_u + X_u^2 \quad \text{para } Re_l \leq 2000 \quad (5.31)$$

com o parâmetro de Martinelli calculado segundo a Eq. (3.6).

Ishihara *et al.* (1980) assumem o parâmetro de Lockhart e Martinelli dado pela Eq. (3.6), determinado para um expoente do número de Reynolds único, igual a 0,2 na Eq. (5.19), correspondendo ao escoamento interno turbulento, assumindo um fator de atrito do tipo Blasius (1912). Ulbrich e Mewes (1994) indicam tal hipótese como incorreta, pois o fator de atrito durante escoamento externo a tubos não pode ser previsto apenas através de uma relação Blasius, conforme discutido na seção 5.1 e no Apêndice B. Constata-se a partir do discutido neste apêndice variações nas tendências do fator de atrito para distintas faixas de número de Reynolds, e para distintas configurações geométricas.

O escoamento externo apresenta esteira a jusante dos tubos, algo que não se verifica no escoamento interno. No caso de banco de tubos a parcela friccional da perda de pressão apresenta duas componentes, uma relacionada à fricção do fluido com as paredes dos tubos e do casco, e outra devido ao arrasto. Portanto, assumir o parâmetro de Martinelli para a componente relacionada à fricção é adequado, no entanto a adoção de outros parâmetros distintos para caracterizar a componente de arrasto se faz necessário.

Ishihara *et al.* (1980) ajustaram o parâmetro C das Eqs. (5.30) e (5.31) como igual a 8,0, proporcionando melhores previsões para X_u inferiores a 0,2, correspondentes a valores elevados de título de vapor. Estes autores ajustaram o método com base nos resultados de Diehl (1957) e de Grant e Chisholm (1979), somando 458 dados experimentais para banco de tubos segundo configurações quincôncio e em linha. Os resultados experimentais apresentados por Diehl (1957) correspondem a escoamento descendente cruzado, e os resultados experimentais de Grant e Chisholm (1979) englobam experimentos para escoamentos cruzados verticais ascendentes e descendentes, e horizontais. Portanto o método proposto por Ishihara *et al.* (1980) não diferencia sentidos e direções do escoamento bifásico desprezando efeitos relacionados a padrões de escoamento.

Ishihara *et al.* (1980) indicam que o método proposto por eles proporciona previsões satisfatórias dos resultados experimentais utilizados em sua elaboração, no entanto não apresentam análise estatística das comparações. Estes autores sugerem para estudos futuros a proposição de correlações para o parâmetro C das Eqs. (5.30) e (5.31) dadas conforme a seguinte relação:

$$C = f\left(X_{tt}, j_g^*, \frac{s_1 - d}{d}, \frac{1 - x}{x}\right) \quad (5.32)$$

onde j_g^* é a velocidade superficial da fase gasosa adimensionalizada conforme apresentado por Wallis (1969).

Baseados no estudo de Ishihara *et al.* (1980), Schrage *et al.* (1988), Dowlati *et al.* (1990,1992b) Xu *et al.* (1998b) desenvolvem seus métodos de previsão da parcela friccional da perda de pressão, através de ajustes do termo C e da Eq. (5.30).

Schrage *et al.* (1988)

Schrage *et al.* (1988) apresentam um estudo teórico e experimental da fração de vazio e perda de pressão durante escoamento bifásico vertical ascendente externamente a banco de tubos, segundo configuração em linha. As condições experimentais e configurações do banco de tubos avaliados por eles encontram-se descritas na Tab. 5.1.

Nesta análise, a estimativa da perda de pressão monofásica foi realizada através de relações para fatores de atrito ajustadas para o banco de dados levantado durante experimentos em condições monofásicas. Entretanto os autores indicam que as metodologias de Zukauskas (1972) e ESDU (1979), equivalente à ESDU (2007), preveem satisfatoriamente os dados experimentais monofásicos para valores de número de Reynolds superiores a 100.

Conforme mencionado, Schrage *et al.* (1988) desenvolvem seu método de previsão a partir da abordagem de Chisholm (1967), baseado no ajuste do parâmetro C na Eq. (5.30) e na inclusão de uma constante multiplicativa para o termo $1/X_{tt}^2$ ajustada segundo os dados experimentais. Desta forma o multiplicador bifásico segundo este método é dado por:

$$\phi_l^2 = 1 + \frac{C}{X_{tt}} + \frac{C_5}{X_{tt}^2} \quad (5.33)$$

De forma análoga a Ishihara *et al.* (1980), Schrage *et al.* (1988) também adotam o parâmetro de Martinelli, dado pela Eq. (3.6), que corresponde a razão entre perdas de pressão considerando fator de atrito do tipo Blasius, com expoente do número de Reynolds igual a 0,2.

Schrage *et al.* (1988) verificaram influência da velocidade mássica e do padrão de escoamento no multiplicador bifásico, indicando o incremento do multiplicador bifásico com

o aumento de velocidade mássica para valores de parâmetro de Lockhart e Martinelli inferiores a 0,9. Para parâmetros de Lockhart e Martinelli superiores a 0,9 há uma inversão de tendência, ocorrendo o decréscimo de ϕ_l^2 com o incremento da velocidade mássica. Os autores não identificaram um mecanismo relacionado a essa mudança de tendência, no entanto citam estudo de Chisholm (1983) que discute a influência do padrão de escoamento no multiplicador bifásico. Baseado nessa análise, Schrage *et al.* (1988) propõem diferentes valores para a constante C_5 segundo os padrões de escoamento. Para o parâmetro C propuseram a seguinte relação:

$$C = C_1 Fr_{l0}^{C_2} \ln X_{tt} + C_3 Fr_{l0}^{C_4} \quad (5.34)$$

onde as constantes C_1 , C_2 , C_3 e C_4 , dadas na Tab. 5.3, também são funções do padrão de escoamento.

Tabela 5.3 – Coeficientes para estimativa do multiplicador bifásico, Schrage *et al.* (1988)

Padrão de escoamento	C_1	C_2	C_3	C_4	C_5
Bolhas	0,036	1,51	7,79	-0,057	0,774
Intermitente	2,18	-0,643	11,6	0,233	1,09
Anular (<i>Spray</i>)	0,253	-1,50	12,4	0,207	0,205

Segundo o método de Schrage *et al.* (1988) as condições em que cada padrão de escoamento se verifica são dadas por:

$$B_1 \geq H_1 \quad \text{Anular (*Spray*)} \quad (5.35)$$

$$B_1 < H_1 \text{ e } B_1 < H_2 \quad \text{Intermitente} \quad (5.36)$$

$$B_1 < H_1 \text{ e } B_1 \geq H_2 \quad \text{Bolhas} \quad (5.37)$$

onde os B_1 , F_1 e F_2 são definidos conforme as seguintes relações:

$$B_1 = j_l (\rho_l \mu_l)^{1/3} \quad (5.38)$$

$$H_1 = 0,678 B_2^{0,354} \quad (5.39)$$

$$H_2 = 1,86 B_2^{-1,93} \quad (5.40)$$

com

$$B_2 = j_l (\rho_l \mu_l)^{1/3} \quad (5.41)$$

Nas relações acima, a velocidade superficial das fases é com base na menor área da seção transversal ao escoamento.

Schrage *et al.* (1988) realizaram a comparações com resultados para perda de pressão total durante escoamento bifásico de R113 em condições de ebulição convectiva, levantados em aparato experimental configurações geométricas similares as apresentadas na Tab. 5.1. Nesta comparação estimou-se a parcela gravitacional através da Eq. (5.2), com a fração de vazio dada pela Eq. (4.15). Com base nesta análise, os autores indicam que as estimativas da perda de pressão total baseadas nos métodos propostos por eles, apresentam valores próximos aos obtidos experimentalmente para o R113.

O método proposto pelos autores prevê o banco de dados levantado por eles com erro absoluto médio de 14,3 %.

Dowlati *et al.* (1990,1992a)

Baseados na abordagem de Ishihara *et al.* (1980), Dowlati *et al.* (1990) indicam valores de C de acordo com faixas de G , X_{tt} e τ . A Tabela 5.4 apresenta estes valores para estimativa da perda de pressão através das Eqs. (5.29) e (5.30). Os autores indicam que para o desenvolvimento do método proposto, consideraram dados experimentais para perdas de pressão monofásicas em banco de tubos ajustadas segundo fatores de atrito do tipo Blasius (1912). No entanto indicam que o método de Zukauskas (1972) prevê satisfatoriamente o banco de dados para escoamentos monofásicos levantados por eles.

Tabela 5.4 – Coeficientes C para determinação do multiplicador bifásico para escoamento vertical em banco de tubos com configuração em linha, Dowlati *et al.* (1990).

G [kg/m ² s]	X_{tt} [-]	τ [-]	C [-]
$G > 260$	-	1,3	8
$260 \leq G < 90$	≤ 1	1,3	35
$G \leq 90$	≤ 1	1,3	70
$G > 200$	-	1,75	50

Em estudo posterior, Dowlati *et al.* (1992a), para escoamento horizontal em banco de tubos segundo configuração triangular normal, ajustaram um valor igual a 20 para a constante C na Eq. (5.30).

Vale destacar que os estudos de Dowlati *et al.* (1990,1992a) são apresentados como análises de resultados experimentais e ajustes de correlação existente na literatura segundo seus resultados experimentais, e não como propostas de métodos generalizados para previsão de perda de pressão durante escoamento externo.

Xu *et al.* (1998a,b)

Também baseados em Ishihara *et al.* (1980), Xu *et al.* (1998b) apresentam relações para o parâmetro C da Eq. (5.30) para a determinação do multiplicador bifásico ϕ^2 . As condições experimentais e configurações geométricas do banco de dados são apresentadas na Tab. 5.1 e nas seções 3.2 e 4.2.

Xu *et al.* (1998b) indicam que o método de Ishihara *et al.* (1980) com o parâmetro C constante e igual a 8,0 subestima os multiplicadores bifásicos determinados a partir de seus resultados experimentais. Assim, a partir da Eq. (5.32), Xu *et al.* (1998b) propuseram as seguintes correlações para o parâmetro C para escoamentos ascendentes e descendentes, respectivamente:

$$C = 24,45 j_g^{*-0,654} \left(\frac{x}{1-x} \right)^{0,336} \quad (5.42)$$

$$C = 22,50 j_g^{*-0,723} \left(\frac{x}{1-x} \right)^{0,340} \quad (5.43)$$

com o termo j_g^* dado pela Eq. (3.2), relacionando efeitos inerciais da fase gasosa e de empuxo da mistura.

Xu *et al.* (1998 a, b) ajustaram correlações para fatores de atrito do tipo Fanning segundo Blasius (1912) para estimativa da perda de pressão com base nos resultados obtidos por eles para escoamentos monofásicos. Estas correlações são dadas por:

$$f = 4,05 \text{Re}^{-0,55} \quad \text{Para } \text{Re} \leq 10^3 \quad (5.44)$$

$$f = 0,08 \text{Re}^{0,048} \quad \text{Para } 10^3 < \text{Re} \leq 10^4 \quad (5.45)$$

$$f = 0,774 \text{Re}^{-0,196} \quad \text{Para } \text{Re} > 10^4 \quad (5.46)$$

Vale destacar que para valores de número de Reynolds entre 10^3 e 10^4 , o fator de atrito apresenta derivada em relação ao número de Reynolds positiva. Tais tendências foram

observadas anteriormente por Zukauskas e Ulinskas (1983) e Gaddis (2010) para escoamento monofásico em banco de tubos com configuração em linha, correspondente a faixa de Reynolds de transição entre regimes laminar e turbulento.

Xu *et al.* (1998b) indicam desvio absoluto entre as estimativas segundo seu método e seus resultados experimentais de 12,5 e 14,8 % para resultados experimentais para escoamentos verticais ascendentes e descendentes, respectivamente.

Em um estudo similar, Xu *et al.* (1998a) propõem um novo multiplicador bifásico para escoamento horizontal cruzado baseado na perda de pressão do escoamento apenas da fase líquida. O multiplicador bifásico proposto pelos autores é dado pela seguinte relação:

$$\phi_L^2 = \frac{0,507}{(1 - \alpha_3)^{2,811}} \quad (5.47)$$

onde a fração de vazio é estimada através da Eq. (4.22) para escoamentos horizontais. Xu *et al.* (1998 a) indicam que o método proporciona um desvio médio absoluto de 16,7 % em relação ao banco de dados utilizado em sua formulação.

Nesse estudo os autores discutem a influência da velocidade mássica no multiplicador bifásico, indicando que o efeito de G é relevante apenas para títulos de vapor elevados, correspondendo a X_{tt} inferiores a 0,2. No caso de títulos de vapor reduzidos verifica-se uma influência da velocidade mássica no multiplicador bifásico apenas marginal.

5.2.1 Comparação entre métodos de previsão de perda de pressão durante escoamento bifásico

Nesta seção são apresentadas comparações de estimativas de perdas de pressão proporcionada pelos métodos de previsão descritos para escoamento bifásico cruzado vertical ascendente em bancos de tubos. As Figuras 5.6 a 5.9 apresentam as estimativas da parcela friccional da perda de pressão por fileira horizontal de tubos para escoamento bifásico vertical cruzado ascendente de mistura água e ar em banco de tubos contendo tubos com diâmetro de 19 mm com passo transversal de 24 mm.

Apesar do método de Diehl (1957) ter sido desenvolvido especificamente para estimativa da perda de pressão durante escoamento descendente, ela foi incluída na

comparação, pois prevê razoavelmente os resultados experimentais obtidos durante a campanha experimental, conforme indicado na seção 8.5.

As Figuras 5.6 e 5.7 ilustram estimativas da perda de pressão durante escoamento em banco de tubos segundo configuração triangular normal, e as Figs. 5.8 e 5.9 apresentam as estimativas para escoamento em banco de tubos segundo configuração quadrada normal. Nestas comparações adotaram-se os métodos indicados pelos respectivos autores para a estimativa da perda de pressão monofásica.

De maneira geral, as estimativas segundo os métodos de Diehl (1957) e Grant e Chisholm (1979), e o modelo homogêneo são superiores às demais para valores reduzidos de x .

Os métodos propostos por Ishihara (1980), Schrage *et al.* (1988), Dowlati *et al.* (1990) e Xu *et al.* (1998b) proporcionam resultados próximos para títulos de vapor reduzidos. Entretanto com o incremento da fração mássica de gás verificam-se diferenças significativas entre eles.

Figura 5.6 – Variação da estimativa de perda de pressão por fileira com a fração mássica de gás, para escoamento vertical ascendente cruzado de água e ar, em banco de tubos com configuração triangular normal, para escoamento de ar e água, a $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$, p_{atm} , $d = 19,05\text{ mm}$, $s_I = 24\text{ mm}$, $G = 100\text{ kg/m}^2\text{s}$.

Figura 5.7 – Variação da estimativa de perda de pressão por fileira com a fração mássica de gás, para escoamento vertical ascendente cruzado de água e ar, em banco de tubos com configuração triangular normal, para escoamento de ar e água, a $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$, p_{atm} , $d = 19,05\text{ mm}$, $s_l = 24\text{ mm}$, $G = 500\text{ kg/m}^2\text{s}$.

Figura 5.8 – Variação da estimativa de perda de pressão por fileira com a fração mássica de gás, para escoamento vertical ascendente cruzado de água e ar, em banco de tubos com configuração quadrada normal, para escoamento de ar e água, a $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$, p_{atm} , $d = 19,05\text{ mm}$, $s_l = 24\text{ mm}$, $G = 100\text{ kg/m}^2\text{s}$.

Figura 5.9 – Variação da estimativa de perda de pressão por fileira com a fração mássica de gás, para escoamento vertical ascendente cruzado de água e ar, em banco de tubos com configuração quadrada normal, para escoamento de ar e água, a $T = 25\text{ °C}$, p_{atm} , $d = 19,05\text{ mm}$, $s_I = 24\text{ mm}$, $G = 500\text{ kg/m}^2\text{s}$.

As curvas proporcionadas pelos métodos de Ishihara (1980), Dowlati *et al.* (1990) e Xu *et al.* (1998b) apresentam descontinuidades com a variação da fração mássica de gás. Ishihara *et al.* (1980) apresenta descontinuidade devido à transição entre regime laminar e turbulento da fase líquida na estimativa do multiplicador bifásico. No caso dos métodos de Dowlati *et al.* (1990) e Xu *et al.* (1998b) a descontinuidade está relacionada a transição entre regimes de escoamento para a estimativa da perda de pressão monofásica. O método proposto por Schrage *et al.* (1988) apresenta descontinuidade devido a transições entre os padrões de escoamento caracterizados pelo autor. Essas descontinuidades podem implicar em problemas de convergência numérica caso estes métodos sejam incorporados a modelos computacionais.

Nesse ponto vale ressaltar que o método proposto por Dowlati *et al.* (1990) apresenta valores de C para uma faixa restrita de condições experimentais, sendo indicado para razões de passo transversal e diâmetro de 1,3 e 1,5, e faixas restritas de velocidades superficiais.

Com base no discutido e nas comparações apresentadas conclui-se a inexistência de um método generalizado. Destaca-se o fato dos métodos de Grant e Chisholm (1979) e Diehl (1957) serem puramente empíricos, enquanto que os métodos de Ishihara *et al.* (1980), Schrage *et al.* (1988), Dowlati *et al.* (1990) e Xu *et al.* (1998b) serem baseados na abordagem de Chisholm (1967). Conforme apresentado no Capítulo 8 os métodos de Grant e Chisholm (1979) e Diehl *et al.* (1957) apresentam melhores previsões dos resultados experimentais se

comparado aos métodos baseados na abordagem de Chisholm (1967). Tal constatação indica que os métodos mais recentes não são adequados para os presentes resultados experimentais.

Ressalta-se também o fato dos métodos para estimativa dos multiplicadores bifásicos não considerarem características geométricas do banco de tubos, como τ e distribuição dos tubos. Espera-se que estes efeitos sejam parcialmente contemplados mediante a adoção de metodologia apropriada para a estimativa da perda de pressão monofásica. No entanto, os padrões de escoamento são distintos para diferentes configurações de banco de tubos, conforme discutido na seção 3.2, que implicaria em distintos valores para os multiplicadores bifásicos.

6 APARATO EXPERIMENTAL

Este capítulo descreve o aparato experimental construído para a execução da etapa experimental desta tese. O circuito de testes encontra-se localizado no Laboratório de Transferência de Calor e Microfluídica, do Departamento de Engenharia Mecânica, da Escola de Engenharia de São Carlos, e consiste basicamente de um circuito fechado de água com injeção de ar fornecido por um compressor tipo parafusos rotativos.

No projeto da bancada, buscou-se capacitá-la para a realização de ensaios de perda de pressão, fração de vazio, padrões de escoamento e vibração induzida por escoamento (VIE) durante escoamento cruzado vertical de misturas água-ar, através de banco de tubos com configuração triangular normal.

Apesar deste estudo ter como objetivo a avaliação experimental de padrões de escoamento, perda de pressão e fração de vazio superficial, o dimensionamento da bancada foi realizado de modo a permitir a investigação de vibrações induzidas por escoamentos visando trabalhos futuros.

A Figura 6.1 ilustra o aparato experimental, indicando o circuito de água, a tubulação para ar comprimido e alguns dos componentes auxiliares principais. A Figura 6.2 ilustra o conjunto composto pela seção de testes, componentes para injeção dos fluidos de trabalho e condicionamento do escoamento. O elemento interno do misturador estático foi fabricado em alumínio, as tubulações de água são de PVC, e a voluta e rotor da bomba são de bronze. Exceto pelo trocador de calor para controle da temperatura da água que conta com carcaça em ferro fundido, as demais peças metálicas em contato com o fluido do circuito são confeccionadas em aço inox AISI 304.

A Figura 6.3 ilustra esquematicamente o circuito de testes, indicando a disposição dos componentes e equipamentos de medição.

Figura 6.1 – Ilustração do circuito principal do aparato experimental.

Figura 6.2 – Seção de testes.

Figura 6.3 – Esquema do circuito da seção de testes.

A Figura 6.4 ilustra uma imagem do aparato experimental projetado e construído durante este estudo para a realização da campanha experimental.

Figura 6.4 – Ilustração do aparato experimental projetado e construído para a realização da campanha experimental do presente projeto.

As subseções seguintes apresentam descrições detalhadas do circuito e de seus componentes.

6.1 Seção de testes

A seção de testes consiste basicamente de um banco de tubos com configuração triangular normal distribuídos segundo vinte camadas contendo quatro tubos paralelos cada. Os tubos apresentam diâmetro nominal externo de 19,05 mm (3/4 pol.) e espessura de parede de 2,0 mm. Conforme indicado por Païdoussis *et al.* (2011) em trocadores de calor do tipo casco e tubos a distância usual entre espelhos e chicanas na direção axial dos tubos varia de 12 a 20 diâmetros. Desta forma, visando condições em que efeitos de VIEs são intensificados e de paredes minimizados, mantendo-se as características de trocadores industriais adotou-se uma distância entre paredes (suporte e paredes) de 20 diâmetros, correspondente a 381 mm.

O espaçamento entre fileiras vizinhas, s_2 , para disposição de tubos triangular é dada pela seguinte relação:

$$s_2 = \frac{s_1}{2 \tan(\theta)} \quad (6.1)$$

com θ igual a 30° para a configuração triangular normal.

Adotou-se tubos distribuídos segundo passo transversal s_1 de 24 mm, resultando em uma razão de passo transversal e diâmetro, $\tau=s_1/d$, igual a 1,26. Este é um valor típico em trocadores de calor, segundo Païdoussis *et al.* (2011). Valores de τ próximos a 1,26 são frequentes nos estudos disponíveis na literatura aberta. Kondo e Nakajima (1980), Schrage *et al.* (1994), Dowlati *et al.* (1990) e Xu *et al.* (1998b) utilizaram valores de τ entre 1,28 e 1,3.

O comprimento, ou distância do escoamento necessária para o seu desenvolvimento no caso bifásico é distinto de condições monofásicas. O escoamento monofásico interno a dutos é considerado desenvolvido a jusante do comprimento necessário para o desenvolvimento da camada limite, a partir do qual o perfil de velocidade se mantém. O escoamento bifásico interno a tubos é considerado desenvolvido a partir da seção em que variações no gradiente de pressão encontram-se dentro da faixa de incerteza da sua medida. Esse critério foi adotado por Kondo (1984) para o escoamento externo a tubos, considerando o gradiente de pressão entre camadas de tubos consecutivas.

Kondo e Nakajima (1980) indicam que para τ igual a 1,28 o escoamento encontra-se desenvolvido a partir da décima primeira fileira horizontal. Com base neste resultado, adotou-se no presente estudo um banco de tubos composto de 20 fileiras horizontais, possibilitando a instalação dos transdutores e dos tubos contendo a instrumentação na região em que o escoamento bifásico encontra-se desenvolvido. A partir dos resultados experimentais verificou-se o número de fileiras necessárias para o desenvolvimento do escoamento. Tal análise encontra-se detalhada na seção 8.5.

No projeto da seção de testes realizou-se uma análise da velocidade crítica do escoamento, correspondente ao início das vibrações induzidas por instabilidades fluido elásticas. Tal análise foi realizada com o objetivo de determinar uma configuração de banco de tubos na qual a ocorrência do fenômeno de vibrações induzidas pelo escoamento fosse possível. Neste ponto vale mencionar que a frequência natural do primeiro modo de vibração do tubo é elevada, sendo de 32,8 kHz para condição de tubo biapoiado.

Adotou-se o procedimento de Schröder e Gelbe (1999) para a determinação da velocidade crítica. Este procedimento considera efeitos da configuração geométrica do banco de tubos e das propriedades do fluido. Schröder e Gelbe (1999) se basearam nos resultados do estudo de Connors (1970) *apud* Schröder e Gelbe (1999), segundo o qual a velocidade crítica é dada pela seguinte expressão:

$$\frac{j_{cr}}{\Omega d} = K \left(\frac{m \xi}{\rho d^2} \right)^n \quad (6.2)$$

onde j_{cr} é a velocidade superficial crítica, Ω é a primeira frequência natural do tubo imerso no fluido estagnado, m é a massa por unidade de comprimento do tubo (incluindo a massa do tubo, do fluido interno e adicionada), ξ é o fator de amortecimento, e ρ é a densidade do fluido externo. As constantes K e n para escoamentos monofásicos inicialmente propostas por Connors (1970) são iguais a 3,0 e 0,5, respectivamente.

O método proposto por Schröder e Gelbe (1999) se baseia em valores de K e n dados como função da configuração do banco de tubos e do fluido de trabalho (líquido ou gás). A Tabela 6.1 apresenta os valores das constantes K e n propostos por Schröder e Gelbe (1999).

Tabela 6.1 – Constantes para cálculo de velocidade crítica propostas por Schröder e Gelbe (1999).

Fluido	θ	K_{min}^*	$K(\tau)$	n
Gás	-	4,4	$6,0(\tau-0,375)$	0,5
	30	2,1	$7,0(\tau-0,9)$	0,5
	45	2,1	$5,3(\tau-0,8)$	0,5
	60	3,1	3,1	0,4
	90	4,1	$2,9\tau$	0,4
Líquido	-	2,2	$3,1(\tau-0,375)$	0,15
	30	2,4	$1,5(\tau+0,5)$	0,15
	45	2,2	$1,2(\tau+0,6)$	0,15
	60	1,9	1,9	0,15
	90	1,9	$1,0(\tau+0,7)$	0,15

* quando $K(\tau)$ inferior a K_{min} , adotar K_{min} .

Para escoamento bifásico Gelbe e Ziada (2010) propõem a utilização da abordagem de Schröder e Gelbe (1999), com a densidade da mistura dada pelo modelo homogêneo, e os termos Ω , m e ξ estimados para o tubo em meio líquido estagnado.

A Figura 6.5 ilustra a variação da velocidade crítica com a razão entre passo transversal e diâmetro τ para escoamento de água e ar e títulos de vapor fixos. Nesta figura nota-se que a velocidade superficial do escoamento mínima para excitação de instabilidades fluido-elásticas ocorre para valores de τ próximos a 1,65. No entanto, este valor é superior ao comumente verificado em trocadores de calor, conforme indicado por Païdoussis *et al.* (2011), e implicaria em vazão volumétrica demasiadamente elevada devido a maior área transversal entre tubos, com consequente necessidade de bomba e compressor de capacidades superiores. A partir da Eq. (6.2), da Tab. 6.1 e da abordagem de Gelbe e Ziada (2010), verifica-se para o escoamento bifásico e τ igual a 1,26 que a velocidade crítica é 14% superior ao valor mínimo, independente do título de vapor. Portanto com τ igual a 1,26 a potência de bombeamento e de compressão necessárias para a obtenção de velocidades críticas seriam reduzidas.

Figura 6.5 – Variação da velocidade crítica com τ para escoamento água-ar em banco de tubos, a pressão atmosférica, $d=19$ mm, $T=25$ °C, e títulos de vapor fixos.

A Figura 6.6 apresenta esquematicamente o banco de tubos, contendo quatro tubos por fileira horizontal, e no caso das fileiras ímpares duas metades de tubos encontram-se fixas junto à parede de forma a reduzir efeitos de escoamento preferenciais nas laterais do banco de tubos, solução indicada por Chisholm (1984) e adotada por Dowlati *et al.* (1992a). Na Fig. 6.6 também são ressaltados os tubos que contam com o sistema de visualização e instrumentação, e ilustra esquematicamente o transdutor diferencial de pressão. Nela o transdutor diferencial está localizado em uma posição inferior às tomadas de pressão com o objetivo de evitar presença de bolhas de ar nos canais de tomada de pressão que conectam os terminais do transdutor a seção de testes.

Figura 6.6 – Diagrama esquemático do banco de tubos.

Com o objetivo de verificar a influência das paredes laterais nos perfis de velocidade ao longo da seção transversal, foram realizadas análises do escoamento utilizando programa comercial de CFD (*Computational Fluid Dynamics*) STAR CCM+ 8.02, da CD-ADAPCO. Esta análise considerou configurações com quatro e cinco tubos por fileira horizontal, e velocidade entre tubos de 0,1 e 2,0 m/s, em regime turbulento para escoamento monofásico de água. O modelo de turbulência Spalart-Allmaras foi adotado. Optou-se por tal modelo, com intensidade turbulenta igual a 0,95 na seção de entrada, pois conforme indicado por Wang *et al.* (2010b) é adequado para modelagem de escoamento externo a banco de tubos. A Figura 6.7 apresenta os resultados das análises para velocidades superficiais iguais a 0,1 e 2,0 m/s, para configurações com 4 e 5 tubos por camada. A partir da Fig. 6.7 observa-se que não há diferença na distribuição de velocidades nas passagens entre tubos centrais para as configurações com 4 e 5 tubos. Além disso, o escoamento apresenta características próximas também para as regiões entre os tubos laterais.

Figura 6.7 – Resultados de análises em programa de CFD. Distribuição da velocidade do escoamento. Escoamento monofásico turbulento de água. (a) e (b) para velocidades de 0,1 m/s ($Re = 2133$), e (c) e (d) para velocidades de 2 m/s ($Re = 42.659$).

Os resultados das análises apresentados na Fig. 6.7 indicam simetria em relação ao plano vertical na distribuição das velocidades para a condição de j igual a 0,1 m/s. No entanto, para o caso de j igual a 2,0 m/s, há assimetria na distribuição das velocidades, com alternância de escoamentos preferenciais através do banco de tubos ao longo do tempo de simulação, indicado pela assimetria na esteira a jusante dos tubos. Esse fenômeno se deve à formação da esteira a jusante dos tubos, e foi observado para as configurações com 4 e 5 tubos por camada, indicando que são ambas as configurações são equivalentes. Esta alteração de condições de estabilidade do escoamento foi observada experimentalmente por De Paula *et al.* (2012) para escoamentos monofásicos de ar e água em banco de tubos com configuração triangular e razões entre passo transversal e diâmetro iguais a 1,26 e 1,6, sendo a primeira similar à adotada no presente estudo. Portanto pode-se concluir que os resultados das simulações são representativos do fenômeno real esperado durante a realização dos experimentos.

Assim, com base na verificação de comportamentos similares, optou-se pela configuração com 4 tubos por fileira, por ela possibilitar velocidades superficiais do escoamento superiores para um mesmo sistema de bombeamento de água e compressão de ar.

Com base nas discussões apresentadas nesta seção, definiram-se as seguintes características para a seção de testes:

- Diâmetro externo dos tubos de 19,05 mm (3/4 pol.);
- Espaçamento transversal de 24,00 mm;
- Espaçamento longitudinal de 20,79 mm;
- Comprimento do banco de tubos no sentido axial L_t igual a 381 mm ($20d$);
- Quatro tubos por fileira horizontal;
- Vinte fileiras horizontais;
- Configuração triangular normal;

A Figura 6.8 ilustra a seção de testes, com dimensões externas totais de 445 mm de altura, 100 mm de largura e 416 mm de comprimento.

Figura 6.8 – Ilustração da seção de testes.

As laterais (espelhos) da seção apresentam espessura de 15 mm, de modo a possibilitar a usinagem dos apoios dos tubos, e possibilitar a vedação direta através de cordões de borracha. Os tubos não instrumentados e não utilizados para a visualização do escoamento são fixados em furos não passantes nas laterais. A opção por furos não passantes tem como objetivo eliminar a necessidade de vedação para todos os tubos da seção, tarefa esta significativamente complicada devido à reduzida distância entre tubos adjacentes. Os furos para fixação dos tubos apresentam diâmetro de 18,5 mm e profundidade de 5,0 mm,

resultando em um rebaixo nos tubos de 0,5 mm relativo ao diâmetro. Este rebaixo foi definido com o objetivo de elevar tolerância dimensional do tubo através da usinagem, evitando folgas e vibrações indesejadas. Adicionalmente, com o objetivo de reduzir vibrações dos tubos não instrumentados, utilizou-se anéis de vedação de borracha em canais usinados no rebaixo dos tubos. A Figura 6.9 apresenta um tubo utilizado na seção de testes, com o rebaixo e o canal para anel de vedação em detalhe.

Figura 6.9 – Tubo a ser utilizado na seção de testes, com detalhe do canal para anel de vedação.

A fixação dos tubos de visualização e instrumentados realiza-se através de buchas com anéis de vedação. A Figura 6.10 apresenta o esquema de fixação destes tubos com a bucha em verde e a placa de fixação em corte. Os rasgos de chavetas são horizontais e a fixação axial dos tubos se dá através de buchas. A Figura 6.11 ilustra a lateral da seção de testes com a face interna voltada para cima.

Figura 6.10 – Esquema de fixação dos tubos com sensores ou com seção de visualização.

Figura 6.11 – Placa lateral de seção de testes.

6.2 Seção de injeção e condicionamento do escoamento de líquido

Instalou-se a seção de injeção de líquido (água) a montante da seção de injeção de ar. Ela tem como objetivo condicionar o escoamento de água, buscando torná-lo uniforme antes de sua mistura com o ar. A seção de injeção de água compõe-se basicamente de um duto, bocal de injeção de água e condicionador de escoamento.

O duto foi confeccionado em aço inoxidável com chapas de 1 mm de espessura, apresentando dimensões de 300 mm de largura, 600 mm de comprimento e 350 mm de altura.

Na lateral inferior do duto posicionou-se o bocal injetor de líquido, correspondente a um tubo em PVC perfurado (*perforated pipe*), com 85 mm de diâmetro externo, contendo 462 furos de 6,4 mm de diâmetro (1/4") em um dos semicírculos. Tal configuração resulta em área total transversal ao escoamento de $14,7 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$, correspondente a 3,3 vezes a área transversal interna do tubo. O bocal é instalado com o semicírculo contendo os furos voltados para cima.

Realizou-se análises utilizando programa CFD comercial para avaliação da distribuição da velocidade na entrada do condicionador de escoamento, que corresponde ao volume na base do conjunto da seção de testes, ilustrado na Fig. 6.3. A Figura 6.12 apresenta as componentes verticais do campo de velocidades obtidas a partir da análise em modelo bidimensional para três configurações distintas. Adotou-se para escoamento turbulento o modelo de turbulência Spalart-Allmaras e velocidade de injeção correspondente à velocidade média do escoamento na seção de testes de 2,0 m/s. Conforme pode ser observado a partir da Fig. 6.12, a configuração com os furos voltados para baixo proporciona escoamento com elevado grau de não uniformidade da velocidade na entrada do condicionador. Já as configurações com os furos voltados para cima proporciona uma distribuição de velocidades

mais uniforme. Além disso, para a configuração com o injetor posicionado na região inferior da seção, a uniformidade do escoamento é superior. Desta forma, adotou-se esta configuração presente estudo.

Figura 6.12 – Resultados de análises em programa CFD do injetor de água. (a) Furos voltados para baixo, (b) Furos voltados para cima, com o injetor no centro da seção, (c) furos voltados para cima, com o injetor na região inferior da seção.

Com o objetivo de verificar diferenças significativas da velocidade de injeção ao longo do tubo perfurado, foi realizada análise proposta por Green e Perry (2008). A análise consiste em estimar as perdas de pressão ao longo do tubo injetor e através dos orifícios, e estimar o coeficiente percentual de má distribuição. De acordo com os autores, valores do coeficiente percentual de má distribuição inferiores a 5% são adequados, implicando em reduzida diferença de injeção entre os primeiros e os últimos furos do tubo. Para o presente estudo, o coeficiente de má distribuição foi igual a 3,7% para a vazão máxima da bomba de 64 m³/h, e 0,9% para 10% do valor máximo de vazão. Tais resultados indicam que o injetor desenvolvido proporciona distribuição aproximadamente uniforme ao longo do seu comprimento.

O condicionador de escoamento desenvolvido e construído para o presente estudo é do tipo colmeia (*Honeycomb*). Não se adotou telas (*screens*), pois conforme indicado por Lumley (1964) esta solução não é apropriada para aplicações em líquidos, sendo a colmeia mais adequada para este caso.

A máxima velocidade superficial da água durante a passagem pela colmeia é igual a 0,10 m/s, que para uma estrutura com células de 6 mm de diâmetro corresponde a um número de Reynolds de 702, correspondendo a escoamento laminar.

De acordo com a metodologia proposta por Lumley (1964) e Lumley e McMahon (1967) para redução de turbulência e uniformização do escoamento, o comprimento da colmeia deve ser tal que o escoamento se desenvolva ao longo de sua estrutura. Com isso, as maiores escalas de turbulência do escoamento a jusante das células passam a ser iguais ao tamanho da célula. A partir dessa metodologia, o comprimento necessário para o desenvolvimento do escoamento para a velocidade máxima deste estudo corresponde a aproximadamente 42 diâmetros do elemento da colmeia, equivalente a 250 mm. Devido ao fato de parcela reduzida das condições experimentais corresponderem a velocidades próximas da máxima para a fase líquida, adotou-se um comprimento de 200 mm para o condicionador de escoamento.

A Figura 6.13 ilustra o conjunto de injeção e condicionamento para o escoamento de água sem a colmeia.

Figura 6.13 – Seção de injeção e condicionamento de água sem a colmeia.

6.3 Seção de injeção de ar

Com o objetivo de injetar o ar segundo bolhas dispersas, buscando uma distribuição homogênea das fases ao longo da seção, adotou-se difusores de ar por membrana. O modelo selecionado é fabricado pela empresa Síntese Natural Ambiente, modelo T9/60 para bolhas “finas”. O meio injetor consiste de uma manta de borracha com microfuros que produzem bolhas entre 0,5 e 1,5 mm de diâmetro. Vale destacar que para condições de pressão externa superior a interna os microfuros permanecem fechados impedindo o acúmulo de água na linha de ar. A Figura 6.14 apresenta uma imagem do aerador utilizado.

Neste estudo avaliou-se também a utilização de aeradores por meio poroso, solução adotada na maioria dos trabalhos similares publicados (Kondo e Nakajima, 1980 e Schrage *et al.*, 1988). No entanto o número de fornecedores no país é limitado e as vazões máximas fornecidas por este tipo de aerador é reduzida. Tal fato, considerando as velocidades elevadas especificadas para este estudo, implicaria em número elevado de injetores e o aumento das dimensões da seção de injeção.

O aerador apresenta diâmetro de 90 mm e comprimento de 600 mm, com capacidade máxima de injeção de ar de 816 NI/min (49 Nm³/h). A vazão máxima estimada de ar fornecida pelo compressor é de 4700 NI/min, portanto especificou-se 7 aeradores.

Figura 6.14 – Aerador por membrana da Síntese Natural Ambiente, modelo T9/60, “bolhas finas”, Síntese Natural.

O aerador apresenta conexão roscada fêmea com ½ polegada em uma das extremidades. A fixação do aerador é realizada através de conexões usinadas em PVC para conexão com a linha de ar comprimido.

6.4 Seção de contração

A jusante da seção de injeção de ar encontra-se uma seção de contração devido à necessidade de redução da área da seção transversal do escoamento de 600 x 300 mm para 381 x 96 mm. Mehta e Bradshaw (1979) indicam a inexistência de uma metodologia generalizada para dimensionamento de contrações, entretanto eles indicam que razões de redução de área entre 6 e 9 são apropriadas por favorecer perfis de velocidades uniformes. Para o presente estudo a razão de áreas é igual a 4,9, assim ligeiramente inferior ao valor recomendado por Mehta e Bradshaw (1979).

Mehta e Bradshaw (1979) indicam também que a suavidade da curvatura é mais relevante que a precisão dimensional e o perfil da contração, recomendando que as derivadas de primeira e segunda ordem do perfil sejam nulas na seção de entrada e saída. Segundo sugestão de Bell e Mehta (1989) polinômios de quinto grau com restrição de derivadas de primeira e segunda ordem nulas nas seções de entrada e saída são adequados para a definição de perfis de contrações. Tal procedimento foi adotado no presente estudo na especificação da seção de contração.

A Figura 6.15 ilustra a contração, cujo sistema de coordenadas local apresenta origem na entrada da contração, com a coordenada x segundo a direção do escoamento, e z e y na direção da maior e da menor dimensão transversal, respectivamente.

Figura 6.15 – Seção de contração de 600 x 300 mm para 381 x 96 mm.

Através da imposição das condições de contorno mencionadas, os seguintes polinômios foram ajustados para os perfis nos planos xz e xy , conforme apresentado na Fig. 6.15, respectivamente:

$$y = 0,15 - 15,938x^3 + 59,766x^4 - 59,766x^5 \quad (6.3)$$

$$z = 0,30 - 17,109x^3 + 64,160x^4 - 64,160x^5 \quad (6.4)$$

O Apêndice C apresenta detalhadamente os cálculos empregados na definição dos perfis da contração.

Realizou-se análises em programa de CFD comercial visando a verificação da uniformidade do perfil de velocidades na saída da contração especificada, adotando o modelo de turbulência proposto por Spalart-Allmaras. As análises foram realizadas para velocidades superficiais no banco de tubos iguais a 0,1 e 2,0 m/s, durante escoamento monofásico de água em regime turbulento e condição de não deslizamento nas paredes. Os resultados são apresentados na Fig. 6.16 indicando uniformidade razoável do perfil de velocidades a jusante da contração projetada.

Figura 6.16 – Componente axial da velocidade do escoamento. Resultados de análises para contração. (a) e (b) para velocidade de 0,1 m/s e (c) e (d) para velocidade de 2 m/s.

Vale destacar que, embora se tenha avaliado numericamente a seção de contração, um misturador estático foi instalado a jusante da mesma, o qual contribui para a uniformização do perfil de velocidades e da distribuição das fases.

Ressalta-se o fato de buscar perfil de velocidades e distribuição de fases uniformes a jusante da seção de contração de modo que o escoamento próximo ao que ocorre no interior de um trocador de calor de grandes dimensões. A Figura 6.17 apresenta a seção de contração confeccionada em aço inoxidável.

Figura 6.17 – Seção de contração construída em aço inoxidável.

6.5 Misturador estático

A jusante da contração e a montante da seção de testes instalou-se um misturador estático de forma a homogeneizar a distribuição das fases ao longo da seção transversal na entrada da seção de testes. Foram encontrados no mercado misturadores estáticos somente com seção transversal circular, portanto optou-se por construir no próprio laboratório um misturador estático com seção retangular baseado nas características de modelos comerciais.

A partir dos modelos fabricados pela Sulzer, constatou-se que a maioria dos misturadores é composta de placas com perfis segundo dentes de serra, dispostas 45° em relação à direção principal do escoamento e 90° entre si. A cada diâmetro de comprimento na direção do escoamento, a orientação dos conjuntos de placas é alternada entre as direções

vertical e horizontal. Além disso, geralmente o comprimento total dos misturadores estáticos é correspondente a 4 diâmetros do duto.

Com base nestas informações, no presente estudo optou-se pela adoção do perfil dente de serra para as placas, com amplitude pico a pico de 25 mm, com disposição similar ao misturador da Sulzer e comprimento correspondente a 7 vezes a menor dimensão da seção transversal, correspondendo a aproximadamente 4 diâmetros hidráulicos. A Figura 6.18 apresenta o elemento do misturador fabricado a partir de placas de alumínio com 0,5 mm de espessura. A Figura 6.19 ilustra o elemento misturador inserido no interior de seção de aço inoxidável.

Figura 6.18 – Misturador estático construído para o circuito de testes.

Avaliou-se a efetividade da distribuição de fases do misturador previamente à sua montagem na seção de testes através de injeção de água de maneira concentrada no centro da seção transversal superior, mediante a utilização de uma mangueira, sendo observada uma distribuição da água na região inferior conforme ilustrado na Fig. 6.20. A partir desta figura pode-se concluir que o elemento misturador distribui de forma satisfatória o escoamento ao longo da sua seção. Vale mencionar que a utilização do misturador estático implica em incremento da turbulência do escoamento na entrada da seção de testes, portanto torna o escoamento mais representativo de um trecho central de um trocador de calor de grandes dimensões.

Figura 6.19 – Misturador estático fixado no interior de seção de aço inoxidável.

Figura 6.20 – Região inferior da seção com misturador estático, com injeção concentrada de água na região superior.

6.6 Condicionador de escoamento na saída da seção de testes

Com o objetivo de minimizar possíveis efeitos de escoamentos secundários logo a jusante da seção de testes devido a efeitos de saída, um condicionador de escoamento foi projetado, fabricado e instalado. Este condicionador consiste em uma estrutura do tipo colmeia, construída com placas de aço de 1,0 mm de espessura possuindo células quadradas

com dimensão de 12,5 mm. Não se verificou na literatura metodologia de dimensionamento de condicionadores para escoamentos bifásicos.

Para as condições experimentais pretendidas, a perda de pressão ao longo dessa estrutura é estimada entre 0,14 e 17,4 Pa, de acordo com o método proposto por Friedel (1979), valor considerado suficiente para evitar escoamentos secundários. A Figura 6.21 ilustra o condicionador de escoamento instalado após a saída da seção de testes.

Figura 6.21 – Condicionador da saída da seção de testes.

6.7 Linha de saída

A jusante do condicionador de escoamento na saída da seção de testes, foi instalada uma curva de 135° com entrada vertical e seção transversal com dimensões similares as da seção de testes, 96 x 381 mm². O objetivo desta curva é evitar retorno do escoamento (*flooding*) na contração de saída devido a efeitos de gravidade.

A jusante da curva instalou-se uma contração para direcionamento do escoamento da seção retangular para um duto circular de 100 mm de diâmetro interno, que direciona o fluxo ao separador gás-líquido.

O separador gás-líquido selecionado é do tipo ciclone, que conforme indicado por Green e Perry (2008) é o mais indicado para separação de gás e líquido em condições de reduzido tempo de residência. Seu dimensionamento se baseou nas velocidades superficiais das fases.

Segundo o método apresentado pelos autores, a velocidade máxima do escoamento de gás na entrada do separador é dada como função do número de Reynolds do escoamento do líquido na entrada baseado na altura da entrada conforme as seguintes equações:

$$\text{Re}_{l,H_c} = \frac{4Q_l \rho_l}{H_c \mu_l} \quad (6.5)$$

$$j_{ci} = 6,516 - 0,2865 \ln(\text{Re}_{l,H_c}) \quad (6.6)$$

onde Q_l é a vazão de líquido em m³/s, H_c é a altura da entrada, e j_{ci} é a velocidade média máxima do gás em m/s na seção de entrada do separador. Os autores também apresentam razões de aspecto típicas deste tipo de separador (Fig. 17-36 de Green e Perry, 2008) ilustradas na Fig. 6.22.

A partir das Eqs. (6.5) e (6.6) e das razões de aspecto apresentadas na Fig. 6.22, adotando vazões máximas da bomba e do compressor de 64 m³/h e 4700 NI/min, respectivamente, obteve-se a área da seção transversal da seção de entrada do separador, e conseqüentemente, a dimensão característica D_c igual a 450 mm. As principais dimensões são obtidas conforme as razões de aspecto apresentadas na Fig. 6.22. O separador foi construído a partir de chapas de aço inoxidável AISI 304 com 1,0 mm de espessura. O ar é eliminado para o ambiente externo ao laboratório através de tubulação em PVC, com diâmetro nominal de 200 mm.

A seção correspondente ao cone do separador ciclone encontra-se ilustrada na Fig. 6.23, com suas dimensões dadas pelas equações abaixo obtidas a partir de relações geométricas:

$$\theta_c = \frac{\pi D_c}{L_c} \left(1 - \frac{J_c}{D_c} \right) \quad (6.7)$$

$$L_c = \sqrt{\left(\frac{D_c - J_c}{2}\right)^2 + Z_c^2} \quad (6.8)$$

$$R_{i,c} = \frac{\pi J_c}{\theta_c} \quad (6.9)$$

$$R_{o,c} = \frac{\pi D_c}{\theta_c} \quad (6.10)$$

Figura 6.22 – Diagrama esquemático do separador ciclone, com as respectivas razões de aspecto.

Figura 6.23 – Ilustração do corte da chapa para construção do cone do separador ciclone.

6.8 Circuito de água

O escoamento da água através do circuito de testes é promovido por uma bomba centrífuga de forma análoga aos estudos de Kondo e Nakajima (1980), Xu *et al.* (1998b) e Grant e Chisholm (1979). Sua potência foi definida de modo a possibilitar velocidades superficiais do líquido suficientemente elevadas. A bomba, modelo Thebe RL 20B com potência nominal de 15 CV/220V, é acionada por um variador de frequência, modelo Danfoss VLT6000 HVAC com potência nominal de 11,09 kW (15 CV), e conta com voluta e rotor em bronze de forma a evitar a oxidação destes componentes, que tornaria a água do circuito turva com conseqüente necessidade de troca da mesma.

A linha de sucção da bomba encontra-se alinhada com a saída do reservatório de água localiza-se a aproximadamente 1 metro abaixo da superfície da água, não possibilitando cavitações na linha de sucção da bomba, pois a bomba opera afogada.

A vazão de água é determinada através de transdutores de vazão volumétrica tipo eletromagnético da Contech, com diâmetros nominais de 2" (50 mm) e ½" (15 mm), com

incertezas de 0,43 e 0,34% do valor medido, respectivamente. O princípio de operação dos transdutores é baseado na lei de Faraday e apresentam como possibilidade de sinais de saída corrente de 4 a 20 mA e pulsos de tensão com frequência proporcional à vazão. As curvas de calibração e a análise da incerteza na medição de vazão são apresentadas no Apêndice E.1.

O volume de líquido no trecho do circuito entre a seção de injeção de água (base do circuito principal) e a seção de testes foi estimado com o objetivo de dimensionar o reservatório, obtendo-se um volume de aproximadamente 0,33 m³. Assim, considerando que para a bomba operando com a vazão máxima o volume do reservatório seria renovado uma vez por minuto, optou-se por utilizar um reservatório de água com 1,0 m³ de capacidade.

Com o objetivo de evitar o aquecimento progressivo da água durante a realização dos experimentos e minimizar a diferença de temperatura entre o líquido e o ar, instalou-se um trocador de calor do tipo casco e tubos, modelo Apema TST 75.5.A, a jusante dos medidores de vazão e a montante da entrada da seção de testes. A variação de densidade da água é desprezível para a faixa de temperatura de testes, portanto a instalação do trocador de calor a jusante dos medidores de vazão não afeta a determinação de j_l . O trocador de calor opera com a água do circuito escoando no casco de forma a proporcionar perda de pressão reduzida, e com a água da torre de resfriamento evaporativo nos tubos.

O trocador de calor apresenta área de troca de 1,48 m², e o coeficiente global de transferência de calor segundo Shah e Sekulic (2003) para este tipo de trocador operando com água em ambos os lados é de aproximadamente 938 W/m²K. Adotando a metodologia ϵ -NUT para estimativa da troca de calor, e assumindo: 25% da vazão máxima da bomba do circuito; temperatura de entrada da água de 20 °C; temperatura ambiente de 20 °C; e umidades relativas de 20 e 60%; obtêm-se variações de temperatura da água do circuito de 0,7 e 0,3 °C, respectivamente. A variação da temperatura da água decorrente do bombeamento, assumindo a potência para alimentação de 60 Hz e vazão igual a 25% da máxima, é igual a 0,3 °C, portanto o trocador de calor selecionado é adequado para evitar o aquecimento da água do sistema. Vale destacar que também há troca de calor da água para o ambiente no reservatório, separador gás líquido e na seção de testes, que contribuem para a redução da temperatura da água.

6.9 Compressor e linha de ar

As velocidades superficiais máximas do gás no presente estudo são significativamente elevadas, o que implica em vazões volumétricas também elevadas. Desta forma, optou-se por compressor de ar do tipo parafusos rotativos, que proporciona vazões de ar superiores quando comparado a compressores alternativos de mesma potência. Adicionalmente, analisou-se a possibilidade de utilização de sopradores, que apresentam vazões elevadas, entretanto a máxima pressão na saída de sopradores é inferior às perdas de pressão previstas para a realização dos experimentos, além do fato de que este tipo de equipamento apresenta a possibilidade de presença de elevado volume de óleo lubrificante na saída de ar.

Assim selecionou-se um compressor de parafusos rotativos, com potência nominal de 40 HP, modelo Schulz SRP 3040E, com 7,5 bar de pressão nominal e vazão máxima de 4672 NI/min. Adicionalmente foi definido um separador de condensado de 0,5 m³ e um resfriador posterior à água modelo Apema RP 1640-3, que consiste em um trocador de calor tipo casco-e-tubos aletados com escoamento de água nos tubos. A linha de ar foi construída em polipropileno, com bitola nominal de 1 ½" (diâmetro externo de 50 mm), contando com registros de esfera para definição do transdutor de vazão apropriado para cada condição experimental.

A jusante do reservatório, com capacidade de 0,5 m³, instalou-se uma válvula reguladora de pressão com o objetivo de controlar a pressão do ar na linha de ar comprimido e assim possibilitar o controle manual da vazão de ar através de válvulas de agulha e válvula globo. A redução significativa da pressão do ar no ponto de medição implica em maior volume específico, possibilitando ensaios para vazões mássicas reduzidas, e consequentemente ampliando a faixa de condições experimentais para j_g . Ajustou-se a válvula para pressões manométricas iguais a 4,5 e 3,0 bar, desta forma superiores a pressão na entrada da seção de testes. Inicialmente acreditava-se que o ajuste da pressão para valores demasiadamente reduzidos implicaria em limitação da vazão máxima, portanto para o primeiro conjunto de experimentos a pressão estava ajustada para 4,5 bar, possibilitando a realização de experimentos para j_g entre 0,20 e 10 m/s. Para o segundo conjunto de experimentos, a pressão foi ajustada em 3,0 bar, possibilitando assim a realização de experimentos para j_g entre 0,13 e 10 m/s.

A temperatura de saída do ar do compressor é de até 80 °C. Assim, com o objetivo de evitar a contração volumétrica do ar ao longo da seção de testes e condição de não equilíbrio de temperatura na seção de testes, instalou-se entre o compressor de ar e o separador de condensado um resfriador posterior modelo Apema RP 1640-3 da Apema, com capacidade nominal para 5660 NI/min e área de troca de 4,44 m². Este resfriador consiste em um trocador de calor do tipo casco e tubos com tubos externamente aletados e o ar escoando no lado do casco. O fluxo de água se dá internamente aos tubos por uma bomba centrífuga, utilizando água proveniente de uma torre de resfriamento evaporativo.

Avaliou-se a influência da umidade na densidade do ar no ponto de medição de vazão e na seção de testes, a qual poderia estar relacionada a erros na estimativa da velocidade superficial da fase gasosa na seção de testes. Esta análise é apresentada no Apêndice D, assumindo admissão de ar com umidades relativas iguais a 20 e 90%. A partir desta análise conclui-se que a influência da umidade é desprezível, podendo causar erros nas estimativas de j_g na seção de testes iguais a 0,17 e 0,37 %, respectivamente. Assim, não foram instalados sensores de umidade visando corrigir tais erros, pois a variação do volume do gás com a umidade é inferior à precisão dos instrumentos de medição de vazão de ar.

Determinou-se a vazão de ar através de transdutores do tipo turbina, fabricados pela Contech com diâmetros nominais de ½, ¾ e 2” e precisão de 1,0% do valor medido para escoamento de gases. Estes medidores apresentam sinal de saída de corrente de 4 a 20 mA, e proporcionam uma perda de pressão inferior a 200 mmca. As curvas de calibração dos transdutores encontram-se no Apêndice E.2.

A jusante das válvulas de controle de vazão de ar, que incluem duas válvulas de agulha e uma válvula globo, encontram-se instalados 5 rotâmetros conectados individualmente a cada camada de injetores de ar. A função dos rotâmetros é possibilitar a verificação da uniformidade da distribuição de ar entre as camadas de injetores e evitar a danificação dos mesmos devido a uma vazão excessiva.

Devido à condição termodinâmica do ar nos rotâmetros ser distinta da condição de referência da escala, há a necessidade de correção da vazão segundo a condição real de trabalho. Delmée (2003) propõem a seguinte relação para correção da vazão de gás compressível através de rotâmetros:

$$Q = \frac{Q_a}{\rho_a \sqrt{\frac{\rho_{Flut} / \rho_{a,ref} - 1}{\rho_{Flut} - \rho_a}}} \quad (6.11)$$

onde o termo Q_a é a vazão indicada pelo rotâmetro, ρ_a é a densidade do fluido de trabalho, ρ_{Flut} é a densidade do material do flutuador, $\rho_{a,ref}$ é a densidade do ar a 20 °C e 1 atm. Para determinação das propriedades do ar na região dos rotâmetros, foi instalado um transdutor de pressão absoluta. A temperatura é estimada a partir da consideração de expansão adiabática através das válvulas de controle de vazão, assumindo a temperatura e pressão a montante, dadas pelos sensores instalados próximos aos transdutores do tipo turbina.

6.10 Sistema de controle e aquisição de dados

Neste estudo utilizou-se um sistema de aquisição de dados da National Instruments instalado em um microcomputador através de uma placa PCI. Este sistema inclui os seguintes componentes:

- Chassis SCXI-1000 multiplexado;
- Terminais SCXI-1302 e SCXI-1530;
- Placa PCI-6229;

Nesta configuração o sistema possui 32 canais analógicos para leitura de tensão, quatro canais para saída de tensão, e quatro canais para entrada de acelerômetros ICP (*Integrated Circuit Piezoelectric*);

A Figura 6.24 apresenta um diagrama esquemático do sistema de aquisição de dados.

Os transdutores de pressão absoluta e diferencial e de vazão de ar apresentam saída em corrente com sinal entre 4 e 20 mA, entretanto os canais analógicos do sistema de aquisição realizam leituras somente de tensão. Para a conversão do sinal de corrente para tensão são utilizados resistores de precisão e estabilidade térmica de 250 Ω , que correspondem a tensão entre 1 e 5 V para a faixa de corrente da instrumentação. Os transdutores de vazão de água operam com saída em pulsos de tensão com frequência proporcional à vazão, cujo sinal é obtido por portas contadoras.

Figura 6.24 – Diagrama esquemático de sistema de aquisição e terminais.

Na leitura das temperaturas através de PT100 utilizam-se transmissores locais, modelo Novus Tx Block que fornecem como saída sinais de corrente de 4 e 20 mA.

Para a análise de incertezas experimentais são consideradas as curvas de calibração ou incertezas fornecidas pelos fabricantes. As curvas de calibração foram inseridas no programa de aquisição de dados e controle do aparato experimental implementado através do programa LabView 8.2 da National Instruments.

O controle realizado pelo sistema de aquisição consiste na imposição da vazão de água através de um sinal de saída de tensão de 0 a 10 V atuando no variador de frequência responsável pela alimentação da bomba. Para isto utiliza-se um sistema de controle em malha fechada implementado em LabView. O controle implementado corresponde a um sistema PI (proporcional e integral) no qual a velocidade superficial da fase líquida desejada na seção de testes é o parâmetro de referência, a tensão para controle do variador de frequência é o parâmetro de saída, e o parâmetro medido são as vazões indicadas pelos transdutores eletromagnéticos.

O controle da vazão de ar foi realizado através de válvulas do tipo agulha da Swagelok com orifícios 8 GU e 12GU. Utilizou-se também para este fim uma válvula globo com bitola nominal de $\frac{3}{4}$ " (19,05 mm) cedida pela empresa Dulong. Controlava-se a vazão através da abertura de uma ou mais válvulas, dependendo da vazão desejada.

6.11 Instrumentação

Na especificação dos instrumentos de medida, inicialmente realizou-se uma análise da faixa de condições experimentais factíveis, baseada na configuração da seção de testes, curva

da bomba e capacidade do compressor. Esta análise se inicia com a definição das velocidades superficiais de cada fase na décima primeira fileira horizontal de tubos, considerando pressão atmosférica na saída.

Adotou-se para estimativa da perda de pressão friccional o método proposto por Schrage *et al.* (1988), considerando a perda de pressão monofásica dada por Gaddis (2010). A parcela gravitacional foi estimada através da correlação de Schrage *et al.* (1988) para a fração de vazio. Nessa análise a seção de testes foi discretizada em camadas ao longo da direção do escoamento, contabilizando variações das propriedades de transporte ao longo da seção. As perdas de pressão da linha e dos segmentos a montante da seção de testes foram consideradas desprezíveis.

Uma vez determinada a pressão na entrada da seção de testes e a vazão para a velocidade superficial desejada, estes parâmetros foram comparados com a curva da bomba e a capacidade de vazão do compressor, possibilitando definir as condições experimentais factíveis. A Figura 6.25 apresenta as curvas de transição entre padrões de escoamentos segundo métodos de Grant e Chisholm (1979), Ulbrich e Mewes (1994) e Taitel *et al.* (1980), juntamente com as velocidades superficiais possíveis para a configuração da bancada experimental descrita neste capítulo.

As condições experimentais na parte superior do gráfico foram limitadas principalmente pela capacidade da bomba, e a limitação da velocidade superficial do gás se deu pela capacidade do compressor.

Figura 6.25 – Mapas de padrão de escoamento segundo métodos disponíveis na literatura, e velocidades superficiais possíveis.

A partir da análise apresentada, constata-se que a diferença de pressão entre a sétima e décima oitava fileira a ser lida por um transdutor diferencial varia entre -0,85 e 212 kPa. O valor negativo se deve à combinação de reduzida parcela friccional da perda de pressão com a coluna hidrostática de líquido no tubo capilar em uma das tomadas.

Com o objetivo de verificar a distribuição dos valores de diferença de pressão esperados, a curva de distribuição de probabilidade da diferença de pressão foi determinada para as condições experimentais apresentadas na Fig. 6.25 e é apresentada na Fig. 6.26. Conforme pode ser observado a partir da Fig. 6.26, diferenças de pressão reduzidas apresentam maior probabilidade. Portanto a definição de transdutores de pressão que apresentem maior precisão para valores reduzidos de diferença de pressão é necessária. Com base neste aspecto foram definidos três transdutores diferenciais com faixas de medição de ± 3 , ± 10 e ± 300 kPa modelo Endress-Hauser PMD 75, com precisão de até 0,075 % da faixa total (*set span*). A variação do erro relativo da leitura da diferença de pressão com a diferença de pressão é apresentado na Fig. 6.27 para os três transdutores definidos. Conforme pode ser observado a partir da Fig. 6.27, a diferença de pressão esperada entre as tomadas de pressão dos transdutores diferenciais apresenta erro inferior a 4% para valores superiores a 0,1 kPa.

Figura 6.26 – Função de distribuição de probabilidade da perda de pressão entre a sétima e a décima oitava camadas de tubos.

Figura 6.27 – Erro relativo da diferença de pressão.

Paralelamente aos transdutores diferenciais de pressão da Endress-Hauser, que apresentam tempo de resposta superior a 2 segundos, um transdutor de pressão diferencial de resposta rápida, modelo Validyne DP15 com demodulador Validyne CD23 e diafragmas 030 e 038, foi utilizado para obtenção do sinal dinâmico da perda de pressão. Utilizou-se este sinal para a identificação objetiva do padrão de escoamento, segundo procedimento similar ao apresentado por Ulbrich e Mewes (1994).

6.12 Sistema óptico

O presente estudo envolve o desenvolvimento de metodologia experimental para determinação da fração de vazio superficial na região entre tubos a partir de imagens obtidas do escoamento. O método se baseia na técnica óptica empregada por Wojtan (2005c) que considera a excitação, através de uma lâmina de laser, de rodamina B (*dye*) diluída na fase líquida permitindo a caracterização da distribuição das fases. Para o emprego de tal técnica construiu-se um sistema de espelhos ilustrado esquematicamente na Fig. 6.28, instalado nas décima e décima primeira camadas de tubos. A visualização se deu a partir do sistema de câmera e espelho localizado na camada superior, e a excitação da rodamina se deu através do conjunto composto por fonte de laser e espelho instalados na camada de tubos inferior. De uma maneira geral, o sistema óptico é composto pelos seguintes componentes:

- Câmera de alta velocidade: câmera de alta velocidade, modelo Optronis CamRecord 600 com resolução de até 1280 x 1024 pixels e taxa de gravação de 500 imagens por

segundo para a resolução máxima. A câmera conta com lente Nikon AF Micro-Nikkor 60 mm f/2.8D;

- Fonte de laser: fonte de laser com comprimento de onda de 532 nm e 40 mW para excitação da rodamina B dissolvida na água na concentração de uma molécula de traçador para 3 milhões de moléculas de água;
- Conjunto óptico: conjunto de espelhos para formação da lâmina de laser entre tubos de espessura reduzida;
- Tubos de vidro: tubos de borosilicato com diâmetro externo igual a 19 mm, fixados nas laterais da seção de testes através de anéis de vedação e buchas;

Figura 6.28 – Ilustração esquemática do sistema óptico utilizado na determinação local de fração de vazio superficial e padrão de escoamento.

Os espelhos foram fixados em peças cilíndricas usinadas em PVC com a extremidade fresada a 45° em relação ao eixo principal, conforme ilustrado na Fig. 6.29. Este conjunto foi inserido no tubo de vidro. O posicionamento do suporte do espelho se deu através de anéis de vedação fixados em canais, com a posição do suporte ajustada através de haste com acesso externo. Os tubos de vidro foram fixados através de buchas usinadas em PVC, contando com anéis de vedação interno e externo conforme ilustrado na Fig. 6.29.

Figura 6.29 – Imagem de suporte e espelho inseridos em tubos de vidro.

A fonte de laser utilizada para a excitação da rodamina B apresenta o feixe de laser em forma de lâmina, portanto não foram necessários aparatos ópticos adicionais para a formação da lâmina de laser. O trecho central do tubo de aço posicionado lateralmente ao tubo de vidro contendo o sistema de iluminação foi recoberto com tinta preta fosca visando reduzir efeitos de reflexão.

A Figura 6.30 apresenta o sistema óptico montado na seção de calibração. Utilizou-se folhas de papel opaco no interior dos tubos de vidro de forma a evitar passagem de luz em trechos indesejados.

Figura 6.30 – Imagens do sistema óptico montado no aparato de calibração.

Projetou-se a lâmina de laser em figura impressa com elementos quadriculados de 0,5 mm, sendo verificada uma espessura inferior à dimensão destes elementos.

6.13 Sonda capacitiva

Conforme indicado por Falcone *et al.* (2009), a utilização de sensores capacitivos para a estimativa da fração de vazio durante escoamento bifásico interno a tubos é usual. Entretanto, através deste estudo, não se constatou na literatura aberta a utilização desta técnica para determinação da fração de vazio local durante escoamentos bifásicos externos a banco de tubos.

A Figura 6.31 ilustra a sonda capacitiva desenvolvida visando a determinação da fração de vazio na região entre tubos. Para sua construção foram usinadas peças em PVC utilizadas como suportes dos eletrodos, e para instalação de cabo e de conector BNC (*Bayonet Neil Concelman*). Inicialmente os eletrodos foram fixados nos suportes, e posteriormente o cabo e o conector foram instalados e soldados. O conjunto obtido foi inserido em um tubo de alumínio com diâmetro interno de 19 mm, atuando como molde, o qual foi preenchido com resina epóxi. Após o processo de cura da resina, as extremidades das sondas foram usinadas de modo a possibilitar suas instalações na seção de testes e a prover vedação.

Duas sondas iguais à apresentada na Fig. 6.31 foram construídas e instaladas na seção de testes, dispostas conforme ilustrado na Fig. 6.32. Seus conectores foram posicionados em lados opostos da seção com o objetivo de reduzir a influência da capacitância entre os cabos. A Figura 6.31 ilustra três tiras metálicas, com o eletrodo do capacitor sendo a tira central e as laterais os eletrodos de guarda, instalados com o objetivo de reduzir a influência de ruídos externos. Vale destacar que as sondas contam com uma fina camada de resina sobre os eletrodos, isolando-os eletricamente do fluido de trabalho e, consequentemente, elevando a parcela resistiva da impedância do meio. As Figuras 6.32 e 6.33 ilustram esquematicamente a disposição dos eletrodos da sonda capacitiva e as distribuições das fases do escoamento.

Devido ao fato do sistema de aquisição realizar leitura de tensão, fez-se necessário o desenvolvimento de um circuito para conversão da capacitância entre os eletrodos em um sinal de tensão. A Figura 6.34 ilustra o circuito projetado e construído, que envolve uma fonte de tensão alternada, sondas, integrador, filtro passa-faixa, retificador de pico, e filtro passa-baixa.

a

b

Figura 6.31 – Ilustrações da sonda capacitiva construída para determinação experimental da fração de vazio. a) sonda completa; b) detalhe do eletrodo.

Figura 6.32 – Esquema de vista em corte de sonda capacitiva.

Escoamento segundo
padrão bolhas

Escoamento segundo
padrão anular

Figura 6.33 – Distribuição das fases durante o escoamento bifásico.

Figura 6.34 – Circuito eletrônico para conversão da capacitância em sinal de tensão.

No circuito ilustrado na Fig. 6.34, a excitação é realizada através de um canal de saída analógica do sistema de aquisição, utilizando onda quadrada com 10 V de tensão de pico. Optou-se por utilizar o canal analógico do sistema de aquisição devido ao fato de geradores de funções comerciais disponíveis apresentarem ligeiras variações da frequência de excitação ao longo do tempo. Isto afeta a resposta do sistema e prejudica a repetibilidade dos resultados.

Um dos eletrodos do capacitor é conectado ao gerador de sinal, enquanto o outro é conectado à entrada inversora do amplificador operacional. Neste terminal também inseriu-se um resistor de 330 k Ω conectado ao terra, com o objetivo de evitar o acúmulo de carga no eletrodo sem prejudicar a resposta do sistema. No terminal de referência da fonte de excitação conectou-se um resistor de 10 k Ω para definição de um terra virtual para a referência de tensão.

Watanabe *et al.* (2012) investigaram a fração de vazio volumétrica durante escoamentos bifásicos externos a banco de tubos, levantando valores globais de capacitância para todo o banco de tubos. Estes autores identificaram diferenças superiores entre os valores de capacitância para escoamentos monofásicos de água e ar para frequências de excitação próximas a 15 kHz. Tal resultado indica que a diferença entre os valores das constantes dielétricas da água e do ar para esta frequência de excitação é superior. Portanto neste estudo adotou-se uma frequência de excitação igual a 15 kHz com o objetivo de incrementar a sensibilidade do sensoriamento.

O integrador utilizado consiste em um amplificador operacional cuja porta inversora conta com entrada do sinal da sonda juntamente com resistor R_f e capacitor de realimentação C_f . A porta não inversora deste amplificador é conectada à referência do circuito. Definiu-se os componentes para a realimentação de modo a obter elevado ganho de sinal para a frequência de operação. A relação ideal entre a tensão na saída do amplificador operacional e a de excitação é dada por:

$$\frac{V_{\text{integrador}}}{V_{in}} = -C_x \frac{R_f s}{1 + C_f R_f s} \quad (6.12)$$

onde s é a variável de Laplace, equivalente a frequência, e C_x é a capacitância identificada a partir das sondas construídas. Com base na Eq. (6.12) é possível concluir que a adoção de C_f com valor reduzido propicia ganho de tensão superior, e que a frequência de corte do integrador é dada por $1/C_f R_f$. Desta forma foram selecionados capacitância de 1,0 pF e resistência elétrica de 1 M Ω para a realimentação, correspondente a uma frequência de corte de 160 kHz. Este valor é significativamente superior à frequência de excitação adotada, 15 kHz.

Adotou-se um filtro passa-faixa com o objetivo de eliminar contribuições de ruídos fora da faixa de frequência de excitação, consistindo em um filtro RLC dimensionado

segundo metodologia de Mussoi e Esperança (2004). Utilizou-se indutor, capacitor e resistência elétrica com valores nominais iguais a $120\ \mu\text{H}$, $1,0\ \mu\text{F}$ e $92\ \Omega$, respectivamente, que resultam em um filtro passa faixa com frequência central igual a $14.530\ \text{Hz}$, e frequências de corte inferior e superior iguais a aproximadamente $13,7$ e $15,4\ \text{kHz}$. Para a configuração descrita, a relação entre tensão de saída e entrada do filtro para a frequência de excitação é de aproximadamente 88% .

Posteriormente ao filtro passa-faixa, o sinal é retificado com um retificador de pico de onda completa, operando com superdiodos. O superdiodo consiste em uma combinação de diodo e amplificador operacional que atua como um diodo sem queda de tensão. Após a retificação, o sinal passa por um filtro passa baixa de segunda ordem com frequência de corte de aproximadamente $150\ \text{Hz}$. O sinal resultante é adquirido através de uma entrada analógica do sistema de aquisição.

O fato do circuito da Fig. 6.34 apresentar componentes não lineares, somado às incertezas das propriedades dos componentes, inviabiliza a obtenção de relação analítica entre a capacitância e a tensão de saída. Entretanto, conforme indicado pela Eq. (6.12), a tensão de saída do integrador é proporcional ao valor da capacitância C_x . O filtro passa faixa apresenta tensão de saída proporcional à tensão de entrada, assim como o retificador de pico, e os filtros passa-baixa. Portanto conclui-se que a tensão de saída é proporcional à capacitância que se deseja determinar.

Foram realizadas análises em programa de simulação de circuitos Multisim 12.0 da National Instruments para auxiliar no projeto do circuito. Através destas análises constatou-se que o circuito projetado apresenta elevada sensibilidade em relação à variação de capacitância de entrada e reduzido tempo de resposta. Posteriormente a simulação, avaliou-se o circuito em placa de ensaios (*protoboard*), seguido de sua construção em placa de circuito impresso.

O circuito ilustrado esquematicamente na Fig. 6.34 foi construído e instalado no interior de uma caixa revestida em alumínio. Esta caixa, ilustrada na Fig. 6.35 junto com o circuito, foi aterrada com o objetivo de reduzir ruídos externos. Realizou-se a alimentação elétrica para os elementos ativos do circuito através de uma fonte de tensão de corrente contínua chaveada com tensões iguais a -12 , 0 e $12\ \text{V}$. Estes valores foram ajustados através de reguladores de tensão LM7809 e LM7909, para tensões de 9 e $-9\ \text{V}$, respectivamente. Na saída dos reguladores de tensão foram inseridos capacitores eletrolíticos de $10\ \mu\text{F}$ com o objetivo de reduzir possíveis ruídos provenientes dos circuitos integrados e da fonte chaveada.

Figura 6.35 – Imagem de circuito de sonda capacitiva.

Com o objetivo de avaliar a resposta do circuito construído e ilustrado na Fig. 6.35, utilizou-se capacitores comerciais em substituição ao conjunto sondas e mistura bifásica. Os resultados desta análise encontram-se na Tab. 6.2. Nesta avaliação utilizou-se capacitores cerâmicos como referência para determinar a relação entre capacitância e tensão de saída utilizando os cabos coaxiais empregados nas sondas da seção de testes. O circuito não foi avaliado para capacitâncias nominais inferiores devido à indisponibilidade de capacitores inferiores a 1 pF. Conforme pode ser observado a partir da Tab. 6.2, a tensão de saída se eleva com o aumento da capacitância de entrada com uma relação aproximadamente linear.

Tabela 6.2 – Avaliação do circuito para tratamento primário do sinal das sondas.

Capacitância nominal [pF]	Tensão de saída [V]
0	0,05
1	0,89
2	1,23
3,3	1,36

As sondas contam com conectores BNC (*Bayonet Neil Concelman*) fixados nas extremidades, os quais foram inseridos previamente ao processo de moldagem. Utilizou-se cabos coaxiais para excitação e leitura do sinal das sondas, e os eletrodos de guarda foram conectados à malha dos cabos.

Conforme indicado anteriormente, os sensores contam com eletrodos de guarda, instalados com o objetivo de reduzir influência de ruídos externos e efeitos de borda. Em catálogos de fabricantes de sensores capacitivos menciona-se que os eletrodos de guarda devem apresentar o mesmo potencial do eletrodo sensor. Esta configuração proporciona

colimação das linhas de campo, implicando em menor curvatura das linhas. Assim, a capacitância indicada pelo sensoriamento é menos sensível ao meio dielétrico externo ao volume definido pelos eletrodos do capacitor. Avaliou-se as seguintes configurações para os eletrodos de guarda, representadas esquematicamente na Fig. 6.36:

- i. Eletrodos de guarda aterrados, Fig. 6.36a;
- ii. Eletrodos de guarda com o mesmo potencial dos eletrodos do capacitor, Fig. 6.36b;
- iii. Eletrodos de guarda com o mesmo potencial da excitação, Fig. 6.36c;
- iv. Eletrodos de guarda no potencial de excitação e os eletrodos centrais atuando como receptores, Fig. 6.36d.

A Figura 6.36 também ilustra esquematicamente as linhas de campo para cada uma das configurações. As linhas de campo através do material da sonda não foram representadas, uma vez que são independentes do meio que se deseja analisar. Espera-se que a capacitância da mistura bifásica seja restrita a valores máximos e mínimos definidos a partir das condições monofásicas de gás e líquido, portanto consideram-se valores fora dessa faixa de capacitâncias como não representativos.

Figura 6.36 – Esquema de configurações de eletrodos de guarda.

A configuração (i) apresenta reduzida influência de ruídos externos, entretanto tem a desvantagem de redução da sensibilidade do sistema e a influência de efeitos de borda, pois conforme indicado por Baxter (1997) parcela das linhas de campo do emissor é direcionada para os eletrodos de guarda aterrados. Esta configuração apresenta sensibilidade à mudança do meio entre as sondas para as fases distribuídas segundo bolhas dispersas. No entanto, para

escoamentos intermitentes o sistema indica tensões de saída além da faixa esperada, correspondente aos valores para condições monofásicas. Especula-se que este comportamento se deve a geração ou alteração de campo magnético decorrente da passagem de pistões de líquido com cargas elétricas, inviabilizando a identificação do dielétrico. O deslocamento de cargas elétricas propicia a geração de campo magnético, cuja intensidade é proporcional à velocidade e ao valor da carga. Durante escoamentos com a fase líquida distribuída de forma contínua, o contato da água com as paredes da seção de testes propicia o aterramento do fluido de trabalho; enquanto que para escoamentos descontínuos o contato entre a água e as paredes da seção de testes é prejudicado por porções de gás. Portanto especula-se que a presença de cargas elétricas nos pistões de líquido que se deslocam a elevada velocidade geram campos magnéticos que afetam a leitura dos sensores.

Alternativamente, a indicação de valores de tensão superiores aos valores verificados para condições monofásicas pode ser decorrente de características do sistema, portanto a instrumentação desenvolvida não é adequada para padrões descontínuos. Salienta-se que Falcone *et al.* (2009) indicam elevada diferença entre valores de capacitância para uma mesma fração de vazio e distintos padrões de escoamentos, conforme apresentado por Shu *et al.* (1982) para escoamentos estratificado e anular, sendo necessária prévio conhecimento do padrão de escoamento para relacionar a capacitância normalizada com a fração de vazio.

Para a condição (ii), com os eletrodos de guarda com o mesmo potencial dos eletrodos do capacitor, o potencial do eletrodo do receptor foi definido através de um seguidor de tensão utilizando um amplificador operacional. Esta configuração apresenta elevada influência de ruídos externos devido à ausência dos eletrodos aterrados, entretanto, a utilização do filtro passa-faixa no circuito praticamente elimina a contribuição fora da faixa de excitação. Para esta configuração de eletrodos é esperada a colimação das linhas de campo entre os eletrodos de excitação e recepção, e consequentemente reduzida influência do meio externo ao volume definido pelos dois eletrodos. A configuração representada pela Fig. 6.36b apresenta elevada sensibilidade quanto à alteração entre água e ar, assim como elevada sensibilidade para escoamento segundo padrão bolhas. Para condição de escoamentos com fases descontínuas, verificou-se tensões fora da faixa de valores para condições monofásicas, entretanto em intensidade inferior a configuração com eletrodos aterrados.

Portanto pode-se concluir que as configurações (i) e (ii) não são adequadas para escoamentos descontínuos. Devido ao fato do padrão anular apresentar passagens esporádicas

de pistões de líquido, conforme observado durante a campanha experimental e discutido na seção 8.3, essas duas configurações também não apresentam resposta adequada para determinação da fração de vazio durante o escoamento segundo este padrão.

Com o objetivo de desenvolver um sistema adequado para identificação de filme líquido, avaliou-se as configurações representadas pelas Figs. 6.36c e 6.36d. Para estas configurações espera-se que parcela significativa das linhas de campo se concentre junto à superfície das sondas, favorecendo assim a caracterização da presença e da espessura do filme líquido. Entretanto, o fato dos eletrodos de guarda estarem conectados à malha dos cabos coaxiais faz com que as capacitâncias paralelas entre a malha e o condutor sejam superiores à capacitância do meio avaliado. Portanto, o sistema com as configurações iii e iv não é sensível nem mesmo a alteração entre meios monofásicos de gás e líquido. Aparentemente estas configurações seriam adequadas para sistema contando com cabos blindados independentes para os eletrodos laterais e central.

Realizou-se também simulações em programa comercial de elementos finitos (FEM – Finite Element Method) COMSOL 5.0, visando avaliar a capacitância normalizada para distintas distribuições de fases. Os modelos elaborados em ambiente virtual apresentam dimensões similares ao sistema de medidas desenvolvido neste estudo, exceto pela espessura dos eletrodos e da camada de resina sobre os mesmos que foram modelados como sendo de 0,5 mm, enquanto que o sistema real apresenta espessuras de aproximadamente 0,1 mm. Adotou-se tal hipótese devido ao fato de que o modelo elaborado com eletrodos e cobertura de resina de 0,1 mm de espessura apresentam elementos de malha demasiadamente reduzidos, que implica em número elevado de elementos no modelo e significativo incremento do tempo computacional. Especula-se que a consideração de eletrodos e cobertura de resina mais espessos impliquem em alterações desprezíveis no comportamento qualitativo do sistema.

Os modelos contam com aproximadamente um milhão de elementos de malha cada, adotando elementos tetraédricos, com dimensões mínimas de 0,5 mm e máximas de 6 mm. As análises foram realizadas assumindo modelo tridimensional, segundo modelagem eletrostática assumindo *solver* para condição estática. Para escoamento segundo padrão bolhas, foram modeladas esferas de gás posicionadas no plano vertical entre as sondas, assumindo distintas combinações de diâmetros (entre 2,5 e 4,0 mm, com incrementos de 0,5 mm) e espaçamento entre bolhas (entre 4,0 e 5,0 mm, com incrementos de 0,5 mm); também foram inseridas esferas 4,0 mm acima e abaixo do plano que passa pelos eixos das sondas. Adicionalmente

foram avaliadas configurações com esferas posicionadas ao longo do plano horizontal entre os eletrodos, com o objetivo de verificar possíveis alterações da capacitância devido a variação da distância entre as bolhas e os eletrodos. Avaliou-se frações de vazio entre 14 e 58%.

O modelo para representação do padrão anular consiste em um filme de líquido cilíndrico, com espessura entre 0,4 e 1,0 mm, com incrementos de 0,05 mm, correspondentes a frações de vazio entre 60 e 84%. Também avaliou-se geometria correspondente ao padrão de escoamento intermitente, consistindo em um bloco de líquido com 10 mm de altura, com posicionamento variável. Neste caso, há a necessidade de conhecimento da frequência e do período dos pistões de líquido para estimar a fração de vazio.

A Figura 6.37 ilustra os resultados das simulações para as configurações de eletrodos ii e iv (Figs. 6.36b e 6.36d) para padrões bolhas e anular. Constata-se a partir desta figura que as relações entre capacitância normalizada e fração de vazio são aproximadamente lineares para os eletrodos segundo a configuração ii. Verifica-se também que a configuração iv de eletrodos é mais sensível a variação da fração de vazio que a configuração ii para o padrão anular. A capacitância normalizada é definida no item 7.6.

Ressalta-se também o fato da relação entre capacitância normalizada e fração de vazio independe da disposição das bolhas, uma vez que as tendências experimentais são similares para bolhas posicionadas nos planos vertical e horizontal.

Figura 6.37 – Resultados das simulações numéricas para capacitância.

A Figura 6.38 ilustra a variação da capacitância normalizada com a passagem de um pistão de líquido de 10 mm de altura. Conforme pode ser observado a partir desta figura, as

análises do modelo em elementos finitos indicam variações da capacitância normalizada, dependendo da posição vertical do pistão.

Figura 6.38 – Variação de C^* com a passagem de pistão de líquido, em função da distancia entre o centro do pistão e o plano horizontal que passa pelo centro dos eletrodos.

A Figura 6.39 ilustra a alteração das linhas de campo com a passagem do pistão de líquido. Consta-se a partir desta figura elevada distorção das linhas devido à proximidade da porção de fase líquida.

Figura 6.39 – Variação das linhas de campo com passagem de pistão de líquido.

Com base na discussão apresentada, adotou-se a configuração (ii) representada pela Fig. 6.36b para a realização dos experimentos, uma vez que é sensível à variação das fases entre os eletrodos e apresenta menor influência às passagens de pistões de líquido, e conforme discutido na seção 8.3 é mais adequada para a identificação da fração de vazio superficial. Resultados experimentais comparando as respostas para as configurações representadas pelas Figs. 6.36a e 6.36b são descritos na seção 8.3.

Finalmente vale destacar que a tensão de saída do circuito para condição monofásica com água apresenta valor inferior à condição monofásica com ar, indicando constante dielétrica da água inferior a do ar. Aparentemente este comportamento se deve ao fato do ar ser melhor dielétrico que a água, e também à condutividade da água utilizada, na qual encontram-se presentes sais provenientes do sistema de abastecimento e da oxidação no trocador de calor. A utilização de meios dielétricos com condutividade não desprezível implica em redução da capacitância do sistema, pois eles proporcionam o deslocamento de cargas elétricas em direção aos eletrodos.

7 REGRESSÃO DOS DADOS E PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

Este capítulo apresenta inicialmente a metodologia de tratamento de dados adotada na determinação dos resultados a partir dos parâmetros medidos. Posteriormente são apresentados os procedimentos experimentais implementados. O capítulo também descreve os procedimentos utilizados para a determinação da parcela friccional da perda de pressão, do padrão de escoamento local e da fração de vazão superficial.

7.1 Parâmetros experimentais

Definiu-se as velocidades superficiais e mássicas segundo descrito na seção 2.1 considerando a menor seção transversal do escoamento, correspondente à seção entre tubos adjacentes de uma mesma camada. A área para esta seção é dada pela seguinte relação:

$$A = A_{\min} = 4(s_1 - d)L \quad (7.1)$$

Conforme discutido na seção 6.8 a variação da densidade da água entre o local de medida da vazão e a seção de testes é desprezível, desta forma a vazão de líquido Q_l é dada diretamente a partir dos transdutores de vazão volumétrica. A densidade da água ρ_l e do ar ρ_g , assim como as demais propriedades de transporte são estimadas a partir das condições indicadas pelo sensor de temperatura e dos transdutores de pressão absoluta e diferenciais de pressão instalados na seção de testes. Considerou-se a pressão de trabalho p como sendo igual à pressão média entre as tomadas de pressão, dada pela pressão absoluta medida na tomada de pressão inferior subtraída da metade da perda de pressão total Δp_{total} .

A vazão volumétrica da fase gasosa na seção de testes Q_g é estimada a partir das medições realizadas com os transdutores de vazão do tipo turbina $Q_{g,medido}$, considerando alterações do estado termodinâmico do ar entre o ponto de medição da vazão e a seção de testes, com base na vazão mássica dada pela seguinte relação:

$$\dot{m}_g = Q_{g,medido} \rho_{g,turbina} \quad (7.2)$$

onde $\rho_{g,turbina}$ é a densidade do ar estimado com base nas medições de temperatura e pressão na linha de ar comprimido imediatamente a montante dos transdutores de vazão tipo turbina. A vazão de ar através dos transdutores de vazão tipo turbina $Q_{g,medido}$ é determinada adotando metodologia descrita no Apêndice E.2.

Assim, assumindo conservação de massa e regime permanente tem-se a vazão volumétrica da fase gás Q_g na seção de testes dada pela seguinte relação:

$$Q_g = \frac{Q_{g,medido} \rho_{g,turbina}}{\rho_{g,seção de testes}} \quad (7.3)$$

onde $\rho_{g,seção de testes}$, ou simplesmente ρ_g , é a densidade do ar na seção de testes. Considerou-se ar saturado, que corresponde à condição com umidade relativa igual à unidade, conforme apresentado no Apêndice D.

Quando não mencionada definição distinta, o número de Reynolds é dado com base no diâmetro externo dos tubos e na velocidade do escoamento para a menor seção transversal, conforme a seguinte relação:

$$Re = \frac{G_{max} d}{\mu} \quad (7.4)$$

Com o objetivo de mitigar efeitos das propriedades do ar, adota-se a velocidade superficial adimensionalizada conforme apresentado por Wallis (1969), dada pela seguinte relação:

$$j_g^* = \frac{j_g}{\sqrt{gd(\rho_l - \rho_g)/\rho_g}} \quad (7.5)$$

Como parâmetros para comparação entre os resultados experimentais e as estimativas segundo métodos de previsão são adotados a parcela de resultados experimentais previstos com erro relativo inferior a determinado percentual, denominada por como γ_q , onde “q” corresponde a tolerância em porcentagem, e o erro absoluto médio ε , definido conforme a seguinte relação:

$$\varepsilon = \sum_{i=1}^n \left| \frac{\text{Valor estimado}_i - \text{Valor experimental}_i}{n \cdot \text{Valor experimental}_i} \right| \quad (7.6)$$

onde n é o número de dados experimentais considerados na análise.

7.2 Procedimento experimental

Previamente à execução dos experimentos a seção de testes era preenchida com água e as válvulas de entrada eram fechadas, mantendo assim a água em condição quiescente no interior da seção de testes. Tal procedimento visa a verificação dos transdutores diferenciais de pressão, os quais para tal condição devem indicar uma diferença de pressão nula. As vazões fornecidas pelos transdutores devem também indicar valores nulos. Avaliou-se também a coerência dos transdutores de pressão absoluta, sendo que o transdutor instalado próximo aos medidores de vazão turbina deve indicar valor próximo ao definido através da válvula reguladora de pressão (em condições com pressão do separador de condensado superior ao valor ajustado pela válvula), e o transdutor instalado na seção de testes deve apresentar valor ligeiramente superior à pressão atmosférica.

Posteriormente à confirmação do correto funcionamento dos transdutores, a bomba centrífuga era acionada através do variador de frequência. O ajuste da velocidade superficial da fase líquida se dava através de um sistema de controle em malha fechada, conforme descrito na seção 6.10. Em seguida acionava-se a torre de resfriamento e as bombas centrífugas responsáveis pela circulação de água resfriada através dos trocadores de calor do circuito de água e do resfriamento de ar comprimido.

O compressor de ar era então acionado, e após a estabilização da velocidade da fase líquida, a velocidade superficial de ar era ajustada manualmente através das válvulas de agulha e globo.

Com o objetivo de evitar danos dos transdutores de vazão de ar, definiu-se como vazão máxima de operação do transdutor um valor correspondendo a 95% do fundo de escala indicado pelo fabricante. Para condições experimentais em que o valor desejado de vazão é superior a este limite, um transdutor para vazões superiores era selecionado através da manobra de válvulas de esfera.

Após o estabelecimento das velocidades superficiais desejadas, aguardava-se aproximadamente trinta segundos antes do início da gravação dos dados. Adotou-se como

critério de condição estável variações de velocidades em relação aos valores desejados entre $\pm 0,5$ e 1% para água e ar, respectivamente. Em escoamentos intermitentes a oscilação da pressão na seção de testes decorrente da passagem de pistões de líquido causava variações na densidade do ar. Isto implicava em oscilações do j_g calculado para uma mesma vazão de gás. Portanto para escoamentos intermitentes considerou-se regime permanente relativo a j_g variações entre $\pm 5\%$ do valor medido.

Vale destacar que o aparato experimental atinge condições de regime permanente após intervalos de tempo reduzidos. Tal comportamento se relaciona ao fato do volume total de fluido na seção de testes ser renovado em poucos segundos para as velocidades superficiais empregadas, e transientes térmicos mostram-se irrelevantes para as condições experimentais. A obtenção da condição de regime permanente era confirmada pelos transdutores diferenciais de pressão, que durante e imediatamente após a variação das vazões apresentavam variação nos valores medidos, os quais se tornavam estáveis após alguns segundos.

Uma vez estabelecida condição de regime permanente os sinais dos sensores e transdutores eram adquiridos durante 60 segundos, realizando simultaneamente o registro de imagens e vídeos do escoamento. Após a gravação dos dados para uma determinada condição experimental, incrementava-se a velocidade superficial do gás para o próximo valor desejado, estabelecendo-se assim uma nova condição experimental. Este procedimento era repetido até a condição de j_g máximo. Em seguida reduzia-se a velocidade do ar para o valor mínimo de j_g e ajustava-se uma nova velocidade superficial da água, repetindo-se o procedimento anterior e obtendo-se assim outro conjunto de resultados.

Resultados foram levantados para as seguintes condições experimentais:

- Velocidade superficial da água entre 0,02 e 1,50 m/s, correspondente ao limite inferior de vazão do transdutor eletromagnético de capacidade inferior e ao limite superior do sistema de bombeamento, respectivamente;
- Velocidade superficial do ar entre 0,20 e 10,00 m/s, correspondente ao limite inferior de vazão do transdutor turbina de capacidade inferior e ao limite máximo de vazão do compressor.

As velocidades superficiais avaliadas encontram-se distribuídas entre os limites operacionais em 40 valores segundo uma progressão geométrica, uma vez que a faixa de

velocidades é ampla e os mapas de padrão de escoamento são apresentados em gráficos bilogarítmicos.

Durante ensaios para escoamentos bifásicos com vazões da fase líquida intermediárias e elevadas e padrões descontínuos (intermitente e agitante), verificou-se vibrações excessivas na seção de testes. Assim adotou-se como critério para a velocidade máxima do gás a condição em que o transdutor diferencial de resposta rápida indicasse variações com amplitudes superiores a 6 e 10 kPa, para tomadas de pressão instaladas entre 7 e 11 camadas, respectivamente. Assim, para j_l intermediários e elevados obteve-se resultados para número de j_g inferior a 40, portanto o número de combinações de velocidades superficiais é inferior a 1600.

Os ensaios com o sensoriamento capacitivo foram realizados com as tomadas de pressão instaladas após a décima primeira e a décima oitava camadas. Para estas condições ajustou-se a válvula reguladora de pressão para uma pressão manométrica de aproximadamente 3 bar na linha de ar comprimido. Isto permitiu a realização de ensaios para j_g inferiores a 0,20 m/s. Nestes casos considerou-se a extrapolação da progressão geométrica para valores inferiores, obtendo resultados para velocidades superficiais da fase gás a partir de 0,13 m/s.

Durante os experimentos com o sistema óptico, a pressão na linha de ar comprimido foi reduzida para 1,5 bar manométricos. Desta forma os ensaios foram realizados para velocidades superficiais da fase gasosa ainda mais inferiores, a partir de 0,11 m/s. Neste caso elevou-se progressivamente a velocidade até condição em que fosse possível visualizar as bolhas cortando o plano de iluminação sem excessiva perturbação de bolhas de gás acima do plano de iluminação.

7.3 Perda de pressão

A perda de pressão total Δp_{total} corresponde à composição das parcelas aceleracional Δp_a , gravitacional Δp_g e friccional Δp_f . Portanto estima-se a parcela friccional da perda de pressão a partir da perda de pressão total medida segundo a seguinte relação:

$$\Delta p_f = \Delta p_{total} - \Delta p_g - \Delta p_a \quad (7.7)$$

A perda de pressão total é fornecida pelos transdutores diferenciais de pressão (faixas de medida de -3 a 3, -3 a 10 e -3 a 300 kPa) e dependendo da faixa da perda de pressão total medida, opta-se pela medida de um determinado transdutor. As tomadas de pressão dos transdutores diferenciais encontram-se em alturas distintas, e os capilares conectando estes equipamentos a seção de testes são preenchidos com água tanto para ensaios monofásicos com água como para bifásicos. Devido a estes fatos a diferença de pressão correspondente a coluna hidrostática foi somada ao valor medido Δp_{medido} pelo transdutor correspondente, conforme a seguinte relação:

$$\Delta p_{total} = \Delta p_{medido} + \rho_{tomada} g h_{diferencial} \quad (7.8)$$

onde ρ_{tomada} é a densidade do fluido no interior dos tubos de tomada de pressão, e $h_{diferencial}$ é a diferença de altura entre as seções de tomada de pressão

Segundo indicado no Apêndice A.2, para condições adiabáticas a parcela aceleracional da perda de pressão entre a entrada e saída do banco de tubos pode ser desprezada para condições bifásicas desconsiderando variações de fração de vazio. Portanto, a perda de pressão total é dada pela soma das parcelas gravitacional e friccional.

Em condições experimentais monofásicas a parcela gravitacional da perda de pressão é dada pela seguinte relação:

$$\Delta p_g = \rho g h_{diferencial} \quad (7.9)$$

onde ρ é a densidade do fluido de trabalho. Para condições bifásicas o gradiente de pressão correspondente a parcela gravitacional é dada, conforme descrito no Apêndice A.2, pela seguinte relação:

$$\left(\frac{dp}{dz} \right)_g = (\alpha \rho_g + (1 - \alpha) \rho_l) g \sin \omega \quad (7.10)$$

onde α é a fração de vazio superficial, g é a aceleração da gravidade, e ω é o ângulo formado entre o plano horizontal e a direção principal do escoamento, que para o presente caso é igual a 90°.

Integrando ao longo do comprimento assumindo distribuição de densidades uniforme das fases líquida e vapor, a parcela gravitacional da perda de pressão é dada pela seguinte relação:

$$\Delta p_g = (\alpha_3 \rho_g + (1 - \alpha_3) \rho_l) g h_{diferencia} \quad (7.11)$$

onde α_3 é a fração de vazão volumétrica, que pode ser estimada através de um dos métodos de previsão disponíveis na literatura, conforme descrito na seção 4.2, ou ainda através dos resultados experimentais levantados neste estudo.

Analisando as condições experimentais dos estudos apresentadas na Tab. 4.1, conclui-se que os métodos propostos por Dowlati *et al.* (1990,1992b) foram desenvolvidos com base em banco de dados que compreendem configurações geométricas e condições experimentais similares às adotadas no presente estudo, portanto espera-se que estas metodologias sejam adequadas para a estimativa da fração de vazão. Vale destacar que estes métodos foram desenvolvidos a partir de resultados para fração de vazão superficial. Entretanto devido a ausência de método desenvolvido a partir de resultados para fração de vazão volumétrica durante escoamento em banco de tubos com geometria e condições experimentais similares, assume-se este método como o mais adequado para o presente caso.

A perda de pressão friccional por camada é obtida pela razão entre o valor calculado a partir da Eq. (7.7) pelo número de camadas de tubos entre as tomadas de pressão inferior e superior. Em condições de escoamento monofásico, apresentam-se os resultados segundo fator de atrito dado pela seguinte relação:

$$f = \frac{\Delta p_f}{n \rho j^2 / 2} \quad (7.12)$$

Em condições de escoamento bifásico os resultados são apresentados como multiplicador bifásico para o líquido escoando isoladamente Δp_l , conforme a seguinte relação:

$$\phi_l^2 = \frac{\Delta p_f}{\Delta p_l} \quad (7.13)$$

onde a perda de pressão monofásica é estimada a partir da metodologia de Zukauskas e Ulinskas (1983), pois conforme discutido na seção 8.4 este método apresenta melhores previsões dos resultados experimentais para escoamento monofásico.

7.4 Padrão de escoamento

Neste estudo os padrões de escoamento foram caracterizados através de métodos objetivos e subjetivo. Eles foram classificados subjetivamente com base em observações visuais do escoamento através das janelas laterais da seção de testes (ver Figs. 6.2 e 6.4). Nesta caracterização utilizou-se também imagens e vídeos do escoamento, obtidos com uma câmera fotográfica Nikon, modelo D5100.

Visualmente identificaram-se os padrões de escoamento bolhas, bolhas grandes, agitante, intermitente, anular e bolhas dispersas. Os padrões bolhas, agitante, intermitente e anular foram classificados segundo definições apresentadas por Xu *et al.* (1998b), descritas na seção 3.1.

Para o padrão de escoamento *bolhas grandes* caracterizado neste estudo, verificam-se bolhas com dimensões características superiores à distância entre tubos. Entretanto estão ausentes efeitos gravitacionais característicos do padrão agitante responsáveis pelo retorno da fase líquida. O padrão *bolhas grandes* ocorre para velocidades intermediárias das fases gasosa e líquida.

O escoamento segundo padrão *bolhas dispersas* caracteriza-se neste estudo pela presença de bolhas de diâmetros reduzidos, com dimensões inferiores ao espaçamento entre tubos. Este padrão de escoamento foi verificado para velocidades superficiais elevadas da fase líquida. A turbulência elevada do escoamento nestas condições promove o rompimento e reduz a coalescência das bolhas, inibindo a transição para os padrões bolhas grandes, agitante e intermitente.

Os padrões de escoamento também foram identificados objetivamente através dos métodos de agrupamento de dados *k-means* e *c-means*. O método *k-means* encontra-se descrito em Sempertégui Tapia (2011) e MacQueen (1967), e consiste no agrupamento de dados cujos parâmetros de caracterização adotados apresentam desvios reduzidos entre si. O método *c-means* é baseado na lógica difusa (*fuzzy*), e consiste na definição de graus de afinidade entre um dado e os centroides com base em uma função peso.

O método *k-means* envolve o agrupamento de dados em torno de centroides, de forma que o dado corresponde ao centroide ao qual ele apresenta a menor distância euclidiana.

Define-se esta distância com base nos parâmetros quantitativos selecionados para a aplicação do método. A Figura 7.1 ilustra o fluxograma de execução do método *k-means*.

Figura 7.1 – Fluxograma para implementação do método de agrupamento *k-means*.

No presente estudo adotaram-se as seguintes abordagens para a definição dos centroides iniciais: seis resultados experimentais aleatórios dentro da amostra total; seis resultados experimentais correspondentes aos distintos padrões de escoamentos observados e definidos visualmente. As duas abordagens para definição dos centroides iniciais resultaram

nos mesmos grupos (padrões de escoamento) após a execução do método *k-means*. Este comportamento indica que a solução obtida independe dos valores iniciais adotados como centroides.

O método foi implementado em Matlab. Adotou-se para análise os sinais do transdutor diferencial de pressão de resposta rápida e do dispositivo de sensoriamento capacitivo, representados através da perda de pressão total por camada e da capacitância normalizada, respectivamente. Com base nestes sinais, considerou-se os seguintes parâmetros quantitativos para a determinação dos grupos de dados (padrões de escoamento):

- Média: correspondente à média aritmética do sinal durante o período de aquisição;
- Desvio médio padrão: correspondente à dispersão dos valores medidos em relação à média para o período de aquisição;
- Diferença entre vale e pico do sinal: correspondente à amplitude máxima do sinal, sendo considerado o valor máximo e mínimo ao longo do tempo de aquisição;
- Curtose: medida de dispersão que caracteriza a concentração de medidas próximas à média da distribuição. Valores elevados de curtose correspondem a maior dispersão dos resultados em relação ao valor médio.

A adoção da média aritmética da perda de pressão como parâmetro quantitativo se deve ao fato de diferentes padrões ocorrerem para velocidades superficiais distintas, e desta forma perdas de pressão também distintas.

O desvio médio padrão da perda de pressão foi adotado devido ao fato de padrões de escoamentos com fases descontínuas, como o intermitente e o agitante, apresentarem elevada oscilação na perda de pressão. A diferença entre o valor máximo e mínimo foi adotada como parâmetro quantitativo da análise devido ao fato do padrão intermitente apresentar elevada amplitude total da perda de pressão, se comparado ao padrão agitante.

A curtose da perda de pressão foi considerada com o objetivo de diferenciar padrões de escoamento que apresentam elevada variação de perda de pressão ao longo do tempo dos que apresentam reduzida variação da perda de pressão. Este parâmetro é relacionado a distribuição de probabilidade do sinal, sendo que o valor de curtose para uma distribuição com reduzida dispersão é elevado, e para uma distribuição com elevada dispersão o valor de curtose é negativo.

Análise similar é válida para o sinal do sensoriamento capacitivo, uma vez que são esperados valores médios distintos para diferentes padrões de escoamento, assim como variações temporais de capacitância distintas para diferentes padrões.

Também se avaliou a possibilidade de considerar parâmetros relacionados à análise espectral dos sinais, como amplitude máxima da FFT (*Fast Fourier Transform*) e frequência correspondente à amplitude máxima, entretanto a inclusão destes dois parâmetros resultou em elevada dispersão dos dados.

Os padrões de escoamento foram também caracterizados objetivamente através do método de agrupamento de dados *c-means*, baseado em lógica fuzzy. Diferentemente do método *k-means* que identifica a qual grupo um determinado dado pertence, o método de agrupamento de dados baseado na lógica fuzzy quantifica o grau de afinidade de um dado com o centroide do grupo. Conforme indicado por Chiu (1994), o método *c-means* tem como objetivo a minimização da função objetivo, dada pela somatória do quadrado das distâncias geométricas entre os dados e os centroides, multiplicado pela função peso $\wp$ do dado i com o respectivo centroide k , conforme a seguinte relação:

$$\wp_{i,k} = \sum_{k=1}^c \left[\frac{\|X_k - C_i\|}{\|X_k - C_j\|} \right]^{-2/(m-1)} \quad (7.14)$$

onde X corresponde à coordenada do dado, e C corresponde a coordenada do centroide do grupo. Conforme indicado por Chiu (1994), usualmente o termo m do expoente é igual a 2. A função objetivo a ser minimizada é dada pela seguinte relação:

$$\text{Função objetivo} = \sum_{i=1}^N \sum_{k=1}^{C_n} \wp_{i,k}^m \|X_k - C_i\|^2 \quad (7.15)$$

O método foi executado utilizando a ferramenta Matlab R2010a, através da função “fcm” (*fuzzy c-means*). Esta função retorna uma matriz com os graus de afinidade de cada dado com um determinado grupo. No presente estudo, considerando que o objetivo é a definição de curvas de transição entre padrões de escoamento e não a possibilidade de ocorrência de um dado padrão, o dado foi atribuído ao grupo com maior índice de afinidade.

Na implementação do método *c-means* adotou-se parâmetros quantitativos similares aos utilizados na execução do método *k-means*.

Conforme apresentado na seção 8.1, identificou-se subjetivamente seis padrões de escoamento, portanto adotaram-se seis centroides iniciais para a execução dos métodos *k-means* e *c-means*.

7.5 Fração de vazio a partir do sistema óptico

Uma rotina para tratamento de imagens foi implementada em Matlab para a determinação experimental da fração de vazio a partir de imagens obtidas através do sistema óptico. Conforme descrito na seção 6.12, foi utilizada uma câmera de alta velocidade, modelo Optronis CAMRECORD 600, a partir da qual foram obtidos vídeos com as seguintes características:

- Resolução de 1280 por 1024 *pixels*;
- Monocromático;
- Sensibilidade igual a 8 bits;
- Número de imagens (*frames*) por segundo igual a 500;
- Tempo de exposição igual a 1/500 segundos;

A região do escoamento entre tubos analisada corresponde a uma área de 61 por 206 *pixels*, desta forma inferior à obtida através da câmera para a velocidade de captura de imagens utilizada. Tal fato decorre de limitações impostas pelo sistema óptico e das distâncias entre a lente, o espelho e o plano de visualização.

Inicialmente, avaliou-se o sistema óptico no aparato de calibração preenchido com água e rodamina B diluída, mediante injeção de ar na forma de bolhas em sua região inferior. Durante estes testes, imagens de bolhas de gás no plano de iluminação eram possíveis com taxa de aquisição de 125 imagens por segundo. Entretanto, na bancada de testes com o escoamento da fase líquida foi necessário o incremento da taxa de aquisição para 500 imagens por segundo, pois a passagem de bolhas de gás através do plano de iluminação não era capturada para taxas de aquisição inferiores.

As gravações do escoamento eram realizadas durante dois segundos, resultando em mil imagens para cada condição experimental. As imagens obtidas eram analisadas individualmente e os resultados concatenados a uma matriz. A Figura 7.2 ilustra a sequência de operações realizadas durante o tratamento das imagens, realizado em ambiente Matlab,

utilizando funções da biblioteca de processamento de imagens, “*Image Processing Toolbox*”. Os procedimentos utilizados são descritos a seguir segundo subitens.

Figura 7.2 – Fluxograma ilustrando sequencialmente os procedimentos de tratamento de imagens.

Com a adição do traçador fluorescente na água, na proporção de uma molécula de rodamina B para cada 3 milhões de moléculas de água, correspondendo a aproximadamente 10 g do traçador para 1,14 m³, ocorreu redução da tensão superficial, com consequente alteração do padrão de escoamento local. Resultados para tensão superficial são apresentados na seção 8.2.

Recorte

Inicialmente realiza-se o recorte da imagem, conforme ilustrado na Fig. 7.3, utilizando a função “*imcrop*” da biblioteca de processamento de imagens, com o objetivo de reduzir o tempo computacional e para analisar somente a área de interesse. A Figura 7.3 ilustra a imagem do escoamento capturada para j_l de 0,163 m/s e j_g de 0,11 m/s, que corresponde ao escoamento em direção perpendicular ao plano da figura, saindo da folha. A imagem à esquerda corresponde a apenas um trecho da imagem originalmente capturada, apresentada com o objetivo de ilustrar o processo e o entorno da região de interesse. Nestas imagens as regiões claras são áreas iluminadas pela fonte de laser, e na imagem recortada somente a região escura identificada pela elipse corresponde a uma bolha de ar cortando o plano de iluminação. As demais regiões escuras na imagem recortada correspondem a bolhas de ar

entre o plano de iluminação e o tubo de visualização, sendo que somente a refração decorrente das bordas das bolhas é visualizada.

Figura 7.3 – Ilustração do procedimento de recorte de imagem.

Correção de efeito de lente do vidro

A imagem capturada pela câmera apresenta distorções em relação à imagem real devido à curvatura do tubo de vidro, e alterações dos meios de transmissão da luz, resultando em índices de refração distintos. Os índices de refração da água, ar e borosilicato são respectivamente próximos de 1,33, 1,00 e 1,53. Desta forma implementou-se um método de correção utilizando uma imagem de referência.

Tal procedimento foi realizado através de uma imagem impressa em folha plástica a prova d'água, contendo quadriculados preto-e-branco com dimensão de aresta conhecida de 0,5 mm. A Figura 7.4 ilustra a imagem impressa utilizada como referência e fixada no suporte para posicionamento dela no plano de visualização. Nesta etapa o aparato de calibração foi preenchido com água, com o objetivo de emular os índices de refração do sistema óptico instalado no aparato experimental.

Figura 7.4 – Imagem de figura de referência impressa utilizada na correção de distorções de imagens.

Assim, a partir de uma imagem da figura quadriculada na seção de calibração obtida com a câmera de alta velocidade em condições similares às da seção de testes elaborou-se uma tabela contendo as coordenadas em *pixels* das arestas segundo a imagem distorcida. Uma segunda tabela também foi elaborada com base na figura original adotada, tendo coordenadas em *pixels* igualmente espaçados. A partir das duas tabelas definiu-se uma transformação de imagens através da função “cp2tform” da biblioteca “*Image Processing Toolbox*”, e a correção da distorção da imagem foi realizada através da função “imtransform” da mesma biblioteca. A Figura 7.5 ilustra a transformação da imagem recortada, indicando alteração sutil, com ampliação marginal da largura.

Vale destacar que a distorção causada pela curvatura do tubo de vidro e pela transição entre meios não é significativa, sendo que na área de visualização e para as regiões central e periférica cada milímetro corresponde a aproximadamente 16 e 15 *pixels*, respectivamente. A temperatura da água apresenta variação reduzida durante os experimentos, sendo sempre próxima a temperatura ambiente, e para estas condições a variação do índice de refração com a temperatura é da ordem de milésimos. Portanto a relação de correção de distorções definida para uma condição é adequada para as condições experimentais consideradas.

Figura 7.5 – Ilustração do procedimento de transformação.

Incremento de contraste

Posteriormente realiza-se uma operação de incremento de contraste com o objetivo das imagens. Para isto aplicou-se filtros *Bottom hat* e *Top hat* e efetuaram-se operações aritméticas de soma e subtração de imagens. Conforme apresentado por Neves *et al.* (2012), o filtro *Top hat* realça as componentes claras da imagem sobre fundo escuro, enquanto que o filtro *Bottom hat* realça as componentes escuras de imagem sobre fundo claro.

Aplicou-se o filtro *Top hat* na imagem transformada e a imagem resultante desta operação foi somada à imagem transformada, obtendo assim uma imagem com as regiões claras destacadas, definida como “imagem clareada”. Aplicou-se também o filtro *Bottom hat* na imagem transformada obtendo assim uma imagem com as regiões claras suprimidas, definida como “imagem escurecida”. A imagem com o fundo eliminado, portanto com maior contraste, foi obtida a partir da subtração da “imagem escurecida” da “imagem clareada”. A Figura 7.6 ilustra o processo de eliminação do fundo, onde a imagem a direita corresponde a imagem da esquerda com contraste incrementado.

Figura 7.6 – Ilustração do procedimento de eliminação de fundo.

Redução de ruído

Após o procedimento anterior aplicou-se um filtro correspondente à mediana dos valores de um dado conjunto de *pixels*. Este filtro tem como objetivo principal a eliminação de ruído pontual “sal e pimenta” (*salt and pepper noise*), correspondente a áreas com dimensões reduzidas de cor distinta em meio uniforme, preservando as bordas das imagens.

Utilizou-se a função “medfilt2” do Matlab com a definição de um grupo de 6x6 *pixels* ao redor do pixel em questão. Esta função atribui ao *pixel* em análise o valor correspondente à mediana dos valores dos 36 *pixels* do grupo. A Figura 7.7 ilustra esta etapa do processamento de imagens, onde a imagem da direita corresponde a imagem da esquerda após a aplicação do filtro.

Figura 7.7 – Ilustração do procedimento de suavização.

Transformação de escala de cinza para preto e branco

Posteriormente a eliminação dos ruídos pontuais, a imagem foi transformada de escala de cinza para preto e branco. No presente estudo e para as condições de iluminação e aquisição de imagem, verificou-se que a definição do valor limiar da intensidade igual a 15% do valor máximo dos *pixels* é apropriada para conversão, preservando maior parte das bolhas e contornos. Foi utilizada a função “im2bw” do Matlab para a realização desta etapa, exemplificada na Fig. 7.8. Nesta figura a imagem a direita corresponde a imagem a esquerda após a transformação de escala de cinza para preto e branco. A região escura destacada pela elipse cinza tracejada corresponde a bolha de ar cortando o plano de iluminação, enquanto que as demais regiões escuras correspondem a bolhas acima do plano de iluminação.

Figura 7.8 – Ilustração de binarização.

Redução de contribuição de bolhas acima do plano de iluminação

Com o objetivo de auxiliar a eliminação das bolhas de gás acima do plano de iluminação foi realizada a subtração de uma imagem do escoamento no instante anterior contendo somente as refrações (bordas de bolhas acima do plano de iluminação). A partir da Fig. 7.3 constata-se que a área correspondente a uma bolha cortando o plano de iluminação corresponde à reduzida parcela das áreas escuras, enquanto que o restante corresponde a refrações de luz através de bolhas entre o plano iluminado e o tubo de visualização.

A partir da análise dos vídeos obtidos, constata-se que as bolhas cortam o plano durante intervalo de tempo inferior a duas imagens (*frames*), enquanto que as bolhas acima do plano de iluminação permanecem no campo de visualização para um número elevado de imagens, com deslocamento reduzido entre uma imagem e a seguinte. Portanto para a

determinação das áreas com bolhas cortando o plano de iluminação, uma imagem contando somente com as bolhas acima do plano de iluminação no instante de tempo anterior foi subtraída da imagem em tratamento, com o objetivo de reduzir a espessura da borda das bolhas, e consequentemente facilitar a eliminação das refrações. A Figura 7.9 ilustra as etapas do processo para obtenção de uma imagem contando somente com os contornos de bolhas entre o plano de visualização e a superfície inferior do tubo.

Figura 7.9 – Procedimento para obtenção de imagem somente com contornos de bolhas.

A Figura 7.10 ilustra as etapas do procedimento para obtenção de uma imagem com os contornos das bolhas. Inicialmente a imagem binarizada, obtida a partir da etapa acima descrita, é submetida a uma dilatação com consequente redução da espessura das bordas. Tal etapa foi realizada com o objetivo de preservar regiões de interesse durante o processo de subtração (bolhas cortando o plano de iluminação). Posteriormente, o complemento da imagem final do tratamento foi somado à figura com as bordas das bolhas, com o objetivo de não eliminar bolhas cortando o plano de iluminação.

Figura 7.10 – Ilustração de processo para obtenção de imagem com contornos de bolhas. Imagem: a) obtida a partir da transformação, destacando a bolha cortando o plano de iluminação; b) binarizada; c) após a dilatação; d) após a soma com o complemento da imagem obtida a partir do tratamento completo.

A Figura 7.11 ilustra o processo de subtração, contando com as imagens binarizada, a ser subtraída e a resultante. Conforme pode ser observado a partir da imagem a direita, as contribuições das bolhas acima do plano de iluminação foram reduzidas significativamente.

Figura 7.11 – Ilustração do procedimento de subtração.

Fechamento de imagem

O fechamento de imagens é uma operação morfológica, que corresponde a uma dilatação seguida de uma erosão. Esta operação possibilita a união de trechos de área próximos separados por pequena distância. A função “imclose” do Matlab foi utilizada para o fechamento da imagem, com estrutura morfológica definida como uma circunferência de raio

igual a 3 *pixels*. A Figura 7.12 ilustra o fechamento da imagem, a partir da qual constata-se que esta operação elimina as regiões escuras de reduzida espessura, favorecendo assim a eliminação das contribuições de bolhas acima do plano de iluminação.

Figura 7.12 – Ilustração de fechamento.

Eliminação de refrações

A imagem obtida a partir da etapa anterior foi dividida em regiões conectadas entre si, e para cada região foi realizado um fechamento horizontal seguido de um vertical, utilizando estrutura morfológica definida como linhas vertical e horizontal, respectivamente.

O comprimento de cada linha, definido em termos de *pixels*, foi realizado com base no tamanho de cada região, utilizando o raio equivalente para a área de cada região, através da função “`regionprops(..., 'FilledArea')`”. A Figura 7.13 ilustra o processo de eliminação de refrações, e a partir desta imagem constata-se que parcela das contribuições de bolhas acima do plano foram eliminadas, conforme destacado pela elipse cinza tracejada.

Figura 7.13 – Ilustração de eliminação de refrações.

Fechamento de vazios

Foi realizado o fechamento dos vazios da imagem, com o objetivo de preencher bolhas que apresentavam vazios devido a reflexões. Foi utilizada a função “imfill” com a opção “holes” do Matlab, no complemento da imagem obtida após a eliminação das refrações. A Figura 7.14 ilustra o processo de fechamento de vazios, na qual um pequeno ponto da imagem a esquerda foi eliminado na imagem a direita.

Figura 7.14 – Ilustração de fechamento de vazios

Remoção de áreas de dimensões reduzidas.

Áreas das imagens com dimensões reduzidas foram removidas com o objetivo de eliminar trechos de áreas isolados, que não representam interfaces do escoamento. Foi utilizada a função “bwareaopen” do Matlab. Neste processo eliminou-se trechos de imagens

com número inferior a 110 *pixels* correspondente a um círculo com aproximadamente 0,7 milímetros de diâmetro. Definiu-se o tamanho das áreas a serem removidas através de tentativa e erro, de modo a preservar as áreas de interesse. A Figura 7.15 ilustra o processo de remoção de áreas de dimensões reduzidas, e a partir da imagem a direita constata-se que esta etapa removeu adequadamente parcela significativa das regiões escuras de dimensões reduzidas.

Figura 7.15 – Ilustração de remoção de áreas com dimensões reduzidas

Aumento das regiões escuras

As dimensões das bolhas que cortam o plano de iluminação obtidas a partir da etapa anterior do processamento são inferiores se comparadas às dimensões das bolhas na imagem original, conforme pode ser observado a partir da comparação entre as imagens a esquerda e central da Fig. 7.16. Portanto foi realizada erosão da imagem para compensar esta redução, utilizando a função “imerode” e adotando uma estrutura morfológica na forma de disco com 3 *pixels* de diâmetro. Na Figura 7.16 a imagem a direita corresponde a imagem central após o processo de erosão, na qual a região escura correspondente a bolha cortando o plano de iluminação é destacada pela elipse cinza tracejada. Conforme pode ser observado a partir desta figura, a bolha de ar no plano de iluminação foi preservada e parcela significativa das refrações foi eliminada, entretanto pequenas áreas correspondentes a contribuições de bolhas acima do plano de iluminação ainda são presentes.

Figura 7.16 – Ilustração de erosão.

Cálculo da área de líquido

Posteriormente ao tratamento das imagens, foi realizado o cálculo da área da seção transversal ocupada pelo líquido. A partir da área de líquido é possível estimar a fração de líquido, dividindo o número de *pixels* ocupado pela fase líquida pelo número de pixels total da imagem, e a fração de vazio instantânea é igual à unidade subtraída da fração de líquido.

A Figura 7.17 ilustra o processo de tratamento de imagens, a partir da imagem transformada para correção de distorção até a erosão. Nestas imagens ressalta-se que as áreas brancas correspondem ao líquido no plano de iluminação e as áreas escuras correspondem às bolhas de ar cortando e acima do plano de iluminação. Para esta figura, a imagem com os contornos de bolhas subtraída na etapa “e” é ilustrada na Fig. 7.10d.

Figura 7.17 – Ilustração do processo de tratamento de imagens. Imagem após: a) transformação; b) eliminação de fundo; c) suavização; d) binarização; e) subtração da imagem com contornos do *frame* anterior; f) fechamento; g) remoção de reflexões; h) eliminação de furos; i) remoção de trechos pequenos; j) erosão.

Conforme pode ser observado a partir da Fig. 7.17, o processamento de imagem realizado apresenta influência de reflexos, que pode ser observado nas laterais da bolha (destacado pela elipse cinza na etapa “j”), decorrente da reflexão da lâmina de laser nas superfícies externa e interna da bolha. A partir desta figura também observa-se que as bordas de bolhas acima do plano de iluminação foram em sua maioria eliminadas após o tratamento empregado, que pode ser constatado a partir da comparação entre as imagens das etapas “d” e “i”.

7.6 Fração de vazio a partir de sensoriamento capacitivo

Conforme descrito na seção 8.2, a adição da rodamina B na água provocou redução marginal da tensão superficial alterando o padrão de escoamento. Com o objetivo de compensar a redução da tensão superficial, adicionou-se cloreto de sódio à água na concentração de 2,0 g/l. Isto causou o decréscimo da resistividade elétrica da fase líquida, alterando assim a sua constante dielétrica, e inviabilizando a determinação da relação entre capacitância relativa e fração de vazio com base no sistema óptico para água com rodamina B e sal.

Desta forma, o sensoriamento capacitivo foi validado apenas para condições de líquido estagnado com injeção de gás, conforme descrito na seção 8.3, definido na literatura como método gravimétrico. Desta forma foi possível estimar a fração de vazio volumétrica α_3 utilizando o transdutor diferencial de pressão. A seção 8.3 apresenta a comparação do sinal obtido a partir do sensoriamento capacitivo e a fração de vazio volumétrica.

Para a avaliação do sinal de capacitância, considerou-se a capacitância normalizada C^* , definida segundo a seguinte relação:

$$C^* = \frac{C - C_{\alpha=0}}{C_{\alpha=1} - C_{\alpha=0}} \quad (7.16)$$

onde $C_{\alpha=1}$ e $C_{\alpha=0}$ correspondem aos valores de capacitância para condição monofásica de gás e líquido, respectivamente. Tal abordagem tem como objetivo eliminar a influência de capacitâncias parasitas, devido aos cabos, eletrodos de guarda e circuito, assim como compensar variações de condições experimentais como a temperatura do meio.

8 RESULTADOS EXPERIMENTAIS

Este capítulo descreve os resultados obtidos durante a campanha experimental. São apresentados inicialmente os resultados relativos a padrões de escoamentos, cuja identificação objetiva foi realizada utilizando sinal de perda de pressão e do sensoriamento capacitivo.

Posteriormente são apresentados os resultados experimentais para fração de vazio obtidos através do sistema óptico e do sensoriamento capacitivo, uma vez que este parâmetro é necessário para a avaliação das parcelas gravitacional e friccional da perda de pressão.

Então são descritos os dados para perda de pressão durante escoamentos monofásicos, com o objetivo de demonstrar a capacidade do sistema para determinação experimental de perda de pressão durante escoamentos monofásicos e bifásicos. Finalmente os resultados para perda de pressão durante escoamentos bifásicos são apresentados.

A temperatura da mistura durante escoamentos bifásicos, dependente das condições ambientais, varia entre 14,5 e 27,5 °C para a totalidade dos resultados experimentais. Tal variação de temperatura implica em variações de μ_g , ρ_g , ρ_l e σ inferiores a 4%, e da viscosidade da água μ_l de aproximadamente 31%. A Figura 8.1 ilustra a distribuição das temperaturas para os experimentos em condições bifásicas, na qual o pico próximo de 24 °C corresponde à primeira campanha experimental (previamente a instalação do sistema capacitivo e óptico), e o pico próximo a 19 °C corresponde ao segundo grupo de resultados. A variação entre esses dois picos corresponde a variações da viscosidade do líquido de 11% e das demais propriedades avaliadas inferiores a 2%. De qualquer modo, parcela dos resultados são apresentados de forma adimensionalizada, e os métodos de previsão propostos no Capítulo 9 foram desenvolvidos adotando parâmetros adimensionais, portanto as variações das propriedades dos fluidos decorrente da variação da temperatura são mitigados.

Figura 8.1 – Distribuição de temperaturas para experimentos em condições bifásicas.

8.1 Padrões de escoamento

Os padrões de escoamento foram identificados subjetivamente, mediante observações visuais através de janelas laterais auxiliada por imagens e vídeos, e objetivamente a partir dos métodos de agrupamento de dados *k-means* e *c-means*. Os resultados descritos nesta seção são apresentados em forma de tabela no Apêndice F.2.

A Figura 8.2 apresentam imagens do escoamento para cada um dos padrões de escoamento identificados subjetivamente através de janelas laterais. A Figura 8.3 apresenta o mapa de padrões de escoamento elaborado com base em identificações subjetivas, neste mapa encontram-se caracterizadas as condições experimentais correspondentes à ocorrência de escoamentos segundo padrões bolhas, bolhas grandes, bolhas dispersas, agitante, intermitente e anular. Também são apresentadas as curvas de transição segundo métodos da literatura. Os padrões de escoamento são classificados conforme a seguinte classificação:

- Bolhas: caracterizado pelo escoamento de líquido contínuo com a presença de bolhas com dimensões ligeiramente inferiores ao espaçamento entre tubos. Este padrão de escoamento é verificado para toda a faixa de j_g e para j_l reduzidos;
- Bolhas grandes: caracterizado pelo escoamento de líquido contínuo, com a presença de bolhas com dimensões superiores ao espaçamento entre tubos. Não se observa movimentos da fase líquida na descendente. Com o incremento da vazão de gás, ocorre coalescência das bolhas de gás, resultando em bolhas de grandes dimensões. Este padrão de escoamento corresponde à transição entre os padrões bolhas e agitante. Verifica-se o padrão bolhas grandes para j_g reduzidos e j_l intermediários e reduzidos;

- Agitante: trata-se de um padrão descontínuo, caracterizado pelo escoamento caótico das duas fases, sendo que porções da fase líquida apresentam deslocamentos na direção descendente. Com o incremento da vazão de gás, e consequentemente das dimensões das bolhas de gás, as porções de líquido perdem sustentação; devido ao fato de que a velocidade do escoamento não é elevada, a inércia das porções de líquido é insuficiente para manter o deslocamento na direção vertical ascendente. Portanto as porções de líquido se deslocam na descendente por curtos intervalos de tempo, sendo posteriormente propelidas pelo escoamento. Verifica-se este padrão de escoamento para j_g intermediários e j_l reduzidos e intermediários;
- Intermitente: trata-se de um padrão descontínuo, caracterizado pela passagem alternada de pistões de líquido e bolsões de gás a elevada velocidade. Com o incremento da velocidade do gás, bolsões são formados e propõem pistões de líquido a elevada velocidade através do banco de tubos. Observa-se este padrão para j_g elevados e j_l reduzidos e intermediários;
- Anular: caracterizado pelo escoamento de gás na região central do banco de tubos, com filme de líquido ao redor dos tubos e na parede do banco de tubos. Os efeitos inerciais da fase gás passam a ser predominantes com o incremento de j_g . Neste estudo observa-se passagem esporádica de pistões de líquido. Verifica-se este padrão de escoamento para j_g elevados e j_l reduzidos;
- Bolhas dispersas: caracterizado pelo escoamento de líquido contínuo, com bolhas dispersas. As bolhas apresentam dimensões significativamente inferiores ao espaçamento entre tubos. Com o incremento de j_l os efeitos inerciais da fase líquida promovem o rompimento de bolhas maiores, e inibem a coalescência das bolhas. Este padrão de escoamento é observado para j_l elevados e j_g intermediários.

A Figura 8.4 ilustra esquematicamente os padrões de escoamento classificados.

Bolhas, $j_l = 0,031$ m/s, $j_g = 0,27$ m/s, $\uparrow$

Bolhas grandes, $j_l = 0,054$ m/s, $j_g = 0,55$ m/s, $\uparrow$

Agitante, $j_l = 0,054$ m/s, $j_g = 1,40$ m/s, $\uparrow$

Intermitente, $j_l = 0,060$ m/s, $j_g = 4,83$ m/s, $\uparrow$

Anular, $j_l = 0,022$ m/s, $j_g = 10,00$ m/s, $\uparrow$

Bolhas dispersas, $j_l = 1,343$ m/s, $j_g = 1,40$ m/s, $\uparrow$

Figura 8.2 – Ilustrações dos padrões de escoamentos identificados através das janelas laterais.

Figura 8.3 – Comparação dos padrões de escoamento identificados subjetivamente e métodos de previsão da literatura.

Figura 8.4 – Esquema de padrões de escoamento classificados subjetivamente.

A partir da Fig. 8.3 pode-se identificar que o padrão bolhas é característico de velocidades reduzidas da fase gás, independentemente da velocidade superficial da fase líquido. Em velocidades intermediárias da fase gasosa, formam-se bolhas maiores devido à coalescência de bolhas menores. Esse padrão de escoamento neste texto é definido como “bolhas grandes”, e ele corresponde à transição entre o escoamento segundo padrão bolhas e o agitante.

Com o incremento da velocidade da fase gás, observa-se o padrão agitante, no qual efeitos gravitacionais predominam sobre a fase líquida, com movimentação descendente de parcela de líquido durante intervalos de tempo reduzidos. Neste padrão, com o incremento da vazão de ar, os pistões de líquido são rompidos e recompostos intermitentemente.

O escoamento segundo o padrão bolhas dispersas, caracterizado por elevado número de bolhas de diâmetro reduzido, foi verificado para elevadas velocidades superficiais da fase líquida. A turbulência do escoamento decorrente de valores elevados de j_l promove o rompimento das bolhas maiores e suprime a coalescência de bolhas menores, inibindo a transição para padrões de escoamento bolhas grandes, agitante e intermitente.

Verificou-se o padrão intermitente em velocidades intermediárias das fases líquida e gasosa. Este padrão caracteriza-se pela passagem alternada de bolsões de gás e pistões de líquido, e para este caso os efeitos gravitacionais não são dominantes.

O padrão anular ocorre para velocidades elevadas da fase gasosa e reduzidas da fase líquida. Este padrão de escoamento caracteriza-se pela presença de filme líquido de reduzida espessura sobre a superfície dos tubos e na parede da seção. No presente estudo, pistões de líquido esporádicos foram observados durante o padrão anular, com frequência inferior a um pistão por segundo.

A Figura 8.5 ilustra a variação temporal da capacitância relativa e da perda de pressão para cada um dos padrões de escoamento ilustrados na Fig. 8.2. Conforme pode ser observado a partir da Fig. 8.5, os sinais de capacitância relativa e perda de pressão para escoamentos segundo os padrões bolhas e bolhas dispersas apresentam reduzida variação ao longo do tempo se comparados aos demais. Para os padrões descontínuos (agitante e intermitente), há elevada variação temporal da perda de pressão e capacitância relativa, decorrente da passagem periódica de pistões de líquido. O sinal de perda de pressão para o padrão anular apresenta picos devido à passagem esporádica de pistões de líquido, entretanto o escoamento com filme de líquido sobre os tubos predomina. O padrão bolhas grandes corresponde à transição entre os padrões bolhas e agitante, portanto os sinais para esta condição apresentam características intermediárias entre estes dois padrões.

Bolhas, $j_l = 0,031$ m/s, $j_g = 0,27$ m/s

Bolhas grandes, $j_l = 0,054$ m/s, $j_g = 0,55$ m/s

Agitante, $j_l = 0,054$ m/s, $j_g = 1,40$ m/s

Intermitente, $j_l = 0,060$ m/s, $j_g = 4,83$ m/s

Figura 8.5 – Sinais de capacitância relativa e perda de pressão entre sete camadas de tubos.

A partir da Fig. 8.5 também constata-se que a capacitância normalizada para padrões de escoamento com líquido contínuo (bolhas, bolhas grandes e bolhas dispersas) são predominantemente entre zero e a unidade, enquanto que para os demais padrões a capacitância relativa apresenta valores superiores à unidade devido à passagem de pistões de líquido. Tais comportamentos encontram-se detalhadamente discutidos na seção 8.3.

A avaliação dos sinais fornecidos pelo sensoriamento capacitivo e pelo transdutor diferencial de pressão permite concluir diferenças significativas entre os sinais para distintos padrões de escoamento, corroborando a identificação apresentada.

A Tabela 8.1 apresenta a parcela dos dados experimentais de padrões de escoamento identificados subjetivamente prevista corretamente pelos métodos de previsão da literatura. Nesta comparação, os padrões de escoamento bolhas dispersas e bolhas grandes foram designados como bolhas. Exceto na comparação com o método de Xu *et al.* (1998b), o padrão de escoamento agitante foi considerado como intermitente.

Tabela 8.1 – Parcela dos padrões de escoamento prevista corretamente pelos mapas da literatura.

Método	Parcela dos dados [%]
Grant e Chisholm (1979)	67
Ulbrich e Mewes (1994)	83
Xu <i>et al.</i> (1998b)	63

Segundo a Tab. 8.1 conclui-se que o mapa proposto por Ulbrich e Mewes (1994) prevê corretamente a maior parcela dos dados de padrões de escoamento identificados subjetivamente neste estudo. Tal resultado decorre do fato deste mapa ser o único a incluir a transição para o escoamento segundo bolhas para velocidades reduzidas da fase líquida. Vale destacar ainda que o banco de dados levantado por Ulbrich e Mewes (1994) para o desenvolvimento de seu método conta com parcela significativa de condições experimentais similares às do presente estudo.

A ausência do padrão bolhas para j_l reduzidos nos mapas de Grant e Chisholm (1979) e Xu *et al.* (1998b) justifica-se no fato destes autores utilizarem em seus ensaios modelos de trocadores de calor segmentados. É esperado, que devido à alteração das direções do escoamento entre ascendente e descendente ocorra, acúmulo de gás nas passagens superiores e de líquido nas regiões inferiores do modelo. Com isso volumes de gás e líquido acumulados durante intervalos de tempo são propelidos intermitentemente através do banco de tubos. Já, Ulbrich e Mewes (1994) adotaram banco de tubos com único passe, com entrada na região inferior e saída na região superior, similar à configuração adotada no presente estudo. Tal configuração impossibilita o acúmulo de uma das fases em determinada região da seção de testes.

Na identificação objetiva dos padrões de escoamento através do método de agrupamento de dados *k-means*, descrito na seção 7.4, inicialmente considerou-se apenas o sinal do transdutor diferencial de pressão de resposta rápida para a execução do método. Para isto foram adotados os seguintes parâmetros: média aritmética, desvio médio padrão, valor de vale a pico máximo, e curtose. Devido à identificação de seis padrões de escoamento subjetivamente, definiram-se seis centroides, obtendo-se consequentemente seis grupos de dados com a execução do método *k-means*.

A Figura 8.6 ilustra os grupos de dados obtidos a partir da aplicação do método *k-means*. Conforme descrito na seção 7.4, avaliaram-se duas condições iniciais para os seis

centroides, a primeira adotando-se valores iniciais aleatórios dentro do banco de dados e a segunda com centroides correspondentes aos distintos padrões de escoamento identificados subjetivamente. Os grupos de dados obtidos a partir das duas abordagens foram similares, indicando que para este caso a execução do método independe dos centroides iniciais. Na Figura 8.6 também são apresentadas as curvas de transição de padrões de escoamento propostas por Ulbrich e Mewes (1994).

Figura 8.6 – Padrões de escoamento identificados objetivamente através de método *k-means*.

A comparação das Figs. 8.3 e 8.6 revela transições entre padrões qualitativamente similares para os métodos objetivo e subjetivo, exceto pela ausência do escoamento segundo padrão bolhas grandes e por valores distintos das velocidades correspondentes às transições. A Figura 8.7 ilustra uma comparação entre transições de padrões de escoamento segundo as duas abordagens deste estudo, e o método de Ulbrich e Mewes (1994).

Em condições experimentais correspondentes ao padrão de escoamento intermitente, conforme definido na Fig. 8.3, obteve-se dois agrupamentos, indicados como “D” e “F” na Fig. 8.6. Devido à maior proporção da fase líquida na seção de testes, a amplitude das oscilações da perda de pressão é superior para a região “F”. Desta forma caracterizou-se este padrão como intermitente severo.

Figura 8.7 – Comparação entre transições de padrões de escoamento identificadas subjetivamente e objetivamente.

O escoamento segundo o padrão “C” da Fig. 8.6 corresponde às condições experimentais verificadas para o escoamento agitante da Fig. 8.3, indicando a correspondência entre os resultados obtidos pelos dois métodos.

Devido à semelhança dos sinais de pressão entre os escoamentos segundo padrões bolhas e bolhas grandes, conforme ilustrado na Fig. 8.7, o método de agrupamento de dados caracterizou-os como um padrão único. De fato, eles são topologicamente similares exceto pelo diâmetro de bolhas.

A partir da comparação das Figs. 8.3 e 8.6 também pode ser observado que a transição entre os padrões de escoamento “C” e “D” da Fig. 8.6, correspondente à transição entre padrões agitante e intermitente na Fig. 8.3, deslocou-se para velocidades superficiais da fase gasosa superiores. De fato, ainda que com o auxílio das imagens de vídeos do escoamento, a diferenciação entre estes padrões é difícil, podendo a diferença entre a caracterização subjetiva e objetiva ser atribuída ao julgamento do observador.

A Figura 8.6 também indica um grupo de dados para velocidades elevadas da fase gasosa e reduzidas da fase líquida, o grupo “A”, correspondente na Fig. 8.3 às condições experimentais do padrão de escoamento anular. Entretanto, segundo a Fig. 8.6 também é observada a ocorrência do grupo “A” para velocidades elevadas da fase líquida e reduzidas da

fase gasosa. Tal diferença de resultados justifica-se através do fato dos padrões anular e bolhas em velocidade elevada da fase líquida apresentarem perdas de pressão totais significativamente elevadas e reduzidas oscilações. Portanto os dois padrões resultam em sinais de diferença de pressão similares.

O método *k-means* também indicou um agrupamento de dados para velocidades intermediárias da fase gasosa e elevadas da fase líquida, denominado grupo “E”, correspondendo ao padrão bolhas dispersas na Fig. 8.3.

A partir da comparação entre os padrões de escoamento identificados objetivamente e as estimativas segundo a metodologia de Ulbrich e Mewes (1994) constata-se que as transições são qualitativamente similares, entretanto com elevados desvios se considerados os valores numéricos. Tal comparação assume o padrão bolhas dispersas como bolhas, e os padrões agitante e intermitente severo como intermitente. Resultado similar se verifica para as comparações envolvendo os outros métodos de previsão, como Xu *et al.* (1998b) e Grant e Chisholm (1979), exceto pela não previsão do padrão bolhas para j_l reduzidos.

Neste contexto salienta-se que o aparato experimental utilizado por Ulbrich e Mewes (1994) consiste em um banco de tubos com τ igual a 1,50 segundo configuração quadrada normal. Kondo e Nakajima (1980) indicam o decréscimo de j_g correspondente à transição para o padrão de escoamento bolhas para j_l reduzidos, com o incremento de τ . Este comportamento justifica a distinção entre os resultados experimentais e a previsão fornecida pelo mapa de Ulbrich e Mewes (1994) para a transição para o padrão bolhas.

A partir da análise da Fig. 8.6 verifica-se que a transição para o padrão bolhas (bolhas dispersas) para j_l elevados é subestimada segundo o método de Ulbrich e Mewes (1994), assim como as transições para padrão anular. Conforme indicado por Noghrehkar *et al.* (1999) a identificação dos padrões de escoamento a partir de janelas laterais pode não representar os fenômenos ocorrendo no interior do banco de tubos, uma vez que os autores identificaram padrões de escoamento intermitente a partir do sensoriamento resistivo, conforme descrito na seção 4.1.3, enquanto o padrão bolhas era observado a partir de janelas laterais. Noghrehkar *et al.* (1999) indicam a ocorrência de padrão intermitente para j_l superiores às estimativas fornecidas pelos métodos da literatura. Segundo eles o padrão intermitente se verifica para j_l de até 1,0 m/s para configuração triangular. Tal resultado se assemelha ao indicado na Fig. 8.6.

Noghrehkar *et al.* (1999) verificaram o padrão anular para j_g próximos a 2,5 m/s e j_l inferiores a 0,2 m/s, valores inferiores aos observados no presente estudo. Tal diferença pode ser atribuída à razão de passo transversal por diâmetro τ utilizada por Noghrehkar *et al.* (1999) igual a 1,47. Corrobora tal justificativa o fato do método de Ulbrich e Mewes (1994), elaborado com base em dados para τ igual a 1,50, indicar j_g inferiores para a transição para o padrão anular em comparação aos demais métodos desenvolvidos com base em resultados para τ próximos a 1,25.

Adicionalmente, espera-se que o escoamento bifásico em banco de tubos com configuração triangular apresente transição para o padrão bolhas para j_g superiores se comparado ao escoamento através de banco de tubos com configuração quadrada. Isto se dá pelo fato dos efeitos de turbulência serem mais intensos para a primeira configuração, resultando no rompimento das bolhas maiores e impedindo a coalescência de bolhas menores, inibindo assim a transição para padrões de escoamento não contínuos. Constata-se tal comportamento através da Fig. 8.6, segundo o qual os resultados experimentais para configuração triangular apresentam uma transição para o padrão bolhas para valores de j_g superiores aos observados no mapa de Ulbrich e Mewes (1994) para tubos alinhados.

A partir da discussão apresentada conclui-se que o método *k-means* e os parâmetros característicos do sinal de pressão adotados são adequados para a identificação objetiva dos padrões de escoamento.

Avaliou-se também a caracterização dos padrões de escoamento através do sensoriamento capacitivo. Para isso aplicou-se o algoritmo *k-means* a diferentes combinações de parâmetros baseados no sinal do sensoriamento capacitivo, incluindo o valor médio, o desvio médio padrão, a curtose e a amplitude de vale a pico do sinal de capacitância. Os grupos resultantes não caracterizaram satisfatoriamente os padrões de escoamento, pois indicam grupos de dados dispersos impossibilitando a definição de transições em um diagrama dado por j_l vs. j_g .

Aplicou-se ainda o método *k-means* utilizando uma combinação de parâmetros característicos dos sinais do transdutor diferencial de pressão e do sensor capacitivo. A Figura 8.8 ilustra agrupamentos identificados utilizando como parâmetros o valor médio, o desvio médio padrão e o valor de vale a pico da perda de pressão, somados ao valor médio e o desvio médio padrão da capacitância normalizada. Esta figura também ilustra as transições identificadas através do método *k-means* e apresentadas na Fig. 8.6. Através desta figura

constata-se que o método implementado segregou seis agrupamentos de dados experimentais com características próximas. A partir da comparação das Figs. 8.6 e 8.8 conclui-se que os grupos B, D e E da Fig. 8.8 podem ser considerados como representativos do escoamento segundo padrão bolhas, e os grupos A e C como representativos de padrões descontínuos. Não obteve-se um grupo de dados representativos do escoamento segundo padrão anular, fato inesperado uma vez que os sinais de pressão e capacitância normalizada para este padrão são distintos dos observados para os demais padrões, conforme ilustrado na Fig. 8.5.

Devido ao fato do método para estes parâmetros não identificar o padrão de escoamento anular, e a região correspondente ao padrão bolhas apresentar três divisões (B, D e E), conclui-se que os grupos identificados e apresentados na Fig. 8.6 são mais adequados para a caracterização dos padrões de escoamento. Neste ponto salienta-se que características relacionadas ao projeto de trocadores de calor, como a perda de pressão, e não apenas a topologia do escoamento são mais adequadas, pois estão diretamente relacionadas à vibração induzida por escoamentos e a potência de bombeamento.

A Figura 8.9 ilustra um mapa de padrões cujos escoamentos foram identificados objetivamente através do método de agrupamento de dados baseado na lógica difusa *c-means*, juntamente com as curvas de transição de padrões obtidas a partir do método *k-means*, ilustrado na Fig. 8.6. Utilizou-se a média, desvio médio padrão, curtose e valor de vale a pico da perda de pressão para a execução do algoritmo. Nota-se a partir da Fig. 8.9 que o método *c-means*, de forma análoga ao *k-means*, identifica condições de escoamentos correspondentes aos padrões bolhas, agitante, intermitente e anular, representados respectivamente pelos agrupamentos “D”, “B + E”, “A+ C” e “F”.

Entretanto, de forma distinta ao *k-means*, o método *c-means* caracteriza um agrupamento em velocidades intermediárias da fase gasosa, denominado como grupo “B” que através da comparação com a Fig. 8.3 corresponderia ao padrão bolhas grandes. O mapa baseado no *c-means* não indica uma região correspondente ao padrão bolhas dispersas, caracterizado para condições de j_l elevadas e j_g intermediárias segundo o método *k-means*.

Figura 8.8 – Grupos de dados de escoamento identificados a partir do método *k-means* adotando sinal do transdutor diferencial de resposta rápida e do sensoriamento capacitivo.

Figura 8.9 – Mapa de padrões de escoamento identificados objetivamente através do método de agrupamento de dados *c-means*, com as curvas de transição obtidas a partir do método *k-means*.

Conforme discutido na seção 7.4, o método *c-means* tem como objetivo a minimização da função objetivo, relacionada à distância euclidiana entre os dados e centroides e ao peso. A partir deste método obtém-se índices de afinidade de cada ponto com cada centroide, portanto

este método não indica o grupo ao qual o dado pertence, somente as afinidades com cada grupo. Consequentemente os grupos obtidos não devem ser considerados como exatos, uma vez que o método não tem esse objetivo. Os agrupamentos ilustrados na Fig. 8.9 foram definidos assumindo que os dados pertencem ao agrupamento com maior índice de afinidade.

Vale mencionar que durante o escoamento segundo padrões bolhas para velocidades reduzidas da fase líquida e gasosa ($0,14 < j_l \leq 0,23$ m/s e $j_g \leq 0,35$ m/s) ocorrem alterações de condições de estabilidade do escoamento similar às verificadas por De Paula *et al.* (2012) para escoamentos monofásicos. Este comportamento foi também observado a partir das análises numéricas efetuadas para o dimensionamento da seção de testes e descritas na seção 6.1.

A Figura 8.10 ilustra esquematicamente o escoamento das bolhas de gás em condições de alteração de estabilidade, conforme observado a partir das janelas laterais. Para escoamento preferencial da fase gás distante da janela, correspondente a t_1 , as bolhas próximas a janela deslocam-se segundo a direção principal do escoamento como resultado de efeitos de empuxo, fazendo com que o número de bolhas observadas seja reduzido. Após curto intervalo de tempo ocorre alteração da condição de estabilidade, e as bolhas passam a escoar próximo às janelas, correspondente a t_2 . Durante a execução dos experimentos as condições de estabilidade se alternavam intermitentemente entre t_1 e t_2 .

Figura 8.10 – Esquema de distribuição de bolhas para condições de escoamento com alteração de estabilidades.

Feenstra *et al.* (2003) avaliaram experimentalmente a vibração induzida por escoamentos bifásicos em banco de tubos com configuração quadrada normal, excitadas por mecanismos de desprendimento alternado de vórtices e instabilidades fluido-elásticas. Estes autores verificaram vibrações excitadas por desprendimento alternado de vórtices apenas para frações de vazio reduzidas. A partir do escoamento monofásico de líquido, com reduzido incremento da fração de gás, as vibrações se reduziam indicando a cessação do fenômeno. Segundo Khushnood *et al.* (2004), a excitação de vibrações devido ao desprendimento

alternado de vórtices é fenômeno restrito ao escoamento monofásico de líquido. Assim, Feenstra *et al.* (2003) argumentam que a ocorrência deste tipo de excitação para escoamento bifásico se deve à característica do escoamento ser similar às do escoamento em frações de vazio reduzidas monofásico de líquido.

Portanto, analogamente ao caso de vibrações induzidas por desprendimento alternado de vórtices, argumenta-se que a ocorrência de biestabilidade³ para as condições descritas decorre das características do escoamento bifásico serem similares às do escoamento de líquido.

8.2 Fração de vazio a partir do sistema óptico

Inicialmente, com o objetivo de avaliar os resultados proporcionados, realizou-se medições da fração de vazio superficial em condições de líquido quiescente na seção de testes e reduzidas vazões de ar. Nestas condições a parcela friccional da perda de pressão é reduzida, assim a diferença entre as tomadas de pressão dos transdutores diferenciais se deve basicamente a parcela gravitacional, relacionada diretamente à fração de vazio volumétrica, denominada na literatura como método gravimétrico.

Previamente aos ensaios com o líquido quiescente, escoamento monofásico de água era imposto ao sistema e após o preenchimento da seção de testes com água, a válvula globo a montante dos medidores de vazão de água era fechada e a bomba desligada. A partir daí, ajustava-se a vazão de injeção de ar, e após a estabilização das indicações fornecidas pelos transdutores, os dados eram adquiridos pelo sistema de aquisição e vídeos obtidos com a câmera de alta velocidade. Após a finalização dos ensaios para uma determinada condição experimental, alterava-se a vazão do ar e assim estabelecia-se uma nova condição experimental.

A fração de vazio volumétrica é estimada a partir da Eq. (7.11), e a fração de vazio superficial medida através do sistema óptico, segundo procedimento descrito na seção 7.5. A Tabela 8.2 apresenta os valores de fração de vazio estimados a partir da diferença de pressão e do sistema óptico, e a Fig. 8.11 apresenta a comparação entre os dois resultados. Esta figura também inclui uma reta ajustada através de regressão linear dos resultados passando pela

---

³ Alteração intermitente entre duas condições de estabilidade.

origem, indicando que a fração de vazio superficial corresponde a aproximadamente 86% da fração de vazio volumétrica. Comportamento esperado uma vez que o plano de iluminação encontra-se na menor seção transversal ao escoamento, portanto espera-se que as bolhas de ar acelerem neste trecho com consequente redução da fração de gás.

Com a adição do traçador fluorescente na água, na proporção de uma molécula de rodamina B para cada 3 milhões de moléculas de água, ocorreu redução da tensão superficial, com consequente alteração do padrão de escoamento local. Em condições que para água de torneira verificou-se bolhas com tamanho próximo ao espaçamento entre tubos, no caso da água com o traçador ocorreu número superior de bolhas com diâmetro reduzido. Tal alteração impossibilitou a determinação experimental da fração de vazio através do sistema óptico como resultado do excessivo número de interfaces entre o plano de iluminação e o tubo de vidro. Desta forma, com o objetivo de corrigir a tensão superficial, adicionou-se cloreto de sódio à água. A Tabela 8.3 apresenta valores de tensão superficial determinados para a água segundo diferentes soluções.

A tensão superficial foi avaliada com um tensiômetro SensaDyne, modelo QC6000, com precisão de até $\pm 0,1$ mN/m, contando com ponteira de injeção de nitrogênio comprimido de 0,5 mm. O aparelho foi previamente calibrado em relação à medida de temperatura através da utilização de banho termostático e termômetros de precisão da Omega Engineering com precisão de 0,05 °C. Na calibração em relação à tensão superficial utilizou-se água deionizada e álcool isopropílico como fluidos de referência.

Tabela 8.2 – Comparação entre fração de vazio volumétrica e superficial segundo o método óptico em condição de líquido quiescente.

α_3 [-]	α_2 [-]
0,016	0,048
0,037	0,064
0,104	0,076
0,128	0,081
0,147	0,128
0,065	0,055
0,078	0,074
0,108	0,084
0,034	0,078
0,052	0,051

Figura 8.11 – Comparação entre fração de vazio estimada a partir de sistema óptico e a partir de transdutor diferencial de pressão.

Tabela 8.3 – Valores de tensão superficial.

Condição	NaCl [g/l]	σ [mN/m]	T [°C]
Água deionizada	0,00	72,9	22,4
Água de torneira	0,00	73,5	23,1
Água de torneira com rodamina B	0,00	72,4	23,6
Água de torneira com rodamina B	0,67	72,6	23,4
Água de torneira com rodamina B	1,33	73,0	23,7
Água de torneira com rodamina B	2,00	73,4	23,6

Segundo a Tab. 8.3, uma concentração de 2,0 gramas de cloreto de sódio para cada litro de água com rodamina B resulta em uma tensão superficial similar à da água de torneira sem o traçador. Desta forma adicionou-se sal nesta proporção para obtenção de uma tensão superficial similar, entretanto as características do escoamento não se tornaram similares às condições sem o traçador, impossibilitando a obtenção de resultados para uma faixa ampla de condições experimentais.

Vale destacar que a redução da tensão superficial da água devido à adição da rodamina B é muito pequena, fato que não justifica a alteração das características do escoamento. Determinou-se a densidade da água de torneira com sal a 2,0 g/l e rodamina B, sendo que o

valor obtido é igual ao da água de torneira. Também determinou-se a viscosidade da solução, utilizando reômetro Brookfield DV III Ultra, obtendo-se variações desprezíveis para a solução em relação à água de torneira para temperaturas similares.

Neste ponto vale mencionar que a variação da temperatura de 15 para 25 °C implica em variação da tensão superficial da água de torneira de 73,5 para 72,0 mN/m, que é de ordem de grandeza similar à variação decorrente da adição do traçador. Realizaram-se ensaios para escoamentos bifásicos com temperaturas próximas a estes dois valores, entretanto alterações das características do escoamento não foram verificadas.

Utilizou-se este método de medição da fração de vazio superficial apenas para j_l entre 0,146 e 0,618 m/s. A limitação de resultados para esta faixa se deu devido aos seguintes aspectos: (i) para j_l inferiores a 0,146 m/s o escoamento de líquido não propicia remoção de bolhas do campo de visualização em curto intervalo de tempo, implicando em elevado número de bolhas entre o tubo de visualização e o plano de iluminação; (ii) para j_l superiores a 0,618 m/s, as bolhas de gás permanecem no plano de iluminação por tempo demasiadamente curto, impossibilitando a captura pela câmera. Os resultados são apresentados de maneira tabular no Apêndice F.2.

A Figura 8.12 ilustra resultados experimentais para fração de vazio obtidos a partir do sistema óptico. A partir desta figura é possível observar que de maneira geral ocorre incremento da fração de vazio com j_g para toda a faixa de j_l avaliada. A partir da Fig. 8.10 também pode-se concluir que ocorre incremento de α com o aumento de j_l , comportamento típico também observado por outros pesquisadores conforme descrito no Capítulo 4.

Com o objetivo de verificar a repetibilidade dos resultados, experimentos foram repetidos para condições similares. A Figura 8.13 ilustra comparações destes resultados obtidos com intervalo de cinco dias e conforme observa-se a partir desta figura os resultados experimentais se repetem.

Figura 8.12 – Resultados experimentais para fração de vazio superficial, determinado a partir de sistema óptico.

Figura 8.13 – Resultados experimentais para fração de vazio determinados a partir de sistema óptico com repetição (símbolos vazios e cheios para primeira e segunda campanha experimental, respectivamente).

A Figura 8.14 ilustra a variação da fração de vazio com a fração mássica de gás para distintas velocidades superficiais da fase líquida. A partir desta figura pode constata-se que ocorre incremento da fração de vazio superficial com o aumento da velocidade mássica, a qual para as condições ensaiadas é aproximadamente igual à $j_l \rho_l$ devido ao reduzido ρ_g .

Segundo a Fig. 8.14 nota-se também o incremento de α com x , e da taxa de variação de α com G . Ambos os comportamentos coincidem com os resultados da literatura discutidos no Capítulo 4.

A Tabela 8.4 apresenta os parâmetros estatísticos, parcela dos dados previstos com erro inferior a $\pm 30\%$, γ_{30} , e o erro absoluto médio ε definido pela Eq. (7.6), obtidos a partir da comparação entre os resultados experimentais e métodos de previsão da literatura para fração de vazio.

Figura 8.14 – Variação da fração de vazio com a fração mássica de gás para distintos j_l .

Tabela 8.4 – Comparação entre resultados experimentais e métodos de previsão para fração de vazio.

Método de previsão	ε [%]	γ_{30} [%]
Xu <i>et al.</i> (1998b)	36	42
Feenstra <i>et al.</i> (2000)	33	49
Delenne <i>et al.</i> (1995)	34	41
Schrage <i>et al.</i> (1988)	83	0,0
Dowlati <i>et al.</i> (1990)	29	50
Dowlati <i>et al.</i> (1992b)	30	53
Kondo e Nakajima (1980)	134	0
Modelo homogêneo	80	26

Segundo a Tab. 8.4, o método de Dowlati *et al.* (1992b) baseado no *Drift flux model*, apresenta maior parcela de resultados experimentais previstas com erros entre $\pm 30\%$, proporcionando γ_{30} igual a 53%. O método proposto anteriormente por este grupo de pesquisa, Dowlati *et al.* (1990) proporciona resultados similares. As melhores previsões proporcionadas por estes métodos se justifica com base no banco de dados utilizados pelos autores em seus desenvolvimentos. Estes autores obtiveram resultados para a fração de vazio superficial na região entre tubos durante escoamentos bifásicos de água e ar em banco de tubos com configuração similar à adotada no presente estudo. O método de Feenstra *et al.* (2000) também proporciona previsões razoáveis dos resultados experimentais, fato possivelmente relacionado ao banco de dados utilizado no desenvolvimento do seu método compreender resultados para fração de vazio superficial em banco de tubos com configurações similares às adotadas neste estudo, incluindo resultados para escoamentos água-ar.

O método de Kondo e Nakajima (1980) não é adequado para estimativa dos resultados experimentais obtidos a partir do presente estudo, e este comportamento pode ser justificado com base no banco de dados utilizado pelos autores para o desenvolvimento do método, que compreende somente resultados experimentais para j_l reduzidos ($G \leq 3,2 \text{ kg/m}^2\text{s}$).

A Figura 8.15 apresenta a parcela de dados previstos com erro inferior à $\pm 30\%$ para distintas faixas de condições experimentais de acordo com os métodos de previsão. Esta figura não inclui os métodos de Schrage *et al.* (1988), Kondo e Nakajima (1980) e Delenne *et al.* (1997) uma vez que não previram resultados experimentais com erro inferior a esta faixa. De uma maneira geral, conforme indicado na Fig. 8.15, os métodos proporcionam valores superiores de γ_{30} em velocidades mássicas superiores e frações de vazio reduzidas. Entretanto, o modelo homogêneo apresenta melhores resultados para frações de vazio e velocidades mássicas superiores.

As Figuras 8.16, 8.17 e 8.18 apresentam, para j_l respectivamente iguais a 0,146, 0,204 e 0,495 m/s, comparações entre as tendências experimentais e as estimativas de fração de vazio segundo distintos métodos. De maneira geral, conforme pode ser observado a partir destas figuras, ocorre decréscimo dos valores estimados com o incremento de j_l , comportamento relacionado à redução da fração mássica de gás, uma vez que para um j_g fixo o incremento de j_l implica na redução de x . Entretanto, para um x fixo ocorre o incremento de α com G conforme pode ser observado na Fig. 8.14. Em condições experimentais

caracterizadas por j_l reduzidos, os métodos de Xu *et al.* (1998b), Dowlati *et al.* (1992b) e Feenstra *et al.* (2000) apresentam melhores previsões dos resultados experimentais, enquanto que para j_l elevados os métodos de previsão subestimam os resultados. No caso do método de Kondo e Nakajima (1980) a fração de vazio é independente de j_l , variando apenas com j_g .

Figura 8.15 – Parcela de dados previstos com erro entre $\pm 30\%$ para distintas faixas de parâmetros experimentais.

Figura 8.16 – Comparação entre resultados experimentais e estimados para fração de vazio para $j_l = 0,146$ m/s.

Figura 8.17 – Comparação entre resultados experimentais e estimados para fração de vazio para $j_l = 0,204$ m/s.

Figura 8.18 – Comparação entre resultados experimentais e estimados para fração de vazio para $j_l = 0,495$ m/s.

8.3 Fração de vazio a partir do sensoriamento capacitivo

A adição de cloreto de sódio a água com o objetivo de incrementar a tensão superficial alterou também as propriedades elétricas do líquido, impossibilitando a comparação de resultados obtidos simultaneamente com os dispositivos óptico e capacitivo para determinação da fração de vazio, conforme já indicado anteriormente. Desta forma, a

utilização dos resultados obtidos através do sistema óptico como referência para o sensoriamento capacitivo foi impossibilitada.

Constatou-se que as configurações do sensoriamento capacitivo utilizando eletrodos de guarda para excitação, ilustradas na Figs. 6.36c e 6.36d, não apresentam sensibilidade em relação à mudança da fase gás para líquido. Desta forma não foram utilizadas durante a campanha experimental. Já as configurações representadas pelas Figs. 6.36a e 6.36b apresentaram elevada sensibilidade quanto à variação entre as fases para condições monofásicas, e também quanto a variações nas proporções entre as fases gás e líquido para condições bifásicas.

De forma análoga ao sistema óptico, avaliou-se a sensibilidade do sensoriamento capacitivo e a relação entre capacitância normalizada e fração de vazio estimada através do método gravimétrico para experimentos em condições de líquido estagnado na seção de testes e vazões reduzidas de ar escoando segundo bolhas discretas. Tal procedimento, já discutido na seção 8.2, considera desprezível a parcela friccional da perda de pressão para líquido estagnado e j_g reduzido. Assim, a partir da Eq. (7.11) é possível estimar a fração de vazio volumétrica considerando a perda de pressão total fornecida pelos transdutores diferenciais. Estes ensaios foram limitados a condições nas quais o gás é distribuído na forma de bolhas dispersas. Com o incremento da vazão de gás formavam-se bolhas amorfas com dimensões superiores ao espaçamento entre tubos, e para estas condições a mistura bifásica é dominada por efeitos gravitacionais da fase líquida, similar ao padrão agitante, inviabilizando este procedimento.

A Figura 8.19 apresenta os resultados experimentais para capacitância relativa e fração de vazio volumétrica para as seguintes configurações de eletrodos de guarda: (i) eletrodos aterrados; (ii) eletrodos com potencial similar ao do capacitor. A partir desta figura é possível concluir que as duas configurações apresentam elevada sensibilidade quanto à variação da proporção entre as fases para uma condição do ar distribuído segundo bolhas. Com o incremento da vazão de ar, bolhas maiores são formadas e o método gravimétrico não é adequado para a determinação da fração de vazio volumétrica, indicado pelos símbolos cheios na Fig. 8.19.

A regressão dos dados ilustrados na Fig. 8.19 assumindo relações lineares passando pela origem entre fração de vazio e capacitância relativa obtêm-se coeficientes iguais a 1,22 e 0,92, respectivamente para eletrodos de guarda aterrados e com potencial similar ao do

capacitor. Portanto para a segunda configuração, C^* é aproximadamente 90% de α_3 , similar aos resultados obtidos através do sensoriamento óptico. Neste ponto vale relembrar a discussão apresentada na seção 8.2, a qual indica que é esperada uma fração de vazio superficial ligeiramente inferior à volumétrica, devido à aceleração da fase gás na região entre tubos. Com base nesta discussão e nos resultados apresentados na Fig. 8.19 conclui-se que, para o padrão bolhas e para os eletrodos de guarda com potencial similar ao do capacitor, a fração de vazio superficial pode ser considerada como sendo igual a C^* .

Figura 8.19 – Resultados experimentais para capacitância normalizada para condição de líquido estagnado. Símbolos cheios correspondem a transição para agitante.

Vale ressaltar que a configuração com os eletrodos aterrados apresenta relação aproximadamente linear com coeficiente unitário entre C^* e α_3 para os cinco primeiros resultados, representados pelos símbolos vazios. Isto indica que esta configuração é apropriada para a determinação da fração de vazio volumétrica ao invés da fração de vazio superficial. De fato, conforme indicado pela Fig. 6.36a, espera-se que a configuração com os eletrodos de guarda aterrados seja sensível a variações do meio dielétrico externamente ao volume definido pelos dois eletrodos do capacitor, sendo assim fornece resultados mais próximos aos da fração de vazio volumétrica.

Ensaio iniciais também foram realizados buscando identificar a sensibilidade do sensoriamento capacitivo para os demais padrões de escoamentos. Estes testes foram efetuados para j_l igual a 0,020 m/s (menor valor proporcionado pelo aparato experimental). Optou-se por este valor, pois possibilita a obtenção de padrões bolhas, agitante, intermitente e anular em condições de vibrações reduzidas da seção de testes, portanto na ausência de riscos de danificação do sistema de sensoriamento. Os resultados obtidos encontram-se ilustrados na Fig. 8.20 para as duas configurações dos eletrodos de guarda. Segundo esta figura as duas configurações apresentam elevada sensibilidade à variação da proporção entre as fases, e a tendência de C^* se altera com a transição entre os padrões de escoamento.

Figura 8.20 – Variação da capacitância normalizada com j_g para $j_l = 0,020$ m/s, para duas configurações de eletrodos de guarda.

A partir da Fig. 8.20 observa-se também que ambas as configurações de eletrodos proporcionam C^* médias superiores a unidade para j_g superiores a 1,0 m/s, correspondente a padrões de escoamento descontínuos. Tal resultado parece inconsistente, uma vez que a capacitância experimental deve apresentar-se entre os valores para condições monofásicas. No entanto, especula-se que este comportamento está relacionado à passagem dos pistões de líquido, que possuem cargas elétricas. O deslocamento de cargas elétricas gera campo magnético, que é proporcional a magnitude da carga e à velocidade do deslocamento. Portanto, devido ao fato de que os pistões de líquido apresentam elevada velocidade, a magnitude do campo magnético é também elevada, o que afeta a leitura de capacitância através do sensor desenvolvido. Em condições de escoamento segundo padrões com o líquido

contínuo, o contato do fluido com as paredes da seção de testes promove o aterramento do mesmo, reduzindo assim a influência do campo magnético gerado pelo deslocamento das cargas. Já no caso de escoamentos nos quais o contato entre as porções de líquido e as paredes da seção de testes é prejudicado pela presença de grandes porções de ar, não há aterramento apropriado do líquido, e o escoamento pode apresentar cargas elétricas não nulas. Consequentemente os valores de capacitância indicados pelo sensoriamento não são apropriados para a determinação experimental da proporção entre as fases. Este comportamento é menos intenso para a configuração de eletrodos de guarda com potencial similar ao dos eletrodos do capacitor.

Conforme discutido na seção 6.13, tal comportamento também pode ser decorrente de características do escoamento, que para condições de padrões descontínuos o dielétrico assume valores sem correspondência com a fração entre as fases.

A Figura 8.21 ilustra a variação temporal da capacitância normalizada durante escoamento intermitente para as duas configurações de eletrodos de guarda (aterrados e com potencial similar ao dos eletrodos do capacitor). Conforme pode ser observado a partir desta figura, ocorrem oscilações da capacitância identificada pelo sensoriamento durante a passagem de pistões de líquido superiores à observada para escoamentos apenas da fase gasosa. Deve-se destacar que na literatura avaliada neste estudo envolvendo a determinação de parâmetros do escoamento bifásico através de sensoriamento capacitivo, não verificam-se discussões envolvendo valores de capacitância superiores aos obtidos para condições monofásicas.

Figura 8.21 – Variação temporal da capacitância normalizada durante escoamento intermitente para duas configurações de eletrodos de guarda, $j_l = 0,020$ m/s e $j_g = 4,35$ m/s.

Desta forma, devido à adequação do sistema para determinação da fração de vazio superficial, somada a oscilações inferiores decorrente da passagem de pistões de líquido,

conclui-se que a configuração com os eletrodos com o mesmo potencial dos eletrodos do capacitor é mais adequada para a análise do escoamento bifásico. Portanto tal configuração foi adotada no presente estudo.

A Figura 8.22 ilustra a variação da capacitância normalizada média com a velocidade superficial da fase gás para distintas velocidades superficiais da fase líquida. Conforme ilustrado nesta figura, para j_g reduzidos e intermediários ocorre aumento de C^* médio com o incremento de j_g , indicando aumento de α com j_g . Estes resultados encontram-se em tabelas no Apêndice F.2.

Em condições de padrão anular, correspondendo a j_g elevados, verificou-se redução do C^* médio com a elevação de j_g . Esta redução da capacitância relativa decorre da resposta do sistema para padrões de escoamentos descontínuos ser superior a unidade devido ao deslocamento de cargas elétricas a elevada velocidade, que implicam em geração de campos magnéticos. No caso do padrão anular, a presença de fatores relacionados a campos magnéticos decresce, verificando-se a redução da frequência e da amplitude das oscilações, e consequentemente do valor de C^* médio. A Figura 8.23 apresenta a variação temporal da capacitância normalizada para j_l igual a 0,020 m/s e j_g igual a 4,8 e 10,0 m/s, correspondentes a padrões de escoamento intermitente e anular, respectivamente. Conforme pode ser observado a partir desta figura, embora a resposta do sistema para o padrão anular apresente valores de C^* superiores à unidade, parcela significativa dos resultados encontram-se entre 0 e 1. Já para o padrão intermitente parcela significativa dos resultados apresenta valores superiores à unidade.

Figura 8.22 – Variação de C^* médio com j_g para distintos valores de j_l .

Figura 8.23 – Variação temporal de C^* para $j_l = 0,020$ m/s.

A Figura 8.24 ilustra a variação de C^* com a fração mássica de gás para distintos valores de j_l . A partir desta figura observa-se que para condições experimentais correspondentes a escoamentos segundo padrões bolhas e agitante há incremento de C^* com a fração mássica de gás e com G , uma vez que o fluxo mássico da mistura é função basicamente de j_l . Tal comportamento é esperado, pois conforme indicado no Capítulo 4 há incremento de α com G e com x . Esta figura também apresenta as transições entre padrões de escoamento segundo método descrito na seção 9.1, assumindo j_l igual a 0,020 m/s.

Figura 8.24 – Variação de C^* com x para distintos valores de j_l .

Conforme discutido, pode-se considerar a fração de vazio superficial como sendo igual a C^* para o padrão bolhas, uma vez que a capacitância normalizada média é ligeiramente inferior à α_3 . Desta forma, adotando-se uma relação linear entre C^* e fração de vazio instantânea, α é igual à média temporal de C^* . Portanto neste estudo será considerado que α é igual a C^* para o padrão bolhas.

Adotando-se o método para previsão de padrões de escoamento proposto neste estudo, descrito na seção 9.1, constata-se que do total de 1456 resultados experimentais com sensoriamento capacitivo, 837 correspondem ao padrão bolhas. Isto permite concluir que o sensoriamento capacitivo é adequado para identificação de α para parcela significativa dos dados experimentais levantados no presente estudo. Desta forma, a análise a seguir contempla somente resultados para o padrão bolhas.

As Figuras 8.25 e 8.26 apresentam para j_l fixos a variação da fração de vazio com j_g e x , respectivamente. A partir destas figuras é possível verificar que há incremento de α com j_g e x , e a análise da Fig. 8.26 revela o incremento da fração de vazio com a elevação de j_l para um título de vapor fixo. Ambos os comportamentos são esperados e indicados na literatura conforme discutido no Capítulo 4. Em condições de j_l reduzidos e intermediários observa-se

na Fig. 8.26 inflexões das curvas de α vs. x . Tal comportamento corresponde à transição de escoamento segundo bolhas para bolhas grandes.

Figura 8.25 – Variação de α com j_g para distintos valores de j_l .

Figura 8.26 – Variação de α com x para distintos valores de j_l .

Em condições de escoamento com j_l superiores a 0,8 m/s verifica-se o padrão bolhas para toda a faixa de j_g , conforme apresentado na seção 8.1, e para estas condições obteve-se valores de α próximos à unidade. Destaca-se o fato da capacitância normalizada para líquido

quiescente ser inferior a 0,3, conforme indicado na Fig. 8.17, sendo tal valor limitado devido ao aumento do tamanho das bolhas e domínio de efeitos gravitacionais da fase líquida. Assim, a extrapolação linear para valores superiores da relação entre C^* e α pode implicar em desvios elevados.

A Figura 8.27 ilustra as distribuições das condições experimentais para os experimentos realizados com sensoriamento capacitivo, aplicadas para a determinação de fração de vazio. Conforme pode ser observado nesta figura, os resultados concentram-se para valores de α intermediários e reduzidos de G , j_g e x , decorrente da restrição de escoamento segundo padrão bolhas.

Figura 8.27 – Distribuição das condições experimentais para resultados de α .

Os resultados experimentais para α obtidos a partir do sensoriamento capacitivo foram comparados com as estimativas segundo métodos disponíveis na literatura. A Tabela 8.5 apresenta os resultados desta análise segundo os seguintes parâmetros estatísticos: erro absoluto médio ε ; e parcela de resultados previstos com erros relativos inferiores a ± 10 , 20 e 30%, respectivamente γ_{10} , γ_{20} e γ_{30} . Conforme pode ser observado a partir desta tabela, as estimativas segundo o modelo homogêneo e as metodologias propostas por Schrage *et al.*

(1988), Delenne *et al.* (1997), Dowlati *et al.* (1992b) e Kondo e Nakajima (1980) apresentam desvios elevados em relação os resultados experimentais.

Em condições de escoamento segundo o padrão bolhas e velocidades reduzidas da fase líquida o modelo homogêneo é inapropriado, uma vez que considera deslizamento nulo entre as fases. Durante o escoamento vertical ascendente a fase gasosa apresenta velocidade superior à líquida. Além disso em escoamento segundo bolhas o deslizamento devido ao empuxo torna-se relevante. Kondo e Nakajima (1980) obtiveram dados apenas para j_l reduzidos, conforme indicado na Tab. 4.1, correspondendo a valores inferiores aos adotadas no presente estudo.

Tabela 8.5 – Análise da comparação entre os resultados experimentais para α com métodos de previsão.

Método	ε [%]	γ_{10} [%]	γ_{20} [%]	γ_{30} [%]
Xu <i>et al.</i> (1998b)	33	29	54	69
Feenstra <i>et al.</i> (2000)	37	16	34	50
Delenne <i>et al.</i> (1997)	81	8	19	24
Schrage <i>et al.</i> (1988)	55	1	2	6
Dowlati <i>et al.</i> (1990)	43	29	51	70
Dowlati <i>et al.</i> (1992b)	51	7	18	36
Kondo e Nakajima (1980)	210	0	0	1
Modelo homogêneo	155	8	16	20

O método baseado no *Drift Flux Model* proposto por Dowlati *et al.* (1992b) proporciona previsões insatisfatórias dos resultados experimentais. Surpreende tal resultado, uma vez que o banco de dados utilizado por Dowlati *et al.* (1992b) conta com resultados para escoamentos e configuração geométrica similares aos adotados no presente estudo. Vale lembrar que este método prevê razoavelmente os resultados obtidos a partir do sensoramento óptico.

O banco de dados utilizado para o desenvolvimento do método proposto por Schrage *et al.* (1988) para estimativa da fração de vazio considera dados para tubos verticalmente alinhados, com diâmetro de 7,9 mm e condições experimentais similares, conforme descrito na seção 4.2. Neste caso as diferenças entre os resultados experimentais e as estimativas podem ser atribuídas às configurações geométricas distintas, assim como pelo fato dos autores terem levantado dados para fração de vazio volumétrica.

Os métodos propostos por Dowlati *et al.* (1990) e Feenstra *et al.* (2000) para fração de vazio superficial, e Xu *et al.* (1998b) para fração de vazio volumétrica, preveem satisfatoriamente os resultados experimentais do presente estudo para α . Configurações geométricas ou condições experimentais utilizados na elaboração destes métodos similares às do presente estudo estão relacionados a tal resultado.

A Figura 8.28 ilustra a distribuição de γ_{30} para distintas faixas de α e G , indicando que o método de Dowlati *et al.* (1990) proporciona resultados igualmente razoáveis para valores de α superiores a 0,2. Os métodos de Xu *et al.* (1998b) e Feenstra *et al.* (2000) proporcionam desvios inferiores para α intermediários, preveem aproximadamente 50% dos resultados com erro entre $\pm 30\%$ para fluxos mássicos superiores a 200 kg/m²s.

Figura 8.28 – Distribuição de γ_{30} para distintas faixas de α e G .

A Figura 8.29 ilustra a variação de α com j_g distintos valores de j_l , segundo os resultados experimentais e os métodos de previsão da literatura. Conforme pode ser observado a partir desta figura, os métodos propostos por Xu *et al.* (1998b) e Dowlati *et al.* (1990) capturam razoavelmente a tendência da fração de vazio para j_l reduzidos, entretanto nenhum dos métodos de previsão se mostra adequado para j_l elevados.

Figura 8.29 – Variação de valores de α experimentais e estimados com j_g .

Vale destacar que devido às dificuldades de desenvolvimento e implementação do sensoriamento, somado à ausência de uma referência para a fração de vazio superficial, os erros esperados para α são significativos. Entretanto, a ausência de valores de referência impossibilita a estimativa do erro experimental para os resultados de α .

8.4 Perda de pressão durante escoamento monofásico

Efetua-se ensaios em condições monofásicas para escoamentos de água e ar visando validar o aparato experimental para o levantamento de resultados para perda de pressão em condições de escoamentos bifásicos. Os experimentos também têm como objetivo a determinação da metodologia mais apropriada para ser utilizada no desenvolvimento do método de previsão de perda de pressão durante escoamentos bifásicos, descrito na seção 5.1.

A Figura 8.30 ilustra resultados experimentais para a variação com o número de Reynolds do fator de atrito, para escoamentos monofásicos de água. Esta figura apresenta resultados experimentais obtidos para tomadas de pressão instaladas entre 7, 11 e 14 camadas de tubos n (entre a décima primeira e a décima oitava, entre a sétima e décima oitava

camadas, e entre a quarta e décima oitava camadas, respectivamente). Realizou-se tal procedimento com o objetivo de verificar a repetibilidade dos resultados e a condição de escoamento desenvolvido entre os locais de tomadas de pressão. Na Figura 8.30 também são apresentadas as estimativas segundo metodologias de Idel'Chik (1966), Zukauskas e Ulinskas (1983), ESDU (2007) e Gaddis (2010) para condições experimentais similares.

A partir da Fig. 8.30 conclui-se que os resultados experimentais para as três configurações apresentam tendências e valores próximos. Desvios mais acentuados ocorrem para valores de número de Reynolds e perda de pressão reduzidos. Para estas condições, a incerteza da medição da perda de pressão é superior, conforme indicada pelas barras de incertezas apresentadas na figura.

Figura 8.30 – Fator de atrito para escoamento monofásico de água.

A Figura 8.31 apresenta a comparação entre os resultados experimentais e as estimativas segundo as metodologias de Idel'Chik (1966), Zukauskas e Ulinskas (1983), ESDU (2007) e Gaddis (2010), indicando coerência entre os resultados experimentais e as estimativas segundo metodologias disponíveis na literatura.

A metodologia de Zukauskas e Ulinskas (1983) mostrou-se a mais adequada para escoamento de água, prevendo 87% dos resultados com desvio absoluto relativo inferior a 30%. As metodologias de Idel'Chik (1966) e ESDU (2007) também forneceram previsões

razoáveis obtendo 70 e 63% dos dados com a mesma faixa de erro, respectivamente. Já a metodologia de Gaddis (2010) prevê apenas 33% dos dados com erro entre $\pm 30\%$.

Figura 8.31 – Comparação entre fator de atrito estimado e experimental para escoamento monofásico de água, para tomadas de pressão entre 11 camadas de tubos.

Neste ponto, vale destacar que as metodologias de previsão apresentam desvios significativos entre si, conforme indicado na seção 5.1. Nela ressalta-se o fato dos métodos de previsão apresentarem diferenças entre si para uma mesma condição experimental superiores a 80%.

A Figura 8.32 ilustra comparações entre resultados experimentais e estimativas segundo métodos de previsão para perda de pressão durante escoamento monofásico de ar. Neste caso, com base nos resultados obtidos para o escoamento de água, considerou-se que o escoamento encontra-se completamente desenvolvido após a quarta camada a partir da seção de entrada, e obtiveram-se resultados apenas para tomadas de pressão instaladas entre 11 camadas de tubos.

A partir da Fig. 8.32 verifica-se que os resultados experimentais apresentam valores próximos as estimativas fornecidas pelos métodos da literatura. Diferentemente dos dados obtidos para escoamento monofásico de água, o método de Idel'Chik (1966) apresentou melhores previsões dos resultados experimentais, prevendo 79% dos resultados com desvios entre $\pm 30\%$. A metodologia de Zukauskas e Ulinskas (1983), ESDU (2007) e Gaddis (2010) apresentaram respectivamente 53, 37 e 21% de suas previsões dentro de uma faixa de erros similar. Vale destacar que a incerteza na medição da perda de pressão é significativamente

superior para a perda de pressão do ar, uma vez que o valor total da diferença de pressão é inferior ao da água.

Figura 8.32 – Fator de atrito para escoamento monofásico de ar.

Com base nos resultados apresentados nesta seção, pode-se concluir que o aparato experimental e a instrumentação utilizada no presente estudo são adequados para a realização de experimentos visando a determinação da perda de pressão durante escoamentos monofásicos e bifásicos. Além disso, conclui-se que a partir da quarta camada o escoamento monofásico encontra-se completamente desenvolvido.

Os resultados experimentais para escoamentos monofásicos são apresentados em forma de tabelas no apêndice F.1.

8.5 Perda de pressão durante escoamentos bifásicos

Nesta seção são apresentados os resultados experimentais de perda de pressão durante escoamentos bifásicos. Os procedimentos experimentais e de redução de dados encontram-se descritos na seção 7.6.

Ensaios foram realizados para velocidades superficiais da fase líquida entre 0,020 e 1,500 m/s, e da fase gás entre 0,13 e 10,00 m/s. Tais valores estão relacionados às limitações de projeto do aparato experimental, conforme descrito no Capítulo 7.

Conforme descrito na seção 7.6, inicialmente fixava-se a velocidade superficial da fase líquida, e incrementava-se a velocidade superficial da gasosa até condições experimentais correspondentes a variação no valor de pressão entre vale e pico superiores a 10 e 6 kPa, para tomadas de pressão posicionadas entre 11 e 7 camadas, respectivamente. Foram levantados 2909 resultados experimentais para perda de pressão durante escoamentos bifásicos, sendo 1457 e 1452 para tomadas de pressão posicionadas entre 7 e 11 camadas, respectivamente.

A Figura 8.33 ilustra a distribuição dos resultados segundo os distintos parâmetros experimentais. De acordo com esta figura, parcela significativa dos resultados correspondem a condições caracterizadas por fluxos mássicos, títulos de vapor e velocidades superficiais da fase gasosa reduzidas. Neste ponto vale destacar que a fração mássica da fase gasosa para as condições experimentais é significativamente reduzida, devido principalmente ao elevado volume específico do ar. Conforme discutido na seção anterior, a maior parcela dos resultados experimentais foi obtida para escoamento segundo padrão bolhas.

A partir da Fig. 8.33 também se constata que predominam resultados para condições com perdas de pressão total e friccional inferiores a 0,4 e 0,2 kPa por camada, respectivamente. Também observa-se que a distribuição dos resultados para perda de pressão total apresenta um pico para valores próximos a 0,3 kPa por camada, enquanto que os resultados para a parcela friccional concentram-se em valores inferiores a 0,20 kPa. Tal fato decorre da parcela gravitacional da perda de pressão, que quando somada a friccional desloca o pico para valores mais elevados.

Determina-se a parcela friccional da perda de pressão a partir da perda de pressão total medida e da parcela gravitacional, estimada através da fração de vazio. Desta forma os resultados obtidos com o sensoramento capacitivo e padrão bolhas, descritos na seção 8.3, foram utilizados para a especificação da fração de vazio. Já para condições experimentais distintas, a fração de vazio foi estimada através da metodologia proposta neste estudo e descrita na seção 9.2.

A Figura 8.34 ilustra a variação da perda de pressão total por camada de tubo com a velocidade superficial da fase gás para distintas velocidades da fase líquida, com as tomadas de pressão instaladas após a sétima e a décima oitava camadas. Os resultados são apresentados em forma tabular no apêndice F.2.

Figura 8.33 – Distribuição dos resultados experimentais.

Os ensaios para condições bifásicas foram repetidos para tomadas de pressão posicionadas entre a décima primeira e a décima oitava camadas, e resultados similares foram encontrados, conforme ilustrado na Fig. 8.35. Isto permite concluir que o escoamento bifásico já se encontra desenvolvido a partir da sétima camada de tubos, contada a partir da seção de entrada do banco de tubos. Conforme discutido na seção 4.2, Kondo e Nakajima (1980) verificaram escoamento desenvolvido a partir da décima primeira camada de tubos para condições bifásicas em um banco de tubos com configuração similar à adotada neste estudo para escoamentos com velocidades reduzidas. Portanto conclui-se a partir dos resultados experimentais que o escoamento encontra-se desenvolvido após a sétima camada de tubos contada a partir da seção de entrada.

Figura 8.34 – Variação da perda de pressão total com a velocidade de gás para distintas velocidades da fase líquida, e tomadas de pressão instaladas após a sétima e a décima oitava camadas. As linhas correspondem a distintos conjuntos de j_l .

Figura 8.35 – Comparação entre perda de pressão total por camadas durante escoamentos bifásicos para tomadas de pressão entre 11 e 7 camadas (símbolos vazios e cheios, respectivamente).

Em condições de j_l reduzidos, correspondente às curvas inferiores na Fig. 8.34, a perda de pressão total decresce com o incremento de j_g . Isto se deve ao fato de Δp_g ser dominante sobre Δp_{total} para j_l reduzidos. Com o incremento de α devido ao aumento de j_g , a perda de pressão total decresce, e para estas condições o incremento de Δp_f devido ao aumento da velocidade do escoamento é inferior a redução da parcela gravitacional resultando no comportamento observado. Já para condições de velocidades superficiais elevadas da fase líquida, correspondente a j_l superiores a 0,25 m/s, a parcela friccional da perda de pressão é

superior à gravitacional, portanto o incremento da parcela friccional decorrente do incremento da velocidade do escoamento é superior à redução da parcela gravitacional, resultando no aumento da perda de pressão total. A partir da Fig. 8.34 também se verifica que para condições de j_l reduzidos há uma inflexão na curva de perda de pressão total para valores de j_g próximos de 0,8 m/s, que corresponde à transição entre o padrão de escoamento bolhas e agitante, conforme observado na Fig. 8.6.

As Figuras 8.36 e 8.37 ilustram a variação da parcela friccional da perda de pressão com a variação de j_g e x , respectivamente, para distintos valores de j_l . Conforme pode ser observado a partir destas figuras, ocorre o incremento de Δp_f com o aumento de j_g e j_l conforme esperado. Nestas figuras nota-se dados dispersos com ausência de tendência clara em j_l e j_g reduzidos. Para estas condições, a parcela gravitacional da perda de pressão pode corresponder a mais de 98% da perda de pressão total, portanto erros na estimativa da fração de vazio implicam em desvios significativos na estimativa da parcela friccional da perda de pressão. Adicionalmente, para estas condições a incerteza experimental tem a mesma ordem de grandeza da perda de pressão.

Figura 8.36 – Variação da perda de $\Delta p_f / n$ com j_g para j_l distintos.

A partir da Fig. 8.36 constata-se que para j_g intermediários e j_l reduzidos e intermediários há uma inflexão na curva de Δp_f . Conforme discutido na seção 8.1 para esta condição ocorre transição do padrão bolhas para agitante. Segundo a Fig. 8.6, para

velocidades elevadas da fase líquida não há transição para intermitente, consequentemente a curva de perda de pressão não apresenta inflexão, conforme ilustrado na Fig. 8.36.

Figura 8.37 – Variação da perda de $\Delta p_f / n$ com x para j_l distintos.

As Figuras 8.38 e 8.39 ilustram a variação do multiplicador bifásico ϕ_l^2 com j_g^* e x respectivamente. A partir destas figuras constata-se incremento de ϕ_l^2 com a velocidade e a fração mássica de gás, e decréscimo com o incremento de j_l . De fato, o incremento da velocidade de gás para uma velocidade de líquido fixa implica em incremento da fração de gás x e da velocidade da mistura, com consequente incremento do multiplicador bifásico. Adicionalmente, com o incremento da velocidade de líquido espera-se predominância de efeitos inerciais da fase líquida sobre o escoamento, portanto as tendências experimentais para perda de pressão tendem a ser similares ao do escoamento monofásico do líquido. Tal comportamento pode ser verificado a partir das Figs. 8.38 e 8.39 que indicam valores de ϕ_l^2 próximos a unidade para j_l elevados e j_g e x reduzidos. Em condições de j_l reduzidos os valores de ϕ_l^2 são bastante elevados, sendo superiores a 100; tais resultados indicam elevada contribuição da fase gás no escoamento da mistura.

Figura 8.38 – Variação de ϕ_l^2 com j_g^* .

Figura 8.39 – Variação de ϕ_l^2 com x .

A Figura 8.40 ilustra a variação da parcela gravitacional da perda de pressão em relação à perda de pressão total. Nesta figura nota-se a redução da contribuição da parcela gravitacional em relação a perda de pressão total com o incremento de j_g e j_l . Conforme indicado por Kondo e Nakajima (1980) e mencionado anteriormente, para velocidades superficiais da fase líquida reduzidas, a parcela gravitacional da perda de pressão predomina.

Figura 8.40 – Parcela gravitacional na perda de pressão total.

Os resultados experimentais para a parcela friccional da perda de pressão foram comparados com métodos de previsão disponíveis na literatura, os resultados desta análise são apresentados na Tab. 8.6. Conforme pode ser observado a partir desta tabela, os métodos de previsão avaliados apresentam desvios acentuados em relação aos resultados experimentais, com menos de 25% das previsões com desvios inferiores a $\pm 30\%$ e com erro absoluto médio superior a 50%. Este resultado pode ser atribuído ao fato de que parcela significativa dos resultados experimentais envolvem perdas de pressão reduzidas, portanto estimativas com erros da ordem de dezenas de Pascal correspondem a elevados desvios percentuais. Vale destacar também que as estimativas segundo os métodos apresentam elevados desvios entre si, conforme discutido no Capítulo 5. Tal resultado indica a não generalidade destes métodos.

Tabela 8.6 – Comparação entre resultados experimentais e estimados para perda de pressão friccional.

Método	ε [%]	γ_{30} [%]	γ_{20} [%]	γ_{10} [%]
Diehl (1957)	62,1	21,2	13,0	5,9
Dowlati <i>et al.</i> (1990)	71,8	11,0	7,5	3,7
Grant e Chisholm (1979)	51,1	24,4	12,2	5,7
Ishihara <i>et al.</i> (1980)	1980,6	10,7	7,4	3,6
Schrage <i>et al.</i> (1988)	74,0	11,0	7,6	3,7
Xu <i>et al.</i> (1998b)	76,0	10,2	6,5	3,3
Modelo homogêneo	54,5	19,3	10,9	4,8

A Figura 8.41 ilustra a distribuição dos resultados experimentais previstos com erro inferior a $\pm 30\%$ para métodos de previsão da literatura de acordo com distintas faixas de G e j_g e os padrões de escoamento. Conforme pode ser observado a partir desta figura, a metodologia de Diehl (1957) apresenta melhores previsões para condições de escoamentos com fluxos mássicos intermediários, enquanto que os demais métodos fornecem previsões razoáveis somente para fluxos mássicos elevados. Além disso, nota-se que o método proposto por Dowlati *et al.* (1990) não prevê satisfatoriamente os resultados para escoamentos descontínuos. Os métodos de Ishihara *et al.* (1980), Dowlati *et al.* (1990), Schrage *et al.* (1988) e Xu *et al.* (1998b) são baseados na abordagem de Chisholm (1967), que adota o parâmetro de Martinelli X_{tt} para estimativa do multiplicador bifásico. O parâmetro de Martinelli é representativo para escoamentos dominados por efeitos inerciais, portanto é possível especular que a melhor previsão dos resultados experimentais para G elevados pode relaciona-se a este fato.

O modelo homogêneo prevê melhor os resultados experimentais para padrão bolhas e G elevados. Tal resultado é razoável, pois a turbulência do escoamento promove a homogeneização da mistura, sendo assim melhor representada por este modelo.

Figura 8.41 – Distribuição de γ_{30} para distintas faixas de G e j_g e distintos padrões de escoamento.

De maneira geral, somente o modelo homogêneo e a metodologia de Grant e Chisholm (1979) apresentam previsões razoáveis para condições experimentais com j_g elevados. As Figuras 8.42 a 8.45 ilustram a comparação entre os resultados experimentais e as estimativas para Δp_f . Conforme pode ser observado a partir destas figuras, as tendências dos resultados experimentais são satisfatoriamente representadas somente para condições de j_l intermediários pelos métodos de previsão de Grant e Chisholm (1979) e Diehl (1957), e pelo modelo homogêneo. Deve ser salientado que a metodologia de Diehl (1957) foi desenvolvida a partir de resultados experimentais para escoamentos cruzados descendentes, no entanto surpreendentemente mostra-se adequada também para escoamentos ascendentes avaliados no presente estudo.

Figura 8.42 – Comparação entre resultados experimentais e estimados para Δp_f , $j_l = 0,020$ m/s.

Figura 8.43 – Comparação entre resultados experimentais e estimados para Δp_f , $j_l = 0,183$ m/s.

Figura 8.44 – Comparação entre resultados experimentais e estimados para Δp_f , $j_l = 0,553$ m/s.

Figura 8.45 – Comparação entre resultados experimentais e estimados para Δp_f , $j_l = 1,500$ m/s.

Foram avaliadas as estimativas de Δp_{total} considerando α e Δp_f previstos segundo métodos desenvolvidos pelo mesmo grupo de pesquisa, correspondentes a Schrage *et al.* (1988), Dowlati *et al.* (1990) e Xu *et al.* (1998b). Entretanto as estimativas de Δp_{total} , considerando a combinação de ambos os métodos propostos por um mesmo grupo de pesquisa, proporcionou desvios superiores se comparadas com as previsões de Δp_{total} considerando resultados experimentais para α e estimados para Δp_f .

Portanto com base na discussão e comparações apresentadas conclui-se que os métodos de previsão avaliados não proporcionaram estimativas razoáveis dos resultados para a parcela friccional de perda de pressão levantados no presente estudo.

9 MÉTODOS DE PREVISÃO

Este capítulo descreve os métodos propostos neste estudo para previsão de padrões de escoamento, fração de vazio e perda de pressão durante escoamentos bifásicos. Estes métodos se baseiam nos resultados experimentais descritos no Capítulo 8, e comportamento indicados na literatura.

Os métodos são descritos nos subitens seguintes.

9.1 Padrões de escoamento

Conforme indicado na seção 8.1, identificou-se subjetivamente os padrões de escoamento através de observações visuais auxiliadas por vídeos e imagens do escoamento e objetivamente através dos métodos de agrupamento *k-means* e *c-means*. O método *c-means* proporcionou identificações consideradas inadequadas para os padrões de escoamento, uma vez que os padrões identificados não caracterizam tendências distintas para perda de pressão e fração de vazio.

Vale ainda ressaltar, segundo indicado por Noghrehkar *et al.* (1999), o fato da identificação de padrões de escoamento através apenas de métodos subjetivos resultar em padrões distintos dos identificados por métodos objetivos, sendo que estas diferenças se intensificam para o caso de escoamentos através de banco de tubos. Portanto, optou-se neste estudo pelo desenvolvimento de critérios de previsão das transições entre padrões de escoamento baseados em resultados experimentais obtidos a partir de identificação objetiva dos padrões utilizando o método *k-means*. A Figura 9.1 ilustra o mapa de padrões caracterizado objetivamente através do método *k-means*, destacando as curvas de transição e os padrões correspondentes a cada dado experimental.

Os padrões indicados na Fig. 9.1 foram definidos e caracterizados mediante comparação com resultado identificado subjetivamente, conforme análise detalhada na seção 8.1. Assumiu-se para o desenvolvimento do método de previsão os padrões bolhas dispersas como bolhas, e intermitente severo como intermitente.

Figura 9.1 – Padrões de escoamento identificado objetivamente através do método *k-means* e as curvas de transição entre padrões.

Assim, com base no mapa ilustrado na Fig. 9.1 e comportamentos observados na literatura definiram-se critérios de transição entre padrões de escoamento, baseados em parâmetros adimensionais que incluem propriedades dos fluidos, parâmetros do escoamento e geometria do banco de tubos.

As relações para caracterização das transições foram obtidas a partir de regressão numérica, em sua maioria adotando método dos mínimos quadrados.

Transição a partir do padrão bolhas:

O padrão bolhas ocorre devido à reduzida vazão de gás, injetado de maneira dispersa como bolhas, e a efeitos de turbulência da fase líquida. Portanto definiu-se a transição a partir do padrão bolhas através da velocidade superficial da mistura adimensionalizada j_g^* , incluindo efeitos gravitacionais, e o número de Reynolds da fase líquida definidos segundo as seguintes relações:

$$j_g^* = \frac{j_g}{\sqrt{gd \frac{(\rho_l - \rho_g)}{\rho_g}}} \quad (9.1)$$

$$Re_l = \frac{\rho_l j_l d}{\mu_l} \quad (9.2)$$

A transição a partir do padrão bolhas ocorre para valores de j_g aproximadamente constantes para j_l inferiores a 0,5 m/s. Nestas condições, o valor de j_g^* é próximo a 0,067. Atribui-se tal comportamento a efeitos de turbulência da fase líquida reduzidos, fazendo com que a transição para o padrão agitante dependa apenas da coalescência de bolhas de diâmetros reduzidos para formação de bolhas maiores, portanto dependendo basicamente da fração da fase gasosa.

Conforme indicado por Kondo e Nakajima (1980), a fração de vazio depende basicamente da vazão da fase gasosa para j_l reduzidos. Consequentemente, espera-se que os padrões de escoamento nestas condições sejam também funções principalmente de j_g . Tal afirmação é corroborada pelas observações do escoamento levantadas neste estudo. Kondo e Nakajima (1980) também indicam que com o incremento de τ em condições de j_l reduzidos, a velocidade superficial da fase gasosa correspondente à transição entre os padrões bolhas e descontínuos se reduz. Portanto, com o objetivo de contemplar a influência da alteração do valor de τ para esta condição de escoamento, propõem-se uma relação para j_g^* dada por $0,017/(\tau-1)$, que para o banco de tubos utilizado neste estudo corresponde a $j_g^*=0,067$.

Com a elevação de j_l a partir de um determinado valor, efeitos de turbulência da fase líquida promovem o rompimento de bolhas maiores e impedem a coalescência das menores. Assim é possível especular que em tais condições a transição para o padrão bolhas dependa de um balanço entre efeitos relacionado à vazão de gás e inerciais da fase líquida. Desta forma, definiu-se para velocidades da fase líquida elevadas a transição a partir do padrão bolhas como uma relação entre a velocidade superficial da fase gás adimensionalizada e o número de Reynolds da fase líquida Re_l , dada como:

$$j_g^* = 2,8 \cdot 10^{-2} e^{Re_l/10000} \quad (9.3)$$

Em condições de j_l elevados e utilizando banco de tubos com τ igual a 1,47, Nogrehkar *et al.* (1999) identificaram a transição para o padrão bolhas para j_l superiores a 1,0 m/s, similar ao verificado no presente estudo. Portanto conclui-se que em tais condições a razão entre passo transversal e diâmetro tem influência desprezível nesta transição.

Com o objetivo de obter uma única relação para a transição a partir do padrão bolhas, obteve-se a seguinte equação utilizando procedimento proposto por Churchill (2000):

$$j_g^* = \left[\left(\frac{0,017}{\tau - 1} \right)^n + \left(2,8 \cdot 10^{-2} e^{\text{Re}_l/10000} \right)^n \right]^{1/n} \quad (9.4)$$

com n igual a 6, determinado a partir dos resultados experimentais.

Assim, o padrão bolhas ocorre para velocidades superficiais da fase gasosa inferiores à estimada segundo a Eq. (9.4). A relação proposta para a estimativa da transição para o padrão de escoamento bolhas indica a ocorrência deste padrão para valores de j_l superiores aos previstos pelos métodos de Ulbrich e Mewes (1994), Grant e Chisholm (1979) e Xu *et al.* (1998b). Conforme discutido na seção 8.1 e destacado por Noghrehkar *et al.* (1999), o método de agrupamento de dados *k-means* indica o padrão bolhas para j_l superiores às estimativas segundo os métodos de Ulbrich e Mewes (1994), Grant e Chisholm (1979) e Xu *et al.* (1998b). Deve ser destacado que a classificação dos padrões de escoamento a partir de método objetivos que contemplam características do escoamento que afetam o projeto do trocador de calor, como perda de pressão e fração de vazio, é mais adequada do que a caracterização baseada apenas na topologia das fases julgadas por um observador.

Transição para escoamento intermitente

Segundo a Fig. 9.1 a transição entre os padrões de escoamento agitante e intermitente apresenta tendências distintas, correspondente às transições entre C e D, e C e F na Fig. 8.4.

O padrão agitante caracteriza-se pela presença de efeitos gravitacionais responsáveis pelo escoamento da fase líquida em sentido descendente durante períodos reduzidos. Em escoamentos bifásicos caracterizados pela competição entre forças gravitacionais e inerciais, considera-se geralmente o número de Froude com o objetivo de capturar tais efeitos. Desta forma, no presente estudo adota-se o número de Froude da mistura bifásica dado pela seguinte relação:

$$Fr = \frac{G^2}{g(\rho_l - \rho_g)^2 d} \quad (9.5)$$

No caso de velocidades superficiais da fase líquida inferiores a 0,1 m/s, a transição do padrão agitante para o intermitente decorre da predominância de efeitos inerciais da fase gás.

Assim, definiu-se a transição para esta condição como o balanço entre estes dois efeitos (gravitacionais da mistura e inerciais da fase gás), conforme a seguinte relação ajustada com base nos resultados experimentais:

$$j_g^* = \left(\frac{Fr}{5461} \right)^{1/11,9} \quad (9.6)$$

Já para condições de j_l intermediários e elevados, a transição entre agitante e intermitente é caracterizada pela competição entre efeitos inerciais das duas fases e efeitos gravitacionais da mistura. Com base nos resultados experimentais, obteve-se a seguinte relação para a transição entre estes padrões de escoamento:

$$j_g^* = \left[\frac{54Fr}{(\text{Re}_l/1000)^{2,1}} \left(\frac{d}{d_0} \right)^{10/3} \right]^{1/0,24} \quad (9.7)$$

Nesta equação adicionou-se o termo $(d/d_0)^{10/3}$, com d_0 igual a 19,05 mm (3/4”), de forma a compensar o efeito do diâmetro no denominador com expoente próximo a 12. Não foi possível mensurar o efeito do diâmetro na transição pois o único estudo que indicou o padrão agitante foi Xu *et al.* (1998b), entretanto para banco de tubos com configuração quadrada normal.

Com o objetivo de obter uma única relação para a transição do padrão agitante para o intermitente, as Eqs. (9.6) e (9.7) foram combinadas segundo recomendação de Churchill (2000), resultando na seguinte equação:

$$j_g^* = \left\{ \left(\frac{Fr}{5461} \right)^{-n/11,9} + \left(\frac{54Fr}{(\text{Re}_l/1000)^{2,1}} \left(\frac{d}{d_0} \right)^{10/3} \right)^{-n/0,24} \right\}^{-1/n} \quad (9.8)$$

com n igual a 6. Segundo o critério proposto, o padrão intermitente se verifica para j_g^* superiores ao estimado através da Eq. (9.8).

Transição para padrão de escoamento anular:

O escoamento segundo o padrão anular caracteriza-se pela predominância de efeitos inerciais da fase gasosa sobre os efeitos de empuxo. Verificou-se a partir da análise dos dados experimentais obtidos durante este estudo, e dos resultados de Nogrehkar *et al.* (1999),

Ulbrich e Mewes (1994), Xu *et al.* (1998b) e Grant e Chisholm (1994), compreendendo τ entre 1,25 e 1,50, que a velocidade superficial da fase gasosa em que se verifica a transição para o padrão anular decresce com o incremento de τ . Desta forma incluiu-se o efeito de τ , e com base no ajuste de uma relação a partir dos resultados experimentais obteve-se a seguinte relação para a transição para o padrão anular:

$$j_g^* = \left[\frac{\text{Re}_l}{4466(\tau - 1)} \right]^{\frac{1}{5,4(\tau - 1)}} \quad (9.9)$$

A partir da análise das Eqs. (9.1), (9.2) e (9.9) verifica-se que os valores de j_g de transição decrescem com τ e aumentam com j_l , conforme verificado a partir dos resultados experimentais levantados e da literatura.

A Figura 9.2 ilustra uma comparação entre as curvas de transição ajustadas nesta seção e as transições obtidas a partir do método *k-means*. Segundo esta figura os critérios de transição ajustados capturam satisfatoriamente as transições entre padrões de escoamento caracterizados a partir do método *k-means*. No caso do padrão bolhas e j_l elevados, há reduzido número de resultados, portanto a curva de transição para este padrão foi extrapolada, uma vez que esta tendência não foi verificada experimentalmente.

Figura 9.2 – Transições entre padrões de escoamento definidos a partir de método *k-means* e critérios de transição propostos.

As Figuras 9.3, 9.4, 9.5, 9.6 e 9.7 ilustram comparações entre as transições propostas no presente estudo e os mapas de padrões de escoamento propostos por Grant e Chisholm (1979), Ulbrich e Mewes (1994), Xu *et al.* (1998b) e Noghrehkar *et al.* (1999), respectivamente, considerando escoamentos água-ar a pressão atmosférica e temperatura de 20 °C.

A partir da Fig. 9.3 verifica-se que o método proposto por Grant e Chisholm (1979) e os critérios propostos neste estudo coincidem apenas para a transição entre os padrões intermitente e anular para j_l elevados.

Figura 9.3 – Comparação entre o método de Grant e Chisholm (1979) e o método proposto para $d = 19$ mm e $\tau = 1,25$, configuração triangular.

Segundo a Fig. 9.4 o método proposto neste estudo coincide razoavelmente com as transições propostas por Ulbrich e Mewes (1994), exceto para a transição entre os padrões bolhas e intermitente e j_l elevados. Tal diferença pode ser atribuída a configurações de banco de tubos distintas, e ao método de identificação dos padrões de escoamento adotado pelos autores. Para j_l reduzidos e intermediários, as transições entre os padrões bolhas e descontínuos proposto neste estudo e por Ulbrich e Mewes (1994) são próximas.

Deve ser destacado que para j_l reduzidos, os valores de j_g correspondentes à transição entre os padrões bolhas e descontínuos identificados experimentalmente neste estudo (seção 8.1) e no estudo de Ulbrich e Mewes (1994) apresentam diferença significativa, sendo respectivamente próximos a 0,8 e 0,4 m/s. No entanto o método proposto para esta transição, dado por $j_g^* = 0,017/(\tau - 1)$, prevê satisfatoriamente a transição para Ulbrich e Mewes (1994) para τ igual a 1,50, indicando que a inserção do termo τ na Eq. (9.4) é adequada.

A transição para o padrão de escoamento anular proposta por Ulbrich e Mewes (1994) também é capturada satisfatoriamente, apesar de ocorrer em j_g inferiores aos verificados para os resultados experimentais do presente estudo. Isto indica que a inclusão de um termo incluindo efeitos de τ na transição dada pela Eq. (9.9) também é apropriada.

Figura 9.4 – Comparação entre o método de Ulbrich e Mewes (1994) e o método proposto para $d = 20$ mm, $\tau = 1,50$, configuração quadrada normal.

A análise da Fig. 9.5 ilustra que as transições entre os padrões de escoamento agitante e intermitente, e intermitente e anular propostas no presente estudo apresentam valores e tendências similares às propostas por Xu *et al.* (1998b), apesar da significativa diferença entre os diâmetros dos tubos utilizados nestes estudos.

Figura 9.5 – Comparação entre o método de Xu *et al.* (1998b) e o método proposto para $d = 9,79$ mm e $\tau = 1,28$, configuração quadrada normal.

Segundo as Figs. 9.6 e 9.7 o método proposto neste estudo coincide satisfatoriamente com as transições entre os padrões de escoamento bolhas e descontínuos propostas por Noghrehkar *et al.* (1999), ainda que para distintos τ , d e distribuições de tubos. Deve ser ressaltado que a transição entre padrões bolhas e descontínuos para j_l elevados apresentada

por estes autores foi satisfatoriamente representada pelo método proposto neste estudo. Entretanto a transição para o padrão anular indicada por Noghrehkar *et al.* (1999) ocorre para j_g inferiores aos estimados segundo a metodologia proposta.

Figura 9.6 – Comparação entre as curvas de transição de padrões de escoamento apresentadas por Noghrehkar *et al.* (1999) para $d = 12,7$ mm e $\tau = 1,47$, configuração quadrada normal.

Figura 9.7 – Comparação entre as curvas de transição de padrões de escoamento apresentadas por Noghrehkar *et al.* (1999) para $d = 12,7$ mm e $\tau = 1,47$, configuração triangular normal.

Com base nas discussões e comparações apresentadas conclui-se que o método proposto concorda satisfatoriamente com parcela dos métodos disponíveis na literatura, e pode ser aplicado para distintas condições operacionais e geométricas. Deve ser destacado que as variações das transições com τ foram satisfatoriamente capturadas pelos critérios propostos.

Conforme indicado na revisão bibliográfica apresentada no Capítulo 3, não verifica-se na literatura estudos sobre padrões de escoamento externo a banco de tubos para fluidos distintos de misturas água-ar. O levantamento de dados experimentais para outros fluidos permitiria a análise da influência de parâmetros como tensão superficial e razão de densidade

entre as fases, portanto tais influências não foram consideradas no desenvolvimento dos critérios. Com base em resultados para escoamentos no interior de tubos, especula-se que a redução de forças relacionadas à tensão superficial favoreça o padrão bolhas. Espera-se ainda que a redução da razão entre as densidades da fase líquida e gasosa resulte na redução da influência de efeitos gravitacionais, implicando no decréscimo das faixas de condições experimentais em que o padrão agitante se verifica.

9.2 Fração de vazio superficial

Esta seção descreve o método para previsão de fração de vazio proposto neste estudo a partir dos resultados experimentais obtidos através do sensoriamento capacitivo, descritos no Capítulo 8. Adota-se abordagem similar à apresentada em Kanizawa e Ribatski (2015), baseada no princípio de mínima dissipação de energia.

Zivi (1964), baseado no estudo de Glasdorff e Prigogine (1962), propôs um modelo para previsão da fração de vazio considerando o princípio da mínima geração de entropia para escoamentos internos a tubos. Este autor considera que a condição de mínima geração de entropia verifica-se quando o fluxo de energia cinética na seção do duto é mínimo.

O método proposto por Kanizawa e Ribatski (2015) considera premissa de certa forma adotada por Zivi (1964) para escoamentos internos. Entretanto, os primeiros autores obtiveram uma relação para a fração de vazio a partir da minimização da energia cinética do escoamento em uma seção transversal do duto, enquanto Zivi (1964) consideraram a minimização do fluxo de energia cinética.

A energia cinética do escoamento é dada pela soma das energias cinéticas de cada fase ($\langle E_{k,g} \rangle$ e $\langle E_{k,l} \rangle$), assumindo escoamento incompressível e regime permanente. Assume-se que a energia cinética de cada fase é dada pela média da energia cinética na seção ocupada pela respectiva fase, conforme as seguintes relações:

$$\langle E_{k,g} \rangle = \frac{1}{A_g} \int_{A_g} dE_{k,g} = \frac{1}{A_g} \int_{A_g} \frac{\rho_g u_g^2}{2} dA = \frac{K_g \rho_g u_g^2 A_g}{2 A_g} = \frac{K_g \rho_g u_g^2}{2} \quad (9.10)$$

$$\nless E_{k,l} \nless = \frac{1}{A_l} \int_{A_l} dE_{k,l} = \frac{1}{A_l} \int_{A_l} \frac{\rho_l u_l^2}{2} dA = \frac{K_l \rho_l u_l^2 A_l}{2 A_l} = \frac{K_l \rho_l u_l^2}{2} \quad (9.11)$$

onde u é a velocidade média de cada fase em sua respectiva seção transversal, usualmente denominada como velocidade *in situ* na literatura sobre escoamentos bifásicos. Os termos K_g e K_l são relacionados a não uniformidades das velocidades ao longo das seções, definido por Munson *et al.* (2009) como fatores de forma (*momentum coefficient*). Considerando escoamentos bifásicos com perfis uniformes de velocidades, ainda que com deslizamento entre as fases, os termos K_g e K_l são iguais à unidade. Entretanto para perfis de velocidade não uniformes ao longo da seção, Munson *et al.* (2009) indica que os coeficientes de quantidade de movimento são sempre superiores à unidade.

A energia cinética do escoamento da mistura é a soma componentes de cada fase, conforme a seguinte relação:

$$E_k = \nless E_{k,g} \nless + \nless E_{k,l} \nless = \frac{1}{2} (K_g \rho_g u_g^2 + K_l \rho_l u_l^2) \quad (9.12)$$

As velocidades médias de cada fase podem ser estimadas a partir da fração de vazio superficial α conforme as seguintes relações:

$$u_g = \frac{Gx}{\rho_g \alpha} \quad (9.13)$$

$$u_l = \frac{G(1-x)}{\rho_l(1-\alpha)} \quad (9.14)$$

assim a Eq. (9.12) pode ser reescrita da seguinte forma:

$$E_k = \frac{G^2}{2} \left[K_g \frac{x^2}{\rho_g \alpha^2} + K_l \frac{(1-x)^2}{\rho_l (1-\alpha)^2} \right] \quad (9.15)$$

A fração de vazio que minimiza a energia cinética do escoamento da mistura se verifica para uma derivada parcial da energia cinética E_k em relação à α nula:

$$\frac{\partial E_k}{\partial \alpha} = \frac{G^2}{2} \left[-2K_g \frac{x^2}{\rho_g \alpha^3} + 2K_l \frac{(1-x)^2}{\rho_l (1-\alpha)^3} \right] = 0 \quad (9.16)$$

Resolvendo a equação acima para α , obtém-se a seguinte relação:

$$\alpha = \left[1 + \left(\frac{K_l}{K_g} \right)^{1/3} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{1/3} \left(\frac{1-x}{x} \right)^{2/3} \right]^{-1} \quad (9.17)$$

Conforme acima mencionado, os parâmetros K_l e K_g são iguais à unidade para perfis de velocidades uniformes, conforme suas definições através das Eqs. (9.10) e (9.11). Neste caso, através da Eq. (9.17) resultam em estimativas da fração de vazio inferiores as fornecidas pelos modelos homogêneo e de Zivi (1964).

Conforme descrito por Kanizawa e Ribatski (2015) a razão entre os fatores de forma K depende basicamente da distribuição das fases e dos perfis de velocidade, portanto do padrão de escoamento local. Assim, espera-se que a razão $(K_l/K_g)^{1/3}$ seja função das propriedades de transporte e parâmetros operacionais como a velocidade mássica, fração mássica da fase gasosa, viscosidades, densidades e tensão superficial σ , responsáveis pelo estabelecimento de um determinado padrão de escoamento.

Desta forma, visando correlacionar a razão $(K_l/K_g)^{1/3}$ como função destas variáveis avaliou-se parâmetros adimensionais relacionados que capturassem as tendências desta razão, calculadas a partir dos resultados experimentais para fração de vazio determinados através do sensoriamento capacitivo, descritos na seção 8.3.

A partir dos resultados experimentais, conclui-se que as tendências de α são distintas para j_l reduzidos e elevados, conforme indicado na Fig. 8.27. Para j_l superiores a 0,47 m/s a variação de α com j_g é mais acentuada. Portanto, com o objetivo de capturar as tendências verificadas experimentalmente obtiveram-se correlações distintas para a razão $(K_l/K_g)^{1/3}$ de acordo com a faixa de condições experimentais. Salienta-se o fato de os valores médios da razão de fatores de forma determinados experimentalmente ser de aproximadamente 0,6, indicando que para os resultados experimentais durante padrão bolhas o perfil de velocidades da fase líquida apresenta maior uniformidade do que da fase gás.

Em j_l reduzidos e padrão bolhas, o escoamento é dominado pelo balanço entre forças de tensão superficial e efeitos inerciais, dados principalmente pela fase líquida conforme indicado pelas Figs. 8.10 e 8.24, portanto a razão $(K_l/K_g)^{1/3}$ é correlacionada através da seguinte relação:

$$\left(\frac{K_l}{K_g}\right)^{1/3} = c_1 \left(\frac{Re_l}{10000}\right)^{c_2} We^{c_3} \quad (9.18)$$

onde o coeficiente c_1 e os expoentes c_2 e c_3 são obtidos através de regressão dos resultados experimentais. O número de Reynolds da fase líquida Re_l é dado pela Eq. (9.2), e o número de Weber da mistura We relaciona parâmetros inerciais e de tensão superficial, e é dado pela seguinte relação:

$$We = \frac{G^2 d}{(\rho_l - \rho_g)\sigma} \quad (9.19)$$

Em condições de escoamento com j_l superiores a 0,47 m/s ($Re_l > 9000$) há alteração da tendência de variação de α com j_g , e para estas condições espera-se redução da contribuição de efeitos de tensão superficial devido à predominância de efeitos de turbulência da fase líquida. Portanto para estas condições a razão $(K_l/K_g)^{1/3}$ é correlacionada através da seguinte relação:

$$\left(\frac{K_l}{K_g}\right)^{1/3} = c_1 Re_l^{c_2} x^{c_3} \quad (9.20)$$

Realizaram-se as regressões utilizando a função “fit” do Matlab, adotando método de regressão robusto com opção para minimização de residuais (*Robust, LAR – Least Absolut Residuals*). Determinou-se o coeficiente e os expoentes da Eq. (9.18) utilizando todos os resultados experimentais para padrão bolhas, enquanto que para a Eq. (9.20) utilizou-se apenas resultados para Re_l superiores a 9000. A partir da regressão dos resultados experimentais, obtiveram-se as seguintes relações:

$$\left(\frac{K_l}{K_g}\right)^{1/3} = 87,7 \left(\frac{Re_l}{10000}\right)^{2,24} We^{-1,33} \quad (9.21)$$

$$\left(\frac{K_l}{K_g}\right)^{1/3} = 0,26 Re_l^{-0,75} x^{-0,92} \quad (9.22)$$

Com o objetivo de obter uma única relação independente do valor de j_l , as Eqs. (9.21) e (9.22) foram combinadas, conforme procedimento apresentado por Churchill (2000). Adicionalmente, um termo de supressão determinado a partir dos resultados experimentais foi

definido para a Eq. (9.21) para redução de sua contribuição em condições de Re_l elevados. Assim, a seguinte relação é proposta para a fração de vazio superficial em banco de tubos:

$$\left(\frac{K_l}{K_g} \right)^{1/3} = \left[\left(\frac{87,7}{We^{1,33}} \left(\frac{Re_l}{10000} \right)^{2,24} \frac{1}{1 + (Re_l/6500)^4} \right)^n + \left(\frac{0,26}{Re_l^{0,75} x^{0,92}} \right)^n \right]^{1/n} \quad (9.23)$$

com n igual a 2, ajustado a partir dos resultados experimentais.

O método proposto prevê os resultados experimentais para fração de vazio durante escoamento segundo padrão bolhas com erro absoluto relativo médio ε igual a 20,2 %, deste modo inferior aos valores proporcionados pelos métodos avaliados na seção 8.3. O método também apresenta melhores previsões considerando a parcela de dados previstos com erros entre ± 10 , 20 e 30%, proporcionando valores respectivamente iguais a 54, 76 e 83%.

As Figuras 9.8 a 9.10 ilustram comparações entre as estimativas de α segundo o método proposto e os disponíveis na literatura. Na elaboração destas figuras considerou-se escoamento de água e ar em banco de tubos com d igual a 19 mm para G iguais a 3, 100 e 300 kg/m²s. A partir destas figuras constata-se que a fração de vazio dada pelas Eqs. (9.17) e (9.23) contempla as condições de escoamentos monofásicos, e através da comparação entre as Figs. 9.8, 9.9 e 9.10 constata-se também incremento da fração de vazio estimada com G e x .

A Figura 9.11 ilustra a variação da fração de vazio com j_g para distintos valores de j_l segundo os resultados experimentais e métodos de previsão da literatura. A partir desta figura constata-se que o método proposto captura satisfatoriamente as tendências dos resultados experimentais, independente da velocidade superficial do líquido, apesar da variação de α com j_g para j_l elevados ser mais acentuada em relação a resultados para j_l reduzidos, de acordo com os resultados experimentais.

Figura 9.8 – Comparação de α estimado segundo métodos de previsão com x , para $G = 3$ kg/m²s.

Figura 9.9 – Comparação de α estimado segundo métodos de previsão com x , para $G = 100$ kg/m²s.

Figura 9.10 – Comparação de α estimado segundo métodos de previsão com x , para $G = 300$ kg/m²s.

Figura 9.11 – Comparação entre valores estimados de α e resultados experimentais.

Com o objetivo de avaliar o método proposto neste estudo em relação a banco de dados independentes, levantou-se resultados experimentais apresentados na literatura por Dowlati *et al.* (1992b) para água-ar, e de Feenstra *et al.* (2000) para o R11.

O método de previsão proposto neste estudo proporcionou erro absoluto médio de 21% e previu 77% dos resultados de Dowlati *et al.* (1992b) com erro inferior a $\pm 30\%$. Estes autores avaliaram escoamentos em bancos com tubos de diâmetros iguais a 19,05 e 12,7 mm, com razões entre passos transversais e diâmetros de tubo iguais a 1,3 e 1,75, respectivamente. Dowlati *et al.* (1992b) realizaram ensaios para banco de tubos com distribuição segundo configurações triangular e em linha. A Figura 9.12 ilustra a comparação entre as estimativas e os resultados experimentais apresentados por Dowlati *et al.* (1992b). Conforme pode ser observado nesta figura, a variação de τ de 1,3 para 1,75 para o arranjo de tubos triangular não implica em variações significativas de α de acordo com os dados experimentais e o método desenvolvido.

No caso do escoamento em banco de tubos com arranjo em linha, o método proposto prevê satisfatoriamente apenas resultados para velocidades mássicas reduzidas. Para valores de G superiores o método proposto superestima os resultados experimentais. Tal

comportamento é esperado, pois conforme discutido na seção 4.2.1 as estimativas de α segundo métodos desenvolvidos a partir de resultados apenas para escoamento em banco de tubos com configuração em linha são menos sensíveis a variações de G quando comparados com métodos desenvolvidos a partir de banco de dados com resultados para configuração triangular.

Figura 9.12 – Comparação entre estimativas e resultados experimentais de Dowlati *et al.* (1992b).

Obteve-se 84 resultados experimentais a partir de Feenstra *et al.* (2000) para temperaturas de saturação próximas a 40 °C, e o método proposto apresentou erro médio absoluto de 64%, prevendo 45% dos dados com erros inferiores a $\pm 30\%$. A Figura 9.13 ilustra a comparação entre os resultados estimados e os experimentais. A partir da comparação entre as Figs. 9.13a e 9.13b constata-se que os resultados experimentais de fração de vazio apresentam leve incremento com a velocidade mássica. Tal comportamento é distinto do observado para escoamento de líquido e gás não condensável, conforme ilustrado na Fig. 9.12, e também é surpreendentemente distinto do previsto segundo a correlação do próprio Feenstra *et al.* (2000), descrita na seção 4.2, a qual indica incremento acentuado de α com G , conforme indicado pelas Figs. 4.8 a 4.10. Portanto não se pode concluir se o método proposto é adequado para previsão dos resultados com G elevados de Feenstra *et al.* (2000).

Figura 9.13 – Comparação entre estimativas e resultados experimentais de Feenstra *et al.* (2000).

A Tabela 9.1 apresenta a análise estatística da comparação entre as estimativas e as previsões segundo os métodos. Segundo esta tabela o método proposto apresenta desempenho satisfatório quando comparado com os demais métodos de previsão. Estranhamente a metodologia proposta por Feenstra *et al.* (2000) não prevê satisfatoriamente os resultados experimentais obtidos por eles para R11.

Tabela 9.1 – Análise estatística da comparação entre resultados da literatura e métodos de previsão de α .

Método	Dowlati <i>et al.</i> (1992b)		Feenstra <i>et al.</i> (2000)	
	ε [%]	γ_{30} [%]	ε [%]	γ_{30} [%]
Dowlati <i>et al.</i> (1990)	12	93	58	35
Dowlati <i>et al.</i> (1992b)	10	95	13	90
Delenne <i>et al.</i> (1997)	31	60	63	0
Feenstra <i>et al.</i> (2000)	12	96	67	2
Mod. Homogêneo	67	40	68	2
Kondo e Nakajima (1980)	152	0	271	0
Schrage <i>et al.</i> (1988)	53	8	17	86
Xu <i>et al.</i> (1998b)	11	98	45	39
Método proposto	21	77	64	45

Com base na discussão apresentada, pode-se concluir que o método desenvolvido prevê satisfatoriamente os resultados experimentais de fração de vazio obtidos durante este estudo e da literatura para escoamentos líquido-gás não condensável em banco de tubos com configuração triangular, para toda a faixa de d e τ avaliados. Também prevê satisfatoriamente resultados para escoamento bifásico saturado em banco de tubos com configuração triangular em fluxos mássicos reduzidos.

9.3 Perda de pressão durante escoamentos bifásicos

A partir da comparação entre as estimativas e resultados experimentais para a parcela friccional da perda de pressão durante escoamentos bifásicos, apresentada na seção 8.5, constata-se que nenhum dos métodos prevê satisfatoriamente o banco de dados levantado. Adicionalmente, conclui-se da discussão apresentada na seção 5.2 que os métodos de previsão disponíveis na literatura apresentam notáveis discrepâncias entre os resultados proporcionados.

Desta forma propõe-se o desenvolvimento de um novo método de previsão da parcela friccional da perda de pressão, desenvolvido a partir dos resultados experimentais descritos na seção 8.5.

A perda de pressão total Δp_{total} é dada pela composição das parcelas aceleracional Δp_a , gravitacional Δp_g e friccional Δp_f . Conforme discutido na seção 5.2, para condições quase adiabáticas e para as velocidades superficiais consideradas no presente estudo, Δp_a torna-se desprezível, assim Δp_f é dada pela Eq. (7.7). Neste desenvolvimento adotou-se o método descrito na seção anterior para estimativa de α e Δp_g , e consequentemente determinação de Δp_f experimental, com o objetivo de eliminar a influência de desvios entre os valores experimentais e estimados de α na estimativa de Δp_{total} .

O método proposto se baseia em multiplicadores bifásicos, de forma análoga aos métodos da literatura descritos na seção 5.2. Adotou-se o método de Zukauskas e Ulinskas (1983) para previsão da perda de pressão monofásica por atrito, uma vez que este método apresentou as melhores previsões dos resultados experimentais para escoamentos monofásicos deste estudo, conforme descrito na seção 8.4.

Utilizou-se para definição do multiplicador bifásico a perda de pressão por atrito considerando apenas a parcela de líquido no escoamento, conforme a seguinte relação:

$$\phi_l = \frac{\Delta p_{2\phi}}{\Delta p_l} \quad (9.24)$$

onde, conforme já indicado Δp_l é estimado para uma velocidade mássica igual a $G(1-x)$, segundo metodologia de Zukauskas e Ulinskas (1983) descrita na seção B.5, assumindo escoamento completamente desenvolvido.

Inicialmente calcularam-se os multiplicadores bifásicos ϕ_l através da razão entre os 2909 dados experimentais obtidos neste estudo para escoamentos bifásicos, e os valores correspondentes para escoamentos monofásicos estimados de acordo com Zukauskas e Ulinskas (1983). Posteriormente realizaram-se regressões numéricas para determinação de constantes e expoentes das relações utilizando a função “fit” do Matlab com a opção de regressão robusta com minimização de residuais (*Robust, LAR – Least Absolute Residuals*).

Em condições de escoamentos com j_l reduzidos, conforme já indicado anteriormente, espera-se que o escoamento seja dominado por efeitos relacionados à tensão superficial, assim como pela proporção entre as fases. Portanto, para estas condições experimentais propõe-se a seguinte relação para o multiplicador bifásico:

$$\phi_l = 1 + c_1 \cdot We^{c_2} \alpha^{c_3} \quad (9.25)$$

onde a fração de vazio α é dada pelas Eqs. (9.17) e (9.23), e o número de Weber da mistura We é pela Eq. (9.19). O termo unitário foi inserido com o objetivo de contemplar a condição de escoamento monofásico de líquido.

Em j_l elevados, efeitos inerciais da fase líquida predominam, portanto propõe-se a seguinte relação para tais condições:

$$\phi_l = 1 + c_1 \cdot Re_l^{c_2} \alpha^{c_3} \quad (9.26)$$

onde o número de Reynolds da fase líquida é dado pela Eq. (9.2).

A constante c_1 e os expoentes c_2 e c_3 são determinados através da regressão dos dados experimentais levantados neste estudo, sendo que para a Eq. (9.25) considerou-se todos os resultados experimentais, e para a Eq. (9.26) considerou-se somente resultados para Re_l superiores a 9500, correspondente a j_l superiores a 0,495 m/s. A partir do processo de regressão obtiveram-se as seguintes correlações para o multiplicador bifásico:

$$\phi_l = 1 + 98,9 \cdot We^{-0,76} \alpha^{1,75} \quad (9.27)$$

$$\phi_l = 1 + 7,76 \cdot 10^5 \cdot Re_l^{-1,26} \alpha^{1,95} \quad (9.28)$$

Avaliou-se a incorporação de x as Eqs. (9.25) e (9.26) ao invés de α , entretanto tal abordagem resultou em piores previsões dos resultados experimentais. Vale destacar que a

fração de vazio contempla efeitos de variação de frações mássicas, assim como deslizamento entre as fases.

Com o objetivo de obter uma única relação para todas as condições experimentais, as Eqs. (9.27) e (9.28) foram combinadas, adotando-se um termo de supressão de efeitos inerciais da fase líquida para a Eq. (9.28) devido à redução da contribuição desta parcela relacionado ao decréscimo de j_l . Assim obteve-se a seguinte relação:

$$\phi_l = 1 + \left[\left(98,9 \cdot \frac{\alpha^{1,75}}{We^{0,76}} \right)^2 + \left(7,76 \cdot 10^5 \frac{\alpha^{1,95}}{Re_l^{1,26}} \frac{1}{1 + (6500/Re_l)^2} \right)^2 \right]^{1/2} \quad (9.29)$$

O método proposto prevê os resultados experimentais levantados neste estudo com ε igual a 31%, que corresponde a valor significativamente inferior aos proporcionados pelos métodos disponíveis na literatura superiores a 50%. Vale destacar ainda que as Eqs. (9.24) e (9.29) preveem 52, 84 e 94% dos resultados experimentais com erros entre ± 10 , 20 e 30%, respectivamente. Os métodos de previsão disponíveis na literatura avaliados neste estudo preveem menos de 25% dos resultados experimentais com erros entre $\pm 30\%$.

A estimativa da perda de pressão total com a parcela gravitacional calculada com α dado pelo método descrito na seção anterior, dada pelas Eqs. (9.17) e (9.23), e Δp_f estimada segundo as Eqs. (9.24) e (9.29) apresentam desvios reduzidos em relação aos dados experimentais, resultando em $\varepsilon = 5\%$, $\gamma_{10} = 85\%$, $\gamma_{20} = 94\%$ e $\gamma_{30} = 100\%$.

A Figura 9.14 ilustra a comparação entre os resultados experimentais e estimados para a parcela friccional da perda de pressão. Conforme pode ser observado a partir desta figura, a metodologia proposta representa satisfatoriamente as tendências dos resultados experimentais.

A Figura 9.15 ilustra a variação de γ_{30} para o método proposto segundo distintas faixas de condições experimentais. De acordo com esta figura a metodologia desenvolvida prevê satisfatoriamente o banco de dados independentemente de G , x , j_g e do padrão de escoamento.

Figura 9.14 – Comparação entre resultados experimentais e estimados para parcela friccional da perda de pressão.

O método proposto não proporciona resultados satisfatórios para perdas de pressão total e por atrito elevadas, comportamento indicado por barras nulas na Fig. 9.15. Tal fato se justifica pelo ajuste do método considerar número reduzido de resultados experimentais para estas condições, conforme pode ser constatado na Fig. 8.31. Shah e Sekulic (2003) indicam que as velocidades recomendadas para escoamento de líquido externo a banco de tubos em trocadores de calor do tipo casco e tubos são entre 0,6 e 1,5 m/s. Entretanto em condições bifásicas as velocidades do escoamento devem ser inferiores, uma vez que velocidades elevadas favorecem a ocorrência de vibrações induzidas por escoamento, que acarretam em redução da vida útil do equipamento. Portanto o método proposto para previsão de perda de pressão é adequado para faixas de condições operacionais práticas.

Figura 9.15 – Avaliação do método proposto para distintas faixas de parâmetros experimentais.

Com o objetivo de verificar as previsões do modelo proposto para banco de dados independentes, utilizou-se resultados experimentais apresentados por Dowlati *et al.* (1992b) e Xu *et al.* (1998b). Estes estudos são convenientes para tal análise uma vez que estes autores determinaram experimentalmente também a fração de vazio, portanto a parcela gravitacional da perda de pressão pode ser estimada apropriadamente sem a indução de erros relevantes devido ao cálculo desta parcela.

Dowlati *et al.* (1992b) realizaram experimentos para escoamentos de misturas de água e ar em banco de tubos com configuração triangular, com tubos de diâmetros iguais a 19,05 e

12,7 mm para razões τ iguais a 1,3 e 1,75, respectivamente. Os autores não apresentam resultados de perda de pressão durante escoamentos bifásicos para escoamento em banco de tubos com configuração quadrada normal. Os resultados experimentais são apresentados na forma de gráficos, com o multiplicador bifásico para o escoamento de líquido no eixo das ordenadas e o parâmetro de Martinelli no eixo das abscissas, portanto a perda de pressão bifásica foi estimada a partir destes parâmetros.

Do total de 142 resultados experimentais levantados a partir do estudo de Dowlati *et al.* (1992b), a metodologia proposta neste estudo prevê 65% dos resultados com erros entre $\pm 30\%$, e proporcionam um erro absoluto médio igual a 25%. A Figura 9.16 ilustra a comparação entre as estimativas segundo o método proposto e resultados experimentais apresentados por Dowlati *et al.* (1992b). A partir desta figura pode-se concluir que as Eqs. (9.24) e (9.29) preveem satisfatoriamente as tendências dos resultados experimentais para escoamento de água e ar, para bancos de tubos com configuração triangular e τ distinto do adotado no presente estudo.

Figura 9.16 – Comparação entre estimativas e resultados experimentais apresentados por Dowlati *et al.* (1992b).

Xu *et al.* (1998b) apresentam resultados experimentais para perda de pressão durante escoamentos água-ar em banco de tubos com configuração quadrada normal, contando com tubos de 9,79 mm de diâmetro externo e τ igual a 1,28. Os autores também apresentam os resultados experimentais na forma de gráficos, com o multiplicador bifásico para o escoamento de líquido no eixo das ordenadas e o parâmetro de Martinelli para o eixo das abscissas. Foram levantados 69 resultados experimentais para perda de pressão, sendo que a metodologia proposta neste estudo previu somente 12% com erros inferiores a 30%, e proporcionou um erro médio absoluto igual a 121%.

A Figura 9.17 ilustra a comparação entre as estimativas e os resultados experimentais apresentados por Xu *et al.* (1998b). A partir desta figura é possível especular que a metodologia proposta neste estudo não é adequada para previsão de perda de pressão durante escoamentos bifásicos em banco de tubos com configuração em linha. Deve ser ressaltado também que estes autores utilizaram modelo de trocador de calor segmentado, que conforme discutido nos Capítulos 3 e 9, resultam em padrões de escoamentos distintos dos observados para banco de tubos com um único passe ascendente. Portanto os desvios entre os valores estimados e experimentais podem ser atribuídos a este aspecto.

Comparações entre o método proposto e resultados adicionais para banco de tubos com configuração quadrada normal não foi possível, pois tais dados não foram verificados na literatura.

Figura 9.17 – Comparação entre estimativas e resultados experimentais de Xu *et al.* (1998b) para perda de pressão.

Com base na discussão apresentada é possível concluir que o método proposto para previsão da parcela friccional da perda de pressão proporciona previsões satisfatórias para escoamentos de líquido-gás em banco de tubos com configuração triangular. Entretanto especula-se que não prevê satisfatoriamente a perda de pressão durante escoamentos em banco de tubos com configuração em linha.

Avaliou-se o desenvolvimento de método de previsão consistindo em composição de parcelas relacionadas à esteira do escoamento a jusante dos tubos, e relacionada à tensão de cisalhamento entre o fluido e o tubo, que poderiam ser classificadas respectivamente como parcela de forma e viscosa. No entanto, a abordagem baseada em multiplicadores bifásicos

toma como base métodos de previsão da perda de pressão durante escoamentos monofásicos, que já contempla essas duas contribuições para a perda de pressão friccional. Adicionalmente a abordagem por multiplicadores bifásicos é significativamente mais simples.

Também considerou-se a possibilidade de desenvolver metodologia empírica similar à descrita por Müller-Steinhagen e Heck (1986) para escoamentos bifásicos internos a tubos, entretanto os resultados experimentais não foram satisfatoriamente representados pela metodologia desenvolvida a partir desta abordagem.

Conforme discutido na seção 8.5, as metodologias desenvolvidas a partir da abordagem proposta por Chisholm (1967) para escoamentos internos a tubos, e primeiramente apresentada por Ishihara *et al.* (1980) para escoamento externo a banco de tubos, não é adequada para a previsão dos resultados experimentais. Os elevados desvios obtidos podem ser atribuídos ao fato de que esta abordagem adota o parâmetro de Martinelli como principal variável na determinação do multiplicador bifásico, uma vez que X_{tt} é definido para escoamento bifásico turbulento no interior de tubos circulares, portanto adequado apenas para escoamentos dominados por efeitos inerciais.

10 CONCLUSÕES E PROPOSTAS PARA TRABALHOS FUTUROS

De forma geral o estudo teórico e experimental realizado reuniu através de ampla revisão bibliográfica os principais estudos da literatura acerca do escoamento bifásico externo a banco de tubos. Além disso, construiu-se um aparato experimental para realização de ensaios bifásicos externos a banco de tubos, contando com o desenvolvimento de instrumentações óptica e capacitiva inéditas para determinação de fração de vazio no interior do banco de tubos. Obtiveram-se resultados experimentais para padrões de escoamento, fração de vazio e perda de pressão para mais de 1400 condições experimentais. Adicionalmente, métodos de previsão de padrões de escoamento, fração de vazio e da parcela friccional da perda de pressão foram desenvolvidos a partir dos resultados obtidos.

Com base neste resumo de atividades, esta seção descreve as conclusões específicas obtidas a partir do estudo realizado, assim como recomendações para trabalhos futuros.

10.1 Conclusões

As conclusões específicas relacionadas a revisão da literatura são as seguintes:

- Através da análise de mapas de padrões de escoamento disponíveis na literatura constatou-se que apesar das curvas de transição de padrões de escoamento apresentarem tendências qualitativamente similares, os valores de velocidades correspondentes as transições são significativamente distintos;
- Verificou-se que a maioria dos autores utiliza a técnica de fechamento rápido de válvulas para determinação experimental da fração de vazio. Constata-se também, de maneira similar às curvas de transição de padrão de escoamento, que os métodos da literatura para previsão da fração de vazio fornecem tendências similares, porém valores distintos;
- Parcela significativa dos métodos de previsão de perda de pressão para escoamentos monofásicos disponíveis na literatura baseiam-se em diagramas a partir dos quais o

fator de atrito, ou número de Euler, é determinado. No caso dos métodos baseados em correlações verificou-se que estes fornecem estimativas com tendências similares, entretanto com desvios entre eles superiores a 80%;

- Os métodos de previsão da parcela de atrito da perda de pressão durante escoamentos bifásicos externos a bancos de tubos se baseiam em multiplicadores bifásicos. Entre estes, os métodos mais recentes adotam a abordagem de Chisholm (1967) baseada no parâmetro de Martinelli e no ajuste de uma constante relacionada ao padrão de escoamento. Comparações para condições similares revelaram diferenças superiores a duas ordens de grandeza entre os resultados proporcionados por estes métodos. Em geral, os métodos baseados na abordagem de Chisholm (1967) preveem perdas de pressão por atrito superiores aos demais para frações mássicas de gás intermediárias e elevadas;
- De maneira geral, segundo a literatura não se observa influência significativa das dimensões da seção de testes nas tendências experimentais para transições entre padrões de escoamento, fração de vazio e perda de pressão, contanto que sejam mantidas as razões de passo transversal por diâmetro e configurações dos bancos de tubos;
- As propriedades do fluido de trabalho afetam significativamente as tendências experimentais, conforme pode ser observado a partir da comparação entre os resultados experimentais para fração de vazio apresentados por Dowlati *et al.* (1992b) e Feenstra *et al.* (2000), para misturas água-ar e para R11, respectivamente. No caso de escoamento de mistura de líquido-gás não condensável há significativo incremento de α com G , enquanto que para escoamento bifásico saturado o incremento não é significativo. Tais observações são corroboradas pela alteração das características do escoamento para ensaios realizados com uma solução água e rodamina B, em relação ao escoamento com água sem o traçador;

As conclusões específicas relacionadas aos resultados experimentais são as seguintes:

- Identificou-se subjetivamente os padrões de escoamento, a partir de observações visuais por janelas laterais. Através desta análise, segregou-se neste estudo os escoamentos segundo os padrões bolhas, bolhas grandes, bolhas dispersas, agitante, intermitente e anular;

- Analogamente a Ulbrich e Mewes (1994) e Kondo e Nakajima (1980), verificou-se o padrão bolhas em velocidades reduzidas da fase líquida independentemente da velocidade superficial da fase gasosa. Consequentemente, o método de previsão de padrões de escoamento proposto por Ulbrich e Mewes (1994) apresentou as melhores previsões dos resultados experimentais levantados neste estudo. Ele previu corretamente 83% dos padrões de escoamento identificados subjetivamente;
- A ausência do padrão bolhas para condições de j_l reduzidos segundo os métodos de Grant e Chisholm (1979) e Xu *et al.* (1998b) pode ser atribuída ao fato destes estudos utilizarem modelos de trocadores de calor segmentados, com múltiplos passes no lado do casco. Nestas geometrias há acúmulo de gás na região superior do modelo e de líquido na região inferior. Este comportamento inibe a formação de bolhas de diâmetro reduzido em condições com reduzidos efeitos de turbulência. Vale ressaltar que a utilização de modelos de trocadores de calor segmentados com múltiplos passes no casco pode não propiciar o desenvolvimento do escoamento até a região de medição, portanto os resultados experimentais podem apresentar influência de efeitos de entrada e saída.
- O método de agrupamento de dados *k-means*, utilizando parâmetros baseados no sinal de perda de pressão, identificou transições entre padrões de escoamento similares às caracterizadas subjetivamente, exceto pela não identificação do padrão bolhas grandes;
- A transição dos padrões descontínuos para o padrão bolhas em j_l elevados, identificada através do método *k-means*, ocorre para j_l superiores aos previstos pelos métodos da literatura. Tal observação concorda com Noghrehkar *et al.* (1999), segundo o qual pode haver condições experimentais em que o padrão bolhas é identificado subjetivamente através das janelas laterais, enquanto o sinal obtido a partir do sensoramento no interior do banco de tubos indica padrão intermitente. Os resultados apresentados por Noghrehkar *et al.* (1999) indicam tendências similares as deste estudo, correspondente ao padrão intermitente para j_l elevados;
- Verificou-se que a identificação objetiva de padrões de escoamento adotando parâmetros baseados no sinal do sensoramento capacitivo não fornece identificações satisfatórias dos padrões de escoamento. Contatou-se também que a identificação através do método *c-means* baseada no sinal do transdutor diferencial de pressão, identifica adequadamente grupos de dados relacionados a padrões de escoamento.

Entretanto não captura satisfatoriamente variações de tendências de parâmetros do escoamento, sendo estas capturadas pelos padrões identificados pelo método *k-means*;

- Constatou-se ocorrência de alteração de condições de estabilidade do escoamento para j_g reduzidos e j_l intermediários e padrão bolhas. Especula-se que tal fenômeno decorre da similaridade entre as características do escoamento segundo padrão bolhas para estas condições e do escoamento monofásico de líquido. Tal argumentação baseia-se no fato de que este comportamento é verificado experimental na literatura para escoamento de líquido;
- O sistema óptico para caracterização da fração de vazio superficial desenvolvido no presente estudo mostrou-se eficaz apenas para o padrão bolhas e velocidades superficiais da fase líquida entre 0,146 e 0,618 m/s, e da fase gás entre 0,10 e 0,14 m/s. A adição da rodamina B para implementação da técnica resultou na redução da tensão superficial, e em alterações dos padrões de escoamento em relação à água de torneira. Ressalta-se o fato da variação da tensão superficial ser apenas marginal, não justificando a significativa variação das características do escoamento. Vale destacar que o ajuste da tensão superficial de forma a apresentar valores próximos ao da água sem a rodamina B, através da adição de cloreto de sódio a solução, não resultou em padrões de escoamento com características similares ao da água sem o traçador;
- Os resultados obtidos a partir do sensoriamento óptico indicam incremento da fração de vazio superficial com o aumento de j_g e j_l . Estes resultados foram comparados com métodos de previsão da literatura, e nenhuma metodologia disponível prevê satisfatoriamente os resultados experimentais, com os métodos de Dowlati *et al.* (1990,1992b) e Feenstra *et al.* (2000) prevendo aproximadamente 50% dos resultados experimentais com erros entre $\pm 30\%$;
- Entre as configurações de sensoriamento capacitivo avaliadas, verificou-se que a configuração com os eletrodos de guarda com potencial similar ao dos respectivos eletrodos do capacitor combina elevada sensibilidade quanto à variação da proporção entre as fases e resultados de tensão e capacitância adequados. Constata-se que este tipo de sensoriamento é adequado para a determinação da fração de vazio superficial durante escoamentos externos a banco de tubos segundo padrão bolhas;
- A partir da análise dos resultados experimentais obtidos através do sensoriamento capacitivo conclui-se o incremento da fração de vazio com o aumento de j_l e j_g . Os métodos de Dowlati *et al.* (1992b) e Xu *et al.* (1998b) apresentam melhores previsões

dos resultados experimentais de fração de vazio, prevendo aproximadamente 70% dos dados com erros inferiores a $\pm 30\%$. Os métodos baseados na abordagem de Zuber e Findlay (1965) e o modelo homogêneo apresentam melhores estimativas apenas para valores elevados de j_g . Os métodos avaliados não fornecem previsões satisfatórias para condições experimentais caracterizadas por j_l elevados;

- A metodologia de Zukauskas e Ulinskas (1983) apresentou as melhores previsões dos resultados para perda de pressão por atrito durante escoamentos monofásicos, prevendo aproximadamente 95 e 53% dos dados para escoamento de água e ar, respectivamente, com erro entre $\pm 30\%$. As metodologias ESDU (2007) e Gaddis (2010) apresentam desvios superiores, e não fornecem previsões satisfatórias dos resultados experimentais obtidos;
- A partir dos resultados experimentais para escoamentos água-ar observou-se que a perda de pressão total Δp_{total} para velocidades reduzidas da fase líquida decresce com o incremento da velocidade de gás, enquanto para j_l superiores, ocorre o aumento de Δp_{total} com j_g . Tal comportamento se deve ao fato da parcela gravitacional da perda de pressão Δp_g predominar para j_l reduzidos. Desta forma, com o incremento de α decorrente do aumento de j_g , a parcela gravitacional decresce implicando na redução de Δp_{total} . Em j_l elevados, a parcela friccional predomina e o incremento de j_g implica no aumento da velocidade do escoamento com consequente incremento de Δp_f e, consequentemente, de Δp_{total} ;
- A análise da variação da perda de pressão durante escoamentos bifásicos ao longo do banco de tubos indicou escoamento desenvolvido após a sétima camada de tubo a partir da seção de entrada. Este número é inferior ao observado por Kondo e Nakajima (1980), os quais verificaram escoamento desenvolvido apenas a partir da décima primeira camada de tubos;
- Os resultados experimentais indicam o incremento da parcela friccional da perda de pressão com o aumento da velocidade superficial de ambas as fases. Observa-se também a variação na tendência da perda de pressão com as transições entre padrões de escoamento. Para condições com j_l elevados, o incremento de Δp_f com j_g se acentua quando comparado a condições experimentais com j_l intermediários e reduzidos;
- Os métodos da literatura para previsão da parcela friccional da perda de pressão durante escoamentos bifásicos não fornecem previsões satisfatórias dos resultados experimentais. Isto pode ser atribuído ao fato de parcela dos métodos basearem seus

desenvolvimentos em resultados para escoamento em seção de testes com geometrias distintas, considerando aspectos como configuração do banco de tubos, τ , e métodos de condicionamento de escoamento a montante da seção de medição. Tais diferenças implicam em padrões de escoamento distintos, com consequentes diferenças para a perda de pressão;

As seguintes conclusões específicas relacionadas aos métodos de previsão propostos são as seguintes:

- O método de previsão de padrões de escoamento proposto neste estudo identifica os padrões bolhas, agitante, intermitente e anular. Este método captura satisfatoriamente as transições verificadas neste estudo e concorda razoavelmente com os mapas de padrões de escoamento propostos por Ulbrich e Mewes (1994) e Xu *et al.* (1998b), e as transições apresentadas por Noghrehkar *et al.* (1999). Vale destacar que o método contempla influências de variações de razão entre passo transversal e diâmetro de tubos;
- Desenvolveu-se no presente estudo um método para previsão da fração de vazio durante o escoamento externo a banco de tubos. Este método prevê 83% dos resultados experimentais com erros inferiores a $\pm 30\%$, e apresentam erro relativo absoluto médio de 20%. O método proposto também prevê satisfatoriamente os resultados experimentais de Dowlati *et al.* (1992b) para escoamentos água-ar em banco de tubos com valores de τ iguais a 1,3 e 1,75 para configuração triangular e quadrada. Para escoamento de misturas de água-ar em banco de tubos com configuração quadrada normal, a metodologia se mostrou apropriada somente para velocidades reduzidas, enquanto que para velocidades elevadas a fração de vazio era superestimada. No caso dos resultados de Feenstra *et al.* (2000) para o R11, o método proposto apresentou previsões satisfatórias apenas para fluxos mássicos reduzidos, superestimando seus resultados para velocidades mássicas elevadas;
- O método para previsão da parcela friccional da perda de pressão proposto neste estudo, baseado no conceito de multiplicadores bifásicos e utilizando o método de Zukauskas e Ulinskas (1983) para previsão da perda de pressão correspondente ao escoamento monofásico de líquido, prevê 94% dos resultados experimentais obtidos neste estudo com erros entre $\pm 30\%$, e apresenta erro relativo absoluto médio de 31%. O método também prevê satisfatoriamente os resultados experimentais para banco de tubos com configuração triangular de Dowlati *et al.* (1992b), ainda que para valores

elevados de τ . Entretanto uma comparação com os dados experimentais de Xu *et al.* (1998b) revela que o método não fornece previsões adequadas para escoamento em banco de tubos com configuração quadrada;

- A combinação dos métodos para previsão da perda de pressão por atrito e da fração de vazio superficial propostos no presente estudo, dados respectivamente pelas Eqs. (9.24) e (9.29), e Eqs. (9.17) e (9.23), possibilitaram a previsão de 100% dos resultados experimentais para perda de pressão total com desvios entre $\pm 30\%$;

10.2 Recomendações para trabalhos futuros

Esta seção apresenta observações e recomendações para trabalhos futuros propostas com base na análise da literatura aberta e dos resultados obtidos através deste estudo. Estas recomendações são as seguintes:

- Realização de ensaios em banco de tubos com configuração quadrada normal, mantendo-se o diâmetro do tubo e a razão entre passo transversal e diâmetro. Tal recomendação se baseia no fato da fração de vazio e da parcela friccional da perda de pressão para configurações de banco de tubos quadradas e triangulares apresentarem valores e tendências distintos, conforme constatado através da análise da literatura e dos resultados levantados neste estudo. Assim, a obtenção de resultados de padrões de escoamento, fração de vazio e perda de pressão para outras configurações certamente contribuem para a ampliação da abrangência dos métodos de previsão;
- Utilização do sensoriamento capacitivo para escoamentos em banco de tubos com configurações triangular e quadrada para distintos τ . Tais resultados podem contribuir para o melhor entendimento da influência deste parâmetro no estabelecimento da perda de pressão, padrões de escoamento e fração de vazio;
- Avaliação da fração de vazio na região entre dois tubos de camadas subsequentes através do sensoriamento capacitivo e óptico. A partir destes resultados seria possível avaliar variações da fração de vazio ao longo do banco de tubos;
- Realização de ensaios experimentais com o sistema óptico apresentado neste estudo, utilizando traçador fluorescente na forma de partículas sólidas com densidade próxima à da água, similar ao utilizado em aplicações envolvendo técnicas de PIV (*Particle Image Velocimetry*). Tal procedimento não incluiria a dissolução do traçador em água,

evitando assim a alterações das características do escoamento conforme as observadas no presente estudo;

- Confeção de sonda capacitiva e circuito eletrônico que possibilite a caracterização simultânea da fração de vazio para os padrões bolhas e anular. Para isto sugere-se adotar configuração geométrica dos eletrodos similar à utilizada no presente estudo, entretanto empregando cabos elétricos e conectores distintos, de modo a reduzir a capacitância paralela introduzida pelo cabo. Neste caso seriam necessárias também modificações do circuito de conversão de capacitância em tensão, visando alterar (rotar) entre distintos modos de operação: o primeiro deles similar ao adotado neste estudo, com excitação esquematizada na Fig. 6.36b; e o segundo desenvolvido especificamente para a identificação da espessura do filme de líquido, esquematizado na Fig. 6.36d;
- Levantamento de resultados experimentais para distintos fluidos, condições operacionais, configurações de banco de tubos, τ e diâmetro de tubos, com o objetivo de ampliar o banco de dados de forma a permitir o desenvolvimento de métodos de previsão abrangentes.

11 REFERÊNCIAS

AGOSTINI, F. Boiling on a tube bundle: heat transfer, pressure drop and flow patterns. These n° 4113. Tése. École Polytechnique Fédérale de Lausanne. 2008.

BAKER, O. Simultaneous flow of oil and gas. The Oil and Gas Journal. Vol.53. pp.185-195. 26 de julho de 1954.

BAXTER, L. K. Capacitive sensors. Ann Arbor, v. 1001, p. 48109, Wiley-IEEE Press, 1997. ISBN-10: 078035351X

BELL, J.H. e MEHTA, r.D. Design and calibration of the mixing layer and wind tunnel. Relatório NASA JIAA TR-89, maio de 1989.

BELT, R.J., VAN'T WESTENDE, J.M.C., PRASSER, H.M., PORTELA, L.M. Time and spatially resolved measurements of interfacial waves in vertical annular flow. International Journal of Multiphase Flow, vol. 36, pp. 570-587, 2010. doi: 10.1016/j.ijmultiphaseflow.2010.03.004

BERGELIN, O.P., BROWN, G.A. e DOBERSTEIN, S.C. Heat transfer and fluid friction during flows across banks of tubes - IV. Transactions of the ASME, vol. 74, pp. 953-960, August 1952.

BERGELIN, O.P., COLBURN, A.P. e HULL, H.L. Heat transfer and pressure drop during viscous flow across unbaffled tube banks. University of Delaware, Engineering Experimental Station, Bulletin No. 2, Newark, Delaware, 1950.

BLASIUS, H. Das Aehnlichkeitsgesetz bei Reibungsvorgängen. Sonderabdruck aus der Zeitschrift des Vereines deutscher Ingenieure, S. 639, 1912.

BOUCHER, D.F. e LAPPLE, C.E. Pressure drop across tube banks: Critical comparison of available data and proposed methods of correlation. Chemical Engineering Progress, vol. 44, n. 2, pp. 117-134, 1948.

BUTTERWORTH, D. A comparison of some void-fraction relationship for co-current gas-liquid flow. *International Journal of Multiphase Flow*, vol. 1, pp. 845-850, 1975. doi:10.1016/0301-9322(75)90038-5

CARLUCCI, L.N. e BROWN, J.D. Experimental studies of damping and hydrodynamic mass of a cylinder in confined two-phase flow. *Journal of Vibration, Acoustics, Stress, and Reliability in Design*, vol. 105, pp. 83-89, 1983. doi:10.1115/1.3269073

CHAN, A.M.C. e BANERJEE, S. Design aspects of gamma densitometers for void fraction measurements in small scale two-phase flows. *Nuclear Instruments and Methods*, vol. 190, pp. 135-148, 1981. doi:10.1016/0029-554X(81)90214-7

CHENG, L., RIBATSKI, G. e THOME, J.R. Two-phase flow patterns and flow-pattern maps: Fundamentals and applications. *Applied Mechanics Reviews - Transactions of the ASME*, vol. 61, 050802 - 28 páginas, 2008. doi:10.1115/1.2955990

CHISHOLM, D. A theoretical basis for the Lockhart-Martinelli correlation for two-phase flow. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, vol. 10, pp. 1767-1778, 1967. [http://dx.doi.org/10.1016/0017-9310\(67\)90047-6](http://dx.doi.org/10.1016/0017-9310(67)90047-6)

CHISHOLM, D. Two-phase flow in pipelines and heat exchangers. Godwin in association with Institution of Chemical Engineers, London, 1983.

CHISHOLM, D. Two-phase vertical upflow through tube banks with bypass lanes. *International Journal of Heat and Fluid Flow*, vol. 5, n. 1, pp. 51-53, March 1984. [http://dx.doi.org/10.1016/0142-727X\(84\)90016-X](http://dx.doi.org/10.1016/0142-727X(84)90016-X)

CHIU, S. L. Fuzzy model identification based on cluster estimation. *Journal of intelligent and Fuzzy systems*, vol. 2, n. 3, pp. 267-278, 1994. Doi: 10.3233/IFS-1994-2306

CHUN, M.-H., e SUNG, C.-K. Parametric effects on the void fraction measurement by capacitance transducers. *International Journal of Multiphase Flow*, vol. 12, n. 4, pp. 627-640, 1986. [http://dx.doi.org/10.1016/0301-9322\(86\)90064-9](http://dx.doi.org/10.1016/0301-9322(86)90064-9)

CHURCHILL, S.W. Friction factor equations spans all fluid-flow regimes. *Chemical Engineering (New York)*. Vol. 84, n.24, pp.91-92. 1977. ISSN: 00092460.

CHURCHILL, S.W. The art of correlation. Industrial & Engineering Chemistry Research, v. 39, n. 6, p. 1850-1877, 2000. DOI: 10.1021/ie9908940

COLEBROOK, C.F. Turbulent flow in pipes, with particular reference to the transition region between the smooth and rough pipe laws. Journal of the Institution of Civil Engineers, vol. 01, n. 4, pp. 133-156, 1939. E-ISSN: 0368-2455

COLLIER, J.G. e THOME, J.R. Convective boiling and condensation. Third Edition. Oxford University Press Inc. New York, 1994. ISBN: 0-19-856282-9

CONNORS, H.J. An experimental investigation of the flow-induced vibration of tube arrays in crossflow. Ph.D. Thesis, University of Pittsburgh, 1970.

CONTECH INDÚSTRIA E COMÉRCIO DE EQUIPAMENTOS ELETRÔNICOS. Certificado de calibração nº 12051515 0612M7l. São Paulo, 13 de junho de 2012.

DA SILVA, M.J., SCHLEICHER, E. e HAMPEL, U. Capacitance wire-mesh sensor for fast measurement of phase-fraction distribution. Measurement Science and Technology, vol. 18, pp. 2245-2251, 2007.

DA SILVA, M.J., THIELE, S., ABDULKAREEM, L., AZZOPARDI, B.J. e HAMPEL, U. High-resolution gas-oil two-phase flow visualization with a capacitance *wire-mesh* sensor. Flow Measurement and Instrumentation, vol. 21, pp. 191-197, 2010. doi:10.1016/j.flowmeasinst.2009.12.003

DE PAULA, A. V.; ENDRES, L. A. M.; MÖLLER, S. V. Bistable features of the turbulent flow in tube banks of triangular arrangement. Nuclear Engineering and Design, Vol. 249, pp. 379-387, 2012. DOI: 10.1016/j.nucengdes.2012.04.024

DELENNE, B., GAY, N., CAMPISTRON, R., BANNER, D. Experimental determination of motion-dependent fluid forces in two-phase water-freon cross flow. In: PAÏSOUSSIS, M.P., *et al.* (Eds.), Proceedings of the ASME Int. Symposium on Fluid-Structure Interaction: Aeroelasticity, Flow-Induced Vibration and Noise, AD Vol. 53-2, Vol. II, pp. 349-356., 1997.

DELMÉE, G.J Manual de medição de vazão. 3a Edição. Edgard Blücher, São Paulo, 2003. ISBN 85-212-0321-7

DIEHL, J.E. Calculate condenser pressure drop. *Petroleum Refiner*, vol. 36, n. 10, pp. 147-153, October 1957.

DIEHL, J.E. e UNRUH, C.H. Two-phase pressure drop in horizontal crossflow through tube banks. ASME Paper No. 58-HT-20, 1958.

DOWLATI, R., CHAN, A.M.C. e KAWAJI, M. Hydrodynamics of two-phase flow across horizontal in-line and staggered rod bundles. *Journal of Fluids Engineering - Transactions of the ASME*, vol 114, pp. 450-456, 1992a. doi:10.1115/1.2910052

DOWLATI, R., KAWAJI, M. e CHAN, A.M.C. Pitch-to-diameter effect on two-phase flow across an in-line tube bundle. *AIChE Journal*, vol. 36, n. 5, pp. 765-772, 1990. DOI: 10.1002/aic.690360513

DOWLATI, R., KAWAJI, M., CHISHOLM, D. e CHAN, A.M.C. Void fraction prediction in two-phase flow across a tube bundle. *AIChE Journal*, vol. 38, n. 4, pp. 619-622, 1992b. DOI: 10.1002/aic.690380417

ESDU. Crossflow pressure loss over banks of plain tubes in square and triangular arrays including effects of flow direction. Documento número 79034, Emenda A, Novembro de 1979.

ESDU. Crossflow pressure loss over banks of plain tubes in square and triangular arrays including effects of flow direction. Documento número 79034, Emenda B, Março de 2007.

FALCONE, G., HEWITT, G.F. e ALIMONTI, C. *Multiphase flow metering*. Elsevier. Amsterdam, The Netherlands, 2009. ISBN: 978-0-444-52991-6.

FEENSTRA, P.A., WEAVER, D.S. e JUDD, R.L. An improved void fraction model for two-phase cross-flow in horizontal tube bundles. *International Journal of Multiphase Flow*, vol. 26, pp. 1851-1873, 2000. Doi: 10.1016/S0301-9322(99)00118-4

FEENSTRA, P.A., WEAVER, D.S. e NAKAMURA, T. Vortex shedding and fluidelastic instability in a normal square tube array excited by two-phase cross-flow. *Journal of Fluids and Structures*, vol. 17, pp. 793-811, 2003. [http://dx.doi.org/10.1016/S0889-9746\(03\)00024-0](http://dx.doi.org/10.1016/S0889-9746(03)00024-0)

FRIEDEL, L. Improved friction pressure drop correlations for horizontal and vertical two-phase pipe flow. 3R International, 1979.

GADDIS E.S. e GNIELINSKI V. Druckverlust in querdurchströmten Rohrbündeln. vt “verfahrenstechnik”, vol. 17, n. 7, pp. 410–418, 1983.

GADDIS, E.S. Pressure drop of tube bundles in cross-flow. Em VDI Heat Atlas, Second Edition, Springer, Dusseldorf, Alemanha, 2010. ISBN 978-3-540-77876-9.

GELBE, H. e ZIADA, S. O2 - Vibration of tube bundles in heat exchangers, em VDI Heat Atlas - Second Edition. Springer-Verlag, Berlin, 2010. ISBN 978-3-540-77876-9

GLANSDORFF, P.; PRIGOGINE, I.; HAYS, D. F. Variational properties of a viscous liquid at a nonuniform temperature. Physics of Fluids, vol. 5, n. 2, p. 144-149, 1962. <http://dx.doi.org/10.1063/1.1706588>

GRANT, I.D.R. e CHISHOLM, D. Horizontal two-phase flow across tube banks. International Journal of Heat and Fluid Flow, vol. 2, n. 2, pp. 97-100, 1980. [http://dx.doi.org/10.1016/0142-727X\(80\)90026-0](http://dx.doi.org/10.1016/0142-727X(80)90026-0)

GRANT, I.D.R. e CHISHOLM, D. Two-phase flow on the shell-side of a segmentally baffled shell-and-tube heat exchanger. Journal of Heat Transfer, Transactions of the ASME, vol. 101, pp. 38-42, 1979. doi:10.1115/1.3450927

GRANT, I.D.R., COTCHIN, C.D. e HENRY, J.A.R. Submergence in baffled shell-and-tube heat exchangers. First UK National Conference on Heat Transfer, Pergamon Press, Oxford, pp. 673-683, 1984.

GREEN, D.W. e PERRY, R.H. Perry's Chemical Engineer's Handbook – 8th Edition. McGraw Hill, 2008.

GREEN, S.J. e HETSRONI, G. PWR Steam generators. International Journal of Multiphase Flow, vol. 21, Suppl. pp. 1-97, 1995. [http://dx.doi.org/10.1016/0301-9322\(95\)00016-Q](http://dx.doi.org/10.1016/0301-9322(95)00016-Q)

GRIMISON, E.D. Correlation and utilization of new data on flow resistance and heat transfer for cross flow of gases over tube banks. Transactions of the ASME, New York: Process Industries Division, vol. 59, pp. 583-594, 1937.

IDEL'CHIK, I. E. Handbook of Hydraulic Resistance, Coefficients of Local Resistance and of Friction, 1960. English version, AEC-TR-6630, 1966.

INMET – Instituto Nacional de Meteorologia. Gráficos climatológicos, pressão da estação de São Paulo no período de 1961 a 1990. Disponível em <<http://www.inmet.gov.br/portal/index.php?r=clima/graficosClimaticos>>. Acesso em 26 de março de 2013.

ISAKSEN, P. A review of reconstruction techniques for capacitance tomography. Measurement Science and Technology, vol. 7, pp. 325-337, 1996.

ISHIHARA, K., PALEN, J.W. e TABOREK, J. Critical review of correlations for predicting two-phase flow pressure drop across tube banks. Heat Transfer Engineering, vol. 1, n. 3, pp. 23-32, 1980. DOI:10.1080/01457638008939560

ITO, D., KIKURA, H. e ARITOMI, M. Micro *wire-mesh* sensor for two-phase flow measurement in a rectangular narrow channel. Flow Measurement and Instrumentation, vol. 22, pp. 377-382, 2011. doi:10.1016/j.flowmeasinst.2011.06.001

IWAKI, C., CHEONG, K.H., MONJI, H. e MATSUI, G. PIV measurement of the vertical cross-flow structure over tube bundles. Experiments in Fluids, vol. 37, pp. 350-363, 2004. Doi: 10.1007/s00348-004-0823-1

IWAKI, C., CHEONG, K.H., MONJI, H. e MATSUI, G. Vertical, bubbly, cross-flow characteristic over tube bundles. Experiments in Fluids, vol. 39, pp. 1024-1039, 2005. DOI: 10.1007/s00348-005-0036-2

JAFARI NASR, M.R., SHAFEGHAT, A. Fluid flow analysis and extension of rapid design algorithm for helical baffle heat exchangers. Applied Thermal Engineering, vol. 28, pp. 1324-1332, 2008. doi:10.1016/j.applthermaleng.2007.10.021

JOHNSON, I.D. Method and apparatus for measuring water in crude oil. United States Patent, Patent number 4644263, 17 de fevereiro de 1987.

JONES Jr., O.C. e DELHAYE, J.-M. Transient and statistical measurement techniques for two-phase flows: A critical review. International Journal of Multiphase Flow, Vol. 3, pp. 89-116, 1976. [http://dx.doi.org/10.1016/0301-9322\(76\)90001-X](http://dx.doi.org/10.1016/0301-9322(76)90001-X)

JONES Jr., O.C. e ZUBER, N. The interrelation between void fraction fluctuations and flow patterns in two-phase flow. *International Journal of Multiphase Flow*, vol. 2, pp. 273-306, 1975. [http://dx.doi.org/10.1016/0301-9322\(75\)90015-4](http://dx.doi.org/10.1016/0301-9322(75)90015-4)

KANIZAWA, F.T., RIBATSKI, G. A new void fraction predictive method based on the minimum energy dissipation. *Journal of the Brazilian Society of Mechanical Sciences and Engineering* (Em revisão).

KHUSHNOOD, S., KHAN, Z.M., MALIK, A., KORESHI, Z.U. e KHAN, M.A. A review of heat exchanger tube bundle vibrations in two-phase cross-flow. *Nuclear Engineering and Design*, vol. 230, pp. 233-251, 2004. doi:10.1016/j.nucengdes.2003.11.024

KLEIN, U.; ZUNKEL, A.; EBERLE, A. Breakdown of heat exchangers due to erosion corrosion and fretting caused by inappropriate operating conditions. *Engineering Failure Analysis*, 2014. <http://dx.doi.org/10.1016/j.engfailanal.2014.03.019>

KONDO, M. e NAKAJIMA, K.-I. Experimental investigation of air-water two-phase upflow across horizontal tube bundles - Part I Flow pattern and void fraction. *Bulletin of the JSME (The Japan Society of Mechanical Engineering)*, vol. 23, n. 177, Paper No. 177-7, pp. 385-393, 1980. DOI: 10.1299/jsme1958.23.385

KONDO, M. Experimental investigation of air-water two-phase upflow across horizontal tube bundles – Part II Pressure drop. *Bulletin of JSME (The Japan Society of Mechanical Engineering)*, Vol. 27, n. 230, Paper No. 230-8, pp. 1616-1624, 1984. DOI: 10.1299/jsme1958.27.1616

LOCKHART, R.W. e MARTINELLI, R.C. Proposed correlation of data for isothermal two-phase, two-component flow in pipes. *Chemical Engineering Progress*, vol. 45, n. 1, pp. 39-48, 1949.

LUMLEY, J.L. e McMAHON, J.F. Reducing water tunnel turbulence by means of a honeycomb. *Journal of Basic Engineering*, December 1967.

LUMLEY, J.L. Passage of a turbulent stream through honeycomb of large length-to-diameter ratio. *Journal of Basic Engineering*. June 1964.

MACQUEEN, James. Some methods for classification and analysis of multivariate observations. In: Proceedings of the fifth Berkeley symposium on mathematical statistics and probability. 1967. p. 281-297.

MAXWELL, J.C. A treatise on electricity and magnetism. Oxford at The Clarendon Press, 1873.

MEHTA, R.D. e BRADSHAW, P. Technical notes – Design rules for small low speed wind tunnels. The Aeronautical Journal of The Royal Aeronautical Society, pp. 443-449. November 1979.

MERILO, M., DECHENE, R.L., CICHOWLAS, W.M. Void fraction measurement with a rotating electric field conductance gauge. ASME Journal of Heat Transfer, vol. 99, n.2, pp. 330-332, 1977. doi:10.1115/1.3450689

MISHIMA, Kaichiro; ISHII, Mamoru. Flow regime transition criteria for upward two-phase flow in vertical tubes. International Journal of Heat and Mass Transfer, v. 27, n. 5, p. 723-737, 1984. doi:10.1016/0017-9310(84)90142-X

MIZUTANI, Y.; TOMIYAMA, A.; HOSOKAWA, S.; SOU, A.; KUDO, Y.; MISHIMA, K. Two-phase flow patterns in a four by four rod bundle. Journal of Nuclear Science and Technology, v. 44, n. 6, p. 894-901, 2007. DOI:10.1080/18811248.2007.9711327

MOODY, L. F. Friction factors for pipe flow. Transactions of the ASME. vol. 66, n.8. pp.671-684. 1944.

MORENO-QUIBÉN, J. THOME, J.R. Flow pattern based two-phase frictional pressure drop model for horizontal tubes. Part II: New phenomenological model. International Journal of Heat and Fluid Flow, vol. 28, pp. 1060-1072, 2007.

MÜLLER-STEINHAGEN, H.; HECK, K. A simple friction pressure drop correlation for two-phase flow in pipes. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, vol. 20, n. 6, pp. 297-308, 1986. DOI: 10.1016/0255-2701(86)80008-3

MUNSON, B. R.; YOUNG, D. F.; OKIISHI, T. H.; HUEBSCH, W. W. Fundamentals of fluid mechanics. Sixth Edition. John Wiley & Sons, Jefferson City, 2009. ISBN-10: 0470262842

MUSSOI, F. L. R.; ESPERANÇA, C. G. Resposta em frequência: Filtros Passivos. Florianópolis, Centro Federal de Educação Tecnológica de Santa Catarina, 2004.

NEVES, L. A. P., VIEIRA NETO, H. e GONZAGA, A. Avanços em Visão Computacional. Omnipax, Curitiba, PR, Brasil, 2012. Doi: 10.7436/2012.avc.0. eISBN: 978-85-64619-08-1

NEWTON, I. Mathematical principles of natural philosophy. Translated into English by Andrew Motte. New York, 1846.

NOGHREHKAR, G.R., KAWAJI, M. e CHAN, A.M.C. Investigation of two-phase flow regimes in tube bundles under cross-flow conditions. International Journal of Multiphase Flow, vol. 25, pp. 857-874, 1999.

PAÏDOUSSIS, M.P., PRICE, S.J. e DE LANGRE, E. Fluid-Structure Interactions - Cross-Flow-Induced Instabilities. Cambridge University Press, New York, 2011.

PETTIGREW, M.J. e TAYLOR, C.E. Vibration analysis of shell-and-tube heat exchangers: and overview - Part I: flow, damping, fluidelastic instability. Journal of Fluids and Structures, vol. 18, pp. 469-483, 2003a.

PETTIGREW, M.J. e TAYLOR, C.E. Vibration analysis of shell-and-tube heat exchangers: and overview - Part II: vibration response, fretting wear, guidelines. Journal of Fluids and Structures, vol. 18, pp. 485-500, 2003b.

PETTIGREW, M.J. e TAYLOR, C.R. Damping of heat exchanger tubes in two-phase flow: Review and design guidelines. Journal of Pressure Vessel Technology, vol. 126, pp. 523-533, 2004.

PETTIGREW, M.J., TAYLOR, C.E. e KIM, B.S. Vibration of tube bundles in two-phase cross flow: Part 1 – Hydrodynamic mass and damping. Journal of Pressure Vessel Technology – Transactions of the ASME, vol. 111, pp. 466-477, 1989.

PRASSER, H.-M., BÖTTGER, A. e ZSCHAU, J. A new electrode-mesh tomograph for gas-liquid flows. Flow Measurement and Instrumentation, vol. 9, pp. 111-119, 1998.

PRITCHARD, P.J. e LEYLEGIAN, J.C. Fox and McDonald's Introduction to Fluid Mechanics. Eighth Edition. John Wiley & Sons, Inc., United States of America, 2011. ISBN-13 9780470547557

RIBATSKI, G. e THOME, J.R. Two-phase flow and heat transfer across horizontal tube bundles - A review. *Heat Transfer Engineering*, vol. 28, n. 6, pp. 508-524, 2007. DOI: 10.1080/01457630701193898

RIBATSKI, G. Novas Tecnologias em Trocadores de Calor para a Redução de Carga de Fluido Refrigerante. Publicação em Difusão do Uso de Refrigerantes Alternativos em Sistemas de Refrigeração e Ar-Condicionado - Publicação Técnica, Ministério do Meio Ambiente - MMA, 2008.

RODRIGUEZ, I.H., YAMAGUTI, H.K.B., DE CASTRO, M.S., DA SILVA, M.J. e RODRIGUEZ, O.M.H. Slip ratio in dispersed viscous oil–water pipe flow. *Experimental Thermal and Fluid Science*, vol. 35, pp. 11-19, 2011. doi: 10.1016/j.expthermflusci.2010.07.017

ROUHANI, Z. AB Atomenergi - Internal Report AE-RTV 841, Sweden, 1969.

SCHRAGE, D.S., HSU, J.-T. e JENSEN, M.K. Two-phase pressure drop in vertical crossflow across a horizontal tube bundle. *AIChE Journal*, vol. 34, n. 1, pp. 107-115, 1988.

SCHRÖDER, K. e GELBE, H. New design recommendations for fluidelastic instability in heat exchanger tube bundles. *Journal of Fluids and Structures*, vol. 13, pp. 361-379, 1999. DOI: 10.1006/jfls.1999.0208

SEMPERTEGUI-TAPIA, D.F. Estudo teórico-experimental dos padrões de escoamento durante a evaporação convectiva no interior de canais com diâmetro reduzido. 2011. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, University of São Paulo, São Carlos, 2011. Disponível em: <<http://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/18/18147/tde-01092011-153114/>>. Acesso em: 2014-04-10.

SHAH, R.K. e SEKULIC, D.P. Fundamentals of heat exchanger design. John Wiley & Sons Inc., New Jersey, 2003.

SHU, M.T., WELNBERGER, C.B. e LEE, Y.H. A simple capacitance sensor for void fraction measurement in two-phase flow. *Industrial Engineering Chemistry Fundamentals*, vol. 21, n. 2, pp. 175-181, 1982. DOI: 10.1021/i100006a013

SIEDER, E.N. e TATE, G.E. Heat transfer and pressure drop of liquids in tubes. *Industrial and Engineering Chemistry*, vol. 28, n. 12, pp. 1429-1438, 1936. DOI: 10.1021/ie50324a027

TAITEL, Y., BARNEA, D. e DUKLER, A.E. Modelling flow pattern transitions for steady upward gas-liquid flow in vertical tubes. *AIChE Journal*, vol. 26, n. 3, pp. 345-354, 1980.

TAYLOR, B. N.; KUYATT, C. E. Guidelines for Evaluating and Expressing the Uncertainty of NIST Measurement Results–NIST Technical Note 1297, National Institute of Standards and Technology, Gaithersburg, MD. 1994.

THOME, J. R. Engineering Data Book III. EPFL, Switzerland, 2008.

TIBIRIÇA, C.B., DO NASCIMENTO, F.J. e RIBATSKI, G. Film Film thickness measurement techniques applied to micro-scale two-phase flow systems. *Experimental Thermal and Fluid Science*, vol. 34, pp. 463-473, 2010. doi: 10.1016/j.expthermflusci.2009.03.009

TILTON, JAMES N. Section 6 - Fluid and Particle Dynamics. Em GREEN D.W. e PERRY, R.H. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, Eighth Edition. 2008. DOI: 10.1036/0071422943

ULBRICH, R. e MEWES, D. Vertical, upward gas-liquid two-phase flow across a tube bundle. *International Journal of Multiphase Flow*, vol. 20, n. 2, pp. 249-272, 1994.

VDI - GESELLSCHAFT VERFAHRENSTECHNIK UND CHEMIEINGENIEURWESEN; VDI GESELLSCHAFT (Ed.). *VDI Heat Atlas*. Springer, Dusseldorf, 2010.

VENKASTESWARARAO, P., SEMIAT, R. e DUKLER, A.E. Flow pattern transition for gas-liquid flow in a vertical rod bundle. *International Journal of Multiphase Flow*, vol. 8, n. 5, pp. 509-524, 1982.

WALLIS, G. B. One-dimensional two-phase flow. McGraw-Hill: New York. 1969.

WANG Q., CHEN, G., CHEN, Q. e ZENG, M. Review of improvements on shell-and-tube heat exchangers with helical baffles. *Heat Transfer Engineering*, vol. 31, n. 10, pp. 836-853, 2010a. DOI: 10.1080/01457630903547602

WANG, Y. Q.; JACKSON, P. L. Turbulence Modeling Applied to Flow Through a Staggered Tube Bundle. *Journal of Thermophysics and Heat Transfer*, v. 24, n. 3, p. 534-543, 2010b. DOI: 10.2514/1.44356

WATANABE, H., TAMAI, H., SATOH, T., SHIBATA, M. e MITSUAKE, T. Chapter 4: Development of capacitance void fraction measurement method for BWR test. Em: BELTRÁN, G. U. e GÓMEZ, L. L. C., *Flow Measurement*, InTech, Rijeka, Croatia, 2012. ISBN 978-953-51-0390-5

WOJTAN, L., URSENBACHER, T. e THOME, J.R. Investigation of flow boiling in horizontal tubes: Part I — A new diabatic two-phase flow pattern map. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, vol. 48, pp. 2955-2969, 2005a.

WOJTAN, L., URSENBACHER, T. e THOME, J.R. Investigation of flow boiling in horizontal tubes: Part II — Development of a new heat transfer model for stratified-wavy, dryout and mist flow regimes. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, vol. 48, pp. 2970-2985, 2005b.

WOJTAN, L., URSENBACHER, T. e THOME, J.R. Measurement of dynamic void fractions in stratified types of flow. *Experimental Thermal and Fluid Science*, vol. 29, pp. 383-392, 2005c. doi:10.1016/j.expthermflusci.2004.05.017

XU, G.P., TOU, K.W. e TSO, C.P. Two-phase void fraction and pressure drop in horizontal crossflow across a tube bundle. *Transactions of the ASME, Journal of Fluids Engineering*, vol. 120, pp. 140-145, 1998a.

XU, G.P., TSO, C.P. e TOU, K.W. Hydrodynamics of two-phase flow in vertical up and down-flow across a horizontal tube bundle. *International Journal of Multiphase Flow*, vol. 24, pp. 1317-1342, 1998b.

ZIVI, S. M. Estimation of steady-state steam void-fraction by means of the principle of minimum entropy production. *Journal of Heat Transfer*, v. 86, n. 2, p. 247-251, 1964.

ZUBER, N. e FINDLAY, J.A. Average volumetric concentration in two-phase flow systems. *Journal of Heat Transfer - Transactions of the ASME*, pp. 453-468, november 1965.

ZUKAUSKAS A. e ULINSKAS, R. 2.2.4 Banks of plain and finned tubes. Em Heat Exchanger Design Handbook 2 - Fluid mechanics and heat transfer. Hemisphere Publishing Corporation, United States of America, 1983. ISBN: 3-18-41-9082-X

ZUKAUSKAS, A. Heat transfer from tubes in crossflow, em HARTNETT, J.P. e IRVINE, T.F. Advances in Heat Transfer, vol. 8, 1972. ISBN: 978-0-12-020008-5

Apêndice A DERIVAÇÃO DE RELAÇÕES PARA ESCOAMENTO SEGUNDO ABORDAGEM DE FASES SEPARADAS

A presente seção tem como objetivo apresentar as relações do escoamento bifásico, o modelo das fases separadas. A Figura A.1 apresenta esquematicamente o escoamento de uma mistura bifásica em um segmento de duto de seção variável, com as propriedades e parâmetros do escoamento apresentados nas seções z e $z+dz$, válida para qualquer geometria de seção transversal, incluindo o escoamento externo a banco de tubos. O termo ω corresponde ao ângulo entre a direção principal do escoamento e o plano horizontal.

Figura A.1 – Ilustração esquemática do escoamento bifásico em um elemento infinitesimal do duto.

Para o volume de controle correspondente ao elemento infinitesimal de duto ilustrado na Fig. A.1, o teorema de transporte de Reynolds pode ser aplicado para cada uma das fases.

O teorema do transporte de Reynolds é dado pela seguinte relação, segundo Pritchard e Lelegian (2011):

$$\left. \frac{dN}{dt} \right)_{\text{sistema}} = \frac{\partial}{\partial t} \int_{\mathcal{VC}} \eta \rho dV + \oint_{\mathcal{SC}} \eta \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} \quad (\text{A.1})$$

onde N corresponde à propriedade extensiva do sistema, e η corresponde a propriedade intensiva. Para a continuidade a propriedade intensiva é a massa do sistema, portanto a derivada temporal é nula, e a propriedade intensiva η é igual à unidade. A conservação da massa é dada pela seguinte relação:

$$0 = \frac{\partial}{\partial t} \int_{\mathcal{VC}} \rho dV + \oint_{\mathcal{SC}} \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} \quad (\text{A.2})$$

Para a conservação da quantidade de movimento, a propriedade intensiva é a quantidade de movimento do sistema, que de acordo com a segunda lei de Newton (1846), cuja variação temporal corresponde à somatória de forças atuando no sistema, e a propriedade intensiva é a velocidade. Assim a conservação da quantidade de movimento aplicada ao volume de controle é dada conforme a seguinte equação:

$$\sum \vec{F}_s + \sum \vec{F}_c = \frac{\partial}{\partial t} \int_{\mathcal{VC}} \vec{V} \rho dV + \oint_{\mathcal{SC}} \vec{V} \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} \quad (\text{A.3})$$

sendo uma relação vetorial, ela pode ser escrita para cada direção, e para a direção principal do escoamento z é dada por:

$$\sum F_s + \sum F_c = \frac{\partial}{\partial t} \int_{\mathcal{VC}} u \rho dV + \oint_{\mathcal{SC}} u \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} \quad (\text{A.4})$$

Para a derivação das equações constitutivas do escoamento bifásico são consideradas as seguintes hipóteses:

- Regime permanente;
- Perfis de velocidades uniformes nas seções de entrada e saída;
- Produtos de diferenciais são desprezíveis;

A partir da primeira hipótese, os primeiros termos do lado direito das Eqs. (A.2), (A.3) e (A.4) são nulos, e a partir da segunda hipótese, as integrais dos termos de fluxo são simplificadas.

Adicionalmente vale indicar novamente as relações características do escoamento bifásico, apresentadas no Capítulo 2:

$$\dot{m} = \dot{m}_l + \dot{m}_g \quad (\text{A.5})$$

$$\dot{m}_l = (1 - x)\dot{m} \quad (\text{A.6})$$

$$\dot{m}_g = x\dot{m} \quad (\text{A.7})$$

$$G = \frac{\dot{m}}{A} \quad (\text{A.8})$$

$$G_g = \frac{\dot{m}_g}{A} = x \frac{\dot{m}}{A} \quad (\text{A.9})$$

$$G_l = \frac{\dot{m}_l}{A} = (1 - x) \frac{\dot{m}}{A} \quad (\text{A.10})$$

$$j_g = \frac{Q_g}{A} = \alpha u_g = \frac{G_g}{\rho_g} = \frac{Gx}{\rho_g} \quad (\text{A.11})$$

$$j_l = \frac{Q_l}{A} = (1 - \alpha)u_l = \frac{G_l}{\rho_l} = \frac{G(1 - x)}{\rho_l} \quad (\text{A.12})$$

$$\alpha = \frac{A_g}{A} = 1 - \frac{A_l}{A} \quad (\text{A.13})$$

Para o esquema apresentado na Fig. A.1, podem ser definidos os seguintes parâmetros médios entre z e $z+dz$:

$$\bar{A} = \frac{A + (A + dA)}{2} = A + \frac{dA}{2} \quad (\text{A.14})$$

$$\bar{\alpha} = \frac{\alpha + (\alpha + d\alpha)}{2} = \alpha + \frac{d\alpha}{2} \quad (\text{A.15})$$

$$\bar{p} = \frac{p + (p + dp)}{2} = p + \frac{dp}{2} \quad (\text{A.16})$$

$$\bar{\rho}_g = \frac{\rho_g + (\rho_g + d\rho_g)}{2} = \rho_g + \frac{d\rho_g}{2} \quad (\text{A.17})$$

$$\bar{\rho}_l = \frac{\rho_l + (\rho_l + d\rho_l)}{2} = \rho_l + \frac{d\rho_l}{2} \quad (\text{A.18})$$

E podem ser definidos os volumes ocupados por cada uma das fases:

$$V_g = \bar{A} \bar{\alpha} dz = \left(A + \frac{dA}{2} \right) \left(\alpha + \frac{d\alpha}{2} \right) dz \quad (\text{A.19})$$

$$V_l = \bar{A} (1 - \bar{\alpha}) dz = \left(A + \frac{dA}{2} \right) \left(1 - \alpha - \frac{d\alpha}{2} \right) dz = \left(A + \frac{dA}{2} \right) \left(1 - \alpha + \frac{d(1 - \alpha)}{2} \right) dz \quad (\text{A.20})$$

Nos subitens seguintes são apresentadas as relações de conservação da massa e quantidade de movimento do escoamento bifásico.

A.1 Conservação da massa

Nesta seção são apresentadas relações de conservação da massa durante escoamento bifásico para cada uma das fases.

A Eq. (A.2) é válida para cada uma das fases, e para a fase gasosa ela é dada pela seguinte relação:

$$0 = \frac{\partial}{\partial t} \int_{V_{Cg}} \rho dV + \oint_{SCg} \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} \quad (\text{A.21})$$

onde o primeiro termo do segundo membro é nulo devido à hipótese de ser regime permanente. As interfaces do volume de controle com fluxo de massa são as seções de entrada e saída, e a interface entre as fases. As integrais de fluxo para cada uma das áreas são apresentadas na seguinte equação, considerando o perfil de velocidade uniforme, conforme a segunda hipótese:

$$0 = -\rho_g u_g A \alpha + (\rho_g + d\rho_g)(u_g + du_g)(A + dA)(\alpha + d\alpha) - \dot{m}_i \quad (\text{A.22})$$

onde o termo $\dot{m}_i$ é a vazão mássica na interface, correspondente a variação do título de vapor no trecho dz , que pode ser escrito como $\dot{m}dx$. O sinal negativo se deve ao fato de que o vetor velocidade correspondente a este transporte de massa apresenta sentido contrário ao vetor da área interfacial do volume de controle da fase gasosa, pois assumindo o incremento do título de vapor, há transferência de massa da fase líquida para a gasosa. Substituindo na Eq. (A.22) e simplificando, a seguinte relação é obtida:

$$\begin{aligned} 0 = & -\rho_g u_g A \alpha + \rho_g u_g A \alpha + \rho_g u_g A d\alpha + \rho_g u_g dA \alpha \\ & + \rho_g du_g A \alpha + d\rho_g u_g A \alpha + [\rho_g u_g dA d\alpha + \rho_g du_g A d\alpha \\ & + d\rho_g u_g A d\alpha + \rho_g du_g dA \alpha + d\rho_g u_g dA \alpha + d\rho_g du_g A \alpha] - \dot{m}dx \end{aligned} \quad (\text{A.23})$$

$$0 = d(\rho_g u_g A \alpha) - \dot{m}dx \quad (\text{A.24})$$

onde os termos correspondentes ao produto de infinitesimais, indicados entre colchetes, foram desprezados. O primeiro termo do segundo membro corresponde à variação da vazão mássica de gás ao longo do trecho considerado e o segundo corresponde à taxa de transferência de massa devido à mudança de fase.

Analogamente para a fase líquida:

$$0 = \frac{\partial}{\partial t} \int_{V_{CL}} \rho dV + \oint_{S_{CL}} \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} \quad (\text{A.25})$$

$$0 = -\rho_l u_l A(1-\alpha) + (\rho_l + d\rho_l)(u_l + du_l)(A + dA)(1-\alpha - d\alpha) + \dot{m}_i \quad (\text{A.26})$$

$$\begin{aligned} 0 = & -\rho_l u_l A(1-\alpha) + \rho_l u_l A(1-\alpha) + \rho_l u_l A d(1-\alpha) + \rho_l u_l dA(1-\alpha) + \\ & \rho_l du_l A(1-\alpha) + d\rho_l u_l A(1-\alpha) + [\rho_l u_l dA d(1-\alpha) + \rho_l du_l A d(1-\alpha) + \\ & d\rho_l u_l A d(1-\alpha) + \rho_l du_l dA(1-\alpha) + d\rho_l u_l dA(1-\alpha) + d\rho_l du_l A(1-\alpha)] + \dot{m}dx \end{aligned} \quad (\text{A.27})$$

$$0 = d(\rho_l u_l A(1-\alpha)) + \dot{m}dx \quad (\text{A.28})$$

O primeiro termo do segundo membro corresponde à variação da vazão mássica da fase líquida ao longo do trecho considerado. Somando as Eqs. (A.24) e (A.28) membro a membro, conclui-se que a somatória da vazão mássica é nula, conforme esperado.

A.2 Conservação da quantidade de movimento

Nesta seção são apresentadas as relações para a conservação da quantidade de movimento na direção principal do escoamento z . A conservação da quantidade de movimento na direção z é dada pela Eq. (A.4), com o primeiro termo do segundo membro nulo, devido à hipótese de regime permanente.

Para a fase gasosa, a conservação da quantidade de movimento na direção z é dada pela seguinte equação:

$$\sum F_{Sg} + \sum F_{Cg} = 0 + \oint_{SCg} u_g \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} \quad (\text{A.29})$$

A somatória de forças de superfície na fase gasosa é dada pela soma das forças devido à tensão de cisalhamento na parede e na interface, devido à pressão nas seções de entrada e saída, e a correspondente a pressão nas paredes do duto devido variação de seção transversal, conforme a seguinte relação:

$$\sum F_{Sg} = -\tau_{pg} A_{pg} - \tau_i A_i + pA\alpha - (p + dp)(A + dA)(\alpha + d\alpha) + \bar{p} \bar{\alpha} dA \quad (\text{A.30})$$

onde o primeiro termo do segundo membro corresponde ao atrito com a parede, o segundo corresponde ao atrito na interface com o líquido, o terceiro corresponde à força devido a pressão na seção de entrada, o quarto corresponde a força devido a pressão na seção de saída, e o quinto termo corresponde a força devido a pressão em duto com área variável. A equação pode ser reescrita da seguinte forma:

$$\sum F_{Sg} = -\tau_{pg} A_{pg} - \tau_i A_i + pA\alpha - pA\alpha - pAd\alpha - pdA\alpha - dpA\alpha - [...] + \bar{p} \bar{\alpha} dA \quad (\text{A.31})$$

$$\sum F_{Sg} = -\tau_{pg} A_{pg} - \tau_i A_i - pAd\alpha - pdA\alpha - dpA\alpha + \left(p + \frac{dp}{2} \right) \left(\alpha + \frac{d\alpha}{2} \right) dA \quad (\text{A.32})$$

$$\sum F_{Sg} = -\tau_{pg} A_{pg} - \tau_i A_i - pAd\alpha - pdA\alpha - dpA\alpha + \left(p + \frac{dp}{2} \right) \left(\alpha + \frac{d\alpha}{2} \right) dA \quad (\text{A.33})$$

$$\sum F_{Sg} = -\tau_{pg} A_{pg} - \tau_i A_i - pAd\alpha - pdA\alpha - dpA\alpha + p\alpha dA + [...] \quad (\text{A.34})$$

$$\sum F_{sg} = -\tau_{pg} A_{pg} - \tau_i A_i - Ad(p\alpha) \quad (\text{A.35})$$

onde os termos correspondentes ao produto de diferenciais, [...] foram desprezados.

A somatória de força de corpo para a fase gasosa é dada pelas seguintes equações:

$$\sum F_{Cg} = -V_g \bar{\rho}_g g \sin \omega = -\left(A + \frac{dA}{2}\right) \left(\alpha + \frac{d\alpha}{2}\right) dz \left(\rho_g + \frac{d\rho_g}{2}\right) g \sin \omega \quad (\text{A.36})$$

$$\sum F_{Cg} = -\left(A\alpha\rho_g + A\alpha\frac{d\rho_g}{2} + A\frac{d\alpha}{2}\rho_g + \frac{dA}{2}\alpha\rho_g + \dots\right) dz g \sin \omega \quad (\text{A.37})$$

$$\sum F_{Cg} = -\left(A\alpha\rho_g dz + \frac{d(A\alpha\rho_g)}{2} dz\right) g \sin \omega \quad (\text{A.38})$$

$$\sum F_{Cg} = -A\alpha\rho_g dz g \sin \omega \quad (\text{A.39})$$

O termo correspondente ao fluxo de quantidade de movimento pela fronteira é dado pela seguinte equação, considerando a segunda hipótese:

$$\oint_{SCg} u_g \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} = -u_g \rho_g u_g A \alpha + (u_g + du_g) \left[(\rho_g + d\rho_g)(u_g + du_g)(A + dA)(\alpha + d\alpha) \right] - \dot{m} dx u_i \quad (\text{A.40})$$

O termo entre colchetes do segundo membro é igual à vazão mássica de gás na seção de saída, que de acordo com a Eq. (A.22) é dada pela vazão mássica de entrada mais a vazão correspondente a evaporação, e o último termo corresponde a transferência de quantidade de movimento da fase líquida para a fase vapor devido a evaporação. A Eq. (A.40) pode ser escrita na seguinte forma:

$$\oint_{SCg} u_g \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} = -u_g \rho_g u_g A \alpha + (u_g + du_g) \left[\rho_g u_g A \alpha + \dot{m} dx \right] - \dot{m} dx u_i \quad (\text{A.41})$$

$$\begin{aligned} \oint_{SCg} u_g \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} &= -u_g \rho_g u_g A \alpha + u_g \rho_g u_g A \alpha + \rho_g u_g A \alpha du_g + u_g \dot{m} dx \\ &+ \dot{m} dx du_g - \dot{m} dx u_i \end{aligned} \quad (\text{A.42})$$

$$\oint_{SCg} u_g \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} = \rho_g u_g A \alpha du_g + u_g \dot{m} dx - \dot{m} dx u_i \quad (\text{A.43})$$

$$\oint_{SCg} u_g \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} = \rho_g A \alpha \frac{du_g^2}{2} + u_g \dot{m} dx - \dot{m} dx u_i \quad (\text{A.44})$$

onde o termo correspondente ao produto de diferenciais foi considerado desprezível.

A velocidade *in situ* da fase gasosa pode ser apresentada em termos do fluxo mássico, do título de vapor, fração de vazio e densidade a partir da Eq. (A.11).

$$\oint_{SCg} u_g \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} = \frac{\rho_g A \alpha}{2} d \left(\frac{Gx}{\rho_g \alpha} \right)^2 + \frac{Gx}{\rho_g \alpha} \dot{m} dx - \dot{m} dx u_i \quad (\text{A.45})$$

que corresponde a parcela de quantidade de movimento que atravessa as fronteiras do volume de controle definido pela fase gasosa. A Eq. (A.45) pode ser reescrita da seguinte forma:

$$\begin{aligned} \oint_{SCg} u_g \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} &= A \left[\frac{\rho_g \alpha}{2} d \left(\frac{Gx}{\rho_g \alpha} \right)^2 + \frac{G^2 x}{\rho_g \alpha} dx \right] - \dot{m} dx u_i \\ &= A \left[d \left(\frac{G^2 x^2}{\rho_g \alpha} \right) - \frac{x^2}{2 \rho_g \alpha} dG^2 \right] - \dot{m} dx u_i \end{aligned} \quad (\text{A.46})$$

pois o primeiro termo dentro de colchetes pode ser derivado como:

$$\begin{aligned} d \left(\frac{G^2 x^2}{\rho_g \alpha} \right) &= d \left[\left(\frac{G^2 x}{\rho_g \alpha} \right) x \right] = x d \left(\frac{G^2 x}{\rho_g \alpha} \right) + \frac{G^2 x}{\rho_g \alpha} dx \\ &= x d \left[\left(\frac{Gx}{\rho_g \alpha} \right) G \right] + \frac{G^2 x}{\rho_g \alpha} dx = G x d \left(\frac{Gx}{\rho_g \alpha} \right) + \frac{Gx^2}{\rho_g \alpha} dG + \frac{G^2 x}{\rho_g \alpha} dx \\ &= \frac{\rho_g \alpha}{2} d \left(\frac{Gx}{\rho_g \alpha} \right)^2 + \frac{x^2}{2 \rho_g \alpha} dG^2 + \frac{G^2 x}{\rho_g \alpha} dx \end{aligned} \quad (\text{A.47})$$

portanto:

$$\frac{\rho_g \alpha}{2} d \left(\frac{Gx}{\rho_g \alpha} \right)^2 + \frac{G^2 x}{\rho_g \alpha} dx = d \left(\frac{G^2 x^2}{\rho_g \alpha} \right) - \frac{x^2}{2 \rho_g \alpha} dG^2 \quad (\text{A.48})$$

Portanto a equação da conservação da quantidade de movimento da fase gás pode ser escrita na seguinte forma:

$$\begin{aligned}
& -\tau_{pg}A_{pg} - \tau_i A_i - Ad(p\alpha) - A\alpha\rho_g dz g \sin\omega \\
& = A \left[d \left(\frac{G^2 x^2}{\rho_g \alpha} \right) - \frac{x^2}{2\rho_g \alpha} dG^2 \right] - \dot{m} dx V_i = AGd \left(\frac{Gx^2}{\rho_g \alpha} \right) - \dot{m} dx u_i
\end{aligned} \quad (A.49)$$

Para o caso de escoamento monofásico de gás, o terceiro termo do segundo membro é nulo, e a fração de vazio e o título de vapor são iguais à unidade. Portanto a relação dada pela Eq. (A.49) é igual à relação apresentada por Pritchard e Lelegian (2011) para escoamento monofásico para um volume de controle compreendido entre linhas de corrente.

Analogamente para a fase líquida, a conservação da quantidade de movimento na direção z pode ser escrita:

$$\sum F_{Sl} + \sum F_{Cl} = 0 + \oint_{S_{Cl}} u_l \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} \quad (A.50)$$

A somatória das forças de superfície da fase líquida é dada pelas seguintes parcelas:

$$\begin{aligned}
\sum F_{Sl} = & -\tau_{pl}A_{pl} + \tau_i A_i + pA(1-\alpha) - (p+dp)(A+dA)(1-\alpha+d(1-\alpha)) \\
& + \bar{p}(1-\bar{\alpha})dA
\end{aligned} \quad (A.51)$$

$$\sum F_{Sl} = -\tau_{pl}A_{pl} + \tau_i A_i - Ad(p(1-\alpha)) \quad (A.52)$$

$$\sum F_{Sl} = -\tau_{pl}A_{pl} + \tau_i A_i - Adp + Ad(p\alpha) \quad (A.53)$$

A somatória das forças de corpo da fase líquida é dada pelas seguintes relações:

$$\sum F_{Cl} = -V_l \bar{\rho}_l g \sin\omega = - \left(A + \frac{dA}{2} \right) \left(1 - \alpha + \frac{d(1-\alpha)}{2} \right) dz \left(\rho_l + \frac{d\rho_l}{2} \right) g \sin\omega \quad (A.54)$$

$$\sum F_{Cl} = - \left(A(1-\alpha)\rho_l + A(1-\alpha)\frac{d\rho_l}{2} + A\frac{d(1-\alpha)}{2}\rho_l + \frac{dA}{2}(1-\alpha)\rho_l + \dots \right) dz g \sin\omega \quad (A.55)$$

$$\sum F_{Cl} = - \left(A(1-\alpha)\rho_l + \frac{d(A(1-\alpha)\rho_l)}{2} \right) dz g \sin\omega \quad (A.56)$$

$$\sum F_{Cl} = - \left(A(1-\alpha)\rho_l dz + \frac{d(A(1-\alpha)\rho_l)}{2} dz \right) g \sin\omega \quad (A.57)$$

$$\sum F_{Cl} = -A(1-\alpha)\rho_l dz g \sin \omega \quad (\text{A.58})$$

E o termo correspondente a integral de fluxo de quantidade de movimento através da fronteira é dada pelas seguintes relações:

$$\oint_{scl} u_l \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} = -u_l \rho_l u_l A(1-\alpha) + (u_l + du_l)[(\rho_l + d\rho_l)(u_l + du_l)(A + dA)(1-\alpha + d(1-\alpha))] + \dot{m} dx u_i \quad (\text{A.59})$$

onde o termo entre colchetes corresponde à vazão mássica da fase líquida na seção de saída, que conforme a Eq. (A.26) é dada pela diferença entre a vazão de líquido na seção de entrada e a vazão de líquido correspondente a evaporação. A Eq. (A.59) pode ser reescrita na seguinte forma:

$$\oint_{scl} u_l \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} = -u_l \rho_l u_l A(1-\alpha) + (u_l + du_l)[\rho_l u_l A(1-\alpha) - \dot{m} dx] + \dot{m} dx u_i \quad (\text{A.60})$$

$$\oint_{scl} u_l \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} = -u_l \rho_l u_l A(1-\alpha) + u_l \rho_l u_l A(1-\alpha) - u_l \dot{m} dx + \rho_l u_l A(1-\alpha) du_l - \dot{m} du_l dx + \dot{m} dx u_i \quad (\text{A.61})$$

$$\oint_{scl} u_l \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} = \rho_l u_l A(1-\alpha) du_l - u_l \dot{m} dx + \dot{m} dx u_i \quad (\text{A.62})$$

$$\oint_{scl} u_l \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} = \rho_l A(1-\alpha) \frac{du_l^2}{2} - u_l \dot{m} dx + \dot{m} dx u_i \quad (\text{A.63})$$

A velocidade *in situ* da fase líquida é relacionada com o fluxo mássico, título de vapor, fração de vazio e densidade pela Eq. (A.12), resultando na seguinte equação:

$$\oint_{scl} u_l \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} = \frac{\rho_l A(1-\alpha)}{2} d \left(\frac{G(1-x)}{\rho_l(1-\alpha)} \right)^2 - \frac{G(1-x)}{\rho_l(1-\alpha)} \dot{m} dx + \dot{m} dx u_i \quad (\text{A.64})$$

$$\oint_{scl} u_l \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} = A \frac{\rho_l(1-\alpha)}{2} d \left(\frac{G(1-x)}{\rho_l(1-\alpha)} \right)^2 + \frac{G(1-x)}{\rho_l(1-\alpha)} \dot{m} d(1-x) + \dot{m} dx u_i \quad (\text{A.65})$$

$$\oint_{scl} u_l \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} = A \left[\frac{\rho_l(1-\alpha)}{2} d \left(\frac{G(1-x)}{\rho_l(1-\alpha)} \right)^2 + \frac{G^2(1-x)}{\rho_l(1-\alpha)} d(1-x) \right] + \dot{m} dx u_i \quad (\text{A.66})$$

Analogamente à simplificação realizada para a fase gasosa, o termo entre colchetes pode ser simplificado, resultando na seguinte relação:

$$\oint_{SCI} u_i \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} = A \left[d \left(\frac{G^2 (1-x)^2}{\rho_l (1-\alpha)} \right) - \frac{(1-x)^2}{2\rho_l (1-\alpha)} dG^2 \right] + \dot{m} dx u_i \quad (\text{A.67})$$

pois o primeiro termo dentro dos colchetes pode ser reescrito como:

$$\begin{aligned} d \left(\frac{G^2 (1-x)^2}{\rho_l (1-\alpha)} \right) &= d \left[\left(\frac{G^2 (1-x)}{\rho_l (1-\alpha)} \right) (1-x) \right] \\ &= (1-x) d \left(\frac{G^2 (1-x)}{\rho_l (1-\alpha)} \right) + \frac{G^2 (1-x)}{\rho_l (1-\alpha)} d(1-x) \\ &= (1-x) d \left[\left(\frac{G(1-x)}{\rho_l (1-\alpha)} \right) G \right] + \frac{G^2 (1-x)}{\rho_l (1-\alpha)} d(1-x) \\ &= G(1-x) d \left(\frac{G(1-x)}{\rho_l (1-\alpha)} \right) + \frac{G(1-x)^2}{\rho_l (1-\alpha)} dG + \frac{G^2 (1-x)}{\rho_l (1-\alpha)} d(1-x) \\ &= \frac{\rho_l (1-\alpha)}{2} d \left(\frac{G^2 (1-x)^2}{\rho_l (1-\alpha)} \right) + \frac{(1-x)^2}{2\rho_l (1-\alpha)} dG^2 + \frac{G^2 (1-x)}{\rho_l (1-\alpha)} d(1-x) \end{aligned} \quad (\text{A.68})$$

portanto

$$\begin{aligned} &\frac{\rho_l (1-\alpha)}{2} d \left(\frac{G^2 (1-x)^2}{\rho_l (1-\alpha)} \right) + \frac{G^2 (1-x)}{\rho_l (1-\alpha)} d(1-x) \\ &= d \left(\frac{G^2 (1-x)^2}{\rho_l (1-\alpha)} \right) - \frac{(1-x)^2}{2\rho_l (1-\alpha)} dG^2 \end{aligned} \quad (\text{A.69})$$

De maneira similar a equação da conservação da quantidade de movimento obtida para o escoamento de gás, para o escoamento monofásico de líquido o terceiro termo da Eq. (A.67) seria nulo, e a fração de vazio e título de vapor seriam nulos, resultando na parcela aceleracional da perda de pressão de escoamento monofásico.

Portanto, a equação da conservação da quantidade de movimento para a fase líquida é dada pela seguinte equação:

$$\begin{aligned} &-\tau_{pl} A_{pl} + \tau_i A_i - A dp + A d(p\alpha) - A(1-\alpha) \rho_l dz g \sin \omega \\ &= A \left[d \left(\frac{G^2 (1-x)^2}{\rho_l (1-\alpha)} \right) - \frac{(1-x)^2}{2\rho_l (1-\alpha)} dG^2 \right] + \dot{m} dx u_i = A G d \left(\frac{G(1-x)^2}{\rho_l (1-\alpha)} \right) + \dot{m} dx u_i \end{aligned} \quad (\text{A.70})$$

Somando membro a membro as Eqs. (A.49) e (A.70), e dividindo por $A.dz$, é obtida a equação da conservação da quantidade de movimento na direção z da mistura:

$$\begin{aligned} & -\frac{(\tau_{pg}A_{pg} + \tau_{pl}A_{pl})}{Adz} - \frac{dp}{dz} - (\alpha\rho_g + (1-\alpha)\rho_l)g\sin\omega \\ & = G\frac{d}{dz}\left[G\left(\frac{(1-x)^2}{\rho_l(1-\alpha)} + \frac{x^2}{\rho_g\alpha}\right)\right] \end{aligned} \quad (A.71)$$

Para condição de escoamento em duto com área de seção transversal constante, consequentemente com G constante, o segundo termo do segundo membro é nulo, que resulta na relação apresentada por Thome (2008) e Collier e Thome (1994).

A Eq. (A.71) pode ser escrita em termos das componentes de perda de pressão, conforme a seguinte equação:

$$-\frac{dp}{dz}\Bigg)_f - \frac{dp}{dz} - \frac{dp}{dz}\Bigg)_g = \frac{dp}{dz}\Bigg)_a \quad (A.72)$$

$$\frac{dp}{dz} = -\frac{dp}{dz}\Bigg)_f - \frac{dp}{dz}\Bigg)_g - \frac{dp}{dz}\Bigg)_a \quad (A.73)$$

Onde os termos do segundo membro correspondem às parcelas friccional, gravitacional e aceleracional da perda de pressão, respectivamente, onde:

$$\frac{dp}{dz}\Bigg)_f = \frac{(\tau_{pg}A_{pg} + \tau_{pl}A_{pl})}{Adz} \quad (A.74)$$

$$\frac{dp}{dz}\Bigg)_g = (\alpha\rho_g + (1-\alpha)\rho_l)g\sin\omega \quad (A.75)$$

$$\frac{dp}{dz}\Bigg)_a = \frac{d}{dz}\left[G^2\left(\frac{(1-x)^2}{\rho_l(1-\alpha)} + \frac{x^2}{\rho_g\alpha}\right)\right] - \frac{1}{2}\left(\frac{(1-x)^2}{\rho_l(1-\alpha)} + \frac{x^2}{\rho_g\alpha}\right)\frac{dG^2}{dz} \quad (A.76)$$

$$\frac{dp}{dz}\Bigg)_a = G\frac{d}{dz}\left[G\left(\frac{(1-x)^2}{\rho_l(1-\alpha)} + \frac{x^2}{\rho_g\alpha}\right)\right] \quad (A.77)$$

A estimativa da parcela friccional do gradiente de pressão é realizada através de correlações ou modelos, conforme descritos no Capítulo 5.

Para a estimativa da parcela gravitacional da perda de pressão, a Eq. (A.75) deve ser integrada ao longo do percurso do escoamento. Para o caso de escoamento externo a banco de tubos há variação da seção transversal com consequente variação da fração de vazio superficial ao longo do percurso do escoamento, portanto um valor de fração médio no comprimento da fração de vazio seria mais adequado do que a fração de vazio superficial local. Para o caso de escoamento interno a tubos, há a possibilidade de determinação local da fração de vazio superficial, podendo esta ser integrada ao longo do comprimento, que contemplaria transições de padrões de escoamento no trecho considerado.

O primeiro termo da parcela aceleracional do gradiente de pressão é obtido diretamente a partir do teorema fundamental do cálculo da Eq. (A.76), com a fração de vazio superficial determinada experimentalmente, ou estimada através de um dos métodos descritos na seção 4.2. O segundo termo deve ser integrado ao longo do percurso do escoamento. Em trechos sem variação de seção o termo G é constante, portanto o segundo termo é nulo.

Para o caso de escoamento adiabático em banco de tubos, portanto para condições com título de vapor x constante, e considerando variações desprezíveis de densidade das fases e que a fração de vazio α é constante ao longo de uma camada de tubos, a Eq. (A.77) pode ser reescrita da seguinte forma:

$$\begin{aligned} \left(\frac{dp}{dz} \right)_a &= G \frac{d}{dz} \left[G \left(\frac{(1-x)^2}{\rho_l(1-\alpha)} + \frac{x^2}{\rho_g \alpha} \right) \right] = \left(\frac{(1-x)^2}{\rho_l(1-\alpha)} + \frac{x^2}{\rho_g \alpha} \right) G \frac{dG}{dz} = \\ &\left(\frac{(1-x)^2}{\rho_l(1-\alpha)} + \frac{x^2}{\rho_g \alpha} \right) \frac{1}{2} \frac{dG^2}{dz} \end{aligned} \quad (A.78)$$

Realizando a integração da Eq. (A.78) para a passagem através de uma camada de tubo, pelo teorema fundamental do cálculo assumindo as considerações apresentadas acima, a seguinte relação é obtida:

$$\Delta p_a = \frac{1}{2} \left(\frac{(1-x)^2}{\rho_l(1-\alpha)} + \frac{x^2}{\rho_g \alpha} \right) G^2 \Big|_{\text{abaixo da camada}}^{\text{acima da camada}} \quad (A.79)$$

As áreas da seção transversal a montante e a jusante de camadas de tubos são iguais, portanto os fluxos mássicos G acima e abaixo da camada são iguais pela conservação da massa. Portanto a parcela aceleracional da perda de pressão para escoamento adiabático

através de uma camada de tubos com variações desprezíveis de densidade das fases e da fração de vazio é nula.

Apêndice B MÉTODOS PARA ESTIMATIVA DE PERDA DE PRESSÃO DURANTE ESCOAMENTO MONOFÁSICO EXTERNO A BANCO DE TUBOS

Este apêndice apresenta os métodos para estimativa da parcela friccional da perda de pressão durante escoamentos monofásicos externos a banco de tubos.

B.1 Idel'Chik (1966)

Idel'Chik (1966) apresenta um conjunto de métodos de previsão de fator de atrito durante escoamentos monofásicos em várias geometrias de dutos, incluindo escoamento através de banco de tubos. Em condições de escoamento através de banco de tubos, o autor apresenta relações para o fator de atrito válidas para faixa de número de Reynolds entre 3000 e 10^5 , portanto somente para escoamentos em regime turbulento. Nas definições apresentadas, o número de Reynolds adotado por Idel'Chik (1966) é baseado no diâmetro do tubo, na velocidade do escoamento na menor seção transversal e em propriedades do fluido, conforme a seguinte relação:

$$\text{Re}_{\text{máx}} = \frac{\rho u_{\text{máx}} d}{\mu} \quad (\text{B.1})$$

Em condições de escoamento através de banco de tubos com configuração triangular Idel'Chik (1966) propõe as seguintes relações:

$$f = \left[\left(4,6 - 2,7 \frac{\tau - 1}{\lambda - 1} \right) (2 - \tau) + 3,2 \right] \frac{n + 1}{\text{Re}_{\text{máx}}^{0,27}} \quad \text{para } \tau < 2,0 \text{ e } 0,14 \leq \frac{\tau - 1}{\lambda - 1} < 1,7 \quad (\text{B.2})$$

$$f = 0,44 \left(\frac{\tau - 1}{\lambda - 1} + 1 \right)^2 \frac{n + 1}{\text{Re}_{\text{máx}}^{0,27}} \quad \text{para } \tau \geq 1,0 \text{ e } 1,7 \leq \frac{\tau - 1}{\lambda - 1} \leq 5,2 \quad (\text{B.3})$$

$$f = 3,2 \frac{n+1}{\text{Re}_{\text{máx}}^{0,27}} \quad \text{para } \tau \geq 2,0 \text{ e } 0,14 \leq \frac{\tau-1}{\lambda-1} < 1,7 \quad (\text{B.4})$$

onde a perda de pressão é dada pela seguinte relação:

$$\Delta p = f \frac{\rho u_{\text{máx}}^2}{2} \quad (\text{B.5})$$

Em condições de escoamento em banco de tubos em linha, Idel'Chik (1966) apresenta as seguintes relações para o fator de atrito:

$$f = 1,52 \left(\frac{\tau-1}{\zeta-1} \right)^{-0,2} (\tau-1)^{-0,5} \frac{n}{\text{Re}_{\text{máx}}^{0,2}} \quad \text{para } \tau \leq \zeta \quad (\text{B.6})$$

$$f = 0,32 \left(\frac{\tau-1}{\zeta-1} - 0,9 \right)^{-0,68} (\tau-1)^{-0,5} \frac{n}{\text{Re}_{\text{máx}}^{0,2 \left/ \left(\frac{\tau-1}{\zeta-1} \right)^2 \right.}} \quad \text{para } \tau > \zeta \quad (\text{B.7})$$

onde a perda de pressão é dada pela Eq. (B.5).

Vale destacar que a metodologia proposta por Idel'Chik (1966) não é válida para escoamento segundo regime laminar, portanto não contempla transições de regimes e as curvas de fator de atrito não apresentam inflexões com o incremento de Re.

B.2 Zukauskas (1972)

Zukauskas (1972) apresenta um extenso estudo a respeito de características do escoamento, transferência de calor e perda de pressão para escoamento externo a um único tubo, uma fileira de tubos e banco de tubos segundo configurações quincôncio e em linha. Neste trabalho, o autor apresenta relações para a estimativa do número de Nusselt, e métodos de previsão da perda de pressão durante escoamento monofásico cruzado em banco de tubos.

Zukauskas (1972) indica a ocorrência de três regimes de escoamento em banco de tubos:

- Laminar: caracterizado por escoamento laminar em todo o banco de tubos, com reduzida influência da esteira do escoamento de camadas a montante nas seguintes. O

escoamento apresenta camada limite laminar para o escoamento ao redor dos tubos. Verificado para valores de número de Reynolds inferiores a 1000.

- Misto (*mixed* ou *subcritical*): correspondente a um regime de transição entre laminar e turbulento. Para os tubos no interior do banco, há significativa influência da esteira dos tubos no escoamento a jusante. Entretanto há a persistência de uma camada limite segundo regime laminar, com transição para turbulento no escoamento ao redor dos tubos. Verificado para valores de número de Reynolds entre 500 e 2.10^5 .
- Turbulento (*turbulent* ou *supercritical*): escoamento turbulento em todas as fileiras, com o escoamento das fileiras iniciais afetando o escoamento nas fileiras a jusante. O escoamento ao redor dos tubos apresenta camada limite turbulenta desenvolvida. Observado para valores de número de Reynolds superiores a 2.10^5 .

Nas definições apresentadas, o número de Reynolds adotado por Zukauskas (1972) é baseado no diâmetro do tubo, na velocidade do escoamento na menor seção transversal e em propriedades do fluido estimadas a temperatura distante da parede, conforme a seguinte relação:

$$Re_{m\acute{a}x} = \frac{\rho u_{m\acute{a}x} d}{\mu} \quad (B.8)$$

Conforme indicado por Zukauskas e Ulinskas (1983), para escoamento segundo regime laminar, efeitos viscosos são dominantes na perda de pressão do escoamento através do banco de tubos. Com o incremento dos valores de número de Reynolds, há decréscimo da influência de efeitos viscosos e predominância de efeitos inerciais. Os autores indicam que a parcela viscosa da perda de pressão representa entre 0,5 e 2,0 % da perda de pressão total.

Zukauskas e Ulinskas (1983) indicam que o escoamento segundo regime turbulento encontra-se completamente desenvolvido a partir da terceira fileira horizontal de tubos, valor este consideravelmente inferior ao verificado por Kondo e Nakajima (1980) para escoamento bifásico em modelo de *kettle reboiler*. Zukauskas e Ulinskas (1983) indicam diferença significativa no escoamento segundo regimes laminar e misto entre as configurações quincôncio e em linha. Já para condição de escoamento segundo regime turbulento, as duas configurações de banco de tubos apresentam escoamentos e perfis de pressão similares ao longo do perímetro dos tubos.

De maneira geral há incremento da perda de pressão com o decréscimo do espaçamento transversal entre tubos, s_1 . Com o incremento do espaçamento longitudinal, s_2 , entre tubos é verificado incremento da perda de pressão, devido ao incremento da distância percorrida pelas partículas de fluido. O passo longitudinal apresenta maior influência para configurações de banco de tubos em que a menor seção transversal do escoamento se dá entre tubos de fileiras consecutivas, conforme observado para configuração de banco de tubos triangular rotacionada.

O método proposto por Zukauskas (1972) se baseia na determinação da perda de pressão a partir do número de Euler, dado pela seguinte relação:

$$Eu = \frac{\Delta p}{n \rho u_{máx}^2 / 2} \quad (B.9)$$

onde $u_{máx}$ é a velocidade do escoamento na menor seção transversal, ρ é a densidade do fluido, e n é o número de fileiras de tubos. Vale destacar que o número de Euler definido por Zukauskas (1972) é igual ao fator de atrito do tipo Darcy, correspondendo a razão entre a perda de pressão e a energia cinética do escoamento. O número de Euler é obtido graficamente como função das razões entre passos transversal e longitudinal pelo diâmetro, respectivamente τ e ζ , e do número de Reynolds.

Os autores utilizaram resultados experimentais de um conjunto de 49 configurações de banco de tubos distintas, para escoamento de ar e líquidos. O número de Euler é obtido a partir de diagramas, ilustrados nas Figs. B.1 a B.4. A Figura B.1 apresenta a razão do número de Euler pelo fator de correção, Eu/ϕ , para configuração quincôncio com o espaçamento transversal igual ao espaçamento diagonal entre tubos. A Figura B.3 apresenta a mesma razão para configuração em linha, com o espaçamento longitudinal igual ao transversal, correspondente a configuração quadrada normal. As Figuras B.2 e B.4 apresentam as correções dos valores de número de Euler, ϕ , para escoamento em banco de tubos com configurações distintas das definidas para as Figs. B.1 e B.3, respectivamente.

Figura B.1 – Variação da razão entre número de Euler e fator de correção com o número de Reynolds para banco de tubos segundo configuração quincôncio, Zukauskas (1972).

Figura B.2 – Fator de correção do número de Euler dado na Fig. B.1 para escoamento em banco de tubos segundo configuração quincôncio.

Figura B.3 – Variação da razão entre número de Euler e fator de correção com o número de Reynolds para banco de tubos segundo configuração em linha, Zukauskas (1972).

Figura B.4 – Fator de correção para o número de Euler dado na Fig. B.3 para escoamento em banco de tubos com configuração em linha.

Conforme pode ser observado a partir das Figs. B.1 a B.4, o fator de atrito não pode ser representado por uma correlação do tipo Blasius, corroborando a afirmação de Ulbrich e Mewes (1994) a respeito da incoerência na consideração do parâmetro de Martinelli para análise do escoamento externo em banco de tubos, correspondente a razão entre as estimativas de perda de pressão para o escoamento de líquido e gás, caso as fases escoassem isoladas na tubulação com o fator de atrito estimado segundo relação de Blasius (1912).

Também vale a discussão a respeito da transição entre os regimes de escoamento laminar e turbulento, sendo que para o caso de escoamento cruzado externo a banco de tubos a transição não é abrupta, diferentemente do verificado para o escoamento interno, conforme o diagrama de Moody (1944).

B.3 Tilton (2008)

Tilton (2008) apresenta em Perry's Chemical Engineers' Handbook (2008) um conjunto de métodos para estimativa da perda de pressão durante escoamento cruzado monofásico em banco de tubos. Para regime de escoamento turbulento, correspondente a valores de número de Reynolds superior a 2000, definido pela Eq. (B.8), o autor propõe a utilização do método de Grimison (1937) *apud* Tilton (2008). Trata-se de um método baseado em diagramas que permitem determinar o fator de atrito, com a perda de pressão dada por:

$$\Delta p_f = 4 f_F n_{RP} \frac{\rho u_{\text{máx}}^2}{2} \quad (\text{B.10})$$

onde f_F é o fator de atrito do tipo Fanning, n_{RP} é o número de resistências principais ao escoamento, ρ é a densidade do fluido e $u_{\text{máx}}$ é a velocidade do escoamento na menor seção do escoamento. As relações apresentadas por Tilton (2008) são baseadas em propriedades do fluido estimadas a temperatura distante da parede dos tubos.

Para configuração de banco de tubos em que a máxima velocidade do escoamento ocorre entre dois tubos da mesma fileira, condição em que a Eq. (B.18) é satisfeita, o número de resistências principais do escoamento é igual ao número de fileiras. Enquanto que para o caso em que a máxima velocidade do escoamento ocorre na diagonal entre duas camadas consecutivas, condição em que a Eq. (B.18) não é satisfeita, conforme observado em

configuração triangular rotacionada, o número de resistências principais é igual ao número de fileiras menos um.

Para escoamento em banco de tubos segundo configuração quincôncio com a máxima velocidade ocorrendo entre tubos da mesma fileira horizontal, o fator de atrito para escoamento turbulento é obtido diretamente a partir dos diagramas apresentados na Fig. B.5 de Grimson (1937) *apud* Tilton (2008), com número de Reynolds em função da velocidade máxima do escoamento e no diâmetro do tubo conforme Eq. (B.8). Nesta figura são apresentados diferentes conjuntos de curvas para distintos valores de número de Reynolds. Na Figura B.5 são apresentados valores de τ entre 1,25 e 3,5 correspondentes às linhas retas verticais, e de ζ entre 1,5 e 3,0, com indicadores na horizontal.

Em condições em que a velocidade máxima do escoamento ocorre na diagonal entre tubos de fileiras consecutivas, condição em que a Eq. (B.18) não é satisfeita, o fator de atrito é obtido a partir da Fig. B.6, de Grimson (1937) *apud* Tilton (2008).

Para escoamento turbulento em banco de tubos segundo configuração em linha, o fator de atrito é obtido a partir da Fig. B.7.

Na Figura B.6 são apresentadas curvas de fator de atrito para ζ inferiores a unidade, não apresentados na Fig. B.5. Isso se deve ao fato de que para a configuração de banco de tubos triangular rotacionado há a possibilidade de passo longitudinal inferior ao diâmetro do tubo.

Figura B.5 – Fator de atrito para perda de pressão friccional em banco de tubos quincôncio que satisfazem a Eq. (B.18), Grimson (1937).

Figura B.6 – Fator de atrito para perda de pressão friccional em banco de tubos quincôncio que não satisfazem a Eq. (B.18), Grimson (1937).

Figura B.7 – Fator de atrito para perda de pressão friccional em banco de tubos com configuração em linha, Grimson (1937).

Tilton (2008) indica o incremento do fator de atrito com a redução do número de fileiras de tubos, com incrementos máximos de 30% no fator de atrito, para escoamento em banco de tubos com duas fileiras. A Tabela B.1 apresenta os incrementos do fator de atrito com para banco de tubos com número reduzido de fileiras, segundo Boucher e Lapple (1948) *apud* Tilton (2008).

Tabela B.1 – Incremento da perda do fator de atrito em relação a banco de tubos com número elevado de fileiras, com a redução do número fileiras de tubos, Boucher e Lapple (1948).

Número camadas de tubos	Incremento da perda de pressão [%]
2	30
3	15
4	7

Para escoamento através de uma única fileira de tubos, o fator de atrito é obtido a partir da Fig. B.8, Boucher e Lapple (1948) *apud* Tilton (2008). A Figura B.8 apresenta valores do fator de atrito apenas para número de Reynolds igual a 10.000, pois conforme indicado por Tilton (2008) a variação do fator de atrito é desprezível para uma faixa de número de Reynolds entre 100 e 10.000. Nesse contexto Zukauskas e Ulinskas (1983) indicam dependência significativa do fator de atrito com o número de Reynolds, pois com essa faixa de condições de escoamento compreende a transição entre os regimes de escoamento laminar e turbulento, indicando incoerência na consideração de fator de atrito como função apenas do passo transversal.

Figura B.8 – Variação do fator de atrito para escoamento através de uma única fileira de tubos com $\tau-1$, Boucher e Lapple (1948).

Para escoamento em banco de tubos com número de fileiras elevado, e em condições de transição de regime de escoamento, correspondente a valores de número de Reynolds entre 200 e 2000, Tilton (2008) sugere a utilização da abordagem de Bergelin *et al.* (1952) *apud* Fabio Toshio Kanizawa

Tilton (2008), segundo a qual a perda de pressão é dada pela Eq. (B.10) multiplicada por $(\mu_p/\mu)^{0,14}$, onde μ_p e μ são as viscosidades do fluido estimadas a temperatura da superfície e do fluido, respectivamente. O fator de atrito é obtido a partir da Fig. B.9 e Tab. B.2.

De maneira similar ao observado por Zukauskas (1972) e Gaddis (2010), o fator de atrito para escoamento através de banco de tubos com configuração em linha apresenta mínimo local na transição entre regimes de escoamento laminar e turbulento, conforme pode ser observado a partir da Fig. B.9 e Tab. B.2, para as configurações 2 e 5, que apresentam mínimo para valores de número de Reynolds próximos a 1000.

Figura B.9 – Fator de atrito para transição entre regimes laminar e turbulento, Bergelin *et al.* (1952). Configurações segundo Tab. 5.2.

Tabela B.2 – Configurações de banco de tubos para fator de atrito de transição, conforme Fig. B.9, Bergelin *et al.* (1952).

	Configuração	Número de camadas	d [mm]	τ [-]
1	Triangular normal	10	19,05	1,25
2	Quadrada normal	10	19,05	1,25
3	Quadrada rotacionada	14	19,05	1,25
4	Triangular normal	10	19,05	1,50
5	Quadrada normal	10	19,05	1,50

Tilton (2008) sugere a utilização da abordagem de Bergelin *et al.* (1950) para a estimativa da perda de pressão para escoamento segundo regime laminar, correspondente a números de Reynolds inferiores a 200. A perda de pressão é dada pela seguinte relação:

$$\Delta p_f = \frac{280n_{RP}}{Re_v} \tau^{1,6} \left(\frac{\mu_p}{\mu} \right)^{0,57/Re_v^{0,25}} \frac{\rho u_{\max}^2}{2} \quad (\text{B.11})$$

onde Re_v é o número de Reynolds baseado no diâmetro hidráulico volumétrico, correspondente a quatro vezes o volume ocupado pelo fluido dividido pela área superficial dos tubos em contato com o fluido, dado pela Eq. (3.4).

Conforme pode ser observado, o método proposto por Tilton (2008) é de implementação computacional significativamente complicada devido ao fato de ser baseada em diagramas.

Também vale a discussão a respeito da apresentação de valores para o fator de atrito para valores de número de Reynolds discretos, entre 2000 e 40.000, para o escoamento segundo regime turbulento. Conforme indicado por Zukauskas (1972), Zukauskas e Ulinskas (1983), ESDU (2007) e Gaddis (2010), o fator de atrito não apresenta dependência significativa do número de Reynolds apenas para valores de Re superiores a 2.10^5 , entretanto, considerando a faixa de valores apresentada por Tilton (2008), este parâmetro é relevante. Portanto a apresentação de valores discretos de números de Reynolds impossibilita uma estimativa mais precisa do fator de atrito.

B.4 Gaddis (2010)

Gaddis (2010) apresenta método para estimativa da perda de pressão durante escoamentos monofásicos cruzados em banco de tubos, baseado em trabalho apresentado por Gaddis e Gnielinski (1983), *apud* Gaddis (2010), em VDI Heat Atlas (2010). O método apresentado é válido para um banco de tubos com número elevado de fileiras, correspondente as seguintes condições:

- Número de fileiras de tubos superior a 10;
- Número de tubos por fileira superior a 10;
- Comprimento de tubo superior a 10 diâmetros;

- Velocidade do escoamento uniforme e perpendicular ao eixo do tubo na seção de entrada;
- Tubo liso;

A estimativa da parcela friccional da perda de pressão friccional segundo este método é dada pela seguinte relação:

$$\Delta p_f = f_D n_{RP} \frac{\rho u_{\text{máx}}^2}{2} \quad (\text{B.12})$$

onde f_D é o fator de atrito do tipo Darcy, ρ é a densidade do fluido, $u_{\text{máx}}$ é a velocidade média do escoamento na menor seção transversal e n_{RP} é o número de resistências principais ao escoamento. As propriedades do fluido de trabalho são estimadas para a temperatura distante da parede dos tubos (*bulk temperature*). O fator de atrito é dado por uma composição das parcelas laminar e turbulenta do fator de atrito, conforme a seguinte relação:

$$f_D = f_{\text{lam}} + f_{\text{turb}} F \quad (\text{B.13})$$

onde F é o fator para redução da influência da parcela turbulenta, dado pelas seguintes relações para banco de tubos segundo configuração em linha e quincôncio, respectivamente:

$$F = 1 - \exp\left(-\frac{\text{Re}_{\text{máx}} + 1000}{2000}\right) \quad (\text{B.14})$$

$$F = 1 - \exp\left(-\frac{\text{Re}_{\text{máx}} + 200}{1000}\right) \quad (\text{B.15})$$

com o número de Reynolds, $\text{Re}_{\text{máx}}$, estimado para a velocidade do escoamento na menor seção transversal, e com base no diâmetro do tubo, conforme Eq. (B.8).

Para a configuração de banco de tubos em linha, as parcelas laminar e turbulenta do fator de atrito são dadas pelas seguintes relações:

$$f_{lam} = \frac{280\pi}{Re_{m\acute{a}x}} \frac{(\zeta^{0,5} - 0,6)^2 + 0,75}{(4\zeta\tau - \pi)\tau^{1,6}} 280 \quad (B.16)$$

$$f_{turb} = \frac{1}{Re_{m\acute{a}x}^{0,1\zeta/\tau}} \left[0,22 + 1,2 \frac{(1 - 0,94/\zeta)^{0,6}}{(\tau - 0,85)^{1,3}} \right] 10^{0,47(\tau/\zeta - 1,5)} + 0,03(\tau - 1)(\zeta - 1) \quad (B.17)$$

Para a configuração de banco de tubos segundo configuração quincôncio, Gaddis (2010) apresenta formulações distintas para o fator de atrito laminar para bancos de tubos com a menor seção transversal entre dois tubos da mesma fileira horizontal, e para banco de tubos com a menor seção entre tubos de fileiras consecutivas. A condição em que a menor seção transversal do escoamento ocorre entre tubos adjacentes da mesma fileira é caracterizada pelas seguintes relações:

$$\zeta \geq 0,5 (2\tau + 1)^{1/2} \quad (B.18)$$

Para banco de tubos em que a condição dada pela Eq. (B.18) é satisfeita, a parcela laminar do fator de atrito é dada pela Eq. (B.16), caso contrário a parcela laminar do fator de atrito é calculada como se segue:

$$f_{lam} = \frac{280\pi}{Re_{m\acute{a}x}} \frac{(\zeta^{0,5} - 0,6)^2 + 0,75}{(4\zeta\tau - \pi)\lambda^{1,6}} \quad (B.19)$$

onde o termo λ corresponde a razão entre o passo diagonal e o diâmetro do tubo dado pela seguinte equação:

$$\lambda = \sqrt{(\tau/2)^2 + \zeta^2} \quad (B.20)$$

A parcela turbulenta do fator de atrito para escoamento em banco de tubos segundo configuração quincôncio é dada pela seguinte relação:

$$f_{turb} = \frac{1}{Re_{m\acute{a}x}^{0,25}} \left[2,5 + \frac{1,2}{(\tau - 0,85)^{1,08}} + 0,4 \left(\frac{\tau}{\zeta} - 1 \right)^3 - 0,01 \left(\frac{\zeta}{\tau} - 1 \right)^3 \right] \quad (B.21)$$

Para a condição em que a Eq. (B.18) não é satisfeita, o número de resistências principais ao escoamento n_{RP} é igual ao número de fileiras de tubos menos um ($n_{RP}=n-1$), pois as resistências encontram-se entre camadas consecutivas. Para outras configurações, o termo n_{RP} é igual ao número de camadas no banco de tubos ($n_{RP}=n$).

O número de Reynolds nas Eqs. (B.14) a (B.21) é baseado no diâmetro do tubo e na velocidade média da menor seção transversal do escoamento, dada por:

$$u_{m\acute{a}x} = \frac{\tau}{\tau - 1} u_{inf} \quad (B.22)$$

para condição em que a relação (B.18) é satisfeita. Para a condição em que a menor seção transversal do escoamento ocorra entre tubos de fileiras consecutivas, a velocidade máxima é dada pela seguinte equação:

$$u_{m\acute{a}x} = \frac{\tau}{2(\lambda - 1)} u_{inf} \quad (B.23)$$

onde u_{inf} corresponde à velocidade do escoamento na ausência de tubos, igual à velocidade na entrada do banco de tubos.

A Figura B.10 apresenta a variação do fator de atrito contra o número de Reynolds para escoamento em banco de tubos segundo configurações quadrada normal e triangular normal. Segundo esta figura, de maneira geral, para valores reduzidos de número de Reynolds o fator de atrito para configuração triangular normal é superior ao fator de atrito para configuração quadrada normal, para valores reduzidos de número de Reynolds. Para valores elevados de número de Reynolds, o fator de atrito para configuração em linha é superior à configuração quincôncio. Analogamente ao observado por Zukauskas (1972), o fator de atrito para configuração quadrada normal apresenta um mínimo local na transição entre laminar e turbulento, para valores de número de Reynolds próximos a 1000.

Para condições de aquecimento e resfriamento as propriedades do fluido podem variar significativamente entre as regiões próxima e distante da parede do tubo, implicando em uma perda de pressão distinta da verificada durante escoamento isotérmico. Desta forma Gaddis (2010) propõe a correção da parcela laminar do fator de atrito, segundo método proposto por Bergelin *et al.* (1950) *apud* Gaddis (2010), e a correção da parcela turbulenta segundo procedimento de Sieder e Tate (1936) para escoamento intero a tubos, dadas respectivamente pelas seguintes relações:

Figura B.10 – Variação da estimativa do fator de atrito com o número de Reynolds para escoamento em banco de tubos com $d = 19,05$ mm, $s_I = 24$ mm, segundo metodologia de Gaddis (2010).

$$F_{c,lam} = \left(\frac{\mu_p}{\mu} \right)^{0,57} \left[\left(\frac{4\tau_w}{\pi} - 1 \right) Re_{máx} \right]^{-0,25} \quad (B.24)$$

$$F_{c,turb} = \left(\frac{\mu_p}{\mu} \right)^{0,14} \quad (B.25)$$

onde o termo μ é estimado para temperatura média entre a entrada e saída do banco de tubos, e μ_p é a viscosidade do fluido estimada para a temperatura da parede.

Para escoamento em banco de tubos com número reduzido de fileiras, Gaddis (2010) propõe a solução apresentada por Bergelin *et al.* (1950) *apud* Gaddis (2010) para a correção da parcela laminar do fator de atrito, indicando que a parcela turbulenta apresenta variação desprezível com a redução do número de fileiras de tubos. Bergelin *et al.* (1950) *apud* Gaddis (2010) indicam que o número reduzido de camadas de tubos apresenta influência na parcela laminar do fator de atrito somente para condições diabáticas de escoamento, diferente do indicado por Tilton (2008) e Zukauskas e Ulinskas (1983). A correção da parcela laminar do fator de atrito é dada pela seguinte relação, Bergelin *et al.* (1950) *apud* Gaddis (2010):

$$F_{c,n_R,lam} = \left(\frac{\mu_p}{\mu} \right)^{0,57 \left(\frac{n_{RP}}{10} \right)^{0,25}} \left[\left(\frac{4\tau\zeta}{\pi} - 1 \right) Re_{max} \right]^{0,25} \quad (B.26)$$

válida somente para n_{RP} inferior a 10. Para valores n_{RP} superiores a 10 a correção do fator de atrito laminar é dado pela Eq. (B.24). Gaddis (2010) indica que a parcela turbulenta do fator de atrito é influenciada somente para condição de número reduzido de fileiras e expansão brusca da seção transversal após a última fileira de tubos. Para esta condição o autor sugere a correção da parcela turbulenta do fator de atrito segundo método de Gaddis e Gnielinski (1983) *apud* Gaddis (2010), dada pelas seguintes relações:

$$F_{n_R,turb} = \xi_0 \left(\frac{1}{n_R} - \frac{1}{10} \right) \quad \text{para } 5 \leq n_R < 10 \quad (B.27)$$

$$F_{n_R,turb} = 0 \quad \text{para } n_R \geq 10 \quad (B.28)$$

$$\xi_0 = 1/\tau^2 \quad \text{para condição em que Eq. (B.18) é satisfeita} \quad (B.29)$$

$$\xi_0 = \left[\frac{2(\lambda - 1)}{\tau(\tau - 1)} \right]^2 \quad \text{para condição em que Eq. (B.18) não é satisfeita} \quad (B.30)$$

Portanto, o fator de atrito para estimativa da perda de pressão durante escoamento monofásico externo a banco de tubos, considerando as correções devido a diferenças significativas entre a temperatura da parede e do fluido, e devido ao número reduzido de fileiras de tubos, é dado pela seguinte relação:

$$f_D = f_{lam} F_{c,n_R,lam} + (f_{turb} F_{c,turb} + F_{n_R,turb}) F \quad (B.31)$$

B.5 Zukauskas e Ulinskas (1983)

Zukauskas e Ulinskas (1983) apresentam proposta método para estimativa da perda de pressão friccional durante escoamento monofásico em banco de tubos em Heat Exchanger Design Handbook (1983). O método proposto é similar à Zukauskas (1972), no entanto estes autores substituíram os diagramas das Figs. B.1 a B.4 por correlações. Adicionalmente Zukauskas e Ulinskas (1983) incluíram parâmetros de correção do fator de atrito em função

de diferenças significativas de temperatura entre a parede dos tubos e o fluido. Também propuseram fatores de correção para o caso de número reduzido de fileiras de tubos.

A estimativa da parcela friccional da perda de pressão é dada pela Eq. (B.9), considerando a velocidade do escoamento na menor seção transversal do escoamento, similar ao adotado por Zukauskas (1972).

A estimativa do número de Euler, equivalente ao fator de atrito do tipo Darcy, para escoamento monofásico em banco de tubos segundo configuração em linha, é dada a partir das seguintes séries inversas do número de Reynolds, dado pela Eq. (B.8):

$$\frac{Eu}{\varphi} = 0,272 + \frac{207}{Re_{m\acute{a}x}} + \frac{102}{Re_{m\acute{a}x}^2} - \frac{286}{Re_{m\acute{a}x}^3} \quad \begin{array}{l} \text{para } \zeta = 1,25 \\ 3 < Re_{m\acute{a}x} < 2000 \end{array} \quad (B.32)$$

$$\frac{Eu}{\varphi} = 0,267 + \frac{2490}{Re_{m\acute{a}x}} - \frac{9,27 \cdot 10^6}{Re_{m\acute{a}x}^2} + \frac{1,0 \cdot 10^{10}}{Re_{m\acute{a}x}^3} \quad \begin{array}{l} \text{para } \zeta = 1,25 \\ 2000 < Re_{m\acute{a}x} < 2 \cdot 10^6 \end{array} \quad (B.33)$$

$$\frac{Eu}{\varphi} = 0,263 + \frac{86,7}{Re_{m\acute{a}x}} - \frac{2,02}{Re_{m\acute{a}x}^2} \quad \begin{array}{l} \text{para } \zeta = 1,5 \\ 3 < Re_{m\acute{a}x} < 2000 \end{array} \quad (B.34)$$

$$\frac{Eu}{\varphi} = 0,235 + \frac{1970}{Re_{m\acute{a}x}} - \frac{1,24 \cdot 10^7}{Re_{m\acute{a}x}^2} + \frac{3,12 \cdot 10^{10}}{Re_{m\acute{a}x}^3} - \frac{2,74 \cdot 10^{13}}{Re_{m\acute{a}x}^4} \quad \begin{array}{l} \text{para } \zeta = 1,5 \\ 2000 < Re_{m\acute{a}x} < 2 \cdot 10^6 \end{array} \quad (B.35)$$

$$\frac{Eu}{\varphi} = 0,188 + \frac{56,6}{Re_{m\acute{a}x}} - \frac{646}{Re_{m\acute{a}x}^2} + \frac{6010}{Re_{m\acute{a}x}^3} - \frac{1,83 \cdot 10^4}{Re_{m\acute{a}x}^4} \quad \begin{array}{l} \text{para } \zeta = 2,0 \\ 7 < Re_{m\acute{a}x} < 800 \end{array} \quad (B.36)$$

$$\frac{Eu}{\varphi} = 0,247 - \frac{5,95 Re_{m\acute{a}x}}{10^7} + \frac{1,5 Re_{m\acute{a}x}^2}{10^{12}} - \frac{1,37 Re_{m\acute{a}x}^3}{10^{18}} + \frac{3,96 Re_{m\acute{a}x}^4}{10^{25}} \quad \begin{array}{l} \text{para } \zeta = 2,0 \\ 800 < Re_{m\acute{a}x} < 2 \cdot 10^6 \end{array} \quad (B.37)$$

$$\frac{Eu}{\varphi} = 0,177 - 3,11 \cdot 10^{-7} Re_{m\acute{a}x} + 1,17 \cdot 10^{-12} Re_{m\acute{a}x}^2 \quad \begin{array}{l} \text{para } \zeta = 2,5 \\ 600 < Re_{m\acute{a}x} < 2 \cdot 10^5 \end{array} \quad (B.38)$$

onde o número de Reynolds é dado em função do diâmetro do tubo e da velocidade do escoamento na menor seção transversal do escoamento.

Para a determinação do número de Euler é necessária a determinação do termo φ , correspondente a correção do fator de atrito para banco de tubos em que o passo transversal é

diferente do longitudinal, $\tau \neq \zeta$. Para condição em que τ é igual a ζ , o fator de correção φ é igual à unidade. Os fatores de correção são dados pelas seguintes correlações:

$$\varphi = 1,009 \left(\frac{\tau - 1}{\zeta - 1} \right)^{-0,744} \quad \text{para } Re_{\text{máx}} = 10^3 \quad (\text{B.39})$$

$$\varphi = 1,007 \left(\frac{\tau - 1}{\zeta - 1} \right)^{-0,655} \quad \text{para } Re_{\text{máx}} = 10^4 \quad (\text{B.40})$$

$$\varphi = 1,004 \left(\frac{\tau - 1}{\zeta - 1} \right)^{-0,539} \quad \text{para } Re_{\text{máx}} = 10^5 \quad (\text{B.41})$$

$$\varphi = 1,218 - 0,297 \left(\frac{\tau - 1}{\zeta - 1} \right) + 0,0265 \left(\frac{\tau - 1}{\zeta - 1} \right)^2 \quad \text{para } Re_{\text{máx}} = 10^6 \quad (\text{B.42})$$

$$\varphi = 1 \quad \text{para } Re_{\text{máx}} = 10^7 \quad (\text{B.43})$$

A Figura B.11 apresenta a variação do número de Euler com o número de Reynolds para escoamento em banco de tubos segundo configuração quadrada normal. Conforme pode ser observado a partir da Fig. B.11, as curvas apresentam valores e tendências similares às apresentadas na Fig. B.3.

Para a estimativa do número de Euler para escoamento monofásico em banco de tubos segundo configuração quincôncio, Zukauskas e Ulinskas (1983) apresentam as seguintes relações em função do número de Reynolds, e da configuração do banco de tubos:

$$\frac{Eu}{\varphi} = 0,795 + \frac{247}{Re_{\text{máx}}} + \frac{335}{Re_{\text{máx}}^2} - \frac{1550}{Re_{\text{máx}}^3} + \frac{2410}{Re_{\text{máx}}^4} \quad \text{para } \tau = 1,25 \quad 3 < Re_{\text{máx}} < 10^3 \quad (\text{B.44})$$

$$\frac{Eu}{\varphi} = 0,245 + \frac{3390}{Re_{\text{máx}}} - \frac{9,84 \cdot 10^6}{Re_{\text{máx}}^2} + \frac{1,32 \cdot 10^{10}}{Re_{\text{máx}}^3} - \frac{5,99 \cdot 10^{12}}{Re_{\text{máx}}^4} \quad \text{para } \tau = 1,25 \quad 10^3 < Re_{\text{máx}} < 2,0 \cdot 10^6 \quad (\text{B.45})$$

$$\frac{Eu}{\varphi} = 0,683 + \frac{111}{Re_{\text{máx}}} - \frac{97,3}{Re_{\text{máx}}^2} + \frac{426}{Re_{\text{máx}}^3} - \frac{574}{Re_{\text{máx}}^4} \quad \text{para } \tau = 1,5 \quad 3 < Re_{\text{máx}} < 10^3 \quad (\text{B.46})$$

$$\frac{Eu}{\varphi} = 0,203 + \frac{2480}{Re_{\text{máx}}} - \frac{7,58 \cdot 10^6}{Re_{\text{máx}}^2} + \frac{1,04 \cdot 10^{10}}{Re_{\text{máx}}^3} - \frac{4,82 \cdot 10^{12}}{Re_{\text{máx}}^4} \quad \text{para } \tau = 1,5 \quad 10^3 < Re_{\text{máx}} < 2,0 \cdot 10^6 \quad (\text{B.47})$$

$$\frac{Eu}{\varphi} = 0,713 + \frac{44,8}{Re_{\max}} - \frac{126}{Re_{\max}^2} - \frac{582}{Re_{\max}^3} \quad \text{para } \tau = 2,0 \quad (B.48)$$

$$7 < Re_{\max} < 10^2$$

$$\frac{Eu}{\varphi} = 0,343 + \frac{303}{Re_{\max}} - \frac{7,17 \cdot 10^4}{Re_{\max}^2} + \frac{8,8 \cdot 10^6}{Re_{\max}^3} - \frac{3,8 \cdot 10^8}{Re_{\max}^4} \quad \text{para } \tau = 2,0 \quad (B.49)$$

$$10^2 < Re_{\max} < 10^4$$

$$\frac{Eu}{\varphi} = 0,162 + \frac{1810}{Re_{\max}} + \frac{7,92 \cdot 10^7}{Re_{\max}^2} - \frac{1,65 \cdot 10^{12}}{Re_{\max}^3} + \frac{8,72 \cdot 10^{15}}{Re_{\max}^4} \quad \text{para } \tau = 2,0 \quad (B.50)$$

$$10^4 < Re_{\max} < 2,0 \cdot 10^6$$

$$\frac{Eu}{\varphi} = 0,33 + \frac{98,9}{Re_{\max}} - \frac{1,48 \cdot 10^4}{Re_{\max}^2} + \frac{1,92 \cdot 10^6}{Re_{\max}^3} - \frac{8,62 \cdot 10^7}{Re_{\max}^4} \quad \text{para } \tau = 2,5 \quad (B.51)$$

$$10^2 < Re_{\max} < 5 \cdot 10^3$$

$$\frac{Eu}{\varphi} = 0,119 + \frac{4980}{Re_{\max}} - \frac{5,07 \cdot 10^7}{Re_{\max}^2} + \frac{2,51 \cdot 10^{11}}{Re_{\max}^3} - \frac{4,63 \cdot 10^{14}}{Re_{\max}^4} \quad \text{para } \tau = 2,5 \quad (B.52)$$

$$5 \cdot 10^3 < Re_{\max} < 20 \cdot 10^6$$

Figura B.11 – Variação do número de Euler com o número de Reynolds para escoamento em banco de tubos segundo configuração em linha, com $\tau=\zeta$.

De maneira similar ao método apresentado para o escoamento em banco de tubos com configuração quadrada normal, para a determinação do número de Euler durante escoamento em banco de tubos com configuração quincôncio, é necessária determinação do fator de correção, φ , que corresponde a correção para escoamento em banco de tubos com passos longitudinais e transversais distintos. Para escoamento em banco de tubos com passo

transversal igual ao longitudinal o termo φ pode ser considerado igual à unidade, e para outras condições a correção é obtida através das seguintes relações:

$$\varphi = \left(\frac{\tau}{\zeta} \right)^{-0,048} \quad \text{Para } 0,5 < \tau/\zeta < 1,2, \quad \text{Re}_{\text{máx}} = 10^3 \quad (\text{B.53})$$

$$\varphi = 1,28 - \frac{0,708}{\tau/\zeta} + \frac{0,55}{(\tau/\zeta)^2} - \frac{0,113}{(\tau/\zeta)^3} \quad \text{Para } 0,45 < \tau/\zeta < 3,5, \quad \text{Re}_{\text{máx}} = 10^4 \quad (\text{B.54})$$

$$\varphi = 2,016 - 1,675 \left(\frac{\tau}{\zeta} \right) + 0,948 \left(\frac{\tau}{\zeta} \right)^2 - 0,234 \left(\frac{\tau}{\zeta} \right)^3 + 0,021 \left(\frac{\tau}{\zeta} \right)^4 \quad \text{Para } 0,45 < \tau/\zeta < 3,5, \quad \text{Re}_{\text{máx}} = 10^5, \text{ e } \text{para } 0,45 < \tau/\zeta < 1,6, \quad \text{Re}_{\text{máx}} = 10^6 \quad (\text{B.55})$$

$$\varphi = 0,93 \left(\frac{\tau}{\zeta} \right)^{0,48} \quad \text{Para } 1,25 < \tau/\zeta < 3,5, \quad \text{Re}_{\text{máx}} = 10^2 \quad (\text{B.56})$$

$$\varphi = 0,951 \left(\frac{\tau}{\zeta} \right)^{0,284} \quad \text{Para } 1,25 < \tau/\zeta < 3,5, \quad \text{Re}_{\text{máx}} = 10^3 \quad (\text{B.57})$$

A Figura B.12 apresenta a variação do número de Euler com o número de Reynolds para configuração triangular normal. Conforme pode ser observado a partir da Fig. B.12, as curvas apresentam tendências e valores similares às apresentadas na Fig. B.1.

Figura B.12 – Variação do número de Euler com o número de Reynolds para escoamento monofásico em banco de tubos segundo configuração quincôncio, triangular normal.

A partir das Figs. B.11 e B.12 é possível verificar que as estimativas do número de Euler de acordo com as correlações apresentadas na presente seção, relacionado ao fator de atrito, são similares as apresentadas por Zukauskas (1972).

Zukauskas e Ulinskas (1983) apresentam propostas para correção do valor do número de Euler para escoamento em banco de tubos com número de fileiras de tubos inferior a 10, com o número de Euler dado pelas seguintes relações:

$$Eu_n = C_n Eu \quad (B.58)$$

$$C_n = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n c_i \quad (B.59)$$

onde os termos c_i são correlações em função da configuração do banco de tubos, do número de Reynolds e do número de camadas. Para escoamento em banco de tubos segundo configuração em linha, os parâmetros c_i são dados pelas seguintes relações:

$$c_i = \begin{cases} \frac{3,879}{i + 0,091} - 0,215 & \text{para } i \leq 3 \\ 1 & \text{para } i > 3 \end{cases} \quad Re_{\max} = 10 \quad (B.60)$$

$$c_i = \begin{cases} \frac{5,049}{i + 5,006} + 0,409 & \text{para } i \leq 3 \\ 1 & \text{para } i > 3 \end{cases} \quad Re_{\max} = 10^2 \quad (B.61)$$

$$c_i = \begin{cases} 7,0 - 7,53i + 2,73i^2 - 0,305i^3 & \text{para } i \leq 4 \\ 1 & \text{para } i > 4 \end{cases} \quad Re_{\max} = 10^4 \quad (B.62)$$

$$c_i = \begin{cases} 8,16 - 8,314i + 3,303i^2 - 0,52i^3 + 0,0253i^4 & \text{para } i \leq 6 \\ 1 & \text{para } i > 6 \end{cases} \quad Re_{\max} = 10^6 \quad (B.63)$$

Para condição de escoamento em banco de tubos segundo configuração quincôncio, os termos c_i são dados pelas seguintes relações:

$$c_i = \begin{cases} 1,065 - \frac{0,180}{i - 0,297} & \text{para } i < 3 \\ 1 & \text{para } i \geq 3 \end{cases} \quad Re_{\max} = 10 \quad (B.64)$$

$$c_i = \begin{cases} 1,798 - \frac{3,497}{i+1,273} & \text{para } i < 4 \\ 1 & \text{para } i \geq 4 \end{cases} \quad \text{Re}_{\text{máx}} = 10^2 \quad (\text{B.65})$$

$$c_i = \begin{cases} 1,149 - \frac{0,411}{i-0,412} & \text{para } i < 3 \\ 1 & \text{para } i \geq 3 \end{cases} \quad \text{Re}_{\text{máx}} = 10^3 \quad (\text{B.66})$$

$$c_i = \begin{cases} 0,924 + \frac{0,269}{i+0,143} & \text{para } i < 3 \\ 1 & \text{para } i \geq 3 \end{cases} \quad \text{Re}_{\text{máx}} = 10^4 \quad (\text{B.67})$$

$$c_i = \begin{cases} 0,62 + \frac{1,467}{i+0,667} & \text{para } i < 4 \\ 1 & \text{para } i \geq 4 \end{cases} \quad \text{Re}_{\text{máx}} = 10^5 \text{ e } 10^6 \quad (\text{B.68})$$

As Figuras B.13 e B.14 apresentam os fatores de correção do número de Euler para banco de tubos com número reduzido de fileiras horizontais, para configurações em linha e quincôncio, respectivamente. O método proposto pelos autores apresenta tendências similares às apresentadas por Tilton (2008) somente para regime de escoamento turbulento em banco de tubos com configuração em linha, e para regime laminar em banco de tubos com configuração quincôncio. Entretanto para outras condições de operação as tendências são distintas.

Zukauskas e Ulinskas (1983) também apresentam correção do fator de atrito para condições em que diferenças significativas entre as temperaturas da parede dos tubos e do fluido implicam em variação significativa das propriedades do fluido. Para escoamentos segundo regime turbulento, correspondente a valores de número de Reynolds superiores a 1000, os autores indicam que a diferença de temperatura é irrelevante entre a parede do tubo e o fluido é irrelevante na perda de pressão. Para escoamento segundo regime laminar com aquecimento ou resfriamento do fluido, os autores sugerem a utilização de relação similar a de Sieder e Tate (1936), dada pela seguinte equação:

$$Eu_T = Eu \left(\frac{\mu_p}{\mu} \right)^r \quad (\text{B.69})$$

onde o expoente r dependem da condição de operação. Para resfriamento e aquecimento do fluido de trabalho os expoentes são dados respectivamente pelas seguintes relações:

$$r = 0,776 \exp(-0,545 \text{Re}_{\text{máx}}^{0,256}) \quad (\text{B.70})$$

$$r = 0,968 \exp(-1,076 \text{Re}_{\text{máx}}^{0,196}) \quad (\text{B.71})$$

Figura B.13 – Fator de correção para o número de Euler para número reduzido de fileiras de tubos, para escoamento em banco de tubos com configuração em linha.

Figura B.14 – Fator de correção para o número de Euler para número reduzido de fileiras de tubos, para escoamento em banco de tubos com configuração quincôncio.

Os autores também apresentam análise para contabilização da parcela aceleracional da perda de pressão durante escoamentos diabáticos, sendo relevante basicamente para escoamento de gás.

Conforme pode ser observado a partir do descrito na presente seção, a metodologia aqui descrita permite implementação computacional, diferentemente do método de Zukauskas (1972). Este método também apresenta correções para número reduzido de camadas e para variação de temperatura, não apresentado no método proposto por Zukauskas (1972).

B.6 ESDU (2007)

A ESDU (*Engineering Science Data Unit*) apresenta em seu documento número 79034 de 2007 um método para estimativa da parcela friccional da perda de pressão durante escoamento monofásico cruzado em banco de tubos. O método ESDU (2007) corresponde a uma atualização do método ESDU (1979), comumente citado como referência em estudos na área.

A estimativa da parcela friccional do gradiente de pressão durante escoamentos monofásicos proposta pela ESDU (2007) é dada pela seguinte relação:

$$\frac{dp_f}{dz} = -f \frac{\rho u_{\text{inf}}^2}{2d} \quad (\text{B.72})$$

onde o termo u_{inf} corresponde a velocidade do escoamento na ausência de tubos, e f é o fator de atrito, dado em função do número de Reynolds e de parâmetros geométricos do banco de tubos. Este método apresenta o gradiente de pressão pela distância percorrida pelo escoamento, ao invés de perda de pressão por fileira de tubos, conforme adotado pelos métodos já descritos.

O número de Reynolds utilizado nas presentes equações é baseado na velocidade do escoamento na ausência de tubos, no diâmetro do tubo e nas propriedades do fluido estimadas a temperatura distante da parede dos tubos, conforme a seguinte equação:

$$\text{Re}_{\text{inf}} = \frac{\rho u_{\text{inf}} d}{\mu} \quad (\text{B.73})$$

Segundo ESDU (2007) o fator de atrito é dado pela seguinte equação:

$$f = f' F_1 F_2 F_3 \quad (\text{B.74})$$

onde o termo f' corresponde ao fator de atrito para escoamento adiabático perpendicular ao eixo do tubo, em banco de tubos com tubos lisos. Este método inclui fatores de correção para compensação da diferença de temperatura entre a parede do tubo e o fluido, F_1 , escoamento com componente de velocidade na direção axial do tubo, F_2 , e compensação devido à influência da rugosidade dos tubos, F_3 .

O método adota como dimensões características do banco de tubos o diâmetro dos tubos, e o passo s entre tubos conforme indicado na Fig. B.15. A Tabela B.3 apresenta as relações entre os passos longitudinal e transversal, e o passo definido pelo ESDU (2007). Neste método, também é definida a razão de passo por diâmetro, conforme a seguinte equação:

$$\lambda = \frac{s}{d} \quad (\text{B.75})$$

Figura B.15 – Esquema de configurações de bancos de tubos, com o passo característico apresentado pelo ESDU (2007).

Tabela B.3 – Relação entre passos transversal e longitudinal, e o passo definido pelo ESDU (2007).

$s = \sqrt{s_1^2 / 4 + s_2^2}$	$\lambda = \sqrt{\tau^2 / 4 + \zeta^2}$	Triangular normal e rotacionada, e quadrada rotacionada
$s = s_1$	$\lambda = \tau$	Quadrada normal

Foi verificado experimentalmente que o fator de atrito f' é proporcional à $(\lambda-1)^3$ para escoamento em banco de tubos com configuração em linha e quincôncio, para valores de

número de Reynolds elevados. Para escoamento em banco de tubos segundo configuração quadrada normal ou quadrada rotacionada, o termo f^* é dado pela seguinte relação:

$$f^* = Y_Q R K_Q \frac{1}{(\lambda - 1)^3} \quad (\text{B.76})$$

onde K_Q é dado por:

$$K_Q = \frac{4\lambda^2}{\pi} - \frac{\text{Re}_{\text{inf}}}{\text{Re}_{\text{inf}} + 1000} \quad (\text{B.77})$$

e Y_Q é dado por:

$$Y_Q = \left\{ \frac{\left(\frac{0,1\text{Re}_{\text{inf}}}{\text{Re}_{\text{inf}} + 100} \right)^2}{\frac{a_0^2}{[0,5(1 + 0,6a_0)]^2} + \frac{1}{(1 + 3a_0)^2}} + \frac{49}{\text{Re}_{\text{inf}}^{1,95}} \right\}^{1/2} \quad (\text{B.78})$$

com a_0 igual a:

$$a_0 = \frac{\text{Re}_{\text{inf}}}{\text{Re}_{\text{inf}} + 1.10^4} \quad (\text{B.79})$$

ESDU (2007) e ESDU (1979) apresentam o termo $49/\text{Re}^{1,95}$ da Eq. (B.78) no denominador, no entanto com essa consideração os fatores de atrito apresentam derivada positiva para escoamento segundo regime laminar, e tendência distinta das apresentadas nas referências através de diagramas. Considerando a forma apresentada na Eq. (B.78), o fator de atrito é igual ao apresentado pelos diagramas do documento ESDU (2007), e a estimativa da perda de pressão é similar às dos outros métodos, conforme ilustrado na seção 5.1. No apêndice B.6.1 são apresentadas curvas de estimativas de fatores de atrito baseados na formulação originalmente apresentada, juntamente com estimativas de perda de pressão, indicando que a formulação indicada originalmente no documento é incoerente.

Para escoamento em banco de tubos segundo configuração quadrada normal, o termo R na Eq. (B.76) é igual a 1, enquanto que para a configuração quadrada rotacionada, o termo R é dado pelas seguintes relações:

$$R = \left\{ \left[\left(\frac{a_1 \text{Re}}{\text{Re} + 100} \right)^2 + a_2 \right]^{-1} + \left[a_3 \left(1 - \frac{\text{Re}}{\text{Re} + 400} \right)^2 + a_6 \right]^{-1} \right\}^{-1/2} \quad (\text{B.80})$$

$$a_1 = 10 + 9,75 \log \left(\frac{\lambda - 1}{\lambda} \right) \quad (\text{B.81})$$

$$a_2 = 1,6 - 0,86 \left(\frac{\lambda - 1}{\lambda} \right) \quad (\text{B.82})$$

$$a_3 = 24 \left(\frac{\lambda - 1}{\lambda} \right)^{-0,03} \quad (\text{B.83})$$

$$a_4 = 1,56 \left(\frac{\lambda - 1}{\lambda} \right) \quad (\text{B.84})$$

$$a_5 = 2,2 \left(\frac{\lambda - 1}{\lambda} \right)^{3,35} - 0,11 \quad (\text{B.85})$$

$$a_6 = a_4 + a_5 \left[1 - \left(\frac{\text{Re}}{\text{Re} + 1.10^4} \right)^2 \right] \quad (\text{B.86})$$

As Figuras B.16 e B.17 apresentam a variação do fator de atrito contra o número de Reynolds para escoamento em banco de tubos com configurações quadrada normal e rotacionada, respectivamente. De maneira similar à apresentada por Zukauskas (1972), Zukauskas e Ulinskas (1983) e Gaddis (2010), a curva do fator de atrito apresenta inflexão para número de Reynolds próximos a transição laminar e turbulento para configuração quadrada normal.

Para escoamento em banco de tubos com configuração triangular normal e triangular rotacionada, o termo f' é dado pela seguinte relação:

$$f' = YK_T \frac{1}{(\lambda - 1)^3} \quad (\text{B.87})$$

onde o termo K_T é dado pela seguinte equação:

$$K_T = \frac{2\sqrt{3}\lambda^2}{\pi} - \frac{\text{Re}_{\text{inf}}}{\text{Re}_{\text{inf}} + 10} \quad (\text{B.88})$$

e o termo Y_T é dado pela seguinte equação:

$$Y_T = \left[\frac{3,61}{\text{Re}_{\text{inf}}^{0,7}} \left(1 + \frac{5}{\text{Re}_{\text{inf}}^{0,8}} \right)^2 + 0,0625(1 - a_0)^2 + 0,01 \right]^{1/2} \quad (\text{B.89})$$

com o termo a_0 dado pela Eq. (B.79).

A Figura B.18 apresenta a variação do fator de atrito com o número de Reynolds para a configuração triangular normal. Conforme pode ser observado a partir da Fig. B.18, as tendências do fator de atrito são similares às apresentadas por Zukauskas (1972), Zukauskas e Ulinskas (1983) e Gaddis (2010), com o decréscimo do fator de atrito com o incremento do número de Reynolds de forma assintótica.

Figura B.16 – Variação do fator de atrito com o número de Reynolds para escoamento em banco de tubos segundo configuração quadrada normal, ESDU (2007).

Figura B.17 – Variação do fator de atrito com o número de Reynolds para escoamento em banco de tubos segundo configuração quadrada rotacionada, ESDU (2007).

Figura B.18 - Variação do fator de atrito contra o número de Reynolds para escoamento em banco de tubos segundo configuração triangular normal, ESDU (2007).

A correção devido às diferenças significativas entre as temperaturas da parede do tubo e do fluido é similar à proposta por Sieder e Tate (1936), dada pela seguinte equação:

$$F_1 = \left(\frac{\mu_p}{\mu} \right)^{a_7} \quad (\text{B.90})$$

com o expoente a_7 dado pela seguinte função do número de Reynolds:

$$a_7 = 0,38 \text{Re}_{\text{inf}}^{-0,24} \quad (\text{B.91})$$

A correção para escoamentos com velocidade com componente na direção axial dos tubos é dada pela seguinte relação:

$$F_2 = [\text{sen}(\kappa)]^{a_3} \quad (\text{B.92})$$

onde κ é o ângulo da direção principal do escoamento em relação ao eixo do tubo, portanto para escoamento cruzado κ é igual a 90° , e F_2 é igual à unidade. O expoente a_3 é dado pela seguinte função do número de Reynolds:

$$a_3 = 1 + 1,55 \left(\frac{\text{Re}_{\text{inf}}}{\text{Re}_{\text{inf}} + 40} \right)^2 \quad (\text{B.93})$$

De acordo com o método proposto, a quantidade de dados experimentais para escoamento em banco de tubos com configuração quadrada normal com dados de rugosidade é limitado, portanto é recomendado assumir F_3 igual à unidade.

É indicado que a rugosidade dos tubos apresenta influência na perda de pressão para valores de rugosidade relativa superiores a $5 \cdot 10^{-5}$, e valores de número de Reynolds superiores a 4000, portanto para condições operacionais inferiores a esses valores, o fator de correção também deve ser considerado igual à unidade. Para as outras condições, o método ESDU (2007) propõe as seguintes relações para o fator de correção:

$$R_A = 10^4 \frac{\lambda - 0,7}{\lambda} \quad \text{para configuração quadrada rotacionada} \quad (\text{B.94})$$

$$R_A = 10^4 \frac{\lambda - 0,9}{\lambda} \quad \text{para configurações triangular normal e rotacionada} \quad (\text{B.95})$$

e o seguinte parâmetro dado como função da altura equivalente da rugosidade superficial do tubo, ε :

$$\wp = 2,14 + 0,265 \log \left(1 + \frac{\varepsilon / d}{\varepsilon / d + 0,01} \right)^2 \sqrt{\left(\frac{\varepsilon}{d} \right)^2 + (1,1 \cdot 10^{-5})^2} \quad (\text{B.96})$$

Para $\text{Re}_{\text{inf}}/R_A$ inferiores a 1,0, correspondente a valores de número de Reynolds inferiores a aproximadamente 10.000, ou ε/d inferiores a $5 \cdot 10^{-5}$, o termo F_3 é igual à unidade. Para outras condições, o termo F_3 é dado pelo maior valor entre os seguintes, para cada faixa de condições experimentais:

$$F_3 = 1 \quad \text{ou} \quad F_3 = \frac{\wp}{1,625} \left(\frac{\text{Re}_{\text{inf}}}{R_A} \right)^{0,24} \quad \text{para } 1 < \text{Re}_{\text{inf}}/R_A \leq 7,5 \quad (\text{B.97})$$

$$F_3 = \wp \quad \text{ou} \quad F_3 = 0,5 \left(1 + 7,5 \frac{R_A}{\text{Re}_{\text{inf}}} \right) \quad \text{para } 7,5 < \text{Re}_{\text{inf}}/R_A \leq 12 \quad (\text{B.98})$$

$$F_3 = \wp \quad \text{para } \text{Re}_{\text{inf}}/R_A > 12 \quad (\text{B.99})$$

O método de previsão de perda de pressão de ESDU (2007) é adequado somente para escoamento em banco de tubos com configurações triangular e quadrada, normais e rotacionadas, não apresentando a generalidade dos métodos de Zukauskas e Ulinskas (1983) e Gaddis (2010).

B.6.1 Relações originais de ESDU (2007)

Nesta seção são apresentadas estimativas do fator de atrito e da perda de pressão, conforme metodologia apresentada em ESDU (2007). Diferentemente da descrição apresentada na seção B.6, o método originalmente descrito na referência apresenta a seguinte equação para o termo Y_Q para estimativa do fator de atrito para escoamento em banco de tubos segundo configurações quadrada normal e rotacionada:

$$Y_Q = \left\{ \frac{\left(\frac{0,1 \text{Re}_{\text{inf}}}{\text{Re} + 100} \right)^2}{\frac{a_0^2}{[0,5(1 + 0,6a_0)]^2} + \frac{1}{(1 + 3a_0)^2} + \frac{49}{\text{Re}_{\text{inf}}^{1,95}}} \right\}^{1/2} \quad (\text{B.100})$$

distinto do apresentado na Eq. (B.78), devido ao termo $49/\text{Re}^{1,95}$ no denominador.

As Figuras B.19 e B.20 apresentam a variação do fator de atrito com o número de Reynolds para configurações quadrada normal e rotacionada, considerando o termo Y_Q dado pela Eq. (B.100). Conforme pode ser observado a partir das Figs. B.19 e B.20, as tendências das curvas são incoerentes, se comparado com as metodologias apresentadas por Zukauskas e Ulinskas (1983) e Gaddis (2010), e distintas das apresentadas em gráficos nos documentos ESDU (1979) e ESDU (2007).

A Figura B.21 apresenta a comparação das estimativas da perda de pressão segundo as metodologias de Zukauskas e Ulinskas (1983), Gaddis (2010) e ESDU (2007) utilizando a Eq. (B.100), para escoamento de água em banco de tubos segundo configuração quadrada normal. Conforme pode ser observado, as estimativas segundo o método originalmente proposto por ESDU (2007) são distintas das estimativas segundo os outros métodos, indicando incoerência. Portanto a formulação apresentada na Eq. (B.78) será considerada no presente estudo.

Figura B.19 – Variação do fator de atrito com o número de Reynolds para escoamento em banco de tubos segundo configuração quadrada normal, ESDU (2007).

Figura B.20 – Variação do fator de atrito com o número de Reynolds para escoamento em banco de tubos segundo configuração quadrada rotacionada, ESDU (2007).

Figura B.21 – Variação da perda de pressão com o número de Reynolds para configuração quadrada normal.

Apêndice C DEFINIÇÃO DO PERFIL DA CONTRAÇÃO

Este apêndice apresenta os métodos adotados para a determinação do perfil da contração da seção de testes.

Conforme apresentado no Capítulo 6, seção 6.4, o perfil da contração de uma seção retangular de 300 por 600 mm para uma seção de 96 por 381 mm foi definido conforme método apresentado por Mehta e Bradshaw (1979) e Bell e Mehta (1989), através de polinômios de quinta ordem.

Bell e Mehta (1989) indicam que a suavidade do na curvatura do perfil nas seções de entrada e saída é mais importante do que a precisão dimensional da confecção da seção, sendo indicado pelos autores polinômios de quinta ordem com derivadas de primeira e segunda ordem nulas nas seções de entrada e saída.

A Figura C.1 ilustra a contração com o sistema de coordenadas local, com a origem na entrada da contração, coordenada x na direção do escoamento e z na direção da maior dimensão transversal.

Figura C.1 – Ilustração da contração com o sistema de coordenadas.

Através da imposição das condições de contorno mencionadas, os seguintes polinômios foram obtidos para os perfis no plano xz e xy , conforme apresentado na Fig. C.1, respectivamente:

$$y = l_{ent} + a_{3,y}x^3 + a_{4,y}x^4 + a_{5,y}x^5 \quad (C.1)$$

$$z = h_{ent} + a_{3,z}x^3 + a_{4,z}x^4 + a_{5,z}x^5 \quad (C.2)$$

onde l_{ent} e h_{ent} correspondem à largura e altura na entrada da contração, 150 e 300 mm respectivamente, e as constantes são dadas pelos seguintes sistemas:

$$\begin{bmatrix} L^3 & L^4 & L^5 \\ 3L^2 & 4L^3 & 5L^4 \\ 6L & 12L^2 & 20L^3 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} a_{3,y} \\ a_{4,y} \\ a_{5,y} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} l_{sai} - l_{ent} \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix} \quad (C.3)$$

$$\begin{bmatrix} L^3 & L^4 & L^5 \\ 3L^2 & 4L^3 & 5L^4 \\ 6L & 12L^2 & 20L^3 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} a_{3,z} \\ a_{4,z} \\ a_{5,z} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} h_{sai} - h_{ent} \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix} \quad (C.4)$$

onde l_{sai} e h_{sai} correspondem à largura e altura na saída da contração, 48 e 190,5 mm respectivamente (96/2 e 381/2 mm).

Realizando a inversão das matrizes dos lados esquerdos das Eqs. (C.3) e (C.4) seguida da multiplicação de ambos os membros, os coeficientes dos polinômios são obtidos, conforme as seguintes relações:

$$\begin{bmatrix} a_{3,y} \\ a_{4,y} \\ a_{5,y} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{10}{L^3} & -\frac{4}{L^2} & \frac{1}{2L} \\ -\frac{15}{L^4} & \frac{7}{L^3} & -\frac{1}{L^2} \\ \frac{6}{L^5} & -\frac{3}{L^4} & \frac{1}{2L^3} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} l_{sai} - l_{ent} \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{10}{L^3} \\ -\frac{15}{L^4} \\ \frac{6}{L^5} \end{bmatrix} (l_{sai} - l_{ent}) \quad (C.5)$$

$$\begin{bmatrix} a_{3,z} \\ a_{4,z} \\ a_{5,z} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{10}{L^3} & -\frac{4}{L^2} & \frac{1}{2L} \\ -\frac{15}{L^4} & \frac{7}{L^3} & -\frac{1}{L^2} \\ \frac{6}{L^5} & -\frac{3}{L^4} & \frac{1}{2L^3} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} h_{sai} - h_{ent} \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{10}{L^3} \\ -\frac{15}{L^4} \\ \frac{6}{L^5} \end{bmatrix} (h_{sai} - h_{ent}) \quad (C.6)$$

A partir da análise apresentada, os seguintes polinômios são obtidos para os perfis:

$$y = 0,15 - 15,938x^3 + 59,7656x^4 - 59,7656x^5 \quad (C.7)$$

$$z = 0,3 - 17,1094x^3 + 64,1602x^4 - 64,1602x^5 \quad (C.8)$$

Os perfis obtidos são no espaço tridimensional, no entanto para o corte das placas de aço para a confecção da contração, os perfis precisam ser planificados. Portanto para as coordenadas y e z dos perfis dados pelas Eqs. (C.1) e (C.2), com os coeficientes dados respectivamente pelas Eqs. (C.5) e (C.6), as coordenadas x_{plan} da placa planificada deve ser distinta da coordenada x do perfil tridimensional.

As coordenadas x_{plan} para os perfis y e z são dadas pelas seguintes integrais de linha:

$$x_{plan,y} = \int_0^x \sqrt{\left(\frac{dz}{dx}\right)^2 + 1} dx \quad (C.9)$$

$$x_{plan,z} = \int_0^x \sqrt{\left(\frac{dy}{dx}\right)^2 + 1} dx \quad (C.10)$$

A Tabela C.1 apresenta as coordenadas $x_{plan,y}$, y , $x_{plan,z}$ e z para o corte das placas de aço para a confecção da contração da seção de testes, com valores de x com incrementos de 20 mm.

Tabela C.1 – Perfis das chapas para construção da contração.

x [mm]	Plano xz		Plano xy	
	$x_{plan,y}$ [mm]	y [mm]	$x_{plan,z}$ [mm]	z [mm]
0,0	0,0	150,0	0,0	300,0
20,0	20,0	149,9	20,0	299,9
40,0	40,0	149,1	40,0	299,1
60,0	60,1	147,3	60,1	297,1
80,0	80,4	144,1	80,4	293,7
100,0	100,9	139,4	101,0	288,7
120,0	121,8	133,4	122,1	282,1
140,0	143,1	126,0	143,6	274,2
160,0	164,8	117,6	165,5	265,2
180,0	186,8	108,5	187,8	255,4
200,0	208,9	99,0	210,2	245,3
220,0	231,1	89,5	232,7	235,1
240,0	253,1	80,4	255,0	225,3
260,0	274,7	72,0	276,9	216,3
280,0	296,1	64,6	298,4	208,4
300,0	317,0	58,6	319,4	201,8
320,0	337,5	53,9	340,1	196,8
340,0	357,8	50,7	360,4	193,4
360,0	377,8	48,9	380,5	191,4
380,0	397,9	48,1	400,5	190,6
400,0	417,9	48,0	420,5	190,5

Apêndice D AVALIAÇÃO DA INFLUÊNCIA DA UMIDADE DO AR

Uma análise da influência da umidade do ar foi realizada com o objetivo de avaliar seus efeitos na densidade do gás e no balanço de massa. Para esta análise adotou-se uma temperatura do ar na admissão igual a 25 °C à pressão de 1,0 atm e umidades relativas de 20 e 90%.

A temperatura do ar na saída do resfriador evaporativo foi estimada através da análise de trocadores de calor, adotando o método de diferenças de temperatura média logarítmica – DTML (*LMTD – Log. mean temperature difference*), considerando o coeficiente global dado por Shah e Sekulic (2003), para trocador de calor aletado, com água tratada no lado frio e gás a média pressão no lado aquecido, igual a 315 W/m²K. Na análise, foi considerada a vazão de água dada por uma bomba Mark de 0,5 cv, modelo NXPD2 operando com diferença de pressão de 16 mca (157 kPa). Para isso foi considerado que a perda de pressão no trocador de calor de aproximadamente 10 mca (78,5 kPa), pois o fabricante não fornece a curva de perda de pressão ou detalhes construtivos do equipamento, e a região superior da torre de resfriamento posicionado a um nível de aproximadamente 6 metros acima. Através deste sistema, a temperatura do ar estimada na saída do trocador de calor é aproximadamente igual à temperatura de entrada da água de resfriamento, proveniente da torre de resfriamento evaporativo.

A Figura D.1 ilustra o processo de compressão do ar. Para os pontos indicados na Fig. D.1 as seguintes condições foram consideradas:

1. Entrada do compressor: temperatura de 25 °C, pressão atmosférica, e umidades relativas UR de 20 e 90%;
2. Saída do compressor e entrada do resfriador posterior: temperatura de 80 °C, pressão de 7,5 bar e umidade absoluta igual à do ponto 1;
3. Saída do resfriador posterior e entrada do separador de condensado: temperatura igual à TBU (temperatura de bulbo úmido) para a umidade relativa externa, conforme

- indicado na análise do resfriador posterior, pressão igual a 7,5 bar e umidade absoluta igual a dos pontos 1 e 2;
4. Saída do separador de condensado e entrada da linha de ar comprimido: temperatura igual a da saída do separador de condensado, pressão de 7,5 bar e assumindo ar no estado saturado. Nesse ponto do processo, o condensado é eliminado através do purgador eletrônico instalado na região inferior do separador de condensado;
  5. Local de medida de vazão de ar: temperatura ambiente e pressão de 3 bar. Considerou-se que o ar troca calor com o ambiente através da tubulação;
  6. Seção de testes: UR igual a 100%. Considerou-se que o ar na seção de testes encontra-se saturado e aproximadamente a pressão atmosférica.

Figura D.1 – Ilustração do processo de tratamento do ar até o ponto de medição de vazão.

As Figuras D.2 e D.3 apresentam os diagramas de vapor d'água com as temperaturas de trabalho e pressões relativas para o processo de compressão e tratamento do ar comprimido até o ponto de medição para umidades de entrada de 20 e 90 %, respectivamente. A umidade relativa no ponto de medição de vazão é igual a 21,0 e 43,6 % para umidades relativas de aspiração iguais a 20 e 90 %, respectivamente.

Figura D.2 – Diagrama do vapor d'água para o processo de compressão e tratamento do ar, para UR de entrada igual a 20%.

Figura D.3 – Diagrama do vapor d'água para o processo de compressão e tratamento do ar, para UR de entrada igual a 90%.

Para as condições analisadas de umidades relativas de entrada iguais a 20 e 90% foram obtidos erros de densidade no ponto de medição de vazão (ponto 5 indicado na Fig. D.1) iguais a 0,17 e 0,37%, respectivamente. Estes valores são consideravelmente reduzidos, sendo

inferiores à incerteza dos transdutores de vazão que é igual a 1,0%. A vazão mássica de ar $\dot{m}_g$ é igual à vazão volumétrica multiplicada pela densidade, portanto o não conhecimento da umidade no ponto de medição de vazão implica em desvios de $\dot{m}_g$ iguais aos obtidos para a densidade.

Considerou-se ar saturado na seção de testes devido ao contato do mesmo com a água, e conforme indicado no Capítulo 7, a vazão volumétrica de ar na seção de testes é igual a $\dot{m}_g$ dividida pela densidade do ar na seção, estimada para ar saturado. Portanto, o erro na estimativa de j_g na seção de testes decorrente do não conhecimento da UR no ponto de medição de vazão é igual ao erro na estimativa de $\dot{m}_g$, que são iguais a 0,17 e 0,37% para UR de admissão iguais a 20 e 90%, respectivamente.

Deve se destacar que a densidade de ar na seção de testes ρ_g deve ser estimada considerando ar saturado, uma vez que a densidade do ar úmido é cerca de 3,2% superior à densidade do ar saturado.

Apêndice E INCERTEZAS DE TRANSDUTORES

Este apêndice apresenta as incertezas dos transdutores de vazão e pressão utilizados no aparato experimental.

A análise da propagação de incertezas experimentais foi realizada através do programa de tratamento e análise dos dados utilizado no presente estudo, EES (*Engineering Equation Solver* – v. 9.654 3D), que adota a metodologia descrita por Taylor e Kuyatt (1994), do NIST (*National Institute of Standards and Technology*).

Nos subitens seguintes são apresentadas as incertezas de cada transdutor específico.

E.1 Transdutores de vazão eletromagnéticos

Os transdutores de vazão de eletromagnéticos de água foram fornecidos juntamente com curvas de calibração levantadas pelo fornecedor.

O fornecedor indica incerteza de $\pm 0,1$ % no procedimento de calibração do transdutor de 2 polegadas, realizado através de balança e cronometro. A Tabela E.1 apresenta os dados da calibração informados pelo fabricante para o transdutor de 2 polegadas de diâmetro, com saída de corrente entre 4 e 20 mA, para vazões de 0,0 e 70,65 m³/h (0,0 e 0,0196 m³/s), respectivamente.

Tabela E.1 – Dados de calibração de transdutor de vazão eletromagnéticos de água, de 2 polegadas.

Q_{ref} [m ³ /s]	Q_{medida} [m ³ /s]	Erro [%]
0,00113	0,00114	0,44
0,00423	0,00425	0,43
0,00790	0,00789	-0,11
0,01218	0,01216	-0,15
0,01560	0,01554	-0,40

A incerteza experimental determinada a partir da calibração U_{cal} pode ser estimada a partir da seguinte relação:

$$U_{cal} = \sqrt{\sum_{i=1}^N \frac{Erro_i^2}{N}} \quad (E.1)$$

resultando em incerteza igual a 0,34 %. Este valor será considerado nas análises de propagação de erro experimental.

Resultados similares são apresentados para o transdutor de vazão de ½ polegadas de diâmetro, com calibração realizada através de balança e cronômetro, também com incerteza de 0,1 % no processo de calibração. A Tabela E.2 apresenta os resultados do processo de calibração, com saída de corrente entre 4 e 20 mA, para vazões de 0,0 e 6,4 m³/h (0,0 e 0,0018 m³/s), respectivamente. Adotando a mesma abordagem para determinação da incerteza obtida a partir da calibração, dada pela Eq. (E.1), a incerteza do transdutor de ½ polegadas é igual a 0,43 %.

Tabela E.2 – Dados de calibração de transdutor de vazão eletromagnéticos de água, de 2 polegadas.

Q_{ref} [m³/s]	Q_{medida} [m³/s]	Erro [%]
0,00011	0,00011	0,50
0,00017	0,00017	0,30
0,00034	0,00033	0,45
0,00084	0,00083	0,40
0,00178	0,00177	0,47

Conforme pode ser observado a partir das Tabs. E.1 e E.2, os erros de calibração são inferiores a 0,50% do valor de referência.

Os transdutores de vazão eletromagnéticos apresentam a possibilidade de operar com sinal de saída como corrente entre 4 a 20 mA, ou como sinal de tensão pulsado, com a frequência proporcional a vazão medida. Durante as primeiras tentativas de operação do aparato experimental foi verificado que o sinal de saída como corrente apresenta ruído elevado, impossibilitando uma aquisição mais precisa do sinal fornecido pelos transdutores através do sistema de aquisição.

Portanto foram utilizados os sinais de saída como tensão pulsada, ajustado para frequência máxima igual a 5000 Hz correspondente a vazão máxima de cada transdutor. Esta solução apresenta também vantagem devido ao fato de que elimina possíveis erros adicionados durante a conversão do sinal de corrente para tensão.

E.2 Transdutores de vazão do tipo turbina

Os transdutores de vazão do tipo turbina utilizados para medição da vazão volumétrica de ar foram fornecidos juntamente com curvas de calibração. A calibração foi realizada pelo fabricante utilizando transdutores padrões com certificação de calibração do IPT (Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo), utilizando ar a pressão e temperatura ambiente como fluidos de trabalho.

A vazão volumétrica medida por este tipo de transdutor é dada pela seguinte relação, Contech (2012):

$$Q_{medida} = \frac{Frequência \cdot 3600}{fator_k} \quad (E.2)$$

onde *Frequência* é a velocidade de rotação da hélice em Hz, e *fator_k* é o fator de conversão característico de cada modelo. Os transdutores apresentam saída de corrente, entre 4 e 20 mA, portanto o cálculo de vazão dado pela Eq. (E.2) é realizado pelo módulo eletrônico do componente.

O transdutor turbina com bitola nominal de ½ polegada, com número de série 12051515 e faixa de vazão entre 0,85 e 8,50 m³/h, foi calibrado utilizando transdutores padrões rotativo Instronet G40 (número de série 20403527, com calibração de 24/01/2012, e certificado do IPT 114.629-101) e turbina Elster G400 (número de série 83010955, com calibração de 11/06/2011, e certificado do IPT 110.246-101). O *fator_k* deste transdutor é igual a 2517573,38 Hz.h/m³. A Tabela E.3 apresenta os resultados obtidos com a calibração realizada pela Contech.

O transdutor do tipo turbina com bitola de 1 polegada, com número de série 12051513 e faixa de vazão entre 8,5 e 85 m³/h, foi calibrado utilizando os mesmos transdutores padrões de referência utilizados para a calibração do transdutor de ½ polegada. O *fator_k* para este modelo é igual a 150525,64 Hz.h/m³. A

Tabela E.4 apresenta os resultados da calibração para o transdutor de 1 polegada de bitola nominal.

O transdutor do tipo turbina com 2 polegadas de bitola, com número de série 12051514 e faixa de vazão entre 34 e 340 m³/h, foi calibrado com o transdutor de referência

turbina Elster G400, utilizado também para a calibração dos outros dois modelos. O $fator_k$ deste modelo é igual a 24964,8133 Hz.h/m³. A Tabela E.5 apresenta os resultados da calibração do transdutor de vazão volumétrica do tipo turbina de 2 polegadas de bitola.

Tabela E.3 – Resultados de calibração do transdutor do tipo turbina de ½ polegada de bitola.

Q_{ref} [m ³ /h]	Frequência [Hz]	Corrente [mA]	Q_{medida} [m ³ /h]	Erro [%]
0,00	0,00	4,00	0,000	0,00
0,86	151,90	4,41	0,217	-74,74
2,04	980,40	6,63	1,402	-31,28
3,44	2180,00	9,86	3,117	-9,38
4,66	3191,20	12,57	4,563	-2,08
5,83	4357,40	15,71	6,231	6,88
7,45	5395,10	18,49	7,715	3,55
8,42	5955,50	20,00	8,516	1,14

Tabela E.4 – Resultados de calibração do transdutor do tipo turbina de 1 polegada de bitola.

Q_{ref} [m ³ /h]	Frequência [Hz]	Corrente [mA]	Q_{medida} [m ³ /h]	Erro [%]
0,0	0,00	4,00	0,000	0,00
8,9	336,10	5,52	8,038	-9,68
21,0	867,30	7,93	20,743	-1,23
34,3	1436,80	10,50	34,363	0,18
46,4	1943,10	12,79	46,472	0,15
59,5	2491,00	15,27	59,575	0,13
71,9	3001,00	17,58	71,772	-0,18
84,9	3535,40	20,00	84,553	-0,41

Tabela E.5 – Resultados de calibração do transdutor do tipo turbina de 2 polegadas de bitola.

Q_{ref} [m ³ /h]	Frequência [Hz]	Corrente [mA]	Q_{medida} [m ³ /h]	Erro [%]
0,0	0,00	4,00	0,000	0,00
34,6	238,25	5,97	34,356	-0,70
83,1	583,30	8,83	84,114	1,22
136,3	955,70	11,91	137,815	1,11
184,2	1294,08	14,71	186,610	1,31
236,8	1637,68	17,56	236,158	-0,27
285,9	1933,00	20,00	278,744	-2,50
338,6	2328,87	-	335,830	-0,82

Conforme pode ser observado a partir das Tabs. E.3 a E.5, os erros relativos apresentados pelos transdutores de vazão volumétrica do tipo turbina apresentam erros elevados de até 75%. No entanto, os maiores erros obtidos são referentes a vazões volumétricas reduzidas considerando relação linear entre a corrente de saída e a vazão.

A partir dos dados apresentados nas Tabs. E.3 a E.5 é possível concluir que as relações entre corrente e vazão não podem ser representadas por uma relação linear. Portanto foram utilizados os valores tabelados para o programa de aquisição de dados e para o pós-processamento dos resultados experimentais, adotando interpolação linear entre os valores de vazão em função da corrente elétrica. A corrente elétrica foi determinada utilizando resistores de precisão e com estabilidade térmica, com resistência nominal igual a 250 ohms. A partir desta abordagem, torna-se inviável a estimativa da incerteza experimental adotando o desvio do valor medido e o valor de referência. Neste caso, para análise de propagação de erros decorrentes de incertezas experimentais será adotada a precisão indicada pelo fabricante do equipamento, igual a 1,0% do valor medido.

E.3 Rotâmetros

Os rotâmetros instalados na linha de ar comprimido são do modelo 440 da Contech, com corpo de policarbonato e flutuador de alumínio. Os rotâmetros com conexões de uma polegada apresentam faixa de vazão entre 6 e 64 Nm³/h, enquanto que os rotâmetros com conexão de duas polegadas apresentam faixa de medição de vazão entre 10 e 100 Nm³/h.

A empresa fornecedora entrega os rotâmetros com curvas de calibração. A calibração foi realizada utilizando transdutor de deslocamento positivo como referência modelo Delta Meter, com certificado de calibração do IPT números 113129-101 e 113111-101, com datas de vencimentos de 27/10/2014 e 16/10/2014, respectivamente. O fabricante indica incerteza do ensaio de $\pm 0,32$ % do fundo de escala.

A calibração foi realizada com ar a temperatura ambiente, igual a 25 °C, e pressão manométrica de 1 bar (100 kPa). A pressão atmosférica média na Cidade de São Paulo é igual a 92,6 kPa, Inmet (2013), portanto a pressão absoluta do fluido de ensaio é de 192,6 kPa.

A correção da vazão de leitura é realizada a partir da Eq. (6.11), dada pela seguinte relação:

$$Q_{medida} = \frac{Q_a}{\rho_a \sqrt{\frac{\rho_{Flut} / \rho_{a,ref} - 1}{\rho_{Flut} - \rho_a}}} \quad (E.3)$$

onde o termo Q_a é a vazão de leitura, ρ_a é a densidade do fluido de trabalho, ρ_{Flut} é a densidade do material do flutuador, $\rho_{a,ref}$ é a densidade do ar a 20 °C e 1 atm.

As Tabelas E.6 a E.8 apresentam os resultados dos procedimentos de calibração para os rotâmetros de uma polegada e as Tabs. E.9 e E.10 apresentam os resultados para os rotâmetros de duas polegadas.

Tabela E.6 – Dados de calibração de rotâmetro de uma polegada, modelo 440 e número de série 12060038.

Q_a [Nm ³ /h]	Q_{ref} [l/min]	Q_{medida} [l/min]	Erro (%)
6	4579	4352	-4,95
10	7154	7254	1,39
20	10308	14507	40,74
30	21462	21761	1,39
40	28617	29015	1,39
50	35771	36268	1,39
60	42925	43522	1,39
64	45786	46423	1,39

Tabela E.7 – Dados de calibração de rotâmetro de uma polegada, modelo 440 e número de série 12060039.

Q_a [Nm ³ /h]	Q_{ref} [l/min]	Q_{medida} [l/min]	Erro (%)
6	4579	4352	-4,95
10	7154	7254	1,39
20	10308	14507	40,7
30	21462	21761	1,39
40	28617	29015	1,39
50	35771	36268	1,39
60	42925	43522	1,39
64	45786	46423	1,39

Tabela E.8 – Dados de calibração de rotâmetro de uma polegada, modelo 440 e número de série 12060040.

Q_a [Nm ³ /h]	Q_{ref} [l/min]	Q_{medida} [l/min]	Erro (%)
6	4579	4352	-4,95
10	7154	7254	1,4
20	10308	14507	40,7
30	21462	21761	1,39
40	28617	29015	1,39
50	35771	36268	1,39
60	42925	43522	1,39
64	45786	46423	1,39

Tabela E.9 – Dados de calibração de rotâmetro de duas polegadas, modelo 440 e número de série 12060041.

Q_a [Nm ³ /h]	Q_{ref} [l/min]	Q_{medida} [l/min]	Erro (%)
10	7154	7254	1,39
20	14308	14507	1,39
40	28617	29015	1,39
60	42925	43522	1,39
80	57233	58029	1,39
100	71541	72536	1,39

Tabela E.10 – Dados de calibração de rotâmetro de duas polegadas, modelo 440 e número de série 12060042.

Q_a [Nm ³ /h]	Q_{ref} [l/min]	Q_{medida} [l/min]	Erro (%)
10	7154	7254	1,39
20	14308	14507	1,39
40	28617	29015	1,39
60	42925	43522	1,39
80	57233	58029	1,39
100	71541	72536	1,39

Conforme pode ser observado a partir das Tabs. E.6 a E.10, os erros de medição são inferiores a 5 %, exceto para a vazão de leitura de 20 Nm³/h para o transdutor de uma polegada.

Apêndice F RESULTADOS EXPERIMENTAIS

Neste apêndice são apresentados os dados obtidos no presente estudo, que incluem resultados para perda de pressão durante escoamentos monofásicos, e resultados para padrões de escoamento, fração de vazio e perda de pressão durante escoamentos bifásicos.

F.1 Resultados para escoamentos monofásicos

Nesta seção são apresentados os resultados experimentais para perda de pressão durante escoamentos monofásicos. As Tabelas F.1 e F.2 apresentam os resultados para a parcela friccional da perda de pressão por camada para escoamentos monofásicos de água e ar, respectivamente.

Tabela F.1 – Resultados experimentais para escoamento de água.

n	$Re_l [-]$	$\Delta p_f / n [\text{Pa}]$
14	494	0,93
14	597	1,07
14	712	1,23
14	860	1,44
14	1048	1,72
14	1272	2,13
14	1534	2,64
14	1863	3,44
14	2253	4,47
14	2736	6,04
14	3330	8,22
14	4040	11,20
14	4895	15,24
14	5936	21,05
14	7188	29,06
14	8727	40,29
14	10614	55,22
14	12829	76,39
14	15561	104,57

Continuação Tab. F.1

n	$Re_l [-]$	$\Delta p_f / n [\text{Pa}]$
14	18864	143,89
14	23106	196,14
11	531	0,64
11	630	0,68
11	770	0,92
11	922	1,14
11	1116	1,42
11	1350	1,84
11	1637	2,42
11	1987	3,24
11	2416	4,41
11	2928	6,02
11	3545	8,30
11	4322	11,46
11	5239	15,64
11	6347	21,85
11	7688	30,09
11	9320	41,79
11	11350	58,10
11	13623	79,17
11	16610	109,33

Continuação Tab. F.1

n	$Re_l [-]$	$\Delta p_f / n$ [Pa]
11	20213	150,28
11	24414	205,98
11	29947	284,55
7	391	0,62
7	436	0,44
7	478	0,60
7	521	0,92
7	579	0,98
7	638	1,30
7	717	1,33
7	823	1,22
7	950	1,24
7	1001	1,83
7	1148	2,15
7	1257	2,35
7	1476	2,76
7	1646	3,67
7	1775	3,61
7	1961	4,38
7	2313	4,77
7	2489	6,05
7	2782	7,13
7	3117	8,42
7	3452	9,95
7	3840	11,82
7	4358	14,24
7	4785	17,49
7	5775	20,15
7	6262	24,64
7	6880	29,69
7	7844	35,88
7	8611	43,07
7	9530	51,84
7	10578	62,32
7	11906	74,49
7	12891	90,50
7	14362	109,23

Continuação Tab. F.1

n	$Re_l [-]$	$\Delta p_f / n$ [Pa]
7	16176	130,57
7	18760	153,86
7	20924	185,13
7	23229	222,59
7	25792	266,26
7	29044	318,02

Tabela F.2 – Resultados experimentais para escoamentos monofásicos de ar.

n	$Re_g [-]$	$\Delta p_f / n$ [Pa]
11	410	0,23
11	509	0,24
11	609	0,26
11	743	0,30
11	895	0,32
11	1090	0,45
11	1312	0,58
11	1618	0,77
11	1933	0,97
11	2306	1,30
11	2831	1,80
11	3440	2,55
11	4150	3,60
11	5050	5,12
11	6038	7,08
11	7368	9,96
11	8984	13,97
11	10906	19,21
11	11307	19,53

F.2 Resultados para escoamentos bifásicos

A Tabela F.3 apresenta os resultados experimentais para escoamentos bifásicos em banco de tubos com as tomadas de pressão instaladas entre 11 camadas, compreendendo a sétima e a décima oitava camadas. Os padrões de escoamento (PE) apresentados foram identificados objetivamente e representados pela Figura 8.6, e encontram-se na Tab. F.3 designados segundo a seguinte codificação:

- Bolhas: B;
- Bolhas dispersas: Bd;
- Agitante: Ag;
- Intermitente: I;
- Intermitente severo: Is;
- Anular: A;

A Tabela F.4 apresenta os resultados experimentais para escoamentos bifásicos obtidos com as tomadas de pressão instaladas entre 7 camadas de tubos, compreendendo a décima primeira e a décima oitava camadas. Os padrões de escoamento foram identificados objetivamente e representando na Figura 8.8, adotando os sinais do transdutor diferencial de resposta rápida e do sensoriamento capacitivo. Neste caso os grupos de dados são identificados de maneira similar ao apresentado na Fig. F.4.

A Tabela F.5 apresenta os resultados experimentais para perda de pressão e fração de vazio obtidos durante a realização dos ensaios com o sistema óptico instalado.

Tabela F.3 – Resultados experimentais para escoamentos bifásicos para $n = 11$.

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
97,5	25	0,0201	0,189	151,23	B
97,5	25	0,0203	0,207	151,79	B
97,4	25	0,0203	0,238	149,28	B
97,4	25	0,0201	0,255	149,04	B
97,4	24	0,0203	0,282	150,33	B
97,4	24	0,0203	0,304	149,43	B
97,3	24	0,0203	0,344	151,13	B

Cont. Tab. F.3

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
97,3	24	0,0204	0,385	152,94	B
97,2	24	0,0201	0,425	154,61	B
97,2	24	0,0203	0,465	155,53	B
97,2	24	0,0203	0,518	156,19	B
97,2	24	0,0203	0,572	152,05	B
97,1	24	0,0203	0,630	154,81	B
97,1	24	0,0203	0,703	156,16	B
97,0	24	0,0203	0,780	155,60	B
96,9	24	0,0203	0,868	153,05	Ag

Cont. Tab. F.3						Cont. Tab. F.3					
p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE	p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
96,8	24	0,0201	0,961	151,41	B	95,7	24	0,0203	1,426	140,88	Ag
96,8	24	0,0203	1,068	149,69	Ag	95,6	24	0,0203	1,585	138,27	Ag
96,7	24	0,0203	1,171	145,35	Ag	95,5	24	0,0203	1,739	133,84	Ag
96,5	24	0,0203	1,296	142,70	Ag	95,4	24	0,0202	1,949	130,04	Ag
96,3	24	0,0204	1,448	138,47	Ag	95,3	24	0,0202	2,153	127,12	Ag
96,2	24	0,0203	1,617	135,07	Ag	95,2	24	0,0202	2,383	123,32	Ag
96,2	24	0,0201	1,780	133,37	Ag	95,1	24	0,0202	2,640	120,09	Ag
96,0	24	0,0203	1,997	127,80	Ag	95,0	24	0,0203	2,959	117,26	Ag
95,9	24	0,0203	2,191	124,38	Ag	94,9	24	0,0203	3,259	117,08	Ag
95,8	23	0,0203	2,436	122,74	Ag	94,9	24	0,0203	3,589	114,10	Ag
95,4	25	0,0203	2,621	120,33	Ag	94,8	24	0,0203	3,975	113,30	I
95,3	25	0,0203	2,942	116,95	Ag	94,7	24	0,0204	4,448	110,87	I
95,2	24	0,0203	3,239	116,21	Ag	94,6	23	0,0203	4,887	111,22	I
95,2	24	0,0203	3,578	114,45	Ag	94,6	23	0,0203	5,475	111,93	A
95,0	24	0,0203	4,027	111,82	I	94,5	23	0,0202	6,046	108,66	A
95,0	23	0,0187	4,450	109,76	I	94,5	23	0,0202	6,731	108,75	A
95,0	23	0,0201	4,971	110,54	I	94,4	23	0,0202	7,360	110,29	A
94,6	23	0,0201	5,492	105,60	A	94,4	23	0,0203	8,243	108,86	A
94,9	23	0,0204	6,021	109,32	A	94,4	22	0,0202	9,058	107,69	A
94,8	23	0,0203	6,707	109,26	A	94,4	22	0,0203	9,899	108,27	A
94,8	23	0,0203	7,443	109,14	A	97,9	26	0,0227	0,179	155,56	B
94,7	22	0,0203	8,257	108,63	A	97,8	26	0,0227	0,203	154,58	B
94,7	22	0,0203	9,188	108,53	A	97,8	26	0,0227	0,234	152,48	B
94,7	22	0,0203	9,883	108,36	A	97,7	26	0,0228	0,252	150,79	B
97,1	26	0,0201	0,184	171,87	B	97,7	25	0,0227	0,276	149,47	B
97,1	26	0,0202	0,202	170,87	B	97,7	25	0,0227	0,303	149,60	B
97,0	26	0,0201	0,224	169,59	B	97,6	25	0,0227	0,341	149,67	B
97,0	26	0,0202	0,253	168,80	B	97,6	25	0,0228	0,378	153,00	B
96,9	26	0,0202	0,277	167,83	B	97,6	25	0,0225	0,418	152,46	B
96,9	26	0,0202	0,309	166,80	B	97,6	25	0,0227	0,465	153,75	B
96,9	25	0,0202	0,343	165,99	B	97,6	25	0,0227	0,509	154,30	B
96,8	25	0,0203	0,379	164,99	B	97,6	25	0,0227	0,570	152,14	B
96,8	25	0,0202	0,419	163,99	B	97,6	24	0,0227	0,634	155,26	B
96,7	25	0,0202	0,461	162,76	B	97,5	24	0,0227	0,705	153,99	B
96,7	25	0,0203	0,510	162,65	B	97,5	24	0,0229	0,777	152,78	B
96,6	25	0,0203	0,566	160,55	B	97,4	24	0,0227	0,859	149,91	B
96,5	25	0,0201	0,628	158,76	B	97,3	24	0,0227	0,946	149,91	Ag
96,4	25	0,0202	0,701	159,07	B	97,3	24	0,0227	1,050	149,08	Ag
96,3	25	0,0202	0,772	156,47	B	97,2	24	0,0227	1,157	148,34	Ag
96,2	25	0,0203	0,859	153,52	Ag	97,1	24	0,0227	1,287	144,47	Ag
96,2	25	0,0202	0,955	153,06	B	97,0	24	0,0227	1,438	141,18	Ag
96,1	25	0,0203	1,054	150,30	Ag	96,8	24	0,0227	1,587	137,14	Ag
96,0	25	0,0202	1,160	147,02	Ag	96,7	24	0,0229	1,763	133,29	Ag
95,9	24	0,0203	1,295	143,80	Ag	96,6	24	0,0228	1,966	128,94	Ag

Cont. Tab. F.3

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
96,5	24	0,0228	2,152	126,62	Ag
96,4	24	0,0227	2,382	124,19	Ag
96,3	24	0,0227	2,631	121,75	Ag
96,2	24	0,0224	2,961	119,04	Ag
96,1	24	0,0227	3,241	118,82	Ag
96,0	24	0,0227	3,560	117,89	Ag
95,9	24	0,0228	3,985	117,36	I
95,9	24	0,0228	4,423	114,68	I
95,7	24	0,0227	4,991	113,96	I
95,7	24	0,0227	5,469	113,15	I
95,6	24	0,0227	6,055	114,93	I
95,6	23	0,0228	6,650	116,39	A
95,6	23	0,0227	7,426	115,12	A
95,5	23	0,0227	8,132	113,97	A
95,5	22	0,0228	9,021	113,70	A
95,5	22	0,0227	9,839	115,16	A
97,9	24	0,0252	0,186	159,63	B
97,8	24	0,0255	0,207	154,94	B
97,8	24	0,0253	0,221	153,88	B
97,7	24	0,0253	0,250	152,84	B
97,7	24	0,0255	0,278	152,71	B
97,7	24	0,0253	0,307	152,93	B
97,6	24	0,0255	0,339	153,96	B
97,6	24	0,0255	0,380	157,06	B
97,5	24	0,0255	0,421	157,43	B
97,5	24	0,0255	0,466	157,47	B
97,5	24	0,0255	0,506	157,41	B
97,5	24	0,0255	0,563	154,07	B
97,5	24	0,0253	0,630	157,69	B
97,4	24	0,0255	0,701	159,49	B
97,3	24	0,0252	0,771	158,81	B
97,2	24	0,0253	0,858	157,08	B
97,1	24	0,0253	0,950	155,27	Ag
97,0	24	0,0249	1,054	154,79	B
96,9	24	0,0253	1,172	154,37	Ag
96,7	24	0,0255	1,297	148,56	Ag
96,6	24	0,0252	1,421	146,63	Ag
96,5	24	0,0255	1,596	141,49	Ag
96,4	24	0,0253	1,749	138,08	Ag
96,3	24	0,0253	1,946	134,46	Ag
96,2	24	0,0255	2,165	131,66	Ag
96,1	24	0,0255	2,370	128,80	Ag
96,0	23	0,0253	2,638	128,40	Ag
95,9	23	0,0255	2,932	124,99	Ag

Cont. Tab. F.3

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
95,8	23	0,0253	3,242	121,94	Ag
95,7	23	0,0253	3,594	119,05	Ag
95,7	23	0,0253	3,963	117,58	I
95,6	23	0,0253	4,419	116,66	I
95,5	23	0,0252	4,835	115,72	I
95,4	23	0,0253	5,419	115,83	I
95,4	23	0,0253	6,030	114,82	I
95,3	22	0,0255	6,661	113,95	I
95,3	22	0,0252	7,365	113,95	A
95,3	22	0,0253	8,145	114,24	A
95,2	22	0,0255	9,143	113,65	A
95,2	22	0,0253	9,755	113,00	A
97,6	23	0,0282	0,185	157,86	B
97,6	23	0,0281	0,206	156,80	B
97,5	23	0,0282	0,224	154,53	B
97,5	23	0,0282	0,246	156,06	B
97,5	23	0,0281	0,275	156,91	B
97,5	23	0,0281	0,300	156,46	B
97,4	23	0,0283	0,339	154,69	B
97,4	23	0,0281	0,375	158,18	B
97,4	23	0,0282	0,416	156,80	B
97,4	23	0,0282	0,457	153,38	B
97,4	23	0,0282	0,505	153,27	B
97,4	23	0,0281	0,563	155,01	B
97,3	23	0,0281	0,618	156,53	B
97,3	23	0,0282	0,693	158,19	B
97,2	23	0,0282	0,764	155,62	B
97,1	23	0,0281	0,848	153,95	B
97,0	23	0,0281	0,934	152,39	B
97,0	23	0,0281	1,041	151,69	Ag
96,9	23	0,0281	1,168	147,30	Ag
96,7	23	0,0282	1,274	144,05	Ag
96,6	23	0,0280	1,427	142,67	Ag
96,5	23	0,0281	1,618	138,65	Ag
96,4	23	0,0284	1,733	136,55	Ag
96,3	23	0,0282	1,932	131,86	Ag
96,2	23	0,0281	2,139	129,81	Ag
96,1	23	0,0281	2,352	126,51	Ag
96,0	22	0,0281	2,624	125,18	Ag
95,9	22	0,0280	2,956	121,80	Ag
95,8	22	0,0282	3,232	119,75	Ag
95,7	22	0,0281	3,583	118,89	I
95,7	22	0,0284	3,979	117,40	I
95,6	22	0,0282	4,372	115,88	I

Cont. Tab. F.3						Cont. Tab. F.3					
p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE	p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
95,6	22	0,0281	4,852	115,84	I	95,8	22	0,0314	7,462	115,11	I
95,5	22	0,0281	5,467	115,34	I	95,8	22	0,0317	8,203	116,34	A
95,4	22	0,0282	6,046	115,66	I	95,7	22	0,0315	9,174	116,21	A
95,3	22	0,0284	6,675	114,40	I	95,8	22	0,0317	9,983	121,13	A
95,3	22	0,0282	7,290	117,17	A	98,0	24	0,0353	0,183	155,65	B
95,3	22	0,0281	8,263	117,87	A	98,0	24	0,0351	0,207	154,78	B
95,3	22	0,0280	9,143	116,66	A	97,9	24	0,0353	0,227	153,05	B
95,2	22	0,0282	9,773	114,30	A	97,9	24	0,0353	0,254	152,17	B
97,9	25	0,0315	0,181	151,95	B	97,9	24	0,0353	0,281	151,27	B
97,9	25	0,0317	0,202	152,35	B	97,8	23	0,0351	0,309	150,61	B
97,8	25	0,0315	0,226	151,39	B	97,8	23	0,0351	0,343	150,68	B
97,8	25	0,0314	0,249	151,11	B	97,8	23	0,0353	0,381	154,15	B
97,8	24	0,0314	0,282	148,97	B	97,8	23	0,0353	0,420	155,53	B
97,8	24	0,0314	0,308	147,24	B	97,8	23	0,0353	0,467	152,24	B
97,7	24	0,0315	0,340	149,65	B	97,7	23	0,0351	0,514	153,05	B
97,7	24	0,0315	0,379	152,03	B	97,7	23	0,0351	0,567	154,25	B
97,7	24	0,0314	0,419	154,13	B	97,7	23	0,0354	0,633	156,32	B
97,7	24	0,0314	0,464	148,09	B	97,6	23	0,0353	0,701	157,94	B
97,7	24	0,0314	0,514	149,52	B	97,5	23	0,0353	0,776	155,65	B
97,7	24	0,0315	0,571	153,97	B	97,5	23	0,0351	0,855	155,31	B
97,7	24	0,0317	0,630	155,48	B	97,3	23	0,0351	0,947	150,81	Ag
97,6	24	0,0315	0,698	156,17	B	97,3	23	0,0353	1,050	149,65	Ag
97,5	24	0,0314	0,772	154,28	B	97,2	23	0,0351	1,176	148,70	Ag
97,4	24	0,0315	0,859	150,83	Ag	97,1	23	0,0351	1,285	145,19	Ag
97,4	24	0,0314	0,946	150,22	Ag	97,0	23	0,0353	1,434	142,23	Ag
97,3	24	0,0314	1,062	149,58	Ag	96,8	23	0,0353	1,592	137,54	Ag
97,3	24	0,0314	1,174	147,39	Ag	96,7	23	0,0353	1,759	135,24	Ag
97,1	24	0,0314	1,286	140,79	Ag	96,6	23	0,0353	1,948	134,22	Ag
97,0	24	0,0315	1,438	138,30	Ag	96,5	23	0,0354	2,180	131,12	Ag
96,9	24	0,0314	1,598	134,44	Ag	96,4	22	0,0351	2,380	128,72	Ag
96,8	24	0,0314	1,767	132,68	Ag	96,3	22	0,0353	2,661	125,61	Ag
96,7	23	0,0314	1,984	131,03	Ag	96,3	22	0,0350	2,930	125,54	Ag
96,6	23	0,0315	2,178	127,69	Ag	96,2	22	0,0353	3,253	123,00	Ag
96,5	23	0,0317	2,405	125,54	Ag	96,1	22	0,0351	3,604	119,28	Ag
96,4	23	0,0314	2,657	123,05	Ag	96,0	22	0,0353	3,988	118,66	I
96,3	23	0,0314	2,951	121,46	Ag	95,9	22	0,0353	4,371	117,09	I
96,3	23	0,0314	3,268	119,95	Ag	95,9	22	0,0354	4,875	116,67	I
96,2	23	0,0314	3,624	117,51	Ag	95,8	22	0,0353	5,435	119,07	I
96,1	23	0,0314	4,007	117,13	I	95,8	22	0,0351	6,057	120,27	I
96,1	23	0,0314	4,462	115,75	I	95,7	22	0,0353	6,710	118,88	I
96,0	23	0,0314	4,920	115,89	I	95,7	22	0,0351	7,462	120,38	A
95,9	23	0,0317	5,462	114,75	I	95,6	22	0,0351	8,182	121,03	A
95,8	23	0,0315	6,061	114,47	I	95,6	22	0,0353	9,080	120,25	A
95,8	23	0,0317	6,668	115,52	I	95,6	21	0,0353	10,040	122,00	A

Cont. Tab. F.3

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
97,9	22	0,0394	0,182	158,00	B
97,9	22	0,0392	0,205	155,12	B
97,8	22	0,0392	0,225	153,77	B
97,8	22	0,0394	0,251	154,19	B
97,8	22	0,0394	0,280	152,60	B
97,8	22	0,0394	0,304	152,89	B
97,7	22	0,0394	0,339	153,34	B
97,7	22	0,0394	0,377	156,22	B
97,7	22	0,0394	0,418	155,27	B
97,7	22	0,0392	0,465	155,19	B
97,7	22	0,0392	0,512	157,74	B
97,7	23	0,0394	0,569	157,79	B
97,6	23	0,0392	0,630	158,94	B
97,5	23	0,0392	0,699	158,37	B
97,4	23	0,0394	0,773	157,16	B
97,4	23	0,0394	0,854	155,56	Ag
97,3	23	0,0395	0,949	153,35	Ag
97,2	23	0,0394	1,051	153,12	Ag
97,2	23	0,0394	1,177	151,74	Ag
97,0	23	0,0392	1,287	148,24	Ag
96,9	23	0,0392	1,430	145,35	Ag
96,8	22	0,0395	1,574	140,88	Ag
96,7	22	0,0394	1,749	137,95	Ag
96,6	22	0,0394	1,941	136,25	Ag
96,5	22	0,0394	2,161	134,09	Ag
96,4	22	0,0392	2,401	131,14	Ag
96,3	22	0,0392	2,641	129,79	Ag
96,2	22	0,0394	2,928	125,85	Ag
96,1	22	0,0392	3,245	124,36	Ag
96,0	22	0,0392	3,600	123,90	Ag
95,9	22	0,0394	3,992	122,25	Ag
95,9	22	0,0394	4,439	122,07	I
95,8	22	0,0392	4,908	120,48	I
95,8	22	0,0394	5,459	121,99	I
95,7	22	0,0394	6,107	121,75	I
95,6	22	0,0392	6,692	122,42	I
95,6	22	0,0392	7,414	122,83	I
95,5	21	0,0394	8,119	121,64	I
95,6	21	0,0394	9,076	123,53	A
95,5	21	0,0394	10,090	124,49	A
97,8	25	0,0439	0,183	161,15	B
97,8	25	0,0439	0,204	159,79	B
97,8	25	0,0439	0,226	158,43	B
97,7	25	0,0439	0,250	157,85	B

Cont. Tab. F.3

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
97,7	24	0,0440	0,278	157,59	B
97,7	24	0,0439	0,303	158,91	B
97,7	24	0,0441	0,340	159,06	B
97,7	24	0,0439	0,374	161,08	B
97,7	24	0,0441	0,417	162,72	B
97,7	24	0,0441	0,463	162,74	B
97,7	24	0,0439	0,510	163,06	B
97,6	24	0,0439	0,563	161,66	B
97,5	24	0,0440	0,623	160,75	B
97,5	24	0,0439	0,704	160,16	B
97,4	24	0,0439	0,779	157,23	B
97,2	24	0,0439	0,853	154,62	Ag
97,2	24	0,0439	0,949	153,18	B
97,1	24	0,0440	1,047	150,93	Ag
97,1	24	0,0440	1,162	149,26	Ag
96,9	24	0,0439	1,292	144,94	Ag
96,8	24	0,0440	1,429	144,00	Ag
96,7	23	0,0437	1,583	141,29	Ag
96,6	23	0,0439	1,760	137,97	Ag
96,5	23	0,0439	1,937	135,03	Ag
96,5	23	0,0441	2,150	134,31	Ag
96,3	23	0,0440	2,385	130,97	Ag
96,2	23	0,0440	2,622	128,87	Ag
96,2	23	0,0439	2,920	127,23	Ag
96,1	23	0,0440	3,249	125,95	Ag
96,0	23	0,0441	3,585	123,89	Ag
95,9	23	0,0443	3,967	124,37	Ag
95,8	23	0,0440	4,436	122,36	I
95,8	23	0,0439	4,901	121,61	I
95,7	23	0,0441	5,456	121,34	I
95,7	22	0,0440	6,008	122,25	I
95,6	22	0,0440	6,692	123,13	I
95,5	22	0,0439	7,434	124,19	I
95,5	22	0,0440	8,170	123,76	I
95,5	22	0,0439	9,063	126,97	I
95,5	22	0,0440	9,983	129,92	A
97,8	23	0,0490	0,181	164,62	B
97,8	23	0,0490	0,199	162,03	B
97,7	23	0,0490	0,224	160,25	B
97,7	23	0,0490	0,246	158,96	B
97,7	23	0,0490	0,274	159,22	B
97,7	22	0,0490	0,304	159,09	B
97,7	22	0,0489	0,337	159,98	B
97,7	22	0,0490	0,374	162,61	B

Cont. Tab. F.3						Cont. Tab. F.3					
p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE	p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
97,7	22	0,0490	0,411	163,27	B	97,8	24	0,0549	0,636	161,55	B
97,6	22	0,0492	0,457	163,99	B	97,8	24	0,0547	0,702	159,94	B
97,6	22	0,0490	0,509	163,96	B	97,7	24	0,0547	0,780	158,63	B
97,5	22	0,0492	0,562	163,20	B	97,6	23	0,0549	0,862	156,71	Ag
97,5	22	0,0497	0,620	162,40	B	97,5	23	0,0547	0,957	154,02	Ag
97,4	22	0,0490	0,690	159,90	B	97,5	23	0,0549	1,059	151,82	Ag
97,3	22	0,0490	0,766	158,48	B	97,4	23	0,0549	1,180	151,19	Ag
97,2	22	0,0492	0,841	156,56	Ag	97,2	23	0,0547	1,295	147,35	Ag
97,1	22	0,0490	0,940	154,20	Ag	97,2	23	0,0547	1,432	143,85	Ag
97,0	22	0,0490	1,039	152,31	Ag	96,9	23	0,0549	1,634	141,31	Ag
97,0	22	0,0492	1,171	149,46	Ag	96,8	24	0,0547	1,762	139,78	Ag
96,9	22	0,0490	1,277	146,38	Ag	96,7	24	0,0549	1,952	135,77	Ag
96,8	22	0,0492	1,413	145,06	Ag	96,6	23	0,0549	2,164	135,50	Ag
96,7	22	0,0490	1,584	140,15	Ag	96,6	23	0,0547	2,403	133,94	Ag
96,6	22	0,0492	1,723	139,55	Ag	96,5	23	0,0550	2,633	130,98	Ag
96,5	22	0,0494	1,922	135,96	Ag	96,4	23	0,0546	2,928	130,80	Ag
96,4	22	0,0490	2,131	133,42	Ag	96,3	23	0,0549	3,241	130,36	Ag
96,3	22	0,0490	2,357	131,95	Ag	96,2	23	0,0547	3,610	128,73	Ag
96,2	22	0,0490	2,587	131,33	Ag	96,2	23	0,0549	3,968	128,37	Ag
96,1	22	0,0488	2,921	129,10	Ag	96,1	23	0,0550	4,431	127,81	I
96,0	22	0,0490	3,224	127,40	Ag	96,0	23	0,0550	4,951	128,01	I
96,0	22	0,0490	3,563	127,45	Ag	96,0	23	0,0549	5,456	129,18	I
95,9	22	0,0492	3,947	126,73	Ag	95,9	23	0,0547	6,101	129,64	I
95,8	22	0,0489	4,397	126,27	Ag	95,9	23	0,0549	6,643	130,25	I
95,8	22	0,0490	4,815	124,67	I	95,8	23	0,0550	7,405	131,15	I
95,7	22	0,0489	5,450	123,84	I	95,8	23	0,0547	8,139	133,34	I
95,7	22	0,0489	6,005	125,18	I	95,8	23	0,0549	9,079	137,35	I
95,6	22	0,0490	6,592	126,93	I	95,8	23	0,0549	9,929	140,78	I
95,6	22	0,0490	7,314	126,08	I	97,9	23	0,0611	0,184	168,01	B
95,6	22	0,0490	8,331	130,52	I	97,9	23	0,0611	0,203	166,80	B
95,5	22	0,0492	9,257	130,53	I	97,8	23	0,0612	0,220	164,30	B
95,6	22	0,0490	9,651	132,95	A	97,8	23	0,0612	0,248	163,88	B
98,1	24	0,0547	0,186	164,62	B	97,8	23	0,0611	0,273	164,10	B
98,1	24	0,0546	0,206	163,65	B	97,8	23	0,0612	0,305	165,36	B
98,1	24	0,0549	0,229	161,51	B	97,8	23	0,0610	0,340	166,22	B
98,1	24	0,0546	0,254	160,95	B	97,8	23	0,0611	0,374	166,91	B
98,1	24	0,0549	0,280	162,25	B	97,8	23	0,0611	0,411	167,01	B
98,1	24	0,0549	0,309	162,41	B	97,7	23	0,0611	0,458	166,25	B
98,1	24	0,0551	0,342	163,46	B	97,7	23	0,0611	0,509	165,46	B
98,1	24	0,0549	0,380	164,41	B	97,7	23	0,0611	0,561	164,00	B
98,1	24	0,0549	0,423	165,42	B	97,6	23	0,0611	0,623	162,59	B
98,0	24	0,0547	0,467	164,57	B	97,5	23	0,0612	0,690	160,79	B
98,0	24	0,0547	0,516	163,56	B	97,4	23	0,0612	0,763	159,59	Ag
97,9	24	0,0549	0,573	162,82	B	97,3	23	0,0611	0,849	157,84	B

Cont. Tab. F.3

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
97,2	23	0,0611	0,937	155,21	Ag
97,2	23	0,0611	1,032	152,74	Ag
97,1	23	0,0611	1,163	151,84	Ag
97,0	23	0,0611	1,273	147,96	Ag
96,9	23	0,0611	1,418	145,86	Ag
96,8	23	0,0611	1,578	143,99	Ag
96,7	23	0,0611	1,729	140,46	Ag
96,6	23	0,0610	1,949	137,77	Ag
96,6	23	0,0611	2,107	138,64	Ag
96,5	23	0,0612	2,368	135,34	Ag
96,4	23	0,0612	2,607	134,84	Ag
96,3	23	0,0611	2,909	133,84	Ag
96,2	23	0,0610	3,209	132,56	Ag
96,2	23	0,0611	3,557	133,28	Ag
96,1	23	0,0611	3,932	131,95	I
96,1	23	0,0611	4,354	132,70	I
96,0	23	0,0611	4,856	130,08	I
96,0	23	0,0612	5,472	132,80	I
95,9	23	0,0614	6,012	135,47	I
95,9	23	0,0612	6,578	133,25	I
95,9	23	0,0610	7,247	135,61	I
95,9	23	0,0612	8,326	139,23	I
95,9	23	0,0611	9,204	141,44	I
95,9	23	0,0614	9,724	145,56	I
97,9	26	0,0681	0,182	177,78	B
97,9	25	0,0684	0,201	176,54	B
97,9	25	0,0681	0,227	175,15	B
97,9	25	0,0683	0,248	174,77	B
97,9	25	0,0683	0,280	173,79	B
97,9	25	0,0683	0,309	173,19	B
97,8	25	0,0688	0,339	172,48	B
97,8	25	0,0683	0,378	171,14	B
97,8	24	0,0683	0,418	170,02	B
97,7	24	0,0683	0,463	168,19	B
97,7	24	0,0684	0,512	167,23	B
97,6	24	0,0684	0,570	165,95	B
97,6	24	0,0684	0,633	164,20	B
97,5	24	0,0684	0,702	162,39	B
97,4	24	0,0684	0,779	160,41	B
97,4	24	0,0684	0,857	158,76	B
97,3	24	0,0684	0,949	156,00	Ag
97,2	24	0,0684	1,057	154,11	Ag
97,2	24	0,0684	1,178	153,31	Ag
97,0	24	0,0684	1,303	149,26	Ag

Cont. Tab. F.3

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
96,9	24	0,0684	1,431	147,20	Ag
96,9	23	0,0684	1,591	146,45	Ag
96,8	23	0,0689	1,762	143,76	Ag
96,7	23	0,0683	1,946	142,58	Ag
96,6	23	0,0685	2,156	139,76	Ag
96,6	23	0,0684	2,389	140,25	Ag
96,4	23	0,0683	2,651	137,43	Ag
96,4	23	0,0685	2,947	137,14	Ag
96,3	23	0,0685	3,244	135,59	Ag
96,2	23	0,0683	3,609	137,21	Ag
96,2	23	0,0687	3,976	135,98	Ag
96,1	23	0,0688	4,459	135,47	I
96,1	23	0,0683	4,952	136,24	I
96,0	22	0,0683	5,497	137,85	I
96,0	22	0,0684	6,095	139,49	I
96,0	22	0,0683	6,710	140,98	I
95,9	22	0,0687	7,392	144,07	I
95,9	22	0,0684	8,193	145,25	I
95,9	22	0,0687	9,174	148,58	I
96,0	22	0,0684	9,978	153,81	I
98,0	23	0,0762	0,187	178,27	B
98,0	23	0,0762	0,205	178,41	B
98,0	23	0,0764	0,225	176,57	B
98,0	23	0,0762	0,253	174,86	B
97,9	23	0,0764	0,281	174,48	B
97,9	23	0,0762	0,308	174,05	B
97,9	23	0,0764	0,344	172,76	B
97,8	23	0,0762	0,382	171,86	B
97,8	23	0,0762	0,421	170,72	B
97,8	23	0,0762	0,467	169,72	B
97,7	23	0,0762	0,514	168,45	B
97,6	23	0,0762	0,568	166,63	B
97,6	23	0,0764	0,631	165,37	B
97,5	23	0,0764	0,702	164,04	B
97,4	23	0,0762	0,773	161,63	B
97,3	23	0,0764	0,860	158,71	Ag
97,2	23	0,0762	0,952	156,51	Ag
97,2	23	0,0762	1,054	156,01	Ag
97,1	23	0,0764	1,168	153,62	Ag
97,0	23	0,0762	1,297	150,54	Ag
96,9	23	0,0762	1,422	148,60	Ag
96,8	23	0,0764	1,592	146,21	Ag
96,7	23	0,0762	1,761	143,81	Ag
96,6	23	0,0764	1,955	144,02	Ag

Cont. Tab. F.3

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
96,5	23	0,0762	2,155	140,94	Ag
96,5	23	0,0762	2,379	140,46	Ag
96,4	23	0,0764	2,618	138,79	Ag
96,3	23	0,0762	2,930	140,28	Ag
96,3	23	0,0764	3,222	139,12	Ag
96,1	23	0,0764	3,609	139,12	Ag
96,0	23	0,0762	3,963	138,00	Ag
96,0	23	0,0764	4,408	139,25	Ag
95,9	23	0,0762	4,913	140,30	I
95,9	23	0,0764	5,463	143,39	I
95,9	23	0,0762	6,062	143,62	I
95,9	23	0,0764	6,722	145,03	I
95,8	23	0,0765	7,388	149,21	I
95,8	23	0,0765	8,198	150,12	I
95,9	22	0,0762	9,051	153,51	I
95,9	22	0,0764	9,934	162,07	I
97,8	23	0,0852	0,180	176,56	B
97,8	23	0,0851	0,201	175,28	B
97,8	23	0,0852	0,226	173,46	B
97,7	23	0,0852	0,248	173,10	B
97,7	23	0,0851	0,276	172,30	B
97,7	23	0,0852	0,306	171,12	B
97,7	23	0,0851	0,341	170,62	B
97,7	23	0,0851	0,379	170,38	B
97,6	23	0,0852	0,414	169,90	B
97,6	23	0,0852	0,459	169,19	B
97,5	23	0,0852	0,503	168,18	B
97,5	23	0,0851	0,561	166,58	B
97,4	23	0,0851	0,626	165,65	B
97,3	23	0,0851	0,697	163,22	B
97,3	23	0,0851	0,766	162,29	B
97,2	23	0,0851	0,847	160,26	Ag
97,1	23	0,0851	0,938	157,68	Ag
97,1	23	0,0852	1,034	156,16	Ag
97,0	23	0,0851	1,167	155,26	Ag
96,9	23	0,0851	1,275	153,02	Ag
96,8	23	0,0851	1,419	150,05	Ag
96,7	23	0,0851	1,569	147,37	Ag
96,6	23	0,0851	1,730	146,86	Ag
96,6	23	0,0851	1,925	145,18	Ag
96,5	23	0,0851	2,124	145,01	Ag
96,4	23	0,0851	2,355	143,20	Ag
96,3	23	0,0851	2,620	141,87	Ag
96,3	23	0,0851	2,906	142,49	Ag

Cont. Tab. F.3

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
96,2	23	0,0851	3,202	141,79	Ag
96,1	23	0,0852	3,581	143,13	Ag
96,0	22	0,0850	3,983	142,75	Ag
96,0	23	0,0851	4,405	143,96	Ag
96,0	22	0,0851	4,877	146,53	Ag
96,0	23	0,0851	5,361	146,95	I
95,9	23	0,0851	6,049	151,46	I
96,0	23	0,0850	6,630	151,86	I
95,9	23	0,0852	7,303	154,28	I
96,0	23	0,0851	8,265	157,19	I
95,9	22	0,0854	9,236	161,79	I
96,0	22	0,0851	9,635	165,16	I
98,1	24	0,0952	0,179	178,09	B
98,0	24	0,0952	0,204	177,22	B
98,0	23	0,0950	0,229	176,33	B
98,0	23	0,0953	0,250	176,17	B
98,0	23	0,0952	0,280	176,35	B
97,9	23	0,0952	0,307	173,02	B
97,9	23	0,0952	0,344	172,88	B
97,9	23	0,0952	0,381	171,89	B
97,8	23	0,0952	0,420	171,41	B
97,8	23	0,0952	0,467	169,92	B
97,8	23	0,0952	0,511	169,10	B
97,7	23	0,0952	0,570	167,69	B
97,6	23	0,0953	0,632	165,88	B
97,6	23	0,0953	0,699	164,63	B
97,5	23	0,0950	0,775	162,61	B
97,4	23	0,0952	0,864	159,94	Ag
97,3	23	0,0952	0,951	159,35	Ag
97,3	23	0,0952	1,058	157,97	Ag
97,2	23	0,0953	1,166	156,94	Ag
97,1	23	0,0952	1,286	154,62	Ag
97,0	23	0,0953	1,424	150,86	Ag
96,9	23	0,0952	1,597	148,29	Ag
96,8	23	0,0952	1,763	147,64	Ag
96,7	23	0,0953	1,952	147,38	Ag
96,7	23	0,0953	2,157	146,72	Ag
96,6	23	0,0952	2,396	146,02	Ag
96,5	23	0,0953	2,641	145,48	Ag
96,5	23	0,0953	2,923	146,25	Ag
96,4	23	0,0952	3,277	145,54	Ag
96,4	23	0,0953	3,615	146,68	Ag
96,4	23	0,0952	3,981	148,06	Ag
96,3	23	0,0952	4,441	149,41	Ag

Cont. Tab. F.3

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
96,3	23	0,0952	4,933	150,91	I
96,3	23	0,0950	5,505	153,22	Is
96,3	22	0,0954	6,095	155,91	I
96,3	22	0,0952	6,720	159,00	Is
96,4	22	0,0953	7,395	163,58	Is
96,4	22	0,0952	8,284	167,35	I
96,4	22	0,0952	9,157	171,77	Is
96,5	22	0,0952	9,927	181,00	I
98,0	23	0,1063	0,186	181,71	B
98,0	23	0,1063	0,206	181,14	B
97,9	23	0,1062	0,228	179,51	B
97,9	23	0,1063	0,251	179,24	B
97,9	23	0,1063	0,281	177,81	B
97,8	23	0,1062	0,311	176,11	B
97,8	23	0,1063	0,343	175,63	B
97,8	23	0,1063	0,381	175,24	B
97,8	23	0,1063	0,420	174,73	B
97,7	23	0,1064	0,464	173,75	B
97,7	23	0,1063	0,512	172,63	B
97,7	23	0,1063	0,568	171,36	B
97,6	23	0,1063	0,631	170,12	B
97,5	23	0,1063	0,698	168,45	B
97,4	23	0,1063	0,774	166,27	B
97,4	23	0,1063	0,855	164,25	Ag
97,3	23	0,1064	0,948	162,52	Ag
97,2	23	0,1062	1,050	161,23	Ag
97,2	23	0,1062	1,170	159,71	Ag
97,1	23	0,1063	1,283	155,82	Ag
97,0	23	0,1064	1,421	154,56	Ag
96,9	23	0,1063	1,582	152,54	Ag
96,8	23	0,1060	1,744	150,96	Ag
96,7	23	0,1063	1,938	150,01	Ag
96,6	23	0,1063	2,141	149,76	Ag
96,5	23	0,1063	2,375	150,44	Ag
96,5	23	0,1062	2,642	149,57	Ag
96,4	23	0,1062	2,924	149,41	Ag
96,3	23	0,1063	3,228	149,83	Ag
96,3	23	0,1063	3,591	152,10	Ag
96,2	23	0,1063	3,990	154,05	Ag
96,2	23	0,1063	4,417	154,90	Ag
96,1	23	0,1063	4,906	155,88	Is
96,1	23	0,1063	5,469	159,91	Is
96,1	22	0,1064	6,066	163,41	Is
96,1	23	0,1062	6,709	168,01	Is

Cont. Tab. F.3

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
96,1	23	0,1064	7,360	170,32	Is
96,2	23	0,1064	8,124	176,41	Is
98,1	24	0,1188	0,186	184,01	B
98,1	24	0,1188	0,203	183,07	B
98,1	23	0,1188	0,228	182,03	B
98,1	23	0,1185	0,255	181,20	B
98,0	23	0,1188	0,277	180,47	B
98,0	23	0,1188	0,309	179,78	B
98,0	23	0,1188	0,344	178,08	B
98,0	23	0,1189	0,379	174,72	B
97,9	23	0,1189	0,420	174,16	B
97,9	23	0,1189	0,467	172,48	B
97,9	23	0,1189	0,513	171,08	B
97,8	23	0,1189	0,570	170,34	B
97,8	23	0,1188	0,633	168,31	B
97,7	23	0,1186	0,703	166,89	B
97,7	23	0,1188	0,779	165,37	B
97,6	23	0,1188	0,866	163,46	Ag
97,5	23	0,1188	0,960	162,41	Ag
97,5	23	0,1188	1,059	160,72	Ag
97,5	23	0,1188	1,178	160,05	Ag
97,4	23	0,1189	1,290	158,55	Ag
97,3	23	0,1188	1,425	156,52	Ag
97,2	23	0,1186	1,598	154,32	Ag
97,1	23	0,1189	1,760	153,66	Ag
97,0	23	0,1189	1,961	152,53	Ag
97,0	23	0,1189	2,170	153,01	Ag
96,9	23	0,1189	2,409	153,55	Ag
96,9	23	0,1188	2,649	154,18	Ag
96,8	23	0,1189	2,963	155,16	Ag
96,8	23	0,1188	3,264	157,21	Ag
96,7	23	0,1188	3,612	157,61	Ag
96,7	23	0,1189	3,993	159,18	Ag
96,7	23	0,1189	4,490	163,01	Is
96,7	23	0,1186	4,957	164,38	Is
96,6	23	0,1189	5,493	167,92	Is
96,6	23	0,1186	6,140	170,48	Is
96,7	23	0,1188	6,720	178,57	Is
96,7	23	0,1189	7,400	180,33	Is
96,8	23	0,1188	8,205	185,79	Is
98,3	23	0,1327	0,183	186,25	B
98,3	23	0,1327	0,206	184,80	B
98,3	23	0,1327	0,229	183,87	B
98,3	23	0,1328	0,252	183,05	B

Cont. Tab. F.3						Cont. Tab. F.3					
p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE	p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
98,2	23	0,1327	0,278	182,00	B	97,8	24	0,1482	0,511	174,93	B
98,2	23	0,1326	0,311	181,23	B	97,7	24	0,1483	0,564	173,91	B
98,2	23	0,1330	0,340	180,19	B	97,7	24	0,1482	0,629	172,24	B
98,1	23	0,1326	0,379	178,65	B	97,6	24	0,1482	0,695	170,75	B
98,0	24	0,1326	0,425	176,18	B	97,6	24	0,1483	0,772	169,60	B
98,0	24	0,1328	0,471	174,29	B	97,5	24	0,1482	0,861	168,09	Ag
98,0	24	0,1326	0,516	173,13	B	97,4	24	0,1482	0,945	166,75	Ag
97,9	23	0,1326	0,570	171,52	B	97,4	24	0,1482	1,051	166,14	Ag
97,8	23	0,1327	0,633	170,11	B	97,3	24	0,1482	1,165	165,85	Ag
97,8	23	0,1327	0,705	168,97	B	97,2	23	0,1481	1,277	164,65	Ag
97,7	23	0,1326	0,776	167,20	B	97,1	23	0,1481	1,425	163,05	Ag
97,6	23	0,1327	0,864	165,40	Ag	97,0	23	0,1482	1,578	162,10	Ag
97,6	23	0,1327	0,951	164,80	Ag	97,0	23	0,1481	1,749	161,38	Ag
97,5	23	0,1327	1,048	163,63	Ag	96,9	23	0,1482	1,937	161,69	Ag
97,5	23	0,1326	1,172	162,36	Ag	96,8	23	0,1483	2,148	161,57	Ag
97,3	23	0,1326	1,294	161,62	Ag	96,8	23	0,1482	2,396	162,52	Ag
97,3	23	0,1327	1,437	160,28	Ag	96,7	23	0,1482	2,633	164,00	Ag
97,2	23	0,1327	1,580	157,43	Ag	96,7	23	0,1481	2,888	164,63	Ag
97,1	23	0,1326	1,764	157,43	Ag	96,6	23	0,1483	3,273	167,11	Ag
97,0	23	0,1327	1,937	157,61	Ag	96,6	23	0,1481	3,594	170,14	Ag
96,9	23	0,1327	2,164	157,95	Ag	96,6	23	0,1481	3,951	173,60	Is
96,9	23	0,1327	2,391	158,30	Ag	96,6	23	0,1483	4,375	177,46	Is
96,8	23	0,1328	2,643	158,99	Ag	96,6	23	0,1483	4,909	180,89	Is
96,7	23	0,1327	2,934	160,33	Ag	96,6	23	0,1482	5,435	184,48	Is
96,7	23	0,1327	3,240	161,55	Ag	96,6	23	0,1483	6,069	195,38	Is
96,7	23	0,1326	3,596	164,06	Ag	96,7	23	0,1482	6,635	198,31	Is
96,6	23	0,1326	4,000	165,67	Ag	96,8	23	0,1482	7,357	206,20	Is
96,6	23	0,1326	4,446	169,67	Is	98,1	23	0,1653	0,181	190,65	B
96,6	23	0,1326	4,886	172,31	Is	98,1	23	0,1656	0,202	189,05	B
96,6	23	0,1327	5,479	175,22	Is	98,1	23	0,1654	0,225	188,67	B
96,6	23	0,1326	6,075	181,23	Is	98,0	23	0,1658	0,251	187,68	B
96,6	23	0,1327	6,673	187,65	Is	98,0	23	0,1657	0,278	187,20	B
96,7	23	0,1327	7,412	193,11	Is	98,0	23	0,1656	0,306	186,16	B
96,8	23	0,1323	8,113	201,58	Is	97,9	23	0,1656	0,343	184,23	B
98,1	23	0,1481	0,184	187,56	B	97,9	23	0,1657	0,380	182,71	B
98,1	23	0,1479	0,204	186,95	B	97,8	23	0,1654	0,422	182,37	B
98,1	23	0,1482	0,224	185,35	B	97,8	23	0,1656	0,462	180,51	B
98,1	23	0,1482	0,253	184,80	B	97,7	23	0,1652	0,512	180,20	B
98,0	23	0,1482	0,278	183,96	B	97,7	23	0,1657	0,564	176,17	B
98,0	24	0,1485	0,308	183,14	B	97,7	23	0,1654	0,631	175,87	B
97,9	24	0,1482	0,339	181,71	B	97,6	23	0,1653	0,698	173,44	B
97,9	24	0,1483	0,375	180,70	B	97,5	23	0,1656	0,775	172,16	B
97,9	24	0,1482	0,420	180,06	B	97,5	23	0,1656	0,860	171,44	Ag
97,8	24	0,1482	0,464	175,85	B	97,5	23	0,1658	0,953	170,64	Ag

Cont. Tab. F.3

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
97,4	23	0,1653	1,046	169,23	Ag
97,4	23	0,1657	1,167	167,87	Ag
97,2	23	0,1654	1,282	168,53	Ag
97,2	23	0,1657	1,425	166,66	Ag
97,1	23	0,1657	1,591	166,25	Ag
97,0	23	0,1656	1,753	165,66	Ag
96,9	23	0,1654	1,936	165,65	Ag
96,9	23	0,1657	2,178	167,11	Ag
96,8	23	0,1656	2,402	167,76	Ag
96,8	23	0,1654	2,666	169,19	Ag
96,7	23	0,1654	2,952	171,02	Ag
96,7	23	0,1657	3,241	174,45	Ag
96,7	23	0,1656	3,595	175,76	Is
96,7	23	0,1654	3,996	180,23	Is
96,7	23	0,1657	4,399	187,31	Is
96,7	23	0,1657	4,956	191,66	Is
96,8	23	0,1656	5,366	197,32	Is
96,8	23	0,1656	6,025	205,32	Is
96,9	23	0,1656	6,782	215,52	Is
98,5	25	0,1851	0,181	191,63	B
98,5	24	0,1851	0,203	191,26	B
98,4	24	0,1853	0,228	190,83	B
98,4	24	0,1849	0,254	189,91	B
98,4	24	0,1852	0,282	189,29	B
98,3	24	0,1849	0,307	188,01	B
98,3	24	0,1848	0,343	186,57	B
98,2	24	0,1851	0,378	185,37	B
98,2	24	0,1849	0,421	184,20	B
98,2	24	0,1848	0,468	183,31	B
98,1	24	0,1851	0,517	182,75	B
98,1	24	0,1851	0,569	179,98	B
98,0	24	0,1852	0,633	179,67	B
98,0	24	0,1848	0,699	179,13	Ag
97,9	24	0,1851	0,777	175,93	Ag
97,9	24	0,1848	0,859	173,77	B
97,8	24	0,1847	0,947	173,00	Ag
97,8	24	0,1851	1,065	173,20	Ag
97,7	24	0,1849	1,168	172,71	Ag
97,6	24	0,1851	1,284	171,00	Ag
97,5	24	0,1851	1,428	171,03	Ag
97,5	24	0,1849	1,574	170,68	Ag
97,4	24	0,1849	1,763	171,64	Ag
97,3	24	0,1849	1,934	171,23	Ag
97,3	24	0,1851	2,156	173,88	Ag

Cont. Tab. F.3

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
97,2	24	0,1848	2,374	174,35	Ag
97,2	24	0,1849	2,629	177,68	Ag
97,1	24	0,1851	2,952	181,34	Ag
97,1	24	0,1852	3,253	183,16	Is
97,1	24	0,1849	3,616	187,12	Is
97,1	24	0,1849	3,973	191,68	Is
97,1	24	0,1849	4,481	198,63	Is
97,1	24	0,1849	4,903	203,07	Is
97,2	24	0,1847	5,459	214,03	Is
97,3	24	0,1852	6,051	223,15	Is
97,4	24	0,1852	6,745	235,19	Is
98,3	24	0,2065	0,182	194,14	B
98,3	24	0,2065	0,205	193,43	B
98,3	24	0,2067	0,226	193,23	B
98,2	24	0,2067	0,250	192,65	B
98,2	24	0,2064	0,271	192,13	B
98,2	24	0,2063	0,307	191,08	B
98,1	24	0,2065	0,343	189,63	B
98,1	24	0,2065	0,377	188,38	B
98,0	24	0,2066	0,420	187,16	B
98,0	24	0,2065	0,461	186,27	B
97,9	24	0,2065	0,510	185,29	B
97,9	24	0,2067	0,567	184,54	B
97,9	24	0,2065	0,630	183,51	B
97,8	24	0,2065	0,696	180,30	B
97,8	24	0,2064	0,772	179,82	B
97,7	24	0,2064	0,859	178,05	Ag
97,7	24	0,2067	0,954	178,32	Ag
97,6	24	0,2064	1,051	177,44	Ag
97,6	24	0,2067	1,172	178,21	Ag
97,5	24	0,2069	1,287	177,31	Ag
97,5	24	0,2065	1,415	177,33	Ag
97,4	24	0,2065	1,579	176,70	Ag
97,3	24	0,2067	1,757	178,29	Ag
97,3	24	0,2064	1,969	179,75	Ag
97,2	24	0,2065	2,158	181,17	Ag
97,2	24	0,2065	2,395	182,95	Ag
97,2	24	0,2065	2,634	185,86	Ag
97,1	24	0,2067	2,926	187,60	Ag
97,1	24	0,2067	3,239	192,69	Is
97,1	24	0,2065	3,606	197,73	Is
97,1	24	0,2065	3,971	203,14	Is
97,2	24	0,2065	4,413	210,76	Is
97,2	24	0,2065	4,830	216,56	Is

Cont. Tab. F.3						Cont. Tab. F.3					
p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE	p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
97,4	24	0,2065	5,411	231,33	Is	98,2	24	0,2576	0,342	196,00	B
97,5	24	0,2067	6,066	237,83	Is	98,2	24	0,2581	0,378	195,31	B
97,6	24	0,2065	6,744	252,02	Is	98,2	24	0,2576	0,419	194,50	B
98,5	24	0,2309	0,184	196,04	B	98,1	23	0,2576	0,461	193,71	B
98,5	24	0,2307	0,208	195,10	B	98,1	23	0,2581	0,510	193,42	B
98,4	24	0,2305	0,233	194,64	B	98,1	23	0,2576	0,569	192,69	B
98,4	24	0,2309	0,254	193,97	B	98,0	23	0,2576	0,632	192,70	B
98,4	24	0,2305	0,281	193,62	B	98,0	23	0,2581	0,698	191,78	B
98,4	24	0,2304	0,311	193,08	B	98,0	23	0,2581	0,776	191,64	B
98,3	24	0,2305	0,347	203,45	B	98,0	23	0,2576	0,859	189,79	Ag
98,3	24	0,2309	0,377	191,26	B	97,9	23	0,2576	0,948	189,76	Ag
98,2	24	0,2305	0,420	190,15	B	97,9	23	0,2576	1,054	191,35	Ag
98,2	24	0,2305	0,465	189,35	B	97,9	23	0,2576	1,177	189,47	Ag
98,2	24	0,2303	0,515	188,72	B	97,8	23	0,2576	1,298	190,31	Ag
98,1	24	0,2307	0,568	188,06	B	97,7	23	0,2581	1,428	193,81	Ag
98,1	24	0,2307	0,632	187,14	B	97,6	23	0,2581	1,592	195,68	Ag
98,0	24	0,2309	0,700	187,05	B	97,6	23	0,2581	1,757	196,40	Ag
98,0	24	0,2307	0,777	186,36	B	97,6	23	0,2576	1,957	197,97	Ag
97,9	24	0,2309	0,857	184,67	B	97,5	23	0,2576	2,146	199,78	Ag
97,9	24	0,2304	0,964	184,54	Ag	97,5	23	0,2581	2,400	204,61	Ag
97,9	24	0,2307	1,045	185,70	Ag	97,5	22	0,2581	2,671	210,41	Is
97,8	24	0,2285	1,179	183,35	Ag	97,6	22	0,2576	2,932	215,09	Is
97,7	24	0,2311	1,294	183,68	Ag	97,6	22	0,2576	3,262	219,29	Is
97,7	24	0,2307	1,419	183,77	Ag	97,7	22	0,2576	3,636	228,18	Is
97,6	24	0,2307	1,591	185,36	Ag	97,7	22	0,2576	4,014	236,69	Is
97,6	24	0,2307	1,755	185,48	Ag	97,8	22	0,2581	4,420	244,88	Is
97,5	24	0,2307	1,954	188,47	Ag	97,9	22	0,2581	4,940	258,77	Is
97,5	24	0,2304	2,158	189,87	Ag	98,1	22	0,2576	5,550	275,46	Is
97,4	24	0,2309	2,395	192,10	Ag	98,4	22	0,2576	6,167	290,13	Is
97,4	24	0,2307	2,626	195,69	Ag	97,8	27	0,2878	0,180	203,66	B
97,4	24	0,2304	2,964	201,08	Is	97,8	27	0,2878	0,204	203,15	B
97,4	24	0,2308	3,275	207,35	Is	97,8	26	0,2878	0,225	202,01	B
97,5	24	0,2303	3,595	212,57	Is	97,7	26	0,2878	0,251	200,99	B
97,5	24	0,2303	3,944	218,51	Is	97,7	26	0,2878	0,277	200,31	B
97,6	24	0,2305	4,429	230,11	Is	97,7	26	0,2882	0,304	199,47	B
97,6	24	0,2304	4,949	236,86	Is	97,7	26	0,2878	0,338	198,79	B
97,8	23	0,2304	5,483	250,61	Is	97,6	26	0,2878	0,376	197,79	B
97,9	23	0,2308	6,092	263,63	Is	97,6	26	0,2878	0,416	197,52	B
98,4	25	0,2581	0,182	200,91	B	97,6	26	0,2878	0,461	196,95	B
98,4	25	0,2581	0,205	200,42	B	97,6	26	0,2878	0,505	197,05	B
98,4	25	0,2576	0,227	199,12	B	97,5	26	0,2878	0,565	196,67	B
98,3	24	0,2581	0,250	198,36	B	97,5	25	0,2882	0,626	196,77	B
98,3	24	0,2580	0,279	197,38	B	97,5	25	0,2878	0,692	196,60	B
98,3	24	0,2581	0,308	196,69	B	97,4	25	0,2878	0,773	196,82	B

Cont. Tab. F.3

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
97,4	25	0,2878	0,855	197,69	Ag
97,4	25	0,2878	0,946	197,72	Ag
97,3	25	0,2878	1,045	198,95	Ag
97,3	25	0,2878	1,170	198,11	Ag
97,2	25	0,2878	1,297	200,67	Ag
97,2	25	0,2883	1,410	201,59	Ag
97,2	24	0,2878	1,576	204,58	Ag
97,1	24	0,2878	1,738	205,44	Ag
97,1	24	0,2878	1,939	210,30	Ag
97,1	24	0,2878	2,151	214,04	Ag
97,1	24	0,2878	2,393	218,74	Ag
97,1	24	0,2878	2,650	224,28	Is
97,1	24	0,2882	2,923	229,96	Is
97,1	24	0,2883	3,246	236,84	Is
97,2	24	0,2878	3,581	246,21	Is
97,3	24	0,2878	3,957	252,75	Is
97,4	24	0,2878	4,382	262,91	Is
97,6	24	0,2878	4,898	278,15	Is
97,8	24	0,2878	5,454	295,48	Is
98,0	24	0,2877	6,077	309,43	Is
97,8	24	0,3216	0,183	208,64	B
97,8	24	0,3216	0,202	208,10	B
97,8	24	0,3216	0,225	205,93	B
97,8	24	0,3216	0,248	204,68	B
97,7	24	0,3216	0,274	203,47	B
97,7	24	0,3216	0,306	202,41	B
97,7	24	0,3216	0,339	201,68	B
97,7	24	0,3216	0,377	201,21	B
97,6	24	0,3216	0,416	201,20	B
97,6	24	0,3216	0,461	201,31	B
97,6	24	0,3217	0,510	201,21	B
97,5	23	0,3216	0,565	201,71	B
97,5	23	0,3216	0,626	202,24	B
97,5	23	0,3216	0,694	204,79	B
97,5	23	0,3216	0,772	204,77	B
97,5	23	0,3216	0,855	206,12	Ag
97,4	23	0,3221	0,944	206,44	Ag
97,4	23	0,3216	1,046	207,87	Ag
97,4	23	0,3216	1,169	209,15	Ag
97,4	23	0,3216	1,295	213,82	Ag
97,3	23	0,3212	1,442	213,97	Ag
97,3	23	0,3216	1,580	217,32	Ag
97,3	23	0,3220	1,752	221,42	Ag
97,3	23	0,3219	1,957	223,78	Ag

Cont. Tab. F.3

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
97,3	23	0,3216	2,169	228,88	Ag
97,3	23	0,3216	2,389	233,27	Ag
97,3	23	0,3216	2,610	240,19	Is
97,4	23	0,3216	2,933	249,63	Is
97,5	23	0,3216	3,236	257,30	Is
97,6	23	0,3216	3,612	267,88	Is
97,7	23	0,3211	3,985	276,80	Is
97,8	23	0,3216	4,393	289,72	Is
98,1	23	0,3212	4,947	306,03	Is
98,3	23	0,3216	5,461	324,66	Is
98,5	23	0,3216	6,054	342,37	Is
98,3	25	0,3595	0,182	214,75	B
98,3	25	0,3595	0,208	213,80	B
98,2	25	0,3591	0,227	212,47	B
98,2	25	0,3591	0,250	211,63	B
98,1	25	0,3595	0,279	210,82	B
98,1	25	0,3591	0,308	210,20	B
98,1	25	0,3591	0,341	209,80	B
98,1	25	0,3591	0,381	209,42	B
98,0	25	0,3591	0,422	209,51	B
98,0	25	0,3595	0,464	209,85	B
98,0	25	0,3591	0,513	210,11	B
98,0	25	0,3591	0,568	210,62	B
97,9	25	0,3591	0,629	212,00	B
97,9	24	0,3595	0,699	213,04	B
97,9	24	0,3592	0,774	214,73	B
97,9	24	0,3595	0,862	217,15	B
97,9	24	0,3595	0,953	218,84	Ag
97,8	24	0,3595	1,055	220,66	Ag
97,8	24	0,3595	1,179	223,13	Ag
97,8	24	0,3591	1,296	227,76	Ag
97,8	24	0,3595	1,432	230,91	Ag
97,8	24	0,3591	1,593	236,20	Ag
97,8	24	0,3592	1,749	240,91	Ag
97,8	24	0,3591	1,934	248,37	Ag
97,8	24	0,3595	2,176	248,85	Ag
97,8	24	0,3595	2,376	257,05	Is
97,9	24	0,3594	2,639	264,25	Is
97,9	24	0,3591	2,933	273,26	Is
98,0	24	0,3591	3,257	283,91	Is
98,2	24	0,3592	3,594	293,90	Is
98,3	24	0,3595	4,019	303,64	Is
98,6	24	0,3596	4,434	323,47	Is
98,8	24	0,3591	4,873	337,01	Is

Cont. Tab. F.3						Cont. Tab. F.3					
p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE	p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
99,1	24	0,3591	5,485	361,00	I	98,2	25	0,4481	0,514	233,60	B
98,3	24	0,4013	0,181	222,18	B	98,1	25	0,4486	0,563	235,08	B
98,3	24	0,4013	0,203	221,92	B	98,1	25	0,4486	0,628	237,61	B
98,3	24	0,4011	0,226	221,00	B	98,1	25	0,4481	0,698	239,91	B
98,2	24	0,4017	0,249	220,21	B	98,1	25	0,4486	0,774	243,43	B
98,2	24	0,4011	0,277	219,26	B	98,1	25	0,4481	0,853	247,86	Ag
98,1	24	0,4015	0,309	218,36	B	98,1	25	0,4481	0,946	250,43	Ag
98,1	24	0,4011	0,342	217,79	B	98,1	25	0,4486	1,054	254,56	Ag
98,1	24	0,4015	0,381	217,86	B	98,2	25	0,4481	1,168	258,58	Ag
98,1	24	0,4013	0,423	218,44	B	98,2	25	0,4486	1,293	265,97	Ag
98,1	24	0,4013	0,462	219,32	B	98,2	25	0,4486	1,423	271,09	Ag
98,1	24	0,4013	0,509	220,36	B	98,2	25	0,4483	1,596	279,25	Ag
98,0	24	0,4011	0,571	221,75	B	98,3	25	0,4481	1,753	286,51	Ag
98,0	24	0,4011	0,636	223,88	B	98,3	25	0,4486	1,941	294,61	Ag
98,0	23	0,4013	0,699	225,07	B	98,4	25	0,4486	2,155	302,04	Is
98,0	23	0,4009	0,776	228,04	B	98,5	25	0,4481	2,384	310,20	Is
98,0	23	0,4013	0,861	231,02	Ag	98,6	25	0,4486	2,651	321,32	Is
98,0	23	0,4013	0,951	233,72	B	98,7	25	0,4486	2,950	335,72	Is
98,0	23	0,4011	1,059	236,05	Ag	98,9	24	0,4486	3,258	354,72	Is
98,0	23	0,4017	1,179	239,10	Ag	99,1	24	0,4484	3,609	367,33	Is
98,0	23	0,4011	1,305	246,89	Ag	99,4	24	0,4481	3,967	383,09	Is
98,1	23	0,4011	1,438	249,75	Ag	99,7	24	0,4486	4,405	400,73	Is
98,1	23	0,4017	1,597	255,65	Ag	100,1	24	0,4481	4,942	427,97	Is
98,1	23	0,4013	1,772	261,78	Ag	98,5	24	0,5009	0,180	243,48	B
98,1	23	0,4011	1,956	268,23	Ag	98,5	24	0,5008	0,203	243,51	B
98,2	23	0,4017	2,168	276,06	Ag	98,4	24	0,5009	0,225	243,12	B
98,2	23	0,4015	2,389	280,49	Is	98,4	24	0,5005	0,250	242,65	B
98,3	23	0,4013	2,664	291,89	Is	98,4	24	0,5007	0,276	241,68	B
98,4	24	0,4013	2,954	301,99	Is	98,4	24	0,5008	0,305	240,43	B
98,6	23	0,4013	3,278	314,54	Is	98,3	24	0,5007	0,345	241,06	B
98,7	23	0,4013	3,616	326,88	Is	98,3	24	0,5005	0,380	242,91	B
99,0	23	0,4011	4,014	343,91	Is	98,3	24	0,5007	0,421	245,40	B
99,2	23	0,4017	4,415	357,03	Is	98,3	24	0,5005	0,460	247,56	B
99,5	23	0,4007	4,932	379,42	Is	98,3	24	0,5009	0,511	250,61	B
98,4	25	0,4484	0,189	231,79	B	98,3	24	0,5011	0,567	253,26	B
98,4	25	0,4486	0,204	231,89	B	98,3	24	0,5011	0,629	257,10	B
98,4	25	0,4484	0,228	231,44	B	98,4	24	0,5005	0,699	261,00	B
98,3	25	0,4484	0,252	230,54	B	98,4	24	0,5011	0,775	265,80	B
98,3	25	0,4481	0,278	230,01	B	98,4	24	0,5005	0,854	270,70	B
98,3	25	0,4484	0,308	229,34	B	98,4	24	0,5011	0,954	274,56	Ag
98,2	25	0,4486	0,343	228,97	B	98,5	24	0,5008	1,062	278,30	Ag
98,2	25	0,4481	0,379	229,35	B	98,5	24	0,5007	1,169	281,52	Ag
98,2	25	0,4481	0,419	230,43	B	98,5	24	0,5011	1,299	293,82	Ag
98,2	25	0,4481	0,463	231,99	B	98,6	24	0,5005	1,447	301,80	Ag

Cont. Tab. F.3

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
98,6	24	0,5009	1,571	308,26	Ag
98,8	24	0,5009	1,757	319,31	Ag
98,8	24	0,5011	1,952	327,07	Ag
98,9	24	0,5005	2,136	337,30	Is
99,0	24	0,5011	2,377	349,66	Is
99,2	24	0,5007	2,666	365,51	Is
99,5	24	0,5011	2,952	380,03	Is
99,7	24	0,5011	3,285	393,41	Is
100,0	24	0,5008	3,615	413,31	Is
100,3	24	0,5005	4,001	431,30	Is
100,7	24	0,5007	4,414	454,97	Is
99,1	25	0,5594	0,183	254,98	B
99,1	25	0,5599	0,205	254,87	B
99,0	25	0,5597	0,226	254,09	B
99,0	25	0,5593	0,250	253,91	B
99,0	25	0,5597	0,279	253,05	B
99,0	25	0,5590	0,308	252,72	B
99,0	25	0,5594	0,343	254,37	B
99,0	25	0,5594	0,378	257,22	B
99,0	25	0,5596	0,424	261,06	B
99,0	25	0,5598	0,465	264,23	B
99,1	25	0,5594	0,511	268,47	B
99,1	25	0,5594	0,566	273,19	B
99,1	25	0,5594	0,629	278,78	B
99,2	25	0,5594	0,702	283,08	B
99,2	25	0,5594	0,774	289,55	B
99,3	25	0,5598	0,861	296,33	B
99,3	25	0,5594	0,952	300,89	B
99,3	25	0,5597	1,058	305,90	Ag
99,4	25	0,5591	1,159	309,33	Ag
99,5	25	0,5599	1,299	325,47	Ag
99,6	25	0,5594	1,463	336,23	Ag
99,6	25	0,5594	1,599	346,60	Ag
99,8	25	0,5594	1,759	355,46	Ag
99,9	25	0,5594	1,980	370,14	Is
100,0	25	0,5598	2,172	382,03	Is
100,2	25	0,5594	2,400	395,48	Is
100,4	25	0,5598	2,667	414,45	Is
100,7	25	0,5594	2,982	438,55	Is
101,0	25	0,5594	3,277	450,12	Is
101,3	25	0,5594	3,620	470,11	Is
99,3	25	0,6245	0,185	269,07	B
99,3	25	0,6249	0,205	268,89	B
99,3	25	0,6250	0,230	267,88	B

Cont. Tab. F.3

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
99,3	25	0,6249	0,250	267,10	B
99,2	25	0,6250	0,283	266,74	B
99,2	25	0,6250	0,312	268,34	B
99,2	25	0,6250	0,347	271,00	B
99,3	25	0,6249	0,383	274,61	B
99,3	25	0,6249	0,426	279,56	B
99,3	25	0,6245	0,462	284,08	B
99,3	25	0,6250	0,519	291,43	B
99,3	25	0,6250	0,569	297,64	B
99,4	25	0,6250	0,631	304,17	B
99,4	25	0,6250	0,703	310,76	B
99,5	25	0,6244	0,785	319,18	B
99,5	25	0,6249	0,858	326,97	B
99,6	25	0,6251	0,959	332,99	B
99,7	25	0,6250	1,067	340,04	Ag
99,7	25	0,6245	1,173	344,77	Ag
99,9	25	0,6254	1,311	363,03	Ag
99,9	25	0,6249	1,450	374,61	Ag
100,0	25	0,6249	1,579	385,91	Ag
100,2	26	0,6250	1,761	399,72	Is
100,4	26	0,6250	1,954	417,61	Is
100,6	26	0,6250	2,179	433,20	Is
100,8	26	0,6249	2,396	452,53	Is
101,0	26	0,6249	2,671	465,52	Is
101,4	26	0,6250	2,950	493,85	Is
101,7	26	0,6249	3,248	512,99	Is
102,2	26	0,6250	3,627	540,60	Is
99,5	26	0,6978	0,182	283,59	B
99,5	26	0,6975	0,205	284,12	B
99,4	26	0,6985	0,228	283,20	B
99,4	26	0,6983	0,249	282,86	B
99,4	26	0,6978	0,280	283,93	B
99,4	26	0,6978	0,310	285,32	B
99,4	26	0,6983	0,341	288,56	B
99,4	26	0,6978	0,379	293,82	B
99,5	26	0,6983	0,422	299,54	B
99,5	26	0,6979	0,464	306,76	B
99,6	26	0,6979	0,515	315,44	B
99,6	26	0,6979	0,567	322,45	B
99,7	26	0,6981	0,631	331,46	B
99,8	26	0,6979	0,699	341,55	B
99,9	26	0,6985	0,776	353,02	B
100,0	26	0,6982	0,860	364,34	B
100,0	26	0,6981	0,954	370,86	B

Cont. Tab. F.3

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
100,1	26	0,6978	1,067	377,65	Ag
100,2	26	0,6979	1,167	385,71	B
100,4	26	0,6983	1,302	408,76	Ag
100,5	26	0,6983	1,441	421,86	Ag
100,7	26	0,6978	1,599	439,87	Ag
100,9	26	0,6979	1,770	456,26	Is
101,2	26	0,6979	1,975	474,25	Is
101,4	26	0,6979	2,154	489,15	Is
101,6	26	0,6979	2,402	510,52	Is
102,0	26	0,6985	2,654	535,88	Is
102,4	26	0,6981	2,963	560,81	Is
102,8	26	0,6978	3,271	585,49	Is
99,9	26	0,7800	0,176	302,32	B
99,9	26	0,7798	0,203	302,36	B
99,9	25	0,7805	0,225	302,59	B
99,9	25	0,7796	0,249	302,59	B
99,9	25	0,7798	0,279	303,78	B
100,0	25	0,7793	0,307	306,49	B
100,0	25	0,7797	0,339	311,52	B
100,0	25	0,7801	0,376	317,52	B
100,1	25	0,7796	0,419	324,82	B
100,2	25	0,7800	0,465	333,75	B
100,2	25	0,7798	0,510	342,68	B
100,3	25	0,7797	0,568	354,18	B
100,4	24	0,7800	0,626	367,44	B
100,5	25	0,7802	0,698	377,34	B
100,7	25	0,7800	0,771	391,87	B
100,8	25	0,7802	0,860	406,45	B
100,9	25	0,7796	0,958	416,02	B
101,0	25	0,7800	1,043	424,24	B
101,1	25	0,7797	1,152	432,53	B
101,4	25	0,7796	1,295	461,69	Ag
101,6	25	0,7800	1,436	478,05	Ag
101,9	25	0,7800	1,584	502,25	Ag
102,2	24	0,7796	1,749	523,33	Ag
102,5	24	0,7801	1,950	547,86	Is
102,8	24	0,7797	2,157	571,82	Is
103,1	24	0,7800	2,393	594,98	Is
103,6	24	0,7800	2,650	622,54	Is
104,0	24	0,7791	2,925	654,46	Is
100,3	24	0,8713	0,183	324,95	B
100,3	24	0,8708	0,203	325,20	B
100,3	24	0,8705	0,225	325,68	B
100,3	24	0,8706	0,250	326,34	B

Cont. Tab. F.3

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
100,3	24	0,8713	0,278	327,58	B
100,3	24	0,8714	0,308	330,72	B
100,4	24	0,8712	0,344	336,60	B
100,4	24	0,8714	0,380	344,45	B
100,5	24	0,8706	0,420	353,15	B
100,6	24	0,8708	0,463	362,98	B
100,7	24	0,8717	0,513	375,32	B
100,8	24	0,8712	0,568	388,34	B
101,0	24	0,8706	0,629	401,88	B
101,1	24	0,8708	0,697	419,84	B
101,3	24	0,8712	0,771	439,70	B
101,5	24	0,8712	0,858	458,39	B
101,6	24	0,8709	0,946	469,21	B
101,8	24	0,8714	1,056	480,33	B
101,9	24	0,8706	1,148	489,95	B
102,2	24	0,8706	1,286	523,47	Ag
102,5	24	0,8708	1,445	549,35	Bd
102,8	24	0,8714	1,591	573,03	Bd
103,1	24	0,8713	1,741	595,28	Bd
103,6	24	0,8708	1,955	631,38	Bd
104,0	24	0,8712	2,167	660,36	Is
104,4	24	0,8712	2,389	688,65	Is
105,0	24	0,8717	2,668	727,89	Is
105,6	24	0,8708	2,937	757,64	Is
100,6	24	0,9732	0,174	351,67	B
100,6	24	0,9734	0,204	351,90	B
100,6	24	0,9732	0,225	352,26	B
100,6	24	0,9734	0,249	353,31	B
100,6	24	0,9732	0,278	355,22	B
100,6	24	0,9730	0,308	358,35	B
100,7	24	0,9732	0,342	365,90	B
100,8	24	0,9734	0,381	374,90	B
100,9	24	0,9732	0,419	384,83	B
101,0	24	0,9727	0,463	397,76	B
101,2	24	0,9730	0,512	413,30	B
101,4	24	0,9734	0,568	429,50	B
101,5	24	0,9729	0,629	446,96	B
101,8	24	0,9736	0,697	468,94	B
102,1	24	0,9734	0,774	492,60	B
102,3	24	0,9732	0,865	516,20	B
102,5	24	0,9731	0,961	531,24	B
102,7	24	0,9727	1,054	546,10	B
103,0	24	0,9732	1,164	578,38	B
103,3	24	0,9736	1,292	600,11	Bd

Cont. Tab. F.3

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
103,7	24	0,9731	1,439	630,65	Bd
104,1	24	0,9736	1,590	662,79	Bd
104,4	24	0,9736	1,747	691,58	Bd
105,1	23	0,9736	1,983	732,09	Bd
105,5	23	0,9726	2,146	758,83	Bd
106,2	23	0,9732	2,411	812,83	Bd
106,8	23	0,9736	2,657	848,72	Bd
107,6	23	0,9732	2,939	889,62	Bd
100,8	24	1,0869	0,183	381,75	B
101,0	24	1,0875	0,204	382,72	B
101,1	24	1,0873	0,229	383,50	B
101,1	24	1,0874	0,253	384,96	B
101,2	24	1,0866	0,280	388,13	B
101,3	24	1,0866	0,311	393,05	B
101,4	24	1,0870	0,346	402,35	B
101,6	24	1,0874	0,381	412,15	B
101,7	24	1,0863	0,421	424,63	B
101,9	24	1,0873	0,465	440,18	B
102,1	24	1,0873	0,514	457,77	B
102,3	24	1,0871	0,574	476,30	B
102,6	23	1,0873	0,632	497,83	B
102,9	23	1,0870	0,705	526,42	B
103,2	23	1,0870	0,782	556,40	B
103,6	23	1,0870	0,872	583,62	B
103,8	23	1,0873	0,955	604,03	B
104,1	23	1,0867	1,061	625,38	B
104,6	23	1,0867	1,179	669,69	Bd
104,9	23	1,0867	1,290	694,18	Bd
105,4	23	1,0867	1,441	732,72	Bd
105,9	23	1,0871	1,603	771,16	Bd
106,3	23	1,0865	1,744	804,13	Bd
106,6	24	1,0863	1,964	843,09	Bd
107,3	24	1,0867	2,182	881,91	Bd
108,1	24	1,0866	2,398	940,27	Bd
109,0	24	1,0873	2,676	994,19	Bd
101,2	24	1,2138	0,187	416,88	B
101,4	24	1,2144	0,206	417,92	B
101,4	24	1,2135	0,229	418,61	B
101,4	24	1,2144	0,252	420,80	B
101,5	24	1,2141	0,281	425,10	B
101,6	24	1,2142	0,313	430,71	B
101,7	24	1,2141	0,347	441,36	B
101,9	24	1,2137	0,382	453,34	B
102,1	24	1,2145	0,421	467,53	B

Cont. Tab. F.3

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{total}/n$ [Pa]	PE
102,3	24	1,2142	0,467	483,93	B
102,6	24	1,2144	0,516	503,47	B
102,9	24	1,2141	0,571	526,09	B
103,1	24	1,2145	0,630	551,26	B
103,5	24	1,2136	0,701	584,05	B
104,0	24	1,2144	0,781	623,19	B
104,3	24	1,2154	0,868	650,88	B
104,5	24	1,2136	0,952	673,29	B
104,9	24	1,2136	1,058	699,90	Bd
105,6	24	1,2146	1,187	755,16	Bd
106,0	24	1,2137	1,289	783,08	Bd
106,6	24	1,2136	1,428	827,06	Bd
107,2	24	1,2142	1,587	874,01	Bd
107,9	24	1,2148	1,751	921,87	Bd
108,7	24	1,2144	1,960	976,08	Bd
109,4	24	1,2141	2,146	1030,62	Bd
110,5	24	1,2141	2,400	1093,88	Bd
111,5	24	1,2145	2,671	1160,71	Bd
102,1	24	1,3573	0,184	457,42	A
102,1	24	1,3563	0,206	458,87	A
102,2	24	1,3561	0,229	459,95	A
102,2	24	1,3565	0,250	462,53	A
102,3	24	1,3565	0,281	468,25	A
102,4	24	1,3571	0,313	475,03	A
102,6	24	1,3562	0,344	484,25	A
102,8	24	1,3570	0,380	497,79	A
103,0	24	1,3569	0,420	514,56	B
103,3	24	1,3562	0,467	537,29	B
103,5	24	1,3562	0,516	561,23	B
103,9	24	1,3573	0,569	587,07	B
104,3	24	1,3565	0,632	619,93	B
104,8	24	1,3563	0,705	660,91	B
105,3	24	1,3569	0,784	701,96	Bd
105,7	24	1,3565	0,867	734,54	Bd
106,0	24	1,3573	0,949	759,79	Bd
106,4	24	1,3561	1,054	790,05	Bd
107,3	24	1,3559	1,176	858,39	Bd
108,0	24	1,3569	1,297	905,23	Bd
108,7	24	1,3573	1,437	957,96	Bd
109,5	24	1,3567	1,598	1014,91	Bd
110,2	24	1,3570	1,752	1066,41	Bd
111,2	24	1,3558	1,958	1137,75	Bd
112,2	24	1,3563	2,159	1210,04	Bd
113,3	24	1,3577	2,396	1277,19	Bd

Cont. Tab. F.3

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE
114,6	24	1,3570	2,695	1355,58	Bd
103,4	25	1,5150	0,183	504,86	A
103,4	25	1,5150	0,205	505,91	A
103,4	25	1,5148	0,224	507,55	B
103,5	25	1,5154	0,251	511,34	A
103,6	25	1,5150	0,282	517,57	A
103,7	25	1,5155	0,306	522,71	A
103,8	25	1,5144	0,344	536,78	B
104,0	25	1,5150	0,379	550,35	B
104,2	25	1,5148	0,418	569,69	B
104,6	25	1,5155	0,465	594,74	B
104,9	25	1,5150	0,512	621,03	B
105,3	25	1,5157	0,570	654,03	B
105,7	25	1,5148	0,628	687,93	B
106,3	26	1,5150	0,698	733,83	Bd
106,9	26	1,5154	0,773	787,86	Bd
107,5	26	1,5146	0,865	833,12	Bd
107,9	26	1,5146	0,948	862,90	Bd
108,4	26	1,5150	1,060	897,80	Bd
109,4	26	1,5146	1,160	974,46	Bd
110,2	26	1,5146	1,285	1030,47	Bd
111,1	26	1,5149	1,433	1098,29	Bd
112,0	26	1,5154	1,587	1171,84	Bd
113,0	26	1,5154	1,753	1242,76	Bd
114,2	26	1,5152	1,955	1325,05	Bd
115,2	26	1,5158	2,148	1398,97	Bd
116,5	26	1,5157	2,378	1476,97	Bd
117,9	26	1,5158	2,657	1562,05	Bd
119,3	26	1,5153	2,937	1636,22	Bd

Fim Tab. F.3.

Tabela F.4 – Resultados experimentais para escoamentos bifásicos, $n = 7$.

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
97,4	21	0,0203	0,123	165,16	B	19,7
97,4	21	0,0201	0,137	163,63	B	21,7
97,3	21	0,0203	0,154	160,03	B	25,7
97,3	21	0,0203	0,172	159,62	B	27,5
97,3	20	0,0201	0,188	159,69	B	27,9
97,3	20	0,0203	0,213	159,5	B	28,9

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
97,3	20	0,0201	0,232	158,57	B	31,6
97,2	19	0,0203	0,258	155,08	B	40,3
97,2	19	0,0201	0,287	155,15	B	39,2
97,2	19	0,0203	0,318	156,75	B	36,9
97,2	19	0,0203	0,349	158,06	B	37,0
97,2	19	0,0203	0,393	157,45	B	38,3
97,1	18	0,0201	0,435	157,46	B	37,3
97,1	18	0,0203	0,480	158,29	B	36,5
97,1	18	0,0203	0,530	158,92	B	38,6
97,0	18	0,0203	0,585	162,09	B	42,2
96,9	18	0,0203	0,652	158,73	B	45,7
96,9	18	0,0203	0,733	160,01	B	52,2
96,8	18	0,0201	0,796	158,51	C	55,4
96,7	17	0,0203	0,892	156,63	C	59,9
96,6	17	0,0203	0,970	154,59	C	64,7
96,6	17	0,0201	1,082	152,48	C	69,4
96,5	17	0,0203	1,207	148,59	C	77,9
96,4	17	0,0203	1,328	146,27	C	86,4
96,3	17	0,0203	1,487	141,82	C	93,5
96,2	17	0,0203	1,639	140,54	C	100,9
96,1	17	0,0203	1,815	137,43	A	113,7
96,0	17	0,0203	2,027	132,36	A	121,3
95,9	17	0,0203	2,240	130,23	A	126,1
95,8	16	0,0203	2,509	126,65	A	134,0
95,8	16	0,0201	2,790	122,34	A	140,7
95,7	16	0,0201	3,028	119,35	A	137,3
95,6	16	0,0203	3,338	119,27	A	145,0
95,5	16	0,0203	3,770	117,55	A	150,6
95,4	16	0,0203	4,175	117,09	A	151,6
95,4	16	0,0203	4,661	115,19	A	147,0
95,3	16	0,0203	5,179	113,42	A	152,3
95,3	16	0,0203	5,727	115,67	A	143,7
95,3	15	0,0203	6,462	115,89	A	141,1
95,2	15	0,0203	7,023	113,49	A	134,8
95,2	15	0,0203	7,627	114,88	A	127,9
95,1	15	0,0204	8,703	113,32	A	110,5
95,1	15	0,0203	9,477	113,08	A	104,3
95,2	15	0,0203	9,801	113,56	A	105,2
98,2	21	0,0227	0,124	166,73	B	12,2
98,2	21	0,0227	0,137	164,51	B	14,1
98,1	20	0,0225	0,152	163,28	B	18,1
98,1	20	0,0227	0,172	161,60	B	19,1
98,1	20	0,0227	0,189	159,41	B	22,8
98,0	20	0,0227	0,211	157,43	B	26,0

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
98,0	20	0,0227	0,234	157,06	B	27,9
98,0	20	0,0227	0,257	156,89	B	29,0
97,9	20	0,0227	0,286	156,61	B	28,3
97,9	20	0,0227	0,315	158,19	B	27,1
97,9	20	0,0227	0,352	158,89	B	27,6
97,9	20	0,0225	0,387	161,09	B	30,5
97,8	20	0,0227	0,426	159,76	B	28,7
97,8	20	0,0227	0,475	162,28	B	29,7
97,7	20	0,0227	0,523	161,64	B	29,7
97,7	20	0,0227	0,580	160,84	B	34,8
97,6	20	0,0227	0,647	160,33	B	39,2
97,5	20	0,0227	0,721	159,54	B	43,4
97,4	20	0,0227	0,794	157,81	B	47,2
97,4	20	0,0227	0,886	157,72	B	50,3
97,4	20	0,0227	0,976	156,59	C	53,8
97,2	20	0,0227	1,079	151,54	C	60,5
97,1	20	0,0227	1,204	150,41	C	65,7
97,0	20	0,0227	1,321	145,99	C	80,8
96,9	20	0,0227	1,466	143,71	C	80,4
96,8	20	0,0227	1,633	141,92	C	94,6
96,7	20	0,0227	1,806	138,81	C	96,5
96,7	19	0,0227	2,005	136,06	A	116,3
96,6	19	0,0227	2,220	130,80	A	120,4
96,5	19	0,0227	2,471	127,87	A	114,3
96,4	19	0,0227	2,743	124,94	A	134,8
96,3	19	0,0227	3,020	122,00	A	129,3
96,3	19	0,0227	3,345	121,41	A	133,3
96,2	19	0,0227	3,709	118,42	A	139,9
96,0	19	0,0227	4,119	116,42	A	138,8
96,0	19	0,0227	4,592	115,40	A	141,2
96,0	19	0,0227	5,106	114,84	A	140,3
95,9	19	0,0227	5,760	114,89	A	138,1
95,9	19	0,0227	6,206	115,26	A	134,1
95,8	19	0,0227	6,773	115,68	A	132,9
95,8	19	0,0227	7,704	115,08	A	112,7
95,7	18	0,0228	8,429	113,88	A	107,6
95,7	18	0,0227	9,434	115,18	A	98,1
95,7	18	0,0227	9,716	115,63	A	96,8
98,0	20	0,0252	0,125	168,60	B	15,1
97,9	20	0,0252	0,138	165,40	B	20,4
97,9	19	0,0252	0,157	162,14	B	24,9
97,9	19	0,0252	0,170	161,64	B	24,8
97,8	19	0,0253	0,188	159,78	B	27,4
97,8	19	0,0252	0,207	158,48	B	30,1

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
97,8	19	0,0252	0,236	157,95	B	31,8
97,7	19	0,0253	0,256	156,82	B	32,7
97,7	19	0,0252	0,286	157,52	B	32,6
97,7	19	0,0253	0,316	157,60	B	31,5
97,7	19	0,0253	0,350	158,08	B	29,7
97,6	19	0,0253	0,390	159,71	B	31,5
97,6	19	0,0252	0,433	159,44	B	30,1
97,6	19	0,0253	0,474	159,36	B	31,8
97,5	19	0,0253	0,523	159,59	B	30,6
97,5	19	0,0253	0,582	161,55	B	37,0
97,4	19	0,0253	0,646	159,75	B	39,9
97,3	19	0,0253	0,715	159,40	B	46,3
97,3	19	0,0253	0,801	158,99	B	48,4
97,2	19	0,0253	0,885	156,27	B	51,2
97,2	19	0,0252	0,981	154,38	C	56,1
97,0	19	0,0253	1,078	152,24	C	64,6
96,9	19	0,0255	1,206	147,82	C	71,2
96,8	19	0,0253	1,322	147,23	C	80,4
96,8	19	0,0253	1,464	145,31	C	82,6
96,7	19	0,0252	1,632	140,84	C	94,1
96,5	19	0,0253	1,816	136,57	C	102,6
96,5	19	0,0253	1,993	135,80	A	111,0
96,4	19	0,0253	2,206	131,11	A	113,1
96,3	19	0,0253	2,478	126,04	A	120,7
96,2	19	0,0253	2,718	126,25	A	125,1
96,2	19	0,0252	3,036	122,39	A	126,2
96,1	19	0,0252	3,348	120,91	A	141,7
96,0	19	0,0253	3,698	117,93	A	138,9
95,9	19	0,0253	4,131	115,95	A	146,0
95,9	19	0,0255	4,600	120,63	A	143,1
95,8	19	0,0253	5,091	120,26	A	139,9
95,8	19	0,0255	5,615	117,72	A	139,8
95,7	19	0,0253	6,205	117,20	A	136,1
95,7	19	0,0253	6,905	117,04	A	130,0
95,6	19	0,0253	7,632	115,77	A	123,6
95,6	19	0,0255	8,481	117,39	A	112,3
95,6	19	0,0255	9,303	114,84	A	103,1
95,6	19	0,0255	9,722	118,48	A	106,1
97,9	19	0,0284	0,126	170,25	B	14,8
97,9	19	0,0282	0,136	167,90	B	17,1
97,9	19	0,0282	0,153	165,27	B	21,8
97,8	19	0,0282	0,171	163,79	B	22,2
97,8	19	0,0282	0,187	162,50	B	25,7
97,8	19	0,0282	0,207	160,62	B	26,3

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
97,7	19	0,0282	0,233	159,29	B	31,2
97,7	19	0,0282	0,258	159,35	B	33,3
97,7	19	0,0282	0,291	159,38	B	32,5
97,7	19	0,0282	0,315	159,37	B	32,1
97,7	19	0,0282	0,353	159,67	B	29,9
97,7	19	0,0282	0,384	161,21	B	30,3
97,6	19	0,0282	0,431	161,38	B	30,5
97,6	19	0,0282	0,480	162,60	B	32,5
97,5	19	0,0282	0,525	162,35	B	32,1
97,5	19	0,0282	0,576	162,64	B	36,0
97,4	19	0,0282	0,644	161,77	B	39,2
97,3	19	0,0282	0,720	158,79	B	44,6
97,2	19	0,0282	0,795	158,55	B	47,2
97,2	19	0,0282	0,890	156,93	C	53,4
97,1	19	0,0282	0,977	155,75	C	57,8
97,0	19	0,0284	1,078	152,63	C	66,2
96,9	19	0,0282	1,186	150,38	C	70,4
96,8	19	0,0284	1,321	147,24	C	76,5
96,8	19	0,0281	1,446	144,64	C	83,6
96,7	19	0,0282	1,626	141,00	C	92,4
96,6	19	0,0282	1,794	139,43	C	99,2
96,5	19	0,0282	2,009	136,41	A	107,1
96,4	19	0,0284	2,220	133,32	A	118,6
96,3	19	0,0284	2,460	128,95	A	126,3
96,2	19	0,0282	2,740	125,46	A	128,5
96,2	19	0,0284	3,030	124,32	A	139,2
96,1	19	0,0284	3,401	120,62	A	148,2
96,0	19	0,0282	3,704	121,34	A	147,5
95,9	19	0,0284	4,143	117,98	A	151,9
95,9	19	0,0282	4,603	118,00	A	152,2
95,8	19	0,0284	5,105	120,13	A	140,0
95,8	19	0,0282	5,657	117,67	A	145,6
95,7	19	0,0284	6,288	118,03	A	137,0
95,7	19	0,0282	6,940	119,25	A	135,6
95,7	18	0,0284	7,613	120,96	A	120,8
95,6	18	0,0284	8,547	120,64	A	110,2
95,6	18	0,0282	9,267	120,91	A	104,6
95,6	18	0,0282	9,784	121,57	A	105,7
98,0	19	0,0314	0,122	170,36	B	15,9
97,9	19	0,0315	0,138	166,29	B	21,9
97,9	19	0,0314	0,153	164,39	B	22,5
97,9	19	0,0315	0,172	162,48	B	24,5
97,8	19	0,0314	0,186	162,12	B	24,2
97,8	19	0,0315	0,209	161,24	B	25,7

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
97,8	19	0,0314	0,234	159,73	B	30,1
97,8	19	0,0315	0,256	159,42	B	32,8
97,8	19	0,0315	0,283	159,07	B	28,9
97,8	19	0,0314	0,314	159,21	B	30,6
97,7	19	0,0315	0,353	159,32	B	28,7
97,7	19	0,0315	0,390	160,65	B	30,6
97,7	19	0,0314	0,430	161,17	B	32,0
97,7	19	0,0315	0,476	162,05	B	31,1
97,6	19	0,0314	0,524	162,38	B	34,2
97,6	19	0,0315	0,586	161,81	B	38,4
97,5	19	0,0315	0,648	161,28	B	41,7
97,4	19	0,0315	0,720	160,01	B	46,7
97,3	19	0,0315	0,803	159,21	B	49,8
97,3	19	0,0314	0,880	156,75	C	52,8
97,2	19	0,0314	0,983	155,66	C	58,0
97,1	19	0,0315	1,086	153,23	C	61,0
97,0	19	0,0317	1,214	149,83	C	75,9
96,9	19	0,0317	1,317	146,83	C	81,6
97,1	20	0,0315	1,494	143,26	C	83,8
97,0	20	0,0314	1,664	141,31	C	100,4
96,9	19	0,0315	1,822	137,70	C	103,5
96,8	19	0,0315	2,043	134,82	A	115,2
96,7	19	0,0315	2,226	134,85	A	119,4
96,6	19	0,0315	2,508	127,54	A	125,6
96,6	19	0,0317	2,751	125,89	A	132,0
96,5	19	0,0315	3,058	123,26	A	138,6
96,4	18	0,0315	3,452	122,53	A	143,7
96,4	18	0,0315	3,755	120,98	A	148,4
96,3	18	0,0315	4,160	121,31	A	147,3
96,2	18	0,0315	4,669	118,99	A	149,0
96,2	18	0,0314	5,125	121,35	A	145,8
96,2	18	0,0315	5,709	120,80	A	144,8
96,1	18	0,0317	6,237	121,01	A	140,0
96,1	18	0,0315	6,961	118,60	A	134,2
96,1	18	0,0314	7,771	120,72	A	127,5
96,0	18	0,0315	8,497	119,89	A	117,1
95,9	17	0,0314	9,395	122,12	A	113,3
95,9	17	0,0314	9,688	123,21	A	107,0
98,3	18	0,0353	0,123	171,00	B	16,6
98,3	18	0,0351	0,138	167,64	B	20,1
98,2	18	0,0353	0,155	165,02	B	23,8
98,2	18	0,0351	0,169	164,33	B	24,9
98,1	18	0,0351	0,188	162,30	B	26,9
98,1	18	0,0351	0,210	160,79	B	29,6

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
98,1	18	0,0353	0,232	159,97	B	32,5
98,1	18	0,0351	0,258	158,49	B	34,6
98,1	18	0,0353	0,286	158,71	B	34,1
98,0	18	0,0351	0,315	158,88	B	32,2
98,0	18	0,0353	0,350	160,16	B	30,4
98,0	18	0,0351	0,389	160,38	B	31,8
98,0	18	0,0353	0,433	160,78	B	31,3
97,9	19	0,0351	0,475	162,38	B	33,4
97,9	19	0,0353	0,522	163,03	B	36,8
97,8	19	0,0351	0,581	161,70	B	38,1
97,8	19	0,0353	0,641	161,09	B	41,2
97,7	19	0,0353	0,720	161,44	B	45,6
97,6	19	0,0353	0,807	158,76	B	49,4
97,6	19	0,0353	0,884	157,65	C	54,1
97,5	19	0,0351	0,995	157,52	C	55,7
97,4	19	0,0353	1,089	152,93	C	64,2
97,3	19	0,0351	1,192	152,16	C	70,6
97,2	19	0,0353	1,327	147,53	C	82,7
97,1	18	0,0353	1,464	145,03	C	85,2
97,0	18	0,0353	1,646	142,75	C	96,6
97,0	18	0,0353	1,809	140,73	C	105,2
96,8	18	0,0353	2,000	136,23	A	109,6
96,8	18	0,0353	2,210	134,85	A	116,8
96,7	18	0,0353	2,451	129,86	A	130,7
96,6	18	0,0353	2,736	128,75	A	137,0
96,5	18	0,0353	3,014	127,60	A	139,9
96,4	18	0,0353	3,394	124,46	A	147,4
96,4	18	0,0353	3,679	124,65	A	143,6
96,3	18	0,0353	4,122	121,53	A	154,7
96,2	18	0,0353	4,564	121,33	A	146,8
96,2	18	0,0354	5,127	122,89	A	149,6
96,1	18	0,0353	5,598	122,80	A	143,2
96,1	18	0,0354	6,246	122,52	A	145,0
96,0	18	0,0353	6,888	123,50	A	140,3
96,0	18	0,0353	7,657	125,34	A	132,6
95,9	18	0,0353	8,407	124,11	A	123,4
95,9	18	0,0353	9,290	127,38	A	113,0
95,9	18	0,0353	9,760	128,29	A	111,0
98,2	19	0,0391	0,124	171,60	B	16,5
98,1	19	0,0392	0,138	167,28	B	21,3
98,1	19	0,0394	0,154	165,26	B	23,1
98,1	19	0,0394	0,170	164,07	B	25,7
97,9	19	0,0394	0,186	161,50	B	25,7
97,9	20	0,0394	0,209	160,44	B	27,6

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
97,9	20	0,0392	0,231	159,41	B	27,6
97,8	20	0,0392	0,258	159,26	B	29,1
97,8	20	0,0392	0,284	159,40	B	30,4
97,8	20	0,0392	0,313	160,85	B	28,2
97,8	20	0,0394	0,352	160,08	B	29,2
97,8	20	0,0392	0,385	160,31	B	28,7
97,7	20	0,0394	0,431	161,67	B	29,4
97,7	20	0,0394	0,474	162,82	B	29,1
97,7	20	0,0392	0,518	163,80	B	31,3
97,6	20	0,0392	0,578	162,34	B	34,7
97,5	20	0,0394	0,644	163,13	B	38,3
97,4	20	0,0394	0,716	161,36	B	45,3
97,3	20	0,0394	0,790	161,92	B	46,3
97,3	20	0,0394	0,872	158,50	B	51,0
97,3	20	0,0392	0,977	156,46	C	52,3
97,1	20	0,0394	1,083	153,68	C	62,4
97,0	19	0,0394	1,187	152,36	C	72,3
96,9	19	0,0394	1,314	147,83	C	75,9
96,9	19	0,0392	1,468	145,70	C	86,4
96,8	19	0,0394	1,598	144,88	C	95,6
96,7	19	0,0395	1,808	141,11	C	99,0
96,6	19	0,0394	1,996	136,88	A	112,3
96,5	19	0,0392	2,199	135,10	A	115,0
96,4	19	0,0394	2,427	134,82	A	126,7
96,3	19	0,0394	2,729	129,73	A	132,4
96,2	19	0,0394	3,032	127,98	A	135,3
96,2	19	0,0392	3,287	126,70	A	144,0
96,1	19	0,0394	3,685	125,21	A	150,4
95,9	20	0,0392	4,118	124,19	A	148,5
95,8	20	0,0394	4,592	125,03	A	140,6
95,8	20	0,0394	5,100	123,12	A	149,9
95,7	20	0,0394	5,586	122,33	A	143,8
95,7	20	0,0394	6,244	124,87	A	142,1
95,7	20	0,0392	6,886	123,65	A	139,3
95,6	19	0,0394	7,557	127,44	A	132,5
95,6	19	0,0394	8,558	126,31	A	119,0
95,5	19	0,0394	9,366	127,85	A	121,1
95,6	19	0,0392	9,792	127,36	A	114,7
97,8	20	0,0437	0,123	171,95	B	14,8
97,8	20	0,0439	0,137	168,99	B	17,6
97,7	20	0,0439	0,151	166,59	B	20,5
97,7	20	0,0439	0,170	164,33	B	22,2
97,7	20	0,0439	0,189	162,89	B	25,2
97,7	20	0,0440	0,209	161,40	B	26,9

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_i [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
97,7	20	0,0439	0,229	161,19	B	26,0
97,6	20	0,0439	0,254	159,61	B	30,0
97,6	20	0,0440	0,282	159,91	B	30,1
97,6	20	0,0439	0,314	159,38	B	29,8
97,6	20	0,0440	0,350	159,82	B	26,8
97,6	20	0,0440	0,387	160,68	B	26,7
97,6	20	0,0439	0,430	162,63	B	28,9
97,5	20	0,0440	0,474	163,39	B	31,0
97,5	20	0,0439	0,519	164,05	B	32,0
97,4	20	0,0440	0,582	163,46	B	34,5
97,4	20	0,0439	0,638	161,94	B	38,3
97,3	20	0,0440	0,713	160,38	B	44,1
97,2	20	0,0439	0,796	159,12	B	48,2
97,2	20	0,0440	0,881	157,83	C	52,1
97,1	20	0,0439	0,973	157,39	C	56,4
97,0	20	0,0439	1,081	154,03	C	65,6
96,9	20	0,0439	1,194	150,38	C	71,6
96,8	20	0,0439	1,317	150,00	C	78,7
96,7	20	0,0439	1,466	145,43	C	88,9
96,7	20	0,0439	1,619	142,52	C	88,4
96,6	19	0,0439	1,792	141,04	C	98,8
96,5	19	0,0439	2,005	138,74	A	109,2
96,4	19	0,0440	2,201	137,90	A	112,2
96,4	19	0,0439	2,466	135,09	A	123,2
96,3	19	0,0439	2,702	132,33	A	135,6
96,2	19	0,0441	3,026	130,17	A	130,8
96,1	19	0,0440	3,334	126,67	A	146,1
96,0	19	0,0440	3,669	125,36	A	151,9
96,0	19	0,0441	4,131	126,45	A	144,9
95,9	19	0,0439	4,561	125,35	A	151,7
95,8	19	0,0440	5,092	125,54	A	153,4
95,8	19	0,0439	5,543	125,83	A	149,8
95,8	19	0,0439	6,230	127,22	A	147,7
95,7	19	0,0439	6,897	126,95	A	142,5
95,7	19	0,0439	7,657	128,77	A	137,5
95,7	19	0,0439	8,476	131,35	A	124,1
95,6	19	0,0439	9,299	130,21	A	118,7
95,6	18	0,0440	9,786	131,38	A	117,5
98,2	21	0,0490	0,124	172,83	B	13,4
98,1	21	0,0490	0,139	168,95	B	19,0
98,1	20	0,0489	0,151	165,65	B	21,4
98,1	20	0,0490	0,172	163,49	B	24,4
98,1	20	0,0490	0,188	162,36	B	26,4
98,0	20	0,0490	0,209	159,83	B	29,5

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_i [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
98,0	20	0,0490	0,232	159,20	B	31,0
97,9	19	0,0492	0,257	157,20	B	35,6
97,9	19	0,0490	0,284	157,35	B	32,8
97,9	19	0,0490	0,317	157,62	B	32,9
97,9	19	0,0490	0,353	158,56	B	32,8
97,9	19	0,0490	0,388	158,85	B	31,6
97,9	19	0,0490	0,432	159,82	B	33,4
97,8	19	0,0490	0,475	161,30	B	33,0
97,8	19	0,0490	0,527	162,11	B	35,2
97,8	19	0,0490	0,588	163,38	B	38,0
97,7	19	0,0489	0,648	161,59	B	40,5
97,6	19	0,0490	0,722	161,99	B	45,9
97,6	19	0,0490	0,794	159,73	B	50,7
97,5	19	0,0490	0,883	157,90	C	55,5
97,5	19	0,0490	0,975	157,10	C	59,2
97,3	19	0,0490	1,082	156,17	C	63,9
97,2	19	0,0490	1,198	151,04	C	70,9
97,2	19	0,0490	1,321	151,04	C	80,4
97,1	19	0,0492	1,471	146,12	C	92,3
97,0	19	0,0492	1,621	143,76	C	98,6
96,9	19	0,0489	1,815	141,41	C	101,5
96,8	19	0,0490	2,010	137,78	A	110,0
96,7	19	0,0492	2,234	137,30	A	120,7
96,7	19	0,0489	2,469	135,50	A	122,6
96,6	18	0,0490	2,720	131,18	A	132,2
96,5	18	0,0489	3,002	131,15	A	137,0
96,4	18	0,0490	3,342	129,42	A	149,3
96,4	18	0,0490	3,693	129,11	A	151,0
96,3	18	0,0490	4,158	127,23	A	146,8
96,2	18	0,0491	4,633	128,11	A	155,1
96,2	18	0,0490	5,103	128,74	A	149,3
96,1	18	0,0489	5,648	127,64	A	153,8
96,1	18	0,0490	6,244	129,88	A	146,7
96,0	18	0,0490	6,840	129,87	A	148,2
96,0	18	0,0490	7,636	131,81	A	137,2
98,1	19	0,0547	0,127	174,03	B	17,7
98,1	19	0,0547	0,135	170,26	B	20,7
98,0	19	0,0547	0,148	167,60	B	23,5
98,0	19	0,0546	0,170	166,27	B	26,9
97,9	19	0,0549	0,187	163,65	B	29,8
97,9	19	0,0547	0,211	161,40	B	28,6
97,9	19	0,0546	0,231	160,42	B	31,5
97,8	19	0,0547	0,258	160,21	B	33,8
97,8	19	0,0547	0,285	158,20	B	34,2

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
97,8	19	0,0547	0,313	158,43	B	33,1
97,8	19	0,0547	0,354	159,21	B	32,3
97,8	19	0,0549	0,389	159,92	B	31,5
97,8	19	0,0546	0,425	160,08	B	30,3
97,7	19	0,0547	0,477	162,45	B	32,6
97,7	19	0,0547	0,526	162,62	B	33,1
97,6	19	0,0547	0,578	162,96	B	35,7
97,6	19	0,0547	0,641	163,34	B	41,1
97,5	19	0,0549	0,715	160,80	B	44,6
97,4	19	0,0549	0,794	160,60	B	47,3
97,4	19	0,0549	0,876	158,90	C	52,2
97,3	19	0,0547	0,976	157,08	C	54,8
97,2	19	0,0549	1,076	155,77	C	66,5
97,1	19	0,0547	1,193	152,38	C	72,5
97,0	19	0,0547	1,318	150,71	C	73,3
96,9	19	0,0547	1,470	146,62	C	81,2
96,8	19	0,0547	1,633	144,99	C	93,7
96,8	19	0,0546	1,803	145,33	C	97,5
96,6	19	0,0547	2,004	142,06	A	113,1
96,6	19	0,0549	2,228	139,61	A	118,8
96,3	20	0,0546	2,421	138,28	A	123,7
96,2	20	0,0547	2,684	134,94	A	130,3
96,1	20	0,0549	3,006	134,46	A	134,0
96,0	20	0,0547	3,306	132,01	A	147,7
95,9	20	0,0550	3,696	129,63	A	144,4
95,9	20	0,0549	4,128	130,99	A	143,5
95,8	20	0,0547	4,553	131,01	A	149,4
95,7	19	0,0549	5,096	131,48	A	151,6
95,7	19	0,0549	5,558	132,29	A	150,5
95,7	19	0,0549	6,106	132,71	A	151,5
95,6	19	0,0547	6,841	132,17	A	146,1
95,6	19	0,0549	7,626	138,11	A	140,5
97,7	20	0,0611	0,121	177,64	B	13,5
97,6	20	0,0608	0,134	174,02	B	14,8
97,6	20	0,0611	0,151	169,50	B	19,7
97,5	20	0,0612	0,170	166,46	B	21,0
97,5	20	0,0611	0,187	164,36	B	24,3
97,5	20	0,0611	0,207	164,15	B	27,1
97,4	20	0,0611	0,227	162,00	B	29,5
97,4	20	0,0611	0,255	161,03	B	30,5
97,4	20	0,0612	0,281	161,36	B	32,1
97,4	20	0,0612	0,316	159,63	B	31,8
97,4	19	0,0611	0,350	160,12	B	30,5
97,4	19	0,0612	0,387	159,89	B	30,1

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
97,3	19	0,0614	0,425	162,10	B	31,6
97,3	19	0,0612	0,469	163,33	B	30,7
97,3	19	0,0611	0,519	163,50	B	31,5
97,3	19	0,0611	0,577	163,53	B	35,4
97,2	19	0,0612	0,634	163,06	B	39,1
97,1	19	0,0611	0,716	162,27	B	45,4
97,0	19	0,0611	0,790	160,26	B	50,8
97,0	19	0,0611	0,869	158,34	B	48,6
96,9	19	0,0611	0,984	157,72	C	55,5
96,8	19	0,0611	1,070	155,22	C	66,6
96,7	19	0,0614	1,202	153,94	C	68,7
96,7	19	0,0611	1,311	150,57	C	74,5
96,6	19	0,0611	1,445	149,62	C	81,0
96,5	19	0,0611	1,623	146,56	C	94,6
96,4	19	0,0611	1,779	144,26	C	100,1
96,3	19	0,0611	1,978	143,61	A	110,2
96,3	19	0,0611	2,210	140,50	A	122,4
96,2	19	0,0612	2,446	141,34	A	124,1
96,1	19	0,0611	2,701	138,39	A	129,6
96,0	19	0,0612	3,042	136,17	A	141,4
95,9	19	0,0612	3,288	134,15	A	145,6
95,9	19	0,0614	3,716	134,11	A	149,4
95,8	19	0,0614	4,077	136,54	A	153,7
95,8	19	0,0612	4,538	135,37	A	157,1
95,7	19	0,0612	5,056	135,01	A	153,2
95,7	19	0,0610	5,611	137,95	A	154,7
95,6	19	0,0612	6,193	137,56	A	149,8
95,6	19	0,0614	6,924	139,93	A	146,1
95,6	19	0,0612	7,636	141,22	A	140,1
97,7	19	0,0683	0,123	177,39	B	13,8
97,6	19	0,0683	0,137	174,67	B	15,6
97,6	19	0,0683	0,149	171,58	B	18,8
97,5	19	0,0683	0,171	168,69	B	21,2
97,5	19	0,0683	0,188	166,48	B	24,6
97,5	19	0,0683	0,209	163,82	B	28,2
97,4	19	0,0683	0,229	162,72	B	30,1
97,4	19	0,0684	0,256	161,26	B	31,2
97,4	19	0,0684	0,284	160,31	B	34,0
97,4	19	0,0684	0,312	160,53	B	31,7
97,3	19	0,0685	0,350	160,19	B	29,5
97,4	19	0,0683	0,386	161,57	B	30,1
97,4	19	0,0683	0,425	162,07	B	30,9
97,3	19	0,0683	0,472	163,30	B	31,7
97,3	19	0,0683	0,522	164,09	B	32,7

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_i [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
97,3	19	0,0684	0,576	163,81	B	35,4
97,2	19	0,0685	0,640	164,69	B	40,0
97,1	19	0,0683	0,713	162,82	B	45,0
97,1	19	0,0684	0,796	159,44	B	48,5
97,0	19	0,0684	0,878	161,05	B	50,9
97,0	19	0,0683	0,976	159,34	C	56,1
96,9	19	0,0684	1,074	157,59	C	62,8
96,8	19	0,0683	1,197	155,13	C	70,6
96,7	19	0,0684	1,310	152,90	C	76,5
96,6	19	0,0684	1,483	148,29	C	82,4
96,5	19	0,0683	1,605	146,79	C	91,2
96,5	19	0,0683	1,789	144,39	C	102,6
96,4	19	0,0683	2,004	143,23	A	113,4
96,3	19	0,0684	2,202	142,40	A	119,7
96,2	19	0,0685	2,454	140,14	A	128,9
96,2	19	0,0684	2,709	139,91	A	136,8
96,1	19	0,0684	2,999	138,52	A	142,5
96,0	19	0,0684	3,356	138,41	A	141,7
96,0	19	0,0683	3,685	136,86	A	149,4
95,9	19	0,0684	4,076	137,24	A	152,7
95,9	19	0,0684	4,537	137,53	A	155,7
95,8	19	0,0685	5,083	137,77	A	154,5
95,8	19	0,0684	5,593	139,70	A	152,0
95,7	18	0,0684	6,184	141,77	A	158,5
95,7	18	0,0684	6,805	141,99	A	156,7
95,7	18	0,0683	7,582	145,46	A	153,5
97,9	21	0,0762	0,123	182,26	B	11,6
97,8	21	0,0761	0,135	178,59	B	14,8
97,8	21	0,0764	0,153	174,41	B	16,9
97,8	21	0,0764	0,170	171,99	B	18,0
97,7	21	0,0762	0,189	167,72	B	22,2
97,7	20	0,0762	0,209	166,16	B	25,4
97,6	20	0,0764	0,227	164,13	B	27,4
97,6	20	0,0762	0,258	161,97	B	30,4
97,6	20	0,0764	0,283	160,79	B	30,5
97,6	20	0,0765	0,314	160,15	B	28,9
97,5	20	0,0764	0,352	162,15	B	27,8
97,5	20	0,0762	0,386	162,39	B	28,3
97,5	20	0,0765	0,423	162,21	B	28,9
97,5	20	0,0762	0,474	163,66	B	30,1
97,5	20	0,0762	0,518	163,86	B	31,6
97,4	20	0,0764	0,576	164,82	B	34,9
97,4	20	0,0762	0,640	164,09	B	37,7
97,3	20	0,0764	0,710	162,99	B	40,5

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_i [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
97,2	20	0,0762	0,785	161,45	B	44,6
97,2	20	0,0764	0,876	161,52	B	48,9
97,1	20	0,0764	0,971	159,44	C	51,5
97,0	20	0,0765	1,080	157,69	C	63,3
96,9	20	0,0764	1,191	154,06	C	70,5
96,8	20	0,0764	1,316	151,24	C	74,8
96,7	20	0,0764	1,464	149,80	C	76,9
96,6	20	0,0764	1,625	148,24	C	89,8
96,6	20	0,0764	1,801	147,68	C	94,5
96,5	20	0,0764	1,978	145,81	C	103,6
96,4	20	0,0764	2,195	144,47	C	107,4
96,3	20	0,0764	2,467	143,58	A	117,5
96,3	20	0,0762	2,692	143,31	A	126,1
96,2	20	0,0764	2,975	141,25	A	133,9
96,1	20	0,0764	3,330	140,70	A	137,7
96,1	20	0,0761	3,667	142,33	A	141,8
96,0	20	0,0765	4,100	140,12	A	151,6
95,9	19	0,0764	4,637	142,46	A	151,1
95,9	19	0,0762	5,103	143,42	A	157,4
95,9	19	0,0765	5,607	146,82	A	154,0
95,9	19	0,0762	6,171	148,08	A	151,8
95,8	19	0,0766	6,828	147,62	A	147,8
97,6	21	0,0851	0,123	184,86	B	7,9
97,5	21	0,0851	0,136	180,80	B	10,1
97,5	21	0,0852	0,152	177,92	B	12,8
97,5	21	0,0854	0,166	176,14	B	14,1
97,4	20	0,0851	0,186	169,89	B	18,6
97,4	20	0,0852	0,207	168,30	B	23,6
97,3	20	0,0851	0,230	166,24	B	24,9
97,3	20	0,0854	0,253	163,77	B	26,7
97,3	20	0,0852	0,281	163,28	B	26,1
97,3	20	0,0852	0,313	162,18	B	25,8
97,2	20	0,0851	0,351	163,93	B	27,1
97,2	20	0,0851	0,385	164,78	B	26,9
97,2	20	0,0851	0,423	165,03	B	28,3
97,2	20	0,0854	0,466	164,35	B	27,3
97,2	20	0,0852	0,518	164,71	B	31,8
97,1	20	0,0852	0,577	164,31	B	33,2
97,1	20	0,0852	0,638	164,90	B	37,5
97,0	20	0,0852	0,706	163,79	B	41,0
96,9	20	0,0851	0,785	162,59	B	45,1
96,9	20	0,0852	0,873	161,84	B	47,4
96,9	20	0,0851	0,965	160,12	C	51,6
96,7	20	0,0852	1,055	157,51	C	58,9

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
96,7	20	0,0852	1,175	156,99	C	65,9
96,5	20	0,0852	1,319	153,51	C	74,0
96,5	20	0,0854	1,428	151,29	C	75,8
96,4	20	0,0851	1,615	150,11	C	87,8
96,3	20	0,0852	1,779	147,93	C	93,5
96,3	20	0,0852	1,977	148,00	C	105,3
96,2	20	0,0854	2,196	146,60	A	113,5
96,1	20	0,0852	2,430	146,17	A	114,6
96,0	20	0,0852	2,684	145,33	A	127,3
95,9	19	0,0854	2,986	145,04	A	131,4
95,9	19	0,0854	3,316	145,39	A	139,8
95,8	19	0,0855	3,647	144,88	A	139,6
95,8	19	0,0852	4,045	145,72	A	148,0
95,7	19	0,0852	4,547	147,12	A	157,6
95,7	19	0,0852	5,082	148,00	A	154,8
95,7	19	0,0852	5,535	148,09	A	152,3
95,6	19	0,0851	6,144	152,12	A	152,3
95,6	19	0,0852	6,864	150,56	A	155,0
97,5	19	0,0953	0,121	185,72	B	7,8
97,5	19	0,0952	0,138	181,55	B	12,9
97,4	19	0,0952	0,153	178,77	B	17,7
97,4	19	0,0953	0,170	176,62	B	18,6
97,3	19	0,0953	0,185	172,14	B	21,1
97,3	19	0,0953	0,208	168,55	B	26,8
97,3	19	0,0952	0,232	167,65	B	29,1
97,2	19	0,0954	0,253	165,48	B	28,9
97,2	19	0,0952	0,284	164,84	B	31,3
97,2	19	0,0950	0,313	163,88	B	27,6
97,2	19	0,0952	0,349	165,62	B	28,6
97,2	19	0,0950	0,382	166,10	B	28,3
97,1	19	0,0952	0,423	166,07	B	30,2
97,1	19	0,0953	0,473	164,89	B	31,4
97,1	19	0,0952	0,512	164,89	B	32,0
97,1	19	0,0953	0,575	164,73	B	31,8
97,0	19	0,0953	0,640	165,39	B	38,5
96,9	19	0,0953	0,708	163,37	B	43,8
96,9	19	0,0953	0,790	162,77	B	46,8
96,9	19	0,0952	0,876	161,38	B	46,5
96,8	19	0,0953	0,968	159,83	B	50,6
96,7	19	0,0950	1,071	158,16	C	59,0
96,6	19	0,0953	1,188	155,99	C	66,5
96,5	19	0,0950	1,307	154,90	C	71,5
96,4	19	0,0953	1,449	153,21	C	78,4
96,4	19	0,0952	1,601	149,99	C	88,9

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
96,3	19	0,0952	1,763	150,74	C	97,3
96,2	19	0,0953	1,958	148,80	C	105,5
96,2	19	0,0953	2,194	148,50	A	115,8
96,1	19	0,0953	2,472	148,07	A	121,3
96,0	19	0,0952	2,701	147,89	A	129,5
95,9	19	0,0953	3,004	147,30	A	133,6
95,9	19	0,0952	3,337	147,05	A	143,7
95,9	19	0,0952	3,698	148,23	A	147,1
95,8	19	0,0953	4,074	150,78	A	155,3
95,8	19	0,0953	4,530	151,59	A	159,0
95,7	19	0,0953	5,102	154,50	A	153,6
95,7	19	0,0954	5,682	157,38	A	162,8
95,7	19	0,0954	6,201	161,18	A	163,3
97,5	19	0,1063	0,121	186,60	B	11,4
97,5	19	0,1064	0,136	183,24	B	10,9
97,4	19	0,1063	0,157	179,46	B	16,0
97,4	19	0,1063	0,169	177,29	B	19,4
97,4	19	0,1063	0,188	174,83	B	21,2
97,3	19	0,1064	0,208	172,10	B	24,8
97,3	19	0,1064	0,229	168,97	B	27,1
97,3	19	0,1064	0,255	167,37	B	28,1
97,2	19	0,1064	0,287	164,57	B	30,1
97,2	19	0,1063	0,311	164,74	B	31,3
97,2	19	0,1064	0,353	165,83	B	30,5
97,2	19	0,1063	0,379	167,44	B	28,1
97,2	19	0,1063	0,428	167,50	B	30,0
97,2	19	0,1063	0,473	168,07	B	30,9
97,1	19	0,1063	0,515	165,42	B	31,7
97,1	19	0,1063	0,576	165,75	B	35,3
97,1	19	0,1064	0,643	165,25	B	39,4
97,0	19	0,1064	0,705	164,57	B	41,5
96,9	19	0,1063	0,791	163,99	B	47,3
96,9	19	0,1063	0,876	162,73	B	49,1
96,9	19	0,1064	0,966	161,29	B	52,2
96,8	19	0,1063	1,072	159,42	C	60,3
96,7	19	0,1064	1,191	158,36	C	67,6
96,6	19	0,1063	1,297	155,88	C	75,8
96,5	19	0,1066	1,469	155,16	C	80,7
96,5	19	0,1063	1,613	153,47	C	90,2
96,4	19	0,1062	1,786	153,22	C	97,4
96,3	19	0,1064	1,977	152,42	C	106,9
96,3	19	0,1064	2,182	152,65	A	112,9
96,2	19	0,1064	2,453	151,68	A	124,4
96,1	19	0,1064	2,724	152,55	A	126,3

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_i [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
96,1	19	0,1064	3,010	152,79	A	139,1
96,1	19	0,1064	3,317	153,72	A	140,7
96,0	18	0,1062	3,720	154,82	A	148,5
96,0	18	0,1062	4,063	156,54	A	148,6
95,9	18	0,1064	4,506	159,87	A	158,7
95,8	18	0,1063	5,055	160,61	A	163,5
95,8	18	0,1064	5,535	163,07	A	165,6
95,8	18	0,1063	6,249	167,51	A	161,5
98,0	21	0,1189	0,123	188,56	B	13,3
97,9	20	0,1188	0,140	185,70	B	7,7
97,9	20	0,1188	0,148	182,09	B	12,4
97,8	20	0,1186	0,171	180,53	B	12,3
97,8	20	0,1186	0,190	176,77	B	18,8
97,8	20	0,1189	0,211	174,26	B	21,1
97,7	20	0,1188	0,228	172,70	B	23,5
97,7	20	0,1188	0,258	168,97	B	23,5
97,7	20	0,1188	0,287	168,28	B	27,1
97,6	20	0,1188	0,312	166,99	B	26,1
97,6	20	0,1189	0,353	167,86	B	25,8
97,6	20	0,1188	0,386	168,10	B	27,2
97,6	20	0,1189	0,433	170,53	B	27,8
97,6	20	0,1186	0,474	170,56	B	29,2
97,5	20	0,1188	0,523	167,93	B	31,4
97,5	20	0,1186	0,583	166,25	B	34,7
97,4	20	0,1186	0,647	165,50	B	37,5
97,4	20	0,1188	0,719	164,30	B	42,2
97,3	20	0,1189	0,796	164,75	B	45,8
97,3	20	0,1189	0,882	162,60	B	48,3
97,3	20	0,1189	0,973	162,64	B	49,6
97,2	20	0,1188	1,072	160,84	C	59,7
97,0	20	0,1189	1,213	157,95	C	65,9
97,0	20	0,1186	1,308	157,17	C	69,0
96,9	20	0,1188	1,481	156,28	C	81,9
96,8	20	0,1189	1,613	155,95	C	89,0
96,8	20	0,1186	1,805	155,49	C	90,7
96,7	20	0,1189	1,987	154,46	C	101,2
96,6	20	0,1190	2,203	155,36	A	111,9
96,6	20	0,1188	2,460	156,20	A	123,6
96,5	20	0,1189	2,695	157,11	A	125,5
96,4	20	0,1188	3,038	158,58	A	134,7
96,4	20	0,1189	3,338	158,60	A	139,7
96,3	20	0,1186	3,665	159,26	A	143,7
96,3	20	0,1189	4,130	162,66	A	152,7
96,3	19	0,1188	4,576	164,16	A	155,3

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_i [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
96,2	19	0,1188	5,094	166,69	A	162,8
96,2	19	0,1188	5,596	171,50	A	164,6
96,2	19	0,1184	6,265	173,71	A	160,4
97,9	20	0,1327	0,124	191,55	B	13,8
97,9	20	0,1327	0,136	189,78	B	13,0
97,8	20	0,1326	0,153	186,49	B	9,7
97,8	20	0,1330	0,170	184,53	B	11,4
97,8	20	0,1328	0,186	181,52	B	13,6
97,7	20	0,1327	0,211	176,72	B	17,0
97,7	20	0,1326	0,232	174,35	B	20,6
97,6	20	0,1323	0,253	173,53	B	21,7
97,6	20	0,1327	0,279	171,45	B	26,6
97,6	20	0,1327	0,314	169,52	B	27,0
97,5	20	0,1326	0,345	169,03	B	27,5
97,5	20	0,1327	0,386	169,40	B	27,7
97,5	20	0,1328	0,427	171,59	B	27,5
97,5	20	0,1326	0,470	173,25	B	28,0
97,5	20	0,1326	0,521	172,53	B	31,1
97,5	20	0,1326	0,582	171,13	B	33,3
97,4	20	0,1327	0,632	167,87	B	36,7
97,3	20	0,1326	0,708	167,41	B	39,9
97,3	20	0,1327	0,786	166,23	B	43,8
97,3	20	0,1327	0,875	165,56	B	47,5
97,2	20	0,1327	0,967	165,07	B	48,7
97,1	20	0,1324	1,069	163,51	C	58,7
97,0	20	0,1327	1,198	162,66	C	63,2
96,9	20	0,1328	1,325	161,30	C	72,9
96,9	20	0,1326	1,434	159,61	C	77,3
96,8	20	0,1327	1,582	157,84	C	84,5
96,7	20	0,1327	1,774	158,56	C	94,0
96,7	20	0,1328	1,992	159,79	C	101,1
96,6	20	0,1328	2,193	160,00	C	108,0
96,5	20	0,1326	2,449	159,56	A	121,0
96,5	20	0,1327	2,714	160,62	A	123,3
96,4	20	0,1327	3,007	163,27	A	135,3
96,4	20	0,1327	3,310	165,18	A	139,4
96,3	20	0,1328	3,660	165,00	A	144,8
96,3	20	0,1327	4,127	168,70	A	154,5
96,3	20	0,1328	4,502	170,90	A	152,9
96,2	19	0,1328	5,110	176,72	A	152,3
96,2	19	0,1326	5,602	179,24	A	165,7
97,8	20	0,1483	0,123	192,68	B	13,3
97,8	20	0,1482	0,137	190,07	B	13,1
97,8	20	0,1482	0,152	188,60	B	10,9

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
97,7	20	0,1482	0,168	187,60	B	11,1
97,7	20	0,1482	0,184	184,35	B	11,5
97,6	20	0,1482	0,207	181,13	B	14,2
97,6	20	0,1482	0,230	179,51	B	14,5
97,5	20	0,1482	0,253	175,98	B	18,9
97,5	20	0,1482	0,280	174,42	B	23,1
97,5	20	0,1482	0,315	171,31	B	26,3
97,4	20	0,1482	0,349	171,42	B	28,2
97,4	20	0,1482	0,386	171,92	B	28,2
97,4	20	0,1485	0,422	173,84	B	28,3
97,4	20	0,1482	0,468	174,32	B	29,7
97,4	20	0,1479	0,517	174,82	B	29,9
97,3	20	0,1482	0,573	174,32	B	32,6
97,3	20	0,1483	0,637	168,76	B	36,4
97,3	20	0,1483	0,712	168,88	B	41,5
97,2	20	0,1483	0,784	168,12	B	43,5
96,9	21	0,1483	0,883	166,88	B	44,3
96,9	21	0,1482	0,960	166,67	B	49,6
96,8	20	0,1482	1,071	165,70	C	56,3
96,8	20	0,1482	1,180	164,69	C	60,3
96,7	20	0,1481	1,296	163,35	C	67,5
96,6	20	0,1482	1,434	163,06	C	76,6
96,5	20	0,1483	1,633	160,78	C	82,0
96,4	20	0,1482	1,783	162,51	C	91,4
96,4	20	0,1481	1,965	162,56	C	102,8
95,8	20	0,1189	2,205	148,11	A	111,8
96,2	20	0,1474	2,453	164,53	A	114,9
96,2	20	0,1481	2,686	164,94	A	122,5
96,2	20	0,1482	2,958	167,21	A	128,6
96,1	20	0,1481	3,285	169,41	A	137,7
96,1	20	0,1483	3,618	174,44	A	142,9
96,1	20	0,1481	4,088	177,29	A	149,4
96,1	20	0,1483	4,523	181,99	A	158,8
96,0	20	0,1481	5,053	187,09	A	159,7
96,1	20	0,1482	5,567	191,26	A	163,6
97,6	20	0,1654	0,120	194,29	B	11,1
97,5	20	0,1654	0,136	192,22	B	11,3
97,5	20	0,1656	0,152	190,74	B	12,9
97,5	20	0,1656	0,168	189,77	B	11,6
97,4	20	0,1654	0,190	186,14	B	12,6
97,4	20	0,1657	0,205	184,65	B	12,7
97,4	20	0,1656	0,228	182,57	B	14,0
97,3	20	0,1654	0,255	180,11	B	18,0
97,3	20	0,1657	0,282	177,44	B	21,9

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
97,2	20	0,1654	0,312	174,83	B	25,3
97,2	20	0,1654	0,347	173,50	B	28,9
97,2	20	0,1653	0,382	175,03	B	28,8
97,2	20	0,1654	0,420	176,64	B	28,5
97,2	20	0,1656	0,472	177,61	B	28,8
97,1	20	0,1656	0,522	177,20	B	30,5
97,1	20	0,1657	0,573	176,53	B	32,5
97,1	20	0,1656	0,637	173,47	B	35,8
97,0	20	0,1654	0,707	170,76	B	40,7
97,0	20	0,1657	0,790	170,18	B	44,1
97,0	20	0,1656	0,867	170,05	B	47,8
96,9	20	0,1650	0,963	169,61	B	50,4
96,8	20	0,1657	1,070	168,40	C	58,2
96,8	19	0,1654	1,186	167,60	C	65,3
96,7	19	0,1654	1,316	166,81	C	68,9
96,6	19	0,1654	1,452	166,91	C	76,9
96,6	19	0,1656	1,613	166,60	C	84,1
96,5	19	0,1654	1,767	165,95	C	92,6
96,4	19	0,1654	1,980	167,51	C	99,9
96,4	19	0,1654	2,220	168,96	C	109,6
96,3	19	0,1653	2,403	171,01	A	113,8
96,3	19	0,1656	2,692	173,24	A	120,3
96,2	19	0,1654	2,998	176,55	A	124,6
96,2	19	0,1657	3,287	177,62	A	136,6
96,2	19	0,1654	3,651	181,64	A	139,6
96,2	19	0,1654	4,011	186,04	A	153,1
96,2	19	0,1654	4,523	192,48	A	165,0
96,2	19	0,1657	5,032	199,48	A	165,5
96,2	19	0,1652	5,552	202,73	A	167,9
97,6	19	0,1848	0,124	194,81	B	7,9
97,5	19	0,1848	0,136	194,06	B	8,5
97,5	19	0,1848	0,152	191,75	B	11,8
97,5	19	0,1848	0,169	191,20	B	10,4
97,4	19	0,1847	0,187	188,00	B	9,2
97,4	19	0,1847	0,210	184,50	B	11,5
97,3	19	0,1848	0,229	184,70	B	11,5
97,3	19	0,1849	0,253	181,61	B	16,8
97,3	19	0,1848	0,279	181,13	B	19,8
97,3	19	0,1848	0,308	178,16	B	24,2
97,3	19	0,1849	0,348	177,19	B	26,5
97,2	19	0,1851	0,383	177,27	B	27,9
97,2	19	0,1849	0,423	177,72	B	30,6
97,2	19	0,1847	0,468	177,59	B	31,0
97,2	19	0,1848	0,519	179,47	B	32,5

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_i [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
97,2	19	0,1851	0,571	178,47	B	34,0
97,1	19	0,1847	0,640	178,40	B	35,8
97,1	19	0,1849	0,712	174,18	B	40,5
97,1	19	0,1849	0,791	172,82	B	43,7
97,0	19	0,1851	0,868	173,12	B	46,2
97,0	19	0,1852	0,972	172,74	B	52,6
96,9	19	0,1851	1,061	172,16	C	56,5
96,9	19	0,1848	1,183	170,52	C	61,1
96,8	19	0,1851	1,283	170,83	C	67,5
96,7	19	0,1848	1,475	170,35	C	77,1
96,7	19	0,1849	1,604	171,05	C	86,0
96,6	19	0,1849	1,790	171,51	C	92,5
96,6	19	0,1851	1,958	172,96	C	97,8
96,5	19	0,1849	2,155	173,77	C	109,7
96,5	19	0,1851	2,405	178,61	A	117,0
96,4	19	0,1851	2,679	179,80	A	121,5
96,4	19	0,1848	3,008	183,28	A	130,5
96,4	19	0,1848	3,301	189,30	A	139,2
96,4	19	0,1847	3,621	191,35	A	148,0
96,3	19	0,1849	4,066	198,38	A	153,9
96,4	19	0,1851	4,578	206,02	A	156,5
96,4	19	0,1852	5,034	213,24	A	170,9
97,7	19	0,2065	0,120	198,15	B	6,7
97,7	19	0,2064	0,136	196,75	B	7,6
97,6	19	0,2068	0,150	195,12	B	8,2
97,6	19	0,2067	0,169	194,40	B	9,4
97,5	19	0,2068	0,187	191,73	B	10,6
97,5	19	0,2067	0,205	190,68	B	11,3
97,5	19	0,2067	0,226	188,02	B	15,1
97,4	19	0,2065	0,256	186,09	B	17,8
97,4	19	0,2064	0,281	183,12	B	20,8
97,4	19	0,2064	0,312	181,88	B	23,3
97,3	19	0,2065	0,343	180,92	B	25,3
97,3	19	0,2069	0,386	180,50	B	27,3
97,3	19	0,2067	0,419	180,41	B	30,1
97,3	19	0,2065	0,473	180,56	B	32,3
97,3	19	0,2067	0,514	182,07	B	32,8
97,3	19	0,2067	0,579	182,75	B	33,9
97,2	19	0,2067	0,636	181,83	B	37,9
97,2	19	0,2068	0,711	179,60	B	41,0
97,1	19	0,2065	0,790	177,69	B	44,6
97,4	20	0,2071	0,890	177,12	B	45,7
97,4	20	0,2064	0,984	177,74	B	48,7
97,3	20	0,2067	1,073	175,09	C	55,9

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_i [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
97,2	20	0,2064	1,195	174,96	C	65,0
97,2	20	0,2065	1,314	175,56	C	66,5
97,1	20	0,2067	1,494	175,55	C	78,6
97,0	20	0,2064	1,654	176,72	C	84,0
97,0	20	0,2065	1,797	176,37	C	88,0
97,0	20	0,2066	1,984	179,36	C	102,6
96,9	20	0,2067	2,220	182,78	C	107,3
96,9	20	0,2064	2,463	187,43	C	116,6
96,8	20	0,2067	2,705	188,73	A	125,2
96,8	20	0,2064	3,025	194,02	A	130,9
96,8	20	0,2064	3,360	200,18	A	141,0
96,8	20	0,2068	3,672	204,83	A	146,6
96,8	20	0,2067	4,116	212,49	A	151,2
96,9	20	0,2064	4,619	222,45	A	160,4
98,0	20	0,2307	0,122	200,81	B	7,4
98,0	20	0,2308	0,137	199,30	B	8,6
98,0	20	0,2308	0,148	197,63	B	9,5
97,9	20	0,2308	0,171	196,39	B	11,0
97,9	20	0,2300	0,188	195,30	B	12,3
97,8	20	0,2307	0,208	193,80	B	14,8
97,8	20	0,2306	0,230	191,87	B	17,6
97,7	20	0,2309	0,260	189,30	B	20,0
97,7	20	0,2308	0,284	186,82	B	20,0
97,7	20	0,2307	0,317	184,65	B	21,5
97,6	20	0,2308	0,349	183,96	B	23,0
97,6	20	0,2308	0,390	183,00	B	27,3
97,6	19	0,2308	0,432	183,37	B	32,3
97,6	19	0,2307	0,477	183,74	B	35,0
97,6	19	0,2304	0,519	184,32	B	37,2
97,5	19	0,2308	0,576	184,81	B	38,0
97,5	19	0,2307	0,642	186,20	B	40,6
97,5	19	0,2302	0,715	186,25	B	42,6
97,5	19	0,2299	0,789	183,94	B	44,2
97,4	19	0,2308	0,870	185,12	B	47,0
97,4	19	0,2302	0,965	182,99	B	50,9
97,3	19	0,2299	1,076	180,15	C	56,7
97,3	19	0,2303	1,172	182,55	C	63,4
97,2	19	0,2306	1,334	180,37	C	71,1
97,2	19	0,2304	1,469	182,72	C	76,5
97,1	19	0,2299	1,597	183,25	C	85,4
97,1	19	0,2307	1,796	185,06	C	89,4
97,0	19	0,2306	1,984	186,63	C	96,7
97,0	19	0,2303	2,189	191,19	C	110,8
96,9	19	0,2308	2,441	195,67	A	122,2

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
96,9	19	0,2303	2,732	198,51	A	130,6
96,9	19	0,2308	2,981	203,45	A	131,1
96,9	19	0,2306	3,322	209,14	A	134,1
96,9	19	0,2308	3,656	217,49	A	145,0
96,9	19	0,2303	4,096	221,85	A	153,4
96,9	19	0,2300	4,566	231,60	A	162,6
98,0	19	0,2573	0,123	205,01	B	7,0
97,9	19	0,2578	0,133	203,95	B	7,7
97,9	19	0,2577	0,150	201,23	B	9,7
97,9	19	0,2577	0,170	199,77	B	11,3
97,8	19	0,2574	0,188	199,00	B	13,4
97,8	19	0,2573	0,209	197,27	B	15,9
97,8	19	0,2577	0,227	196,06	B	17,7
97,7	19	0,2574	0,253	194,39	B	18,4
97,6	19	0,2577	0,284	191,42	B	16,3
97,6	19	0,2577	0,313	190,42	B	16,6
97,6	19	0,2577	0,351	188,42	B	19,1
97,6	19	0,2577	0,382	187,76	B	23,3
97,5	19	0,2573	0,426	187,52	B	31,5
97,5	19	0,2572	0,465	187,98	B	35,3
97,5	19	0,2569	0,515	188,82	B	37,7
97,5	19	0,2569	0,573	189,50	B	39,0
97,5	19	0,2578	0,637	191,02	B	38,5
97,5	19	0,2579	0,719	190,85	B	41,9
97,4	19	0,2578	0,786	190,87	B	43,3
97,4	19	0,2573	0,873	190,31	B	46,2
97,4	19	0,2568	0,973	191,23	B	46,4
97,3	19	0,2577	1,061	190,34	B	56,4
97,2	19	0,2568	1,201	190,04	C	60,7
97,2	19	0,2577	1,303	187,92	C	66,8
97,2	19	0,2576	1,433	188,03	C	71,7
97,1	19	0,2573	1,597	190,80	C	80,9
97,1	19	0,2574	1,800	192,38	C	89,7
97,0	19	0,2572	1,961	197,33	C	96,6
97,0	19	0,2577	2,198	200,26	C	108,3
96,9	19	0,2579	2,397	204,47	C	111,6
96,9	19	0,2576	2,676	210,00	C	118,4
96,9	19	0,2579	3,005	217,61	A	127,6
96,9	19	0,2571	3,301	222,30	A	131,8
96,9	19	0,2574	3,658	231,19	A	142,6
97,0	19	0,2578	4,085	239,58	A	149,5
97,9	22	0,2866	0,124	206,45	B	6,6
97,9	22	0,2866	0,133	205,38	B	7,2
97,9	22	0,2873	0,152	203,47	B	8,6

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
97,8	22	0,2880	0,170	202,79	B	9,5
97,8	22	0,2870	0,198	201,22	B	10,8
97,8	22	0,2875	0,212	200,64	B	11,6
97,8	22	0,2866	0,231	199,62	B	11,7
97,7	22	0,2874	0,258	198,04	B	11,4
97,7	22	0,2879	0,284	196,23	B	13,6
97,6	22	0,2879	0,312	194,94	B	15,6
97,6	22	0,2880	0,349	194,09	B	20,5
97,6	22	0,2875	0,390	194,07	B	27,4
97,6	22	0,2880	0,424	193,52	B	31,0
97,6	22	0,2880	0,481	194,39	B	34,5
97,6	22	0,2880	0,516	194,63	B	33,8
97,5	22	0,2880	0,581	195,66	B	34,0
97,5	22	0,2879	0,650	196,64	B	35,5
97,5	23	0,2875	0,723	196,96	B	37,9
97,5	23	0,2880	0,796	197,38	B	40,6
97,4	23	0,2874	0,879	196,68	B	41,4
97,4	23	0,2874	0,980	197,78	B	45,9
97,3	23	0,2880	1,081	197,56	B	52,7
97,3	23	0,2879	1,182	198,48	C	58,2
97,3	23	0,2879	1,300	196,59	C	62,9
97,2	22	0,2876	1,449	197,68	C	69,1
97,2	22	0,2879	1,632	199,89	C	77,9
97,2	22	0,2869	1,795	204,23	C	85,4
97,2	22	0,2880	1,982	208,82	C	96,5
97,1	22	0,2876	2,192	212,31	C	98,9
97,1	22	0,2878	2,423	218,59	C	107,4
97,1	21	0,2869	2,682	226,69	C	112,8
97,1	21	0,2880	2,978	232,25	C	120,6
97,1	21	0,2879	3,332	241,39	A	132,5
97,2	21	0,2880	3,663	250,70	A	136,5
97,2	21	0,2878	4,069	259,05	A	141,2
98,0	21	0,3216	0,124	213,32	B	4,8
98,0	21	0,3212	0,137	211,72	B	5,5
98,0	21	0,3216	0,154	210,52	B	6,4
97,9	21	0,3217	0,170	209,31	B	7,1
97,9	21	0,3217	0,185	208,21	B	7,2
97,9	21	0,3217	0,204	207,18	B	7,8
97,8	21	0,3208	0,232	205,59	B	8,1
97,8	21	0,3218	0,257	204,18	B	8,9
97,8	21	0,3218	0,279	202,44	B	11,3
97,7	21	0,3212	0,313	201,38	B	16,6
97,7	21	0,3217	0,352	200,92	B	24,2
97,7	21	0,3219	0,385	200,81	B	31,2

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_i [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
97,6	21	0,3217	0,425	200,76	B	36,9
97,6	21	0,3211	0,471	200,98	B	39,4
97,6	21	0,3217	0,518	201,49	B	40,7
97,6	21	0,3217	0,580	202,79	B	38,7
97,6	21	0,3217	0,639	204,34	B	38,7
97,5	21	0,3216	0,721	205,46	B	40,6
97,5	21	0,3210	0,790	206,34	B	43,1
97,5	21	0,3211	0,876	207,35	B	44,8
97,5	21	0,3217	0,971	207,74	B	46,6
97,4	21	0,3211	1,069	209,74	B	52,7
97,4	20	0,3217	1,180	210,86	B	57,8
97,3	20	0,3216	1,321	213,77	C	66,4
97,3	20	0,3211	1,432	214,31	C	72,3
97,3	20	0,3217	1,585	214,70	C	78,2
97,3	20	0,3215	1,785	219,41	C	87,2
97,3	20	0,3212	1,979	223,93	C	93,0
97,2	20	0,3217	2,187	228,83	C	105,5
97,3	20	0,3216	2,398	238,01	C	110,8
97,2	20	0,3213	2,696	244,85	C	117,5
97,3	20	0,3207	2,995	251,92	C	126,5
97,3	20	0,3217	3,279	260,18	C	127,8
97,4	20	0,3211	3,660	271,69	A	139,9
98,1	20	0,3593	0,119	219,58	B	4,3
98,0	20	0,3592	0,135	217,73	B	4,8
98,0	20	0,3594	0,153	216,41	B	5,2
98,0	20	0,3592	0,168	215,43	B	5,3
97,9	20	0,3593	0,187	214,37	B	5,5
97,9	20	0,3592	0,202	213,90	B	5,6
97,9	20	0,3592	0,225	212,69	B	6,5
97,8	20	0,3592	0,254	211,06	B	9,1
97,8	20	0,3593	0,280	210,15	B	13,7
97,7	20	0,3594	0,312	209,24	B	21,7
97,7	20	0,3592	0,350	208,78	B	30,3
97,7	20	0,3587	0,376	208,53	B	34,4
97,7	20	0,3592	0,422	209,03	B	39,3
97,7	20	0,3593	0,462	209,78	B	43,0
97,6	20	0,3594	0,513	210,98	B	44,5
97,6	20	0,3593	0,569	211,66	B	44,1
97,6	20	0,3593	0,640	214,27	B	41,9
97,6	20	0,3595	0,716	215,65	B	43,5
97,6	20	0,3594	0,788	216,32	B	44,4
97,6	20	0,3594	0,870	217,51	B	47,4
97,5	20	0,3593	0,965	219,06	B	47,7
97,5	20	0,3593	1,064	221,84	B	54,2

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_i [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
97,5	20	0,3587	1,166	224,56	B	59,3
97,4	20	0,3592	1,322	228,55	C	65,9
97,4	20	0,3592	1,429	230,18	C	71,7
97,4	20	0,3583	1,637	234,03	C	80,6
97,4	20	0,3594	1,785	239,19	C	85,5
97,4	20	0,3587	1,965	244,41	C	93,5
97,4	20	0,3595	2,179	248,35	C	102,0
97,4	20	0,3588	2,408	257,29	C	110,1
97,4	20	0,3593	2,669	264,56	C	115,9
97,5	20	0,3594	2,958	272,49	C	122,3
97,5	20	0,3594	3,256	280,37	D	125,7
97,6	20	0,3580	3,638	295,69	D	136,6
97,9	21	0,4012	0,122	226,22	B	3,2
97,8	21	0,4012	0,135	224,93	B	3,5
97,8	21	0,4013	0,151	223,56	B	3,8
97,8	21	0,4013	0,168	223,30	B	3,9
97,8	21	0,4006	0,189	222,13	B	4,5
97,8	21	0,4013	0,205	221,78	B	5,1
97,7	21	0,4006	0,224	220,89	B	6,3
97,7	21	0,4014	0,251	220,45	B	9,2
97,6	21	0,4012	0,281	219,28	B	13,7
97,6	21	0,4007	0,309	218,42	B	19,5
97,5	21	0,4014	0,348	218,10	B	27,1
97,5	21	0,4013	0,380	218,68	B	31,8
97,5	21	0,4012	0,419	219,51	B	35,3
97,5	21	0,4007	0,465	221,24	B	40,7
97,5	21	0,4012	0,508	222,54	B	44,0
97,5	21	0,4013	0,566	223,86	B	45,2
97,5	21	0,4013	0,629	226,27	B	45,2
97,5	21	0,4014	0,711	228,89	B	46,0
97,4	21	0,4013	0,777	228,94	B	45,6
97,4	21	0,4015	0,857	231,56	B	47,1
97,4	21	0,4006	0,956	233,79	B	48,7
97,4	21	0,4011	1,056	237,68	B	54,3
97,4	21	0,4014	1,149	240,57	B	57,8
97,3	21	0,4014	1,285	245,55	D	65,2
97,3	21	0,4012	1,438	249,70	D	71,7
97,3	21	0,4014	1,607	256,08	D	79,5
97,3	21	0,4013	1,771	262,42	D	83,5
97,4	21	0,4013	1,950	264,41	D	90,7
97,4	21	0,4006	2,173	273,26	D	98,3
97,4	21	0,4015	2,398	284,13	D	107,6
97,5	21	0,4013	2,649	291,65	D	112,7
97,5	21	0,4013	2,993	303,18	D	118,8

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
97,6	21	0,4005	3,279	311,83	D	123,5
98,0	21	0,4476	0,119	234,89	B	3,3
97,9	21	0,4484	0,135	233,99	B	4,1
97,9	21	0,4476	0,153	232,96	B	5,0
97,9	20	0,4483	0,169	232,53	B	5,8
97,8	20	0,4484	0,186	232,32	B	7,2
97,8	20	0,4484	0,207	231,86	B	9,2
97,8	20	0,4476	0,225	231,72	B	10,6
97,8	21	0,4482	0,253	231,15	B	13,4
97,7	21	0,4476	0,280	229,93	B	16,2
97,7	20	0,4482	0,311	229,30	B	21,1
97,7	20	0,4483	0,348	229,30	B	27,9
97,6	20	0,4485	0,382	230,66	B	33,0
97,6	20	0,4482	0,415	232,61	B	37,3
97,6	20	0,4476	0,464	235,82	B	42,4
97,6	20	0,4483	0,515	237,55	B	47,3
97,6	20	0,4476	0,564	239,41	B	50,1
97,6	20	0,4483	0,636	242,52	B	51,1
97,6	20	0,4483	0,704	245,35	D	54,1
97,6	20	0,4483	0,778	247,40	D	52,8
97,6	20	0,4482	0,854	249,62	D	54,3
97,6	20	0,4484	0,958	251,73	D	56,0
97,5	20	0,4482	1,062	257,79	D	60,7
97,6	20	0,4477	1,173	262,12	D	63,1
97,6	20	0,4483	1,310	267,91	D	70,5
97,6	20	0,4483	1,437	273,66	D	74,6
97,6	20	0,4484	1,581	281,02	D	80,8
97,6	20	0,4484	1,762	288,99	D	88,5
97,6	20	0,4484	1,946	295,48	D	94,6
97,7	20	0,4484	2,163	306,43	D	99,8
97,8	20	0,4475	2,407	316,47	D	106,0
97,8	20	0,4483	2,680	327,83	D	113,2
97,9	20	0,4485	2,974	339,78	D	120,9
98,1	20	0,5006	0,118	246,03	B	3,5
98,1	20	0,5007	0,133	245,04	B	4,5
98,0	20	0,5008	0,148	244,41	B	6,0
98,0	20	0,5007	0,166	243,96	B	6,6
98,0	20	0,5009	0,186	243,30	B	9,4
98,0	20	0,5009	0,208	243,29	B	11,3
97,9	20	0,5009	0,224	242,78	B	12,5
97,9	20	0,4990	0,254	243,04	B	14,4
97,9	20	0,5007	0,281	242,50	B	16,5
97,8	20	0,5009	0,308	242,32	B	21,7
97,8	20	0,4992	0,349	243,40	B	28,0

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
97,8	20	0,5007	0,381	244,78	B	32,0
97,8	20	0,5008	0,416	247,61	D	36,6
97,8	20	0,5008	0,467	251,70	D	42,0
97,8	20	0,5008	0,510	254,44	D	47,1
97,8	20	0,5006	0,572	258,40	D	51,0
97,8	20	0,5008	0,638	262,11	D	55,4
97,8	20	0,5008	0,709	266,15	D	57,8
97,8	20	0,5007	0,786	267,98	D	58,9
97,8	20	0,4992	0,870	271,32	D	59,2
97,8	20	0,5007	0,955	273,99	D	61,2
97,8	20	0,5007	1,069	282,07	D	64,5
97,8	20	0,5008	1,187	288,06	D	69,2
97,8	20	0,5008	1,323	296,02	D	74,0
97,9	20	0,4993	1,461	303,75	D	79,4
97,9	20	0,5008	1,616	311,46	D	84,4
97,9	20	0,5001	1,750	321,91	D	89,0
98,0	20	0,5008	1,940	330,99	D	94,3
98,0	20	0,5001	2,156	341,61	D	102,1
98,1	20	0,5008	2,369	350,71	D	105,0
98,3	20	0,5008	2,713	366,71	D	116,4
98,4	20	0,5009	2,967	380,97	D	124,2
98,2	20	0,5585	0,118	257,60	D	4,6
98,2	20	0,5595	0,131	256,94	D	5,7
98,2	20	0,5595	0,155	256,42	D	7,5
98,2	20	0,5594	0,169	256,11	D	8,1
98,2	20	0,5595	0,185	255,92	D	9,9
98,1	20	0,5595	0,204	255,64	D	11,3
98,1	20	0,5595	0,226	255,53	D	13,0
98,1	20	0,5594	0,250	255,38	D	14,6
98,1	20	0,5594	0,280	255,04	D	17,9
98,0	20	0,5595	0,312	256,30	D	22,5
98,0	20	0,5593	0,345	258,03	D	26,2
98,0	20	0,5594	0,383	261,49	D	30,3
98,0	20	0,5593	0,421	265,35	D	35,7
98,0	20	0,5594	0,466	270,21	D	41,6
98,0	20	0,5593	0,511	275,12	D	46,6
98,0	20	0,5596	0,561	279,82	D	50,2
98,1	20	0,5586	0,640	286,67	D	56,3
98,1	20	0,5585	0,714	292,14	D	59,7
98,1	20	0,5594	0,789	294,45	D	60,8
98,1	20	0,5594	0,866	297,81	D	62,4
98,2	20	0,5594	0,958	301,33	D	64,0
98,7	21	0,5577	1,106	316,29	D	67,7
98,7	21	0,5584	1,206	322,22	D	71,3

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_i [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
98,8	21	0,5513	1,331	331,45	D	75,3
98,9	21	0,5594	1,489	341,06	D	81,5
98,9	21	0,5595	1,659	351,95	D	86,9
99,0	21	0,5585	1,812	365,26	D	91,3
99,1	21	0,5595	2,032	379,08	D	98,0
99,2	21	0,5594	2,227	390,50	D	105,5
99,3	21	0,5594	2,495	403,99	D	111,7
99,4	20	0,5594	2,755	422,42	E	119,1
99,0	20	0,6248	0,124	270,63	D	6,0
99,0	20	0,6239	0,137	269,93	D	7,1
99,0	20	0,6250	0,154	269,74	D	7,8
99,0	20	0,6248	0,173	269,54	D	9,2
98,9	20	0,6250	0,193	269,78	D	10,5
98,9	20	0,6241	0,211	269,86	D	11,6
98,9	20	0,6251	0,231	269,74	D	13,1
98,9	20	0,6250	0,258	268,85	D	15,9
98,9	20	0,6249	0,288	270,50	D	20,3
98,9	20	0,6250	0,315	272,43	D	22,6
98,9	20	0,6249	0,356	277,17	D	27,5
98,9	20	0,6248	0,389	281,36	D	30,7
98,9	20	0,6229	0,426	286,37	D	35,2
98,9	20	0,6250	0,473	292,77	D	39,5
98,9	19	0,6238	0,526	299,67	D	45,0
98,9	19	0,6248	0,582	306,67	D	49,8
98,9	19	0,6230	0,649	315,53	D	55,0
99,0	19	0,6249	0,725	324,18	D	60,5
99,0	19	0,6240	0,798	328,05	D	62,6
99,0	19	0,6241	0,881	333,04	D	64,6
99,1	19	0,6244	0,966	337,25	D	66,4
99,1	19	0,6249	1,069	349,09	D	72,0
99,2	19	0,6238	1,180	358,71	D	76,4
99,2	19	0,6249	1,306	369,60	D	80,2
99,3	19	0,6249	1,470	383,24	D	85,5
99,4	19	0,6250	1,645	397,22	D	91,1
99,5	19	0,6249	1,845	414,86	E	96,8
99,6	19	0,6240	2,007	427,73	E	102,6
99,8	19	0,6250	2,224	445,46	E	108,5
99,9	19	0,6247	2,478	466,38	E	114,5
100,1	19	0,6251	2,723	481,23	E	122,2
99,2	19	0,6981	0,123	287,52	D	6,2
99,2	19	0,6980	0,137	287,46	D	7,1
99,2	19	0,6982	0,152	287,62	D	7,9
99,2	19	0,6980	0,174	287,70	D	9,3
99,2	19	0,6982	0,185	287,68	D	10,2

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_i [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
99,1	19	0,6969	0,210	287,37	D	11,8
99,1	19	0,6982	0,231	287,70	D	13,2
99,1	19	0,6983	0,255	287,51	D	15,6
99,1	19	0,6980	0,289	289,62	D	20,2
99,1	19	0,6982	0,317	292,78	D	22,5
99,1	19	0,6982	0,347	296,52	D	25,2
99,1	19	0,6981	0,388	302,38	D	29,5
99,1	19	0,6979	0,430	309,26	D	34,2
99,1	19	0,6981	0,478	317,04	D	38,7
99,2	19	0,6980	0,523	325,73	D	43,2
99,2	19	0,6982	0,580	335,37	D	48,2
99,3	19	0,6958	0,647	345,96	D	53,8
99,3	19	0,6979	0,717	356,92	D	58,3
99,4	19	0,6981	0,796	363,67	D	61,3
99,4	19	0,6980	0,882	369,42	D	64,6
99,4	19	0,6969	0,962	375,13	D	65,7
99,5	19	0,6984	1,071	391,98	D	72,3
99,6	19	0,6982	1,170	402,48	D	76,2
99,7	19	0,6982	1,329	419,58	E	81,6
99,8	19	0,6981	1,448	431,14	E	85,8
99,9	19	0,6980	1,635	450,83	E	90,9
100,0	19	0,6981	1,785	466,09	E	95,6
100,2	19	0,6968	1,994	489,28	E	102,3
100,4	19	0,6981	2,214	511,87	E	109,4
100,6	19	0,6982	2,459	532,73	E	113,7
99,4	19	0,7799	0,126	307,42	D	4,8
99,4	19	0,7786	0,135	307,20	D	5,9
99,4	19	0,7800	0,154	307,47	D	6,8
99,3	19	0,7800	0,168	307,83	D	7,6
99,3	19	0,7795	0,189	308,13	D	9,3
99,3	19	0,7795	0,213	308,60	D	10,7
99,3	19	0,7796	0,228	308,72	D	11,9
99,3	19	0,7798	0,253	308,91	D	14,3
99,3	19	0,7799	0,283	310,47	D	17,7
99,3	19	0,7798	0,314	314,81	D	20,7
99,3	19	0,7784	0,350	319,82	D	23,5
99,4	19	0,7798	0,389	327,18	D	27,0
99,4	19	0,7783	0,429	334,68	D	30,6
99,4	19	0,7785	0,469	342,38	D	34,2
99,5	19	0,7798	0,523	354,26	D	39,0
99,5	19	0,7783	0,581	366,37	D	44,2
99,6	19	0,7772	0,644	380,22	D	49,8
99,7	19	0,7797	0,718	394,46	D	54,8
99,7	19	0,7797	0,784	402,29	D	57,2

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
99,8	19	0,7801	0,875	411,89	E	60,2
99,8	19	0,7797	0,957	419,67	E	62,4
99,9	19	0,7799	1,064	441,39	E	69,1
100,0	19	0,7798	1,183	457,79	E	74,5
100,1	19	0,7799	1,332	477,83	E	78,9
100,3	19	0,7798	1,475	496,19	E	83,7
100,4	19	0,7798	1,627	513,49	E	87,5
100,6	19	0,7800	1,810	537,06	E	93,4
100,8	19	0,7783	1,995	559,58	E	99,5
101,0	19	0,7797	2,188	583,78	E	104,4
99,5	19	0,8698	0,123	329,53	D	4,9
99,5	19	0,8711	0,135	329,49	D	5,3
99,5	19	0,8710	0,150	329,96	D	6,5
99,5	19	0,8697	0,168	330,35	D	7,5
99,5	19	0,8711	0,187	330,91	D	8,4
99,5	19	0,8710	0,207	331,30	D	9,6
99,5	19	0,8710	0,232	332,15	D	11,8
99,5	19	0,8711	0,255	332,93	D	13,7
99,5	19	0,8710	0,283	335,13	D	16,2
99,5	19	0,8710	0,314	338,90	D	18,9
99,5	19	0,8709	0,350	345,31	D	21,5
99,6	19	0,8709	0,390	354,03	D	24,7
99,6	19	0,8696	0,426	362,00	D	27,8
99,7	19	0,8697	0,475	373,36	D	31,7
99,7	19	0,8694	0,518	384,44	D	34,8
99,8	19	0,8709	0,573	398,31	D	38,9
99,9	19	0,8711	0,643	419,27	E	44,8
100,0	19	0,8713	0,713	436,67	E	49,5
100,1	19	0,8710	0,793	448,26	E	52,1
100,2	19	0,8713	0,872	458,87	E	54,8
100,2	19	0,8707	0,954	467,21	E	56,8
100,4	19	0,8709	1,062	497,79	E	64,6
100,5	19	0,8713	1,185	519,35	E	69,4
100,7	19	0,8711	1,301	538,25	E	73,9
100,9	20	0,8712	1,456	562,84	E	79,5
101,1	20	0,8713	1,625	590,83	E	84,9
101,3	20	0,8711	1,796	612,07	E	89,7
101,6	20	0,8710	1,994	641,72	E	95,7
101,9	20	0,8712	2,234	674,96	F	102,1
99,5	21	0,9734	0,122	352,46	D	4,0
99,5	21	0,9714	0,133	352,62	D	4,5
99,5	21	0,9729	0,152	353,33	D	5,4
99,5	21	0,9730	0,172	354,06	D	6,5
99,5	21	0,9730	0,187	354,40	D	7,2

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
99,5	21	0,9713	0,208	355,07	D	8,8
99,5	21	0,9732	0,228	355,95	D	10,2
99,5	21	0,9730	0,252	357,17	D	11,9
99,5	21	0,9732	0,283	359,98	D	14,2
99,5	21	0,9728	0,311	364,53	D	16,4
99,6	21	0,9730	0,350	373,24	D	19,0
99,6	21	0,9712	0,383	380,97	D	21,2
99,7	21	0,9730	0,423	391,94	D	24,0
99,7	21	0,9730	0,465	403,41	D	26,9
99,8	21	0,9732	0,516	419,18	E	30,1
99,9	21	0,9731	0,573	436,50	E	33,7
100,1	21	0,9730	0,636	460,29	E	38,7
100,3	21	0,9729	0,719	483,87	E	43,7
100,3	21	0,9730	0,784	495,03	E	45,6
100,4	21	0,9730	0,871	509,47	E	48,8
100,5	21	0,9730	0,953	521,27	E	51,2
100,8	21	0,9728	1,052	558,55	E	58,4
101,0	21	0,9732	1,184	587,76	E	63,9
101,2	21	0,9729	1,297	613,35	E	68,7
101,5	21	0,9712	1,452	639,77	E	73,4
101,7	21	0,9715	1,620	674,12	F	78,5
102,0	21	0,9731	1,792	705,35	F	83,7
102,4	21	0,9713	1,973	737,12	F	89,2
99,3	21	1,0868	0,119	382,66	D	3,9
99,3	21	1,0873	0,134	383,33	D	4,6
99,4	21	1,0853	0,159	384,57	D	5,4
99,6	21	1,0867	0,169	385,08	D	5,9
99,7	21	1,0851	0,186	386,11	D	7,1
99,7	21	1,0851	0,207	387,14	D	8,6
99,7	21	1,0850	0,228	388,26	D	10,1
99,8	21	1,0868	0,254	389,48	D	11,8
99,8	21	1,0851	0,283	393,15	D	13,7
99,9	21	1,0869	0,314	399,33	D	15,7
100,0	21	1,0869	0,347	407,63	D	17,6
100,0	21	1,0871	0,386	418,63	E	20,5
100,1	21	1,0868	0,425	430,55	E	23,1
100,2	21	1,0870	0,470	445,80	E	26,0
100,3	21	1,0852	0,520	464,19	E	28,9
100,5	21	1,0871	0,573	484,07	E	32,2
100,7	21	1,0871	0,644	515,19	E	37,7
100,9	21	1,0868	0,721	542,33	E	41,5
101,0	21	1,0871	0,789	556,15	E	43,9
101,1	21	1,0871	0,874	573,95	E	46,5
101,2	21	1,0868	0,945	586,07	E	48,4

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_i [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
101,6	21	1,0838	1,060	634,57	E	55,9
101,9	21	1,0866	1,188	666,13	F	60,8
102,2	21	1,0870	1,306	698,69	F	65,0
102,5	21	1,0851	1,447	732,85	F	70,1
102,9	21	1,0872	1,613	777,09	F	75,3
103,3	20	1,0850	1,801	819,42	F	81,0
103,7	20	1,0872	1,967	855,59	F	85,4
104,4	20	1,0868	2,232	913,95	F	91,8
99,1	20	1,2097	0,121	419,04	E	3,6
99,9	20	1,2118	0,133	418,88	E	4,1
100,0	20	1,2139	0,153	420,11	E	5,1
100,0	20	1,2121	0,169	421,14	E	5,9
100,1	20	1,2142	0,187	422,58	E	6,9
100,1	20	1,2140	0,209	423,87	E	8,2
100,2	20	1,2118	0,230	425,41	E	9,7
100,2	20	1,2142	0,252	426,62	E	11,2
100,3	20	1,2121	0,280	430,38	E	13,0
100,4	20	1,2140	0,310	437,95	E	14,6
100,5	20	1,2140	0,348	449,47	E	17,0
100,6	20	1,2121	0,387	462,80	E	19,7
100,7	20	1,2101	0,425	477,24	E	22,1
100,9	20	1,2143	0,469	493,77	E	25,3
101,0	20	1,2140	0,519	515,14	E	28,2
101,2	20	1,2120	0,574	539,84	E	31,9
101,4	20	1,2143	0,638	574,16	E	36,5
101,7	20	1,2141	0,719	606,91	E	40,6
101,9	20	1,2140	0,790	625,89	E	42,8
102,0	20	1,2142	0,868	641,25	E	44,9
102,4	20	1,2142	0,957	685,26	F	49,5
102,7	20	1,2139	1,057	716,88	F	52,9
103,0	20	1,2142	1,160	752,95	F	57,3
103,4	20	1,2143	1,309	802,16	F	62,6
103,8	20	1,2143	1,454	846,97	F	67,2
104,3	20	1,2135	1,611	896,64	F	72,3
104,7	20	1,2122	1,788	946,97	F	77,5
99,6	20	1,3565	0,122	462,71	E	3,3
99,7	20	1,3561	0,135	462,93	E	4,0
100,8	20	1,3559	0,152	463,65	E	5,0
100,8	20	1,3561	0,166	464,54	E	5,6
100,8	20	1,3563	0,188	466,41	E	6,7
100,9	20	1,3558	0,206	467,24	E	7,6
100,9	20	1,3544	0,231	469,87	E	9,1
101,0	20	1,3560	0,253	472,50	E	10,3
101,0	20	1,3562	0,284	478,72	E	12,0

Cont. Tab. F.4

p [kPa]	T [°C]	j_i [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	PE	C^* [%]
101,1	20	1,3570	0,314	487,22	E	13,8
101,3	20	1,3563	0,351	499,99	E	15,9
101,3	20	1,3563	0,388	513,51	E	18,2
101,5	20	1,3565	0,421	527,68	E	20,4
101,6	20	1,3562	0,472	550,47	E	23,5
101,9	20	1,3569	0,519	573,61	E	26,3
102,1	20	1,3565	0,580	606,34	E	30,2
102,4	20	1,3563	0,638	640,59	E	34,4
102,7	20	1,3540	0,712	677,25	F	38,0
103,0	20	1,3561	0,791	702,13	F	40,3
103,2	20	1,3566	0,880	728,34	F	42,9
103,7	20	1,3563	0,977	789,75	F	47,7
104,0	20	1,3568	1,043	816,58	F	49,9
104,5	20	1,3563	1,187	875,38	F	55,4
104,9	20	1,3565	1,297	919,92	F	59,1
105,5	20	1,3566	1,462	981,85	F	64,1
106,0	20	1,3570	1,613	1038,35	F	68,6
100,4	20	1,5152	0,123	515,63	E	3,1
100,5	20	1,5154	0,137	515,41	E	3,8
100,5	20	1,5159	0,151	515,81	E	4,1
101,7	21	1,5127	0,167	515,10	E	4,9
101,8	21	1,5155	0,187	517,16	E	5,6
101,9	21	1,5126	0,208	518,40	E	6,6
101,9	20	1,5152	0,229	521,42	E	7,6
101,9	21	1,5155	0,254	525,79	E	8,7
102,0	21	1,5151	0,283	532,04	E	10,3
102,1	21	1,5125	0,314	540,41	E	12,0
102,2	21	1,5154	0,354	556,30	E	14,2
102,3	21	1,5148	0,388	570,08	E	16,1
102,5	21	1,5151	0,428	589,51	E	18,4
102,7	21	1,5152	0,473	613,39	E	21,1
102,9	21	1,5152	0,515	634,62	E	23,8
103,2	21	1,5129	0,575	671,24	F	27,3
103,7	21	1,5153	0,644	721,14	F	31,9
104,1	21	1,5146	0,722	765,83	F	35,3
104,4	21	1,5151	0,796	793,37	F	37,4
104,7	21	1,5154	0,881	825,14	F	39,8
105,3	21	1,5150	0,970	895,04	F	44,7
105,7	21	1,5124	1,073	946,19	F	48,4
106,3	21	1,5152	1,189	1003,80	F	52,3
106,9	21	1,5151	1,330	1072,30	F	56,8
107,5	21	1,5154	1,472	1136,03	F	61,2

Fim Tab. F.4.

Tabela F.5 – Resultados experimentais para escoamentos bifásicos com sistema óptico.

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	α [%]
98,6	22,7	0,1477	0,099	180,61	16,7
98,6	22,7	0,1474	0,110	178,15	16,7
98,5	22,7	0,1475	0,123	176,63	17,5
98,5	22,8	0,1474	0,138	163,46	18,7
98,7	23,0	0,1656	0,100	185,31	16,2
98,6	23,1	0,1656	0,108	181,86	16,4
98,5	23,1	0,1656	0,123	176,91	17,6
98,5	23,1	0,1657	0,137	169,76	18,2
98,7	23,3	0,1851	0,095	188,28	16,3
98,4	23,6	0,1849	0,108	185,27	19,7
98,3	23,7	0,1849	0,123	182,18	18,5
98,3	23,7	0,1849	0,139	175,54	19,8
98,5	23,8	0,2065	0,100	191,85	17,9
98,5	23,9	0,2065	0,112	188,77	18,8
98,4	23,9	0,2065	0,124	186,52	19,7
98,3	24,0	0,2065	0,136	183,36	20,2
98,5	22,7	0,2311	0,100	195,29	19,7
98,5	22,5	0,2305	0,115	193,44	18,1
98,4	22,2	0,2305	0,126	189,74	18,9
98,4	21,9	0,2305	0,136	188,06	20,7
98,6	21,4	0,2576	0,099	199,95	19,0
98,6	21,4	0,2576	0,109	194,90	19,1
98,5	21,1	0,2576	0,122	192,24	20,7
98,5	20,9	0,2581	0,139	192,60	20,3
98,7	20,5	0,2878	0,096	208,39	19,8
98,7	20,4	0,2878	0,113	202,02	19,6
98,6	20,3	0,2878	0,124	203,27	21,6
98,6	20,2	0,2878	0,138	202,39	22,1
98,8	19,9	0,3216	0,099	214,49	20,9
98,7	19,8	0,3216	0,109	212,10	21,1
98,7	19,7	0,3216	0,123	210,17	22,2
98,7	19,7	0,3216	0,135	208,55	22,8
98,9	19,5	0,3591	0,098	221,27	22,0
98,8	19,4	0,3591	0,111	220,07	22,4
98,8	19,3	0,3595	0,126	218,39	22,8
98,8	19,3	0,3595	0,139	217,50	24,0
98,9	19,5	0,3591	0,098	221,27	22,6
98,8	19,4	0,3591	0,111	220,07	23,5
98,8	19,3	0,3595	0,126	218,39	23,8
98,8	19,3	0,3595	0,139	217,50	24,7
99,1	18,8	0,4481	0,100	240,15	23,1

Cont. Tab. F.5

p [kPa]	T [°C]	j_l [m/s]	j_g [m/s]	$\Delta p_{Total}/n$ [Pa]	α [%]
99,0	18,7	0,4481	0,111	240,88	23,3
99,0	18,6	0,4486	0,123	240,29	24,9
99,0	18,6	0,4486	0,136	240,31	25,2
99,2	18,5	0,5008	0,098	254,91	24,6
99,2	18,4	0,5007	0,110	254,22	25,0
99,1	18,4	0,5007	0,124	253,66	25,9
99,1	18,3	0,5008	0,137	253,91	25,6
99,7	18,3	0,5594	0,099	258,25	23,9
99,7	18,2	0,5594	0,111	257,43	26,2
99,6	18,1	0,5594	0,125	256,68	27,5
99,6	18,0	0,5594	0,138	256,13	28,4
99,9	18,0	0,6250	0,098	272,37	27,6
99,8	18,0	0,6250	0,111	272,17	27,9
99,8	17,9	0,6249	0,126	271,26	28,9
99,8	17,9	0,6246	0,136	271,03	29,1
98,7	21,6	0,1475	0,100	181,17	16,3
98,7	21,3	0,1475	0,114	176,65	17,8
98,7	20,9	0,1475	0,122	166,29	17,8
98,7	20,7	0,1474	0,140	163,18	19,7
98,9	20,7	0,2064	0,098	193,10	17,8
98,9	20,5	0,2065	0,110	190,03	17,8
98,8	20,4	0,2065	0,124	187,28	19,5
98,8	20,2	0,2067	0,141	182,32	19,2
99,1	20,1	0,2878	0,099	206,27	20,0
99,1	19,8	0,2878	0,112	203,75	21,2
99,0	19,6	0,2878	0,129	201,77	22,1
99,0	19,5	0,2882	0,138	200,62	21,3
99,4	19,4	0,4011	0,100	226,36	21,8
99,3	19,2	0,4011	0,109	224,84	23,4
99,3	18,9	0,4013	0,126	223,14	24,6
99,3	18,8	0,4013	0,139	222,41	24,0
99,6	18,6	0,5005	0,098	245,62	24,3
99,6	18,5	0,5011	0,112	244,73	25,4
99,5	18,5	0,5011	0,126	243,69	26,0
99,5	18,4	0,5005	0,137	243,01	26,3

Fim Tab. F.5.