



UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
CENTRO TECNOLÓGICO DE JOINVILLE
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA E CIÊNCIAS MECÂNICAS

Mariana de Oliveira Barra Costa

Análise de escoamentos bifásicos líquido-gás em trocadores de calor do tipo placas a partir de técnica ótica PIV

Joinville
2021

Mariana de Oliveira Barra Costa

Análise de escoamentos bifásicos líquido-gás em trocadores de calor do tipo placas a partir de técnica ótica PIV

Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia e Ciências Mecânicas da Universidade Federal de Santa Catarina para a obtenção do título de Mestre em Engenharia e Ciências Mecânicas.
Orientador: Prof. Jorge Luiz Goes Oliveira, Ph.D.

Joinville

2021

Ficha de identificação da obra elaborada pelo autor,
através do Programa de Geração Automática da Biblioteca Universitária da UFSC.

Costa, Mariana de Oliveira Barra
Análise de escoamento bifásico líquido-gás em trocadores
de calor do tipo placas utilizando a técnica de PIV /
Mariana de Oliveira Barra Costa ; orientador, Jorge Luiz
Goes Oliveira, 2021.
133 p.

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Santa
Catarina, Campus Joinville, Programa de Pós-Graduação em
Engenharia e Ciências Mecânicas, Joinville, 2021.

Inclui referências.

1. Engenharia e Ciências Mecânicas. 2. Trocadores de
calor a placas. 3. Escoamento bifásico. 4. Rastreamento de
grupos de partículas. I. Oliveira, Jorge Luiz Goes . II.
Universidade Federal de Santa Catarina. Programa de Pós
Graduação em Engenharia e Ciências Mecânicas. III. Título.

Mariana de Oliveira Barra Costa

Análise de escoamentos bifásicos líquido-gás em trocadores de calor do tipo placas a partir de técnica ótica PIV

O presente trabalho em nível de mestrado foi avaliado e aprovado por banca examinadora composta pelos seguintes membros:

Prof. Kleber Vieira de Paiva, Dr.
Universidade Federal de Santa Catarina

Prof. Renato Oba, Dr.
Universidade Federal de Santa Catarina

Prof.^a Talita Sauter Possamai, Dra.
Universidade Federal de Santa Catarina

Certificamos que esta é a **versão original e final** do trabalho de conclusão que foi julgado adequado para obtenção do título de Mestre em Engenharia e Ciências Mecânicas.

Prof. Rafael de Camargo Catapan, Dr.

Coordenação do Programa de Pós-Graduação em Engenharia e Ciências Mecânicas

Prof. Jorge Luiz Goes Oliveira, Ph.D.

Orientador

Joinville, 2021.

AGRADECIMENTOS

Agradeço, primeiramente, aos meus pais Adriana e Francisco, e à minha irmã Maria, que não me deixaram desistir nos momentos difíceis, sempre me encorajando a seguir meus sonhos e pelo amor incondicional.

Agradeço ao meu companheiro Félix, pelo amor, pelo carinho e pelo incentivo que foi essencial para a elaboração desse trabalho.

Meus agradecimentos, também, aos meus amigos, que mesmo distantes se fazem presentes Rafaella, Jordana, Leonardo e Vitoria.

Agradeço à UFSC pelo ensino gratuito, público e de qualidade, ao Laboratório T2F pela estrutura física que possibilitou a realização dos experimentos e à CAPES pelo apoio financeiro.

Ao meu orientador Prof. PhD. Jorge Luiz Goes Oliveira que sempre me incentivou a fazer o meu melhor, pela paciência e pelos ensinamentos.

Também agradeço aos colegas do laboratório T2F pelo apoio e conselhos tão essenciais.

E, a todos que, de alguma forma, me ajudaram a chegar até aqui e que, sem o apoio, nunca seria possível a realização desse trabalho.

RESUMO

Trocadores de calor a placas são dispositivos essenciais para o funcionamento de diversas indústrias. A troca de calor acontece frequentemente entre dois escoamentos de fluidos separados por paredes. É comum que, pelo menos um dos escoamentos, seja composto por mais de uma fase. Nesse contexto, ferramentas óticas como *Particle Image Velocimetry* (PIV) são recursos importantes para o estudo do comportamento do escoamento bifásico em trocadores de calor. Para possibilitar a aplicação de tais recursos de análise, é necessária a utilização de meios translúcidos de forma a visualizar o escoamento. Para esse fim, blocos de acrílico foram usinados de forma a replicar o volume interno de canais de trocadores de calor onde o escoamento principal ocorre na direção vertical. As seções de testes foram posicionadas em uma bancada de testes multifásica, onde imagens de escoamentos ar-água no interior das geometrias transparentes foram gravadas por uma câmera rápida. As seções de testes foram avaliadas tendo como referência padrões típicos de escoamento bifásico observados em tubos horizontais de seção circular. Seis configurações de escoamento bifásico foram avaliadas nas seções de testes verticais: três padrões típicos observados em dutos (estratificado, pistonado e borbulhado) em duas direções distintas (ascendente e descendente). As características dos padrões obtidos em tubos horizontais foram avaliadas a partir da técnica *Electrical Capacitance Tomography* (ECT). Imagens foram registradas para dois tipos de geometria de canal de trocadores: um canal típico de trocador casco e placas (*Plate and Shell Heat Exchanger* - PSHE) e um canal típico de trocador de placas gaxetadas (*Plate Heat Exchanger* - PHE). A partir das imagens das seis configurações de escoamentos bifásicos no canal do PSHE, foram identificados a ocorrência de oito padrões distintos (estratificado, bolsões de ar, borbulhado, zona de recirculação, segregado, pistonado, golfado e ponte líquido-anular com ar segregado) em três regiões do canal (bocal de entrada, bocal de saída e região central do canal). Em seguida, o campo de velocidades foi obtido por PIV para a fase inercial composta de bolhas. Além disso, fatores de atrito, e números de Reynolds e Nusselt foram estimados localmente para o padrão horizontal pistonado ascendente e descendente. É demonstrado que trocadores de calor com escoamentos bifásicos em ambos os ramais podem ter melhor desempenho térmico em configuração paralela ao invés da consagrada configuração contracorrente.

Palavras-chave: PHE; PSHE; Escoamentos Bifásicos; Padrões de Escoamento; PIV; Nusselt.

ABSTRACT

Heat exchangers are essential equipment for the operation of several industries. Heat transfer takes place between two flows often separated by walls. Commonly, one flow stream consists of two or more phases. In this context, optical tools as Particle Image Velocimetry (PIV) are important resources for studying two-phase flow behavior in heat exchangers. To enable this analysis, it is necessary to apply translucent materials as to allow fluid flow observation. With this aim, acrylic blocks have been machined as to obtain typical channel flow geometries as observed in Plate Heat Exchangers – PHE and Plate and Shell Heat Exchangers – PSHE. At these heat exchanger channels, main fluid flow direction is vertical. Two test sections (transparent PHE and PSHE channels) were positioned in a multiphase flow setup. Air-water flows were recorded by a Photron fast camera. Analysis occurred with typical two-phase flow patterns as observed in horizontal pipes with circular cross-section as reference. Six flow configurations were applied: three typical patterns as observed in pipes (stratified, slug and bubbly flows) in two flow directions (upward and downward). Horizontal pipe flow characteristics were obtained via Electrical Capacitance Tomography (ECT). Two-phase pipe flow results were compared to the ones observed within the PSHE channel. Six flow patterns were obtained in the PSHE channel (recirculation zone, stratified, bubbly, churn, annular, slug, wispy annular and annular-liquid bridge flow/air-alone flow patterns) in three different regions (inlet port, outlet port and channel center). The inertial phase (bubbles) velocity field was obtained by PIV. In addition, two-phase friction factors, and Reynolds and Nusselt numbers were locally estimated for upward and downward flow directions. When both streams in a PSHE or PHE consist of gas-liquid flows, thermal performance of parallel configuration can significantly overcome countercurrent arrangement.

Keywords: PHE; PSHE; Two-phase flow; Flow Pattern; PIV; Nusselt.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Principais tipos de trocadores de calor, suas respectivas aplicações e classificações.	25
Figura 2 – Tipos de arranjo de um trocador de calor.....	26
Figura 3 – Composição típica de um PHE no arranjo contracorrente.	27
Figura 4 – Composição típica de um PSHE no arranjo contracorrente.....	28
Figura 5 – Desenho esquemático de um PHE com suas principais dimensões.	29
Figura 6 – Desenho esquemático de um PSHE com suas principais dimensões.....	30
Figura 7 – Padrões de escoamento bifásico gás-líquido vertical ascendente.	37
Figura 8 – Padrões de escoamento bifásico gás-líquido horizontal.....	38
Figura 9 – Ilustração do escoamento ar-água no interior de um canal ondulado.	39
Figura 10 – Mapa de Padrões de escoamento na direção ascendente (esquerda) e direção descendente (direita).	41
Figura 11 – Padrões de dispersão de partículas instantâneas de simulação numérica de esteira. (a) $St = 0,01$ (b) $St = 1$ (c) $St = 10$ (d) $st = 100$	44
Figura 12 – Mapa do regime de interação entre partículas e turbulência.....	45
Figura 13 – Três tipos de concentração de partículas: (a) baixa (PTV), (b) média (PIV), e (c) alta (LSV).	46
Figura 14 – Ilustração da técnica de rastreamento de grupos de partículas.	47
Figura 15 – Ilustração da diferença entre LED e LASER com relação ao comprimento de onda.	48
Figura 16 – Formas de bolhas e gotas, movendo-se em ambientes estagnados.	50
Figura 17 – Passos do processamento de imagem para detecção de bordas.	51
Figura 18 – Esquema Comparativo entre PIV e PTV.	52
Figura 19 – Carga de <i>Sloshing</i> medida pelo ECT simulando um tanque de aeronave.....	53
Figura 20 – Imagens dos equipamentos utilizados no experimentos de escoamentos bifásicos em canais de trocadores de calor de placas onduladas.	55
Figura 21 – Fotografia da seção de testes: canal típico de um PHE. A entrada e saída do canal estão localizados na parte superior da imagem. Uma gaxeta serve como elemento de vedação.	57
Figura 22 – Área da seção transversal do protótipo de canal de PHE.....	58

Figura 23 – Fotografia da seção de testes: canal típico de um PSHE. Uma gaxeta serve como elemento de vedação.....	59
Figura 24 – Área da seção transversal do protótipo de canal de PSHE.....	59
Figura 25 – Bancada Experimental T2F.....	60
Figura 26 – Software Flowan e zona específica da seção transversal.	61
Figura 27 – Imagem original obtida pela câmera rápida com a utilização da máscara.	63
Figura 28 – Ilustração da ação dos filtros de imagem aplicados no Software PIVlab: (a) CLAHE; (b) Filtro de intensidade passa-alta; (c) Limite de intensidade.	64
Figura 29 – Exemplo da função subtração de Fundo utilizada numa imagem do canal do PHE.	65
Figura 30 – Efeitos da taxa de aquisição e das características dinâmicas do LED na qualidade final da imagem do escoamento em protótipo de canal de PHE.	66
Figura 31 – Imagens ilustrativas da aplicação do filtro de suavização gaussiana na região central do canal de PSHE: (a) imagem original; (b) imagem com filtro.....	67
Figura 32 – Imagens ilustrativas da aplicação do filtro de direção e magnitude do gradiente de intensidade de luz na região central do canal de PSHE: (a) direção do gradiente; (b) magnitude do gradiente.	67
Figura 33 – Imagens ilustrativas da aplicação do filtro Sobel na região central do canal de PSHE: (a) aplicação do filtro Sobel para a direção horizontal; (b) aplicação do filtro Sobel para a direção vertical.....	67
Figura 34 – Imagens ilustrativas do filtro de supressão de gradiente de intensidade de luz na região central do canal PSHE (a) supressão do gradiente; (b) bordas finais.....	68
Figura 35 – Imagens ilustrativas do filtro de preenchimento de bordas na região central do canal de PSHE: (a) preenchimento das bordas; (b) numeração de cada contorno identificado.	68
Figura 36 – Mapa de escoamento líquido-gás em duto horizontal. Note, em vermelho, os padrões empregados no presente trabalho.	71
Figura 37 – Efeito do padrão de escoamento na fração de vazão média. Caracterização dos escoamentos na entrada da seção de testes para experimentos no canal PSHE, direção vertical ascendente.....	72
Figura 38 – Distribuição de fases nos bocais de entrada e saída de um canal do PSHE. 1) entrada: (a) estratificado, (b) borbulhado com bolsões de ar, (c) borbulhado. 2) saída: (a)	

borbulhado com bolsões de ar, (b) zona de recirculação com bolsões de ar, (c) zona de recirculação.....	73
Figura 39 – Distribuição de fases na região central de um canal do PSHE. Direção ascendente e padrão estratificado de entrada resultou em: (a) borbulhado, (b) segregado e (c) pistonado. Direção ascendente e padrão pistonado: (d) borbulhado e (e) segregado. Direção ascendente e padrão borbulhado: (f) borbulhado. Direção descendente e padrão estratificado: (g) golfado. Direção descendente e padrão pistonado: (h) golfado e (i) borbulhado. Direção descendente e padrão borbulhado: (j) borbulhado.	74
Figura 40 – Ilustração da trajetória das bolhas na região central do PSHE para escoamento borbulhado: seta amarela (bolhas grandes) e seta vermelha (bolhas pequenas).....	76
Figura 41 – Distribuição de fases na região central de um canal do PHE. Direção ascendente e padrão estratificado de entrada resultou em: (a) pistonado. Direção ascendente e padrão pistonado: (b) borbulhado e (c) golfado. Direção ascendente e padrão borbulhado: (d) borbulhado. Direção descendente e padrão estratificado: (e) segregado. Direção descendente e padrão pistonado: (f) borbulhado e (g) ponte líquido-anular com ar segregado. Direção descendente e padrão borbulhado: (h) borbulhado.....	79
Figura 42 – Função densidade de probabilidade do diâmetro das bolhas, normalizada pelo total de bolhas. Escoamento de canal descendente e com padrão de escoamento de entrada borbulhado.....	85
Figura 43 – Efeito da geometria do canal PSHE na velocidade média do escoamento monofásico na direção ascendente: (a) componente vertical e (b) componente horizontal [m/s].....	86
Figura 44 – Efeito da geometria do canal PSHE na velocidade média do escoamento monofásico na direção descendente: (a) componente vertical e (b) componente horizontal [m/s].....	86
Figura 45 – Efeitos da geometria do canal PSHE, da direção ascendente e do padrão de entrada estratificado no campo de velocidade média das bolhas: (a) componente vertical e (b) componente horizontal [m/s].....	87
Figura 46 – Efeitos da geometria do canal PSHE, da direção ascendente e do padrão de entrada pistonado no campo de velocidade média das bolhas: (a) componente vertical e (b) componente horizontal [m/s].....	88

Figura 47 – Efeitos da geometria do canal PSHE, da direção ascendente e do padrão de entrada borbuhlado no campo de velocidade média das bolhas: (a) componente vertical e (b) componente horizontal [m/s].....	88
Figura 48 – Efeitos da geometria do canal PSHE, da direção descendente e do padrão de entrada pistonado no campo de velocidade média das bolhas: (a) componente vertical e (b) componente horizontal [m/s].....	89
Figura 49 – Efeitos da geometria do canal PSHE, da direção ascendente e do padrão de entrada borbuhlado no campo de velocidade média das bolhas: (a) componente vertical e (b) componente horizontal [m/s].....	89
Figura 50 – Linha de corrente para a direção ascendente: (a) padrão de entrada estratificado, (b) pistonado e (c) borbuhlado.....	91
Figura 51 – Linha de corrente para a direção descendente: (a) padrão de entrada pistonado e (b) borbuhlado.	91
Figura 52 – Efeitos do padrão de entrada e da direção ascendente do escoamento no perfil de velocidade da componente vertical nas seções: (a) $y = 0,06$ m, (b) $y = 0$ e (c) $y = -0,06$ m. Resultados para a fase contínua em escoamento são também apresentados.	93
Figura 53 – Efeitos do padrão de entrada e da direção ascendente do escoamento no perfil de velocidade da componente horizontal nas seções: (a) $y = 0,06$ m, (b) $y = 0$ e (c) $y = -0,06$ m. Resultados para a fase contínua em escoamento são também apresentados.	93
Figura 54 – Efeitos do padrão de entrada e da direção descendente do escoamento no perfil de velocidade da componente vertical nas seções: (a) $y = 0,06$ m, (b) $y = 0$ e (c) $y = -0,06$ m. Resultados para a fase contínua em escoamento são também apresentados.	94
Figura 55 – Efeitos do padrão de entrada e da direção descendente do escoamento no perfil de velocidade da componente horizontal nas seções: (a) $y = 0,06$ m, (b) $y = 0$ e (c) $y = -0,06$ m. Resultados para a fase contínua em escoamento são também apresentados.	94
Figura 56 – Validação de método PIV através da conservação da massa para padrão de entrada borbuhlado e escoamento ascendente.....	96
Figura 57 – Validação de método PIV através da conservação da massa para padrão de entrada borbuhlado e escoamento descendente.....	96
Figura 58 – Função densidade de probabilidade do diâmetro das bolhas, normalizada pelo total de bolhas. Escoamento de canal PHE descendente e com padrão de escoamento de entrada borbuhlado.	99

Figura 59 – Efeitos da geometria do canal PHE, da direção ascendente e do padrão de entrada pistonado no campo de velocidade média das bolhas: (a) componente vertical e (b) componente horizontal [m/s].....	100
Figura 60 – Efeitos da geometria do canal PHE, da direção ascendente e do padrão de entrada borbulhado no campo de velocidade média das bolhas: (a) componente vertical e (b) componente horizontal [m/s].....	101
Figura 61 – Efeitos da geometria do canal PHE, da direção descendente e do padrão de entrada pistonado no campo de velocidade média das bolhas: (a) componente vertical e (b) componente horizontal [m/s].....	101
Figura 62 – Efeitos da geometria do canal PHE, da direção descendente e do padrão de entrada borbulhado no campo de velocidade média das bolhas: (a) componente vertical e (b) componente horizontal [m/s].....	102
Figura 63 – Linha de corrente para a direção ascendente: (a) padrão de entrada pistonado e (b) padrão de entrada borbulhado.....	103
Figura 64 – Linha de corrente para a direção descendente: (a) padrão de entrada pistonado e (b) padrão de entrada borbulhado.....	104
Figura 65 – Efeitos do padrão de entrada e da direção ascendente no perfil de velocidade da componente vertical nas seções: (a) $y = 0,17$ m, (b) $y = 0$ e (c) $y = -0,17$ m.....	105
Figura 66 – Efeitos do padrão de entrada e da direção ascendente no perfil de velocidade da componente horizontal nas seções: (a) $y = 0,17$ m, (b) $y = 0$ e (c) $y = -0,17$ m.....	105
Figura 67 – Efeitos do padrão de entrada e da direção descendente no perfil de velocidade da componente vertical nas seções: (a) $y = 0,17$ m, (b) $y = 0$ e (c) $y = -0,17$ m.....	106
Figura 68 – Efeitos do padrão de entrada e da direção descendente no perfil de velocidade da componente horizontal nas seções: (a) $y = 0,17$ m, (b) $y = 0$ e (c) $y = -0,17$ m.....	106
Figura 69 – Validação de método PIV através da conservação da massa para padrão de entrada borbulhado e escoamento descendente.....	108
Figura 70 – Razão entre a vazão mássica da fase gasosa e da fase líquida: (a) direção ascendente e (b) direção descendente.....	111
Figura 71 – Número de Reynolds do escoamento monofásico de líquido: (a) direção ascendente e (b) direção descendente.....	111
Figura 72 – Fator de atrito local bifásico: (a) direção ascendente e (b) direção descendente.....	112
Figura 73 – Número de Nusselt bifásico: (a) direção ascendente e (b) direção descendente.....	112

Figura 74 – Razão entre o fator de atrito bifásico e fator de atrito monofásico: (a) direção ascendente e (b) direção descendente.	113
Figura 75 – Razão entre o número de Nusselt bifásico e número de Nusselt monofásico: (a) direção ascendente e (b) direção descendente.	113
Figura 76 – Fotografia de padrão de escoamento segregado em canal PSHE: (a) direção ascendente e (b) direção descendente.	115
Figura 77 – Coeficiente de transferência de calor: (a) direção ascendente e (b) direção descendente [W/(m ² K)].	116
Figura 78 – Efeito da configuração do trocador no coeficiente global de transferência de calor para configuração: (a) paralela ascendente, (b) paralela descendente e (c) contracorrente [W/(m ² K)].	118
Figura 79 – Efeito da configuração do trocador no coeficiente global de transferência de calor médio em cada seção horizontal do PSHE, na região entre os bocais.	119
Figura A.1 – Disparidade da imagem da partícula após o deslocamento da janela discreta...	130
Figura B.1 – Fração de vazio em função do tempo de aquisição de dados pelo ECT para o PSHE na direção descendente.	131
Figura B.2 – Fração de vazio em função do tempo de aquisição de dados pelo ECT para o PHE na direção ascendente.	132
Figura B.3 – Fração de vazio em função do tempo de aquisição de dados pelo ECT para o PHE na direção descendente.	132
Figura C.1 – Função densidade de probabilidade do diâmetro das bolhas normalizada com relação a quantidade de bolhas para o PSHE na direção ascendente e no padrão horizontal estratificado.	133
Figura C.2 – Função densidade de probabilidade do diâmetro das bolhas normalizada com relação a quantidade de bolhas para o PSHE na direção ascendente e no padrão horizontal pistonado.	134
Figura C.3 – Função densidade de probabilidade do diâmetro das bolhas normalizada com relação a quantidade de bolhas para o PSHE na direção ascendente e no padrão horizontal borbulhado.	134
Figura C.4 – Função densidade de probabilidade do diâmetro das bolhas normalizada com relação a quantidade de bolhas para o PSHE na direção descendente e no padrão horizontal pistonado.	135

Figura C.5 – Função densidade de probabilidade do diâmetro das bolhas normalizada com relação a quantidade de bolhas para o PHE na direção ascendente e no padrão horizontal pistonado.....	135
Figura C.6 – Função densidade de probabilidade do diâmetro das bolhas normalizada com relação a quantidade de bolhas para o PHE na direção ascendente e no padrão horizontal borbulhado.....	136
Figura C.7 – Função densidade de probabilidade do diâmetro das bolhas normalizada com relação a quantidade de bolhas para o PHE na direção descendente e no padrão horizontal pistonado.....	136
Figura D.1 – Fator de atrito local bifásico para correlação de Heavner, Kumar e Wanniarachchi (1993): (a) direção ascendente e (b) direção descendente.....	137
Figura D.2 – Nusselt local bifásico para correlação de Heavner, Kumar e Wanniarachchi (1993): (a) direção ascendente e (b) direção descendente.....	137
Figura D.3 – Fator de atrito local bifásico para correlação de Kumar (1984): (a) direção ascendente e (b) direção descendente.....	138
Figura D.4 – Nusselt local bifásico para correlação de Kumar (1984): (a) direção ascendente e (b) direção descendente.....	138
Figura D.5 – Fator de atrito local bifásico para correlação de Wang e Sundén (2003): (a) direção ascendente e (b) direção descendente.....	139
Figura D.6 – Nusselt local bifásico para correlação de Wang e Sundén (2003): (a) direção ascendente e (b) direção descendente.....	139
Figura E.1 – Coeficiente de transferência de calor: (a) direção ascendente e (b) direção descendente [$W/(m^2K)$], correlação de Heavner, Kumar e Wanniarachchi (1993).....	140
Figura E.2 – Efeito da configuração do trocador no coeficiente global de transferência de calor para configuração: (a) paralela ascendente, (b) paralela descendente e (c) contracorrente [$W/(m^2K)$], correlação de Heavner, Kumar e Wanniarachchi (1993).....	141
Figura E.3 – Efeito da configuração do trocador no coeficiente global de transferência de calor médio em cada seção horizontal do PSHE, na região entre os bocais; correlação de Heavner, Kumar e Wanniarachchi (1993).....	142
Figura E.4 – Coeficiente de transferência de calor: (a) direção ascendente e (b) direção descendente [$W/(m^2K)$], correlação de Kumar (1984).....	142

Figura E.5 – Efeito da configuração do trocador no coeficiente global de transferência de calor para configuração: (a) paralela ascendente, (b) paralela descendente e (c) contracorrente [W/(m ² K)], correlação de Kumar (1984).....	143
Figura E.6 – Efeito da configuração do trocador no coeficiente global de transferência de calor médio em cada seção horizontal do PSHE, na região entre os bocais; correlação de Kumar (1984).....	144
Figura A.1 – Coeficiente de arrasto (CD) como função da faixa de Reynolds (Re) da partícula.....	145

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Faixas de operação e incertezas dos instrumentos de medição.	56
Tabela 2 – Caracterização dos escoamentos bifásicos na entrada da seção de testes através de técnica ECT.	71
Tabela 4 – Efeito do padrão de escoamento de entrada e das velocidades superficiais no padrão de escoamento obtido na região central do canal PSHE: direção ascendente.	75
Tabela 5 – Efeito do padrão de escoamento de entrada e das velocidades superficiais no padrão de escoamento obtido na região central do canal PSHE: direção descendente.	75
Tabela 6 – Efeito do padrão de escoamento de entrada e das velocidades superficiais no padrão de escoamento obtido na região central do canal PHE: direção ascendente.	79
Tabela 7 – Efeito do padrão de escoamento de entrada e das velocidades superficiais no padrão de escoamento obtido na região central do canal PHE: direção descendente.	80
Tabela 8 – Principais características das partículas rastreadoras.	82
Tabela 9 – Valores médios da distribuição de bolhas para padrão borbulhado na região central do canal de PSHE.	83
Tabela 10 – Valores máximos e mínimos para caracterização da distribuição de bolhas na direção ascendente.	84
Tabela 11 – Valores máximos e mínimos para caracterização da distribuição de bolhas na direção descendente.	84
Tabela 12 – Valores médios da distribuição de bolhas para padrão borbulhado na região central do canal de PHE.	97
Tabela 13 – Valores máximos e mínimos para caracterização da distribuição de bolhas na direção ascendente.	98
Tabela 14 – Valores máximos e mínimos para caracterização da distribuição de bolhas na direção descendente.	98
Tabela A.1 – Resultado da quantificação de incerteza do PIV por disparidade de imagem separado por tipo de placa, direção e padrão de escoamento horizontal.	130

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

- CLAHE – Contrast limited adaptive histogram equalization
- CMOS – Complementary Metal Oxide Semiconductor
- DCC – Direct Cross Correlation
- DFT – Discrete Fourier transform
- ECT – Tomografia de Capacitância Elétrica
- LASER – Light amplification by stimulated emission of radiation
- LED – Light-emitting diode
- LSV – Laser Speckle Velocimetry
- OTEC – Ocean Thermal Energy Conversion
- PHE – Plate Heat Exchangers
- PIV – Particle Image Velocimetry
- PSHE – Plate and Shell Heat Exchanger
- PTV – Particle Tracking Velocimetry

LISTA DE SÍMBOLOS

A	Área	[m ²]
A_c	Área característica	[m ²]
A_o	Área de fluxo livre	[m ²]
A_s	Área da seção	[m ²]
A_{tubo}	Área do tubo	[m ²]
AW	Razão entre fluxo de massa do ar e da água	
b	Amplitude da corrugação	[m]
C_D	Coefficiente de arrasto	
D_h	Diâmetro hidráulico	[m]
d_p	Diâmetro da partícula	[m]
D_p	Diâmetro dos bocais	[m]
EO	Número de Eötvös	
f	Fator de atrito de Fanning	
f_D	Fator de atrito de Darcy	
$f/f_{AW=0}$	Razão entre o fator de atrito bifásico e o fator de atrito monofásico	
F_k	Força cinética	[N]
g	Aceleração gravitacional	[9,81m/s ²]
G	Fluxo mássico específico	[kg/m ² .s]
h	Coefficiente de transferência de calor por convecção	[W/(m ² K)]
j	Velocidade superficial	[m/s]
k	Condutividade térmica	[W/(mK)]
K	Energia cinética característica por unidade de volume	[N/m ²]
L_c	Comprimento característico	[m]
L_h	Distância horizontal entre os bocais	[m]
L_p	Comprimento efetivo	[m]
L_v	Distância vertical entre os bocais	[m]
L_w	Largura efetiva	[m]
m	Massa	[kg]
\dot{m}	Vazão mássica total	[kg/s]
\dot{m}_g	Vazão mássicas da fase gasosa	[kg/s]
\dot{m}_l	Vazão mássicas da fase líquida	[kg/s]
Mo	Número de Morton	
Nu	Número de Nusselt	
$\overline{Nu}/\overline{Nu}_{AW=0}$	Razão entre Nusselt médio bifásico e Nusselt médio monofásico	
p	Passo da corrugação	[m]
P_c	Largura da corrugação	[m]
Pr	Número de Prandtl	
Q	Vazão volumétrica	[m ³ /s]
Re	Número de Reynolds	
Re_L	Número de Reynolds da fase líquida	
Re_p	Número de Reynolds da partícula	
St	Número de Stokes	
t	Espessura da placa	[m]
U	Coefficiente global de transferência de calor	[W/(m ² K)]

u_f	Velocidade do fluido	[m/s]
U_{TV}	Velocidade terminal	[m/s]
v, u	Velocidade	[m/s]
v_b	Velocidade média na seção	[m/s]
v_p	Velocidade instantânea da Partícula	[m/s]
x	Título	

Letras Gregas:

β	Ângulo de corrugação	[°]
ϕ	Fator de alargamento	
μ	Viscosidade dinâmica do fluido	[N.s/m ²]
μ_w	Viscosidade dinâmica na parede	[N.s/m ²]
ρ	Densidade	[kg/m ³]
α	Fração de vazio	
ν	Viscosidade cinemática	[m ² /s]
$\Delta\rho$	Diferença entre a densidade dos dois fluidos	[kg/m ³]
τ_p	Tempo de escala da partícula	[s]
τ_K	Tempo de escala dissipativa de Kolmogorov	[s]
τ_e	Tempo de rotação do turbilhão	[s]
Φ_p	Fração volumétrica total das partículas	
ΔT	Diferença de temperatura	[K]
ρ_f	Densidade do fluido	[kg/m ³]
ρ_p	Densidade da partícula	[kg/m ³]
σ	Tensão superficial da fase contínua	[N/m]

Subscritos:

c	Fluido frio
f	Fluido
g	Fase gasosa
h	Fluido quente
l	Fase líquida
p	Partícula
w	Parede

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	21
1.1	Objetivos.....	23
1.1.1	Objetivo Geral.....	23
1.1.2	Objetivos Específicos	23
2	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	24
2.1	TROCADORES DE CALOR.....	24
2.1.1	Trocador de Calor a Placas Gaxetadas	26
2.1.2	Trocador de Calor Casco e Placas	27
2.1.3	Características Geométricas	29
2.1.4	Correlações para PHE.....	31
2.1.4.1	<i>Correlações para Fator de Atrito.....</i>	31
2.1.4.2	<i>Correlações para Número de Nusselt</i>	32
2.2	ESCOAMENTO BIFÁSICO	34
2.2.1	Noções Básicas.....	34
2.2.2	Métodos de Análise de Escoamentos Bifásicos.....	36
2.2.2.1	<i>Padrões de Escoamento Verticais</i>	36
2.2.2.2	<i>Padrões de Escoamento Horizontais.....</i>	38
2.2.3	Escoamento Bifásico em Trocadores de Calor do tipo placas	39
2.3	PARTÍCULAS RASTREADORAS E INERCIAs.....	42
2.4	RASTREAMENTO DE GRUPOS DE PARTÍCULAS (PIV).....	46
2.4.1	Caracterização das Bolhas	48
2.4.2	Algoritmo de Detecção de Bordas de Canny	50
2.5	RASTREAMENTO INDIVIDUAL DE PARTÍCULAS (PTV).....	51
2.6	Tomografia de Capacitância Elétrica (ECT)	52
3	MATERIAIS E MÉTODOS	54
3.1	BANCADA E PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL	54

3.1.1	Bancada de testes e instrumentação.....	54
3.1.2	Seções de Teste	57
3.1.2.1	<i>Trocador de Calor a Placas Gaxetadas</i>	57
3.1.2.2	<i>Trocador de Calor Casco e Tubo</i>	58
3.1.3	Experimentos.....	60
3.2	PROCESSAMENTO DE IMAGEM.....	61
3.2.1	PIVlab	62
3.2.1.1	<i>Subtração de Fundo e intensidade de luz</i>	65
3.2.2	Bolhas rastreadas e Algoritmo de Canny	66
3.2.3	Davis/PTV	69
4	RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	70
4.1	CARACTERIZAÇÃO DO ESCOAMENTO DE ENTRADA (dUTO HORIZONTAL).....	70
4.2	ESCOAMENTO BIFÁSICO EM CANAIS DE PLACAS ONDULADAS	73
4.3	ESCOAMENTOs EM CANAL DE PSHE	81
4.3.1	Caracterização das partículas rastreadoras.....	81
4.3.2	Caracterização das bolhas rastreadas	83
4.3.3	Campos de velocidade	85
4.3.3.1	<i>Perfis de velocidade.....</i>	92
4.3.3.2	<i>Validação.....</i>	95
4.4	PHE.....	97
4.4.1	Caracterização das bolhas rastreadas	97
4.4.2	Campos de velocidade	99
4.4.2.1	<i>Perfis de velocidade.....</i>	104
4.4.2.2	<i>Validação.....</i>	107
5	ANÁLISE TÉRMICA DE ESCOAMENTOS BIFÁSICOS EM TROCADORES DE CALOR.....	109
5.1	ESCOAMENTOs BORBULHADOs NO PSHE	109

5.1.1	Número de Reynolds, Fator de Atrito e Nusselt	110
5.2	ESCOAMENTOS SEGREGADOS NO PSHE.....	114
5.2.1	Fator de correção	114
5.2.2	Coefficiente de Transferência de Calor por Convecção	116
5.2.3	Coefficiente Global de Transferência de Calor: configurações paralelo e contracorrente.....	117
6	CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	120
	REFERÊNCIAS.....	122
	APÊNDICE A – ANÁLISE DE INCERTEZAS	128
	APÊNDICE B – RESULTADOS OBTIDOS PELO ECT	131
	APÊNDICE C – FUNÇÃO DENSIDADE DE PROBABILIDADE DO DIÂMETRO DAS BOLHAS	133
	APÊNDICE D – NUSSOLT E FATOR DE ATRITO PARA OUTRAS CORRELAÇÕES - ESCOAMENTO BORBULHADO	137
	APÊNDICE E – COEFFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR DA ANÁLISE DO ESCOAMENTO SEGREGADO NO CANAL.....	140
	ANEXO A – COEFFICIENTE DE ARRASTO DEPENDENDO DA FAIXA DE REYNOLDS DA PARTÍCULA.....	145

1 INTRODUÇÃO

Trocadores de calor são vitais em usinas de produção de energia, indústrias químicas e de processo, e em sistemas de aquecimento, ventilação, ar condicionado, refrigeração e resfriamento de sistemas eletrônicos (KAKAÇ; LIU; PRAMUANJAROENKIJ, 2012). Logo, é um dispositivo utilizado em diversas indústrias e, sem os mesmos, tais indústrias ficariam impossibilitadas de produzir.

Praticamente toda tecnologia de processamento deve lidar com escoamentos multifásicos, desde a cavitação em bombas e turbinas a processos eletrofotográficos, à fabricação de papel e à produção de grãos de quase todos os plásticos brutos (BRENNEN, 2008). Então, a capacidade de prever o comportamento dos escoamentos desses processos é fundamental para a eficiência e eficácia dos mesmos.

O objeto de estudo do presente trabalho é o trocador compacto a placas, popularmente conhecido como *Plate Heat Exchangers* - PHE. Tais trocadores são amplamente conhecidos por ocuparem pouco espaço, terem alta eficiência de recuperação de calor, serem de fácil manutenção e baixo custo. Escoamentos com mais de uma fase surgem constantemente nesse tipo de dispositivo. A seguir serão exemplificados alguns casos na indústria em que se utilizam trocadores de calor a placas com escoamentos multifásicos.

Uma importante aplicação do PHE é em energias renováveis como a *Ocean Thermal Energy Conversion* (OTEC). As faixas de temperatura típicas da água do mar superficial e da água do mar fria são 25 °C a 28 °C e 5 °C a 8 °C, respectivamente (KIM; KIM; LEE; KOH, 2020). As etapas cíclicas da OTEC são descritas a seguir. A água do mar quente entra no PHE em um dos ramais, que funciona como um evaporador, enquanto amônia entra no outro ramal sob alta pressão, fazendo com que a amônia mude da fase líquida para gasosa. A amônia é escolhida por ser um fluido de trabalho com baixa temperatura de ebulição. O vapor da amônia segue para uma turbina instalada entre o evaporador e o condensador, acoplada a um gerador. A turbina gira e gera eletricidade conforme o fluxo de vapor passa por ela. Em seguida, o vapor da amônia segue para outro PHE (que desempenha papel de um condensador), onde água do mar gelada escoar no outro ramal. Isso faz com que a amônia volte para o estado líquido, completando o ciclo.

Um segundo exemplo de utilização de PHE é na indústria de celulose e papel. PHEs são usados para aquecer líquidos em um processo que envolve compostos químicos, objetivando-se a extração das fibras da celulose. Os processos secundários envolvem o

branqueamento ou secagem das fibras, que também utilizam o aquecimento por PHEs, assim como o sistema de recuperação de calor residual. Trata-se de uma forma de economizar energia, recursos e dinheiro para uma fábrica de celulose e papel.

Por fim, trocadores de calor a placas são utilizados na indústria de óleo e gás. Tais trocadores podem ser empregados em plataformas de petróleo *Offshore*, usinas de geração de energia, plantas químicas, refinarias de petróleo, processamento de gás natural e tratamento de águas residuais, conforme Santiago (2018). Os trocadores de calor são responsáveis por realizarem a quebra de emulsões entre o petróleo e água, resfriamento de gases vindos do processo de compressão e na condensação e aquecimento da mistura em uma torre de destilação (SANTIAGO, 2018).

Este trabalho busca compreender o comportamento do escoamento bifásico em trocadores de calor do tipo placas. Para isso, é necessária a análise dos padrões de escoamento que ocorrem em tais trocadores de calor. O escoamento monofásico é inicialmente avaliado pelo método de rastreamento individual (*Particle Tracking Velocimetry* – PTV). A fase inercial dispersa no escoamento bifásico (bolhas) é avaliada através do rastreamento de grupo de partículas (*Particle Imaging Velocimetry* - PIV). As avaliações são possíveis devido às seções de testes transparentes, usinadas em acrílico.

Dois tipos de canais de trocador a placas são analisados: canal de placas gaxetadas (*Gasketed Plate Heat Exchangers* - PHE) e, canal interno de trocador casco e placas (*Plate and Shell Heat Exchanger* - PSHE). Após o rastreamento de partículas obtido pelo pós-processamento das imagens em câmera rápida, é possível estimar os campos de Nusselt, Reynolds e fator de atrito local para cada tipo de canal de trocador. Os escoamentos bifásicos nesses canais de trocador de calor também são comparados aos escoamentos obtidos em dutos de seção circular caracterizados por Tomografia de Capacitância Elétrica.

Os capítulos do presente trabalho estão divididos em: fundamentação teórica, materiais e métodos, resultados e discussões, e conclusão e recomendação. Enquanto o primeiro fornece a base teórica e bibliográfica, o capítulo de materiais e métodos revela as características das seções e bancada de testes, além das ferramentas óticas aplicadas. No capítulo de resultados, destacam-se os campos locais de Nusselt, Reynolds e fator de atrito em escoamentos bifásicos. Conclui-se que o arranjo paralelo em trocadores de calor com correntes bifásicas em ambos os ramais pode ter desempenho superior ao consagrado arranjo contracorrente.

1.1 OBJETIVOS

1.1.1 Objetivo Geral

Caracterizar escoamentos bifásicos em trocadores de calor do tipo placas em termos topológicos e de transferência de calor.

1.1.2 Objetivos Específicos

- Preparar seções de testes transparentes que remontam canais de trocadores de calor, e integrá-los a uma bancada multifásica;
- Realizar filmagens de escoamentos monofásico e bifásico a partir de uma câmera rápida;
- Analisar as imagens obtidas de forma a definir os padrões de escoamento;
- Fazer o pós-processamento das imagens usando a técnica de PIV;
- Validar a técnica de PIV utilizando a conservação da massa;
- Obter o campo de Nusselt, Reynolds e fator de atrito locais no canal do trocador de calor;
- Comparar os resultados obtidos entre os canais do trocador PHE e PSHE;
- Realizar análise de desempenho térmico entre arranjos contracorrente e paralelo.

2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

A fundamentação teórica será dividida em seis tópicos: trocadores de calor, escoamento bifásico, partículas rastreadoras e inerciais, rastreamento de grupos de partículas (PIV), rastreamento individual de partículas (PTV) e tomografia de capacitância elétrica (ECT).





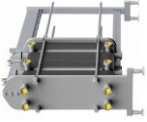

O tópico sobre trocadores de calor resume os principais tipos de trocadores de calor, suas aplicações e classificações, e detalha os trocadores de calor objeto de estudo do presente trabalho. Em seguida, o escoamento bifásico é especificado analítica e topologicamente. No terceiro item, é realizada a diferenciação entre partículas rastreadoras e inerciais. Nos tópicos sobre PIV e PTV são apresentadas as particularidades desses métodos em relação à medição de campos de velocidade. Por fim, é explicada a tomografia de capacitância elétrica que será utilizada para a caracterização do escoamento bifásico ar-água em dutos horizontais de seção circular posicionado antes da seção de testes.

2.1 TROCADORES DE CALOR

Trocadores de calor são dispositivos que possibilitam a transferência de calor entre dois fluidos ou mais a temperaturas diferentes. Na Figura 1 são apresentados os principais tipos de trocadores de calor e suas respectivas aplicações industriais mais comuns, além das classificações conforme o arranjo do escoamento e os mecanismos de troca de calor.

Segundo Kakaç, Liu e Pramuanjaroenkij (2012), os trocadores de calor podem ser classificados como recuperador ou regenerador, e de acordo com a geometria, os mecanismos de transferência de calor e o arranjo. Os trocadores de calor mostrados na Figura 1 são todos do tipo recuperador e o processo de transferência de calor é indireto, existindo paredes separando os dois escoamentos de fluidos.

Figura 1 – Principais tipos de trocadores de calor, suas respectivas aplicações e classificações.

Tipo de Trocador de Calor conforme geometria	Aplicação Industrial	Ilustração	Arranjo	Mecanismo de Troca de Calor	
Tubulares	Laticínios, bebidas, alimentícia		Contra-corrente ou paralelo	Convecção monofásica/bifásica, condução e radiação	1
Tubo aletado	Energia		Cruzado	Convecção monofásica/bifásica, condução e radiação	2
Placas aletadas	Aeroespacial e criogênica		Cruzado	Convecção monofásica/bifásica, condução e radiação	3
Casco e tubo	Biocnologia, farmacêutica, marinha e transporte, refinaria, química, nuclear		Contra-corrente ou paralelo	Convecção monofásica/bifásica, condução e radiação	4
Placas gaxetadas	Papel e celulose, refrigeração, semicondutores e eletrônicos, laticínios		Contra-corrente ou paralelo	Convecção monofásica/bifásica, condução e radiação	5
Placas e tubo	Marinha e petroquímica		Contra-corrente ou paralelo	Convecção monofásica/bifásica, condução e radiação	6

Fonte: Autora conforme nota de rodapé^{1, 2, 3, 4, 5, 6} (2020).

Conforme Kakaç, Liu e Pramuanjaroenkij (2012), o arranjo dos permutadores pode ser paralelo, cruzado ou contracorrente; ver Figura 2. Com relação ao mecanismo de troca de calor, esses pesquisadores especificam três tipos: convecção monofásica em cada ramal, convecção monofásica em um ramal e bifásica no outro, e convecção bifásica nos dois ramais. Note que duas fases podem ser caracterizadas tanto como escoamento de fluido com mudança de fase, quanto como uma mistura de fluidos com propriedades diferentes. É importante explicitar que o processo de transferência de calor dos trocadores discutidos nesse trabalho é o indireto, logo, o mecanismo de troca de calor por condução sempre estará presente. Outro ponto interessante a ser mencionado é que o mecanismo de troca de calor por radiação somente será relevante em processos sujeitos a temperaturas elevadas, e.g. acima de 300 °C.

1 SHAH; SEKULI (2003), KAKAÇ; LIU; PRAMUANJAROENKIJ, 2012 e ALFA LAVAL, 2020a

2 SHAH; SEKULI (2003), KAKAÇ; LIU; PRAMUANJAROENKIJ, 2012 e HYDRO, 2020

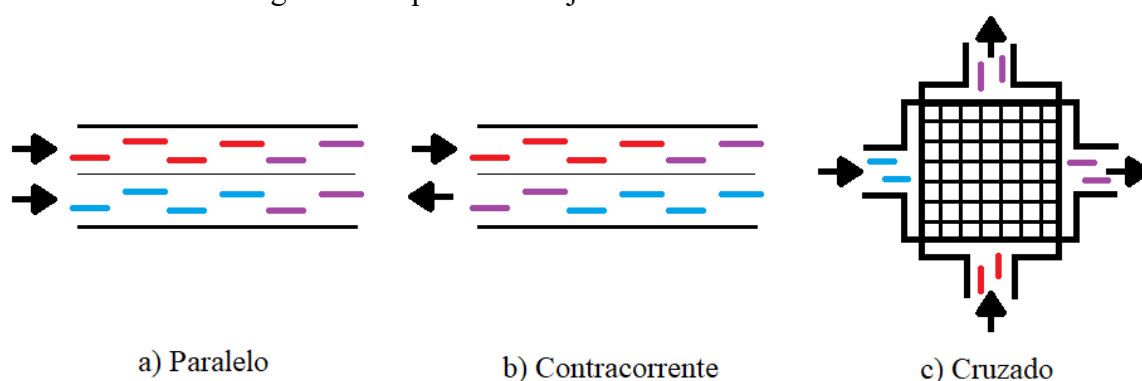
3 SHAH; SEKULI (2003), KAKAÇ; LIU; PRAMUANJAROENKIJ, 2012 e AMS TECHNOLOGIES, 2020

4 SHAH; SEKULI (2003), KAKAÇ; LIU; PRAMUANJAROENKIJ, 2012 e SAVREE, 2020

5 SHAH; SEKULI (2003), KAKAÇ; LIU; PRAMUANJAROENKIJ, 2012 e ALFA LAVAL, 2020b

6 SHAH; SEKULI (2003), KAKAÇ; LIU; PRAMUANJAROENKIJ, 2012 e HFM INDUSTRY, 2020

Figura 2 – Tipos de arranjo de um trocador de calor.



Fonte: Autora (2020).

Nos tópicos subsequentes serão explorados os dois tipos de trocadores de calor objetos de estudo desse trabalho: trocador de calor a placas gaxetadas (PHE) e trocador de calor casco e placas (PSHE).

2.1.1 Trocador de Calor a Placas Gaxetadas

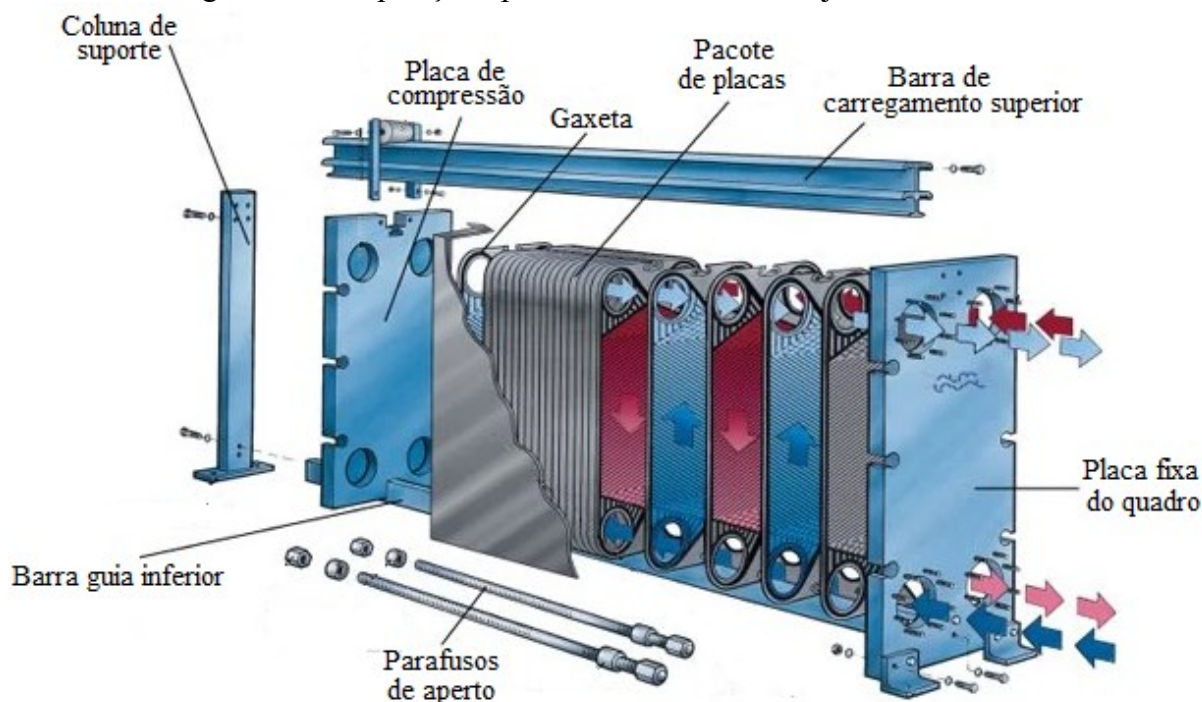
Os trocadores de calor a placas gaxetadas consistem em placas finas unidas por compressão, formando canais entre si por onde o escoamento passa. Tais placas geralmente possuem corrugações ou ondulações cujo objetivo é manter o escoamento em desenvolvimento, obtendo-se maiores coeficientes de troca de calor.

Os PHEs são usados para transferir calor para qualquer combinação de fluidos: gás, líquido ou multifásico. Esses trocadores de calor foram introduzidos na indústria alimentícia, na década de 1930, devido à sua facilidade de limpeza e esterilização, pois podem ser totalmente desmontados. Eles atingiram a maturidade de projeto na década de 1960 com o desenvolvimento de geometrias de placa e montagens mais eficazes, além do aprimoramento dos materiais da gaxeta (KAKAÇ; LIU; PRAMUANJAROENKIJ, 2012).

Os PHEs são geralmente limitados a pressões abaixo de 25 bar e temperaturas abaixo de 250 °C devido às limitações das gaxetas. Os canais entre as placas são muito pequenos e possuem ondulações, gerando escoamentos com descolamento da camada limite e formação de zonas de recirculação. São características comuns a este tipo de trocador: elevados coeficientes de transferência de calor, perda de carga e cisalhamento. Esse último minimiza a possibilidade de incrustação (SHAH; SEKULI, 2003).

A composição típica de um PHE é mostrada em uma vista explodida na Figura 3. Os elementos da estrutura são: uma placa fixa, uma placa de compressão, elementos de prensagem, e barras superior e inferior (KAKAÇ; LIU; PRAMUANJAROENKIJ, 2012).

Figura 3 – Composição típica de um PHE no arranjo contracorrente.



Fonte: Kakaç, Liu e Pramuanjaroenkij (2012) e Alfa Laval (2021c), adaptado pela autora (2021).

Na Figura 3 também é possível visualizar como ocorre a troca de calor entre as placas no arranjo em contracorrente. As setas em vermelho indicam o caminho percorrido pelo fluido quente e as setas em azul, o caminho percorrido pelo fluido frio. Geralmente, os fluidos frio e quente entram pelos bocais inferior e superior, respectivamente, devido à variação das massas específicas ao longo dos canais favorecerem a aceleração de cada escoamento.

2.1.2 Trocador de Calor Casco e Placas

O trocador de calor casco e placas consiste em várias placas circulares, soldadas e instaladas dentro de um cilindro. As placas do PSHE possuem ondulações ou corrugações similares às placas do PHE. Devido ao cilindro que engloba as placas e à ausência de gaxetas,

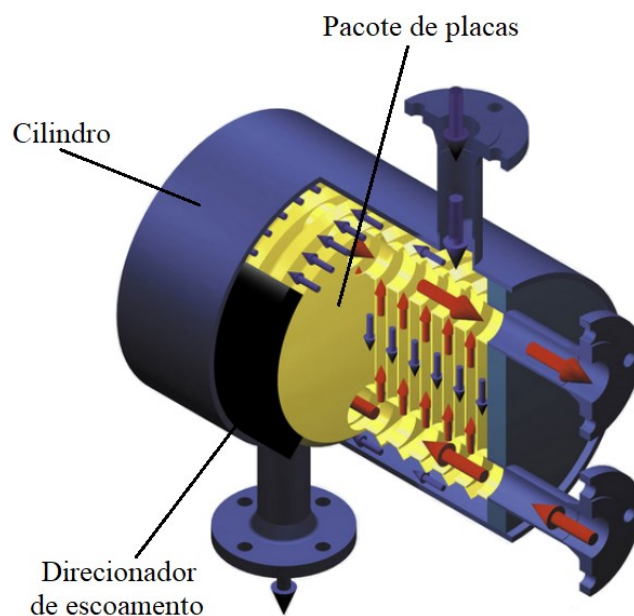
esse tipo de trocador de calor suporta pressões de até 100 bar e propicia temperaturas de trabalho entre -160 e 899 °C; ver Klemes *et al.* (2015).

As principais vantagens da utilização de PHEs na indústria de laticínios e alimentícia (*i.e.* a alta transferência de calor e a compactidade) estimularam seu uso em outras indústrias, como a química, petroquímica, de fertilizantes e de geração de energia. Isso exigiu o desenvolvimento de PHEs para uma gama mais ampla de temperaturas e pressões. Os primeiros PHEs com placas unidas por soldagem foram desenvolvidos e fabricados no final dos anos 1960, respeitando-se as demais características dos PHEs gaxetados (KLEMES *et al.*, 2015).

Com o objetivo de permitir a troca de calor em processos de conversão catalítica nas indústrias química, petroquímica, e de petróleo e gás, o PSHE foi desenvolvido, tendo a sua primeira utilização numa unidade de reforma catalítica em 1982. A operação ocorreu em temperaturas de processo de 80 a 530 °C e a pressões de até 45 bar (KLEMES *et al.*, 2015). Ganhos econômicos significativos e redução das emissões de gases de efeito estufa foram obtidos com o PSHE.

A composição típica de um PSHE é mostrada na Figura 4.

Figura 4 – Composição típica de um PSHE no arranjo contracorrente.



Fonte: Guangdong Jiema Energy Saving Technology Co (2021), adaptado pela Autora (2021).

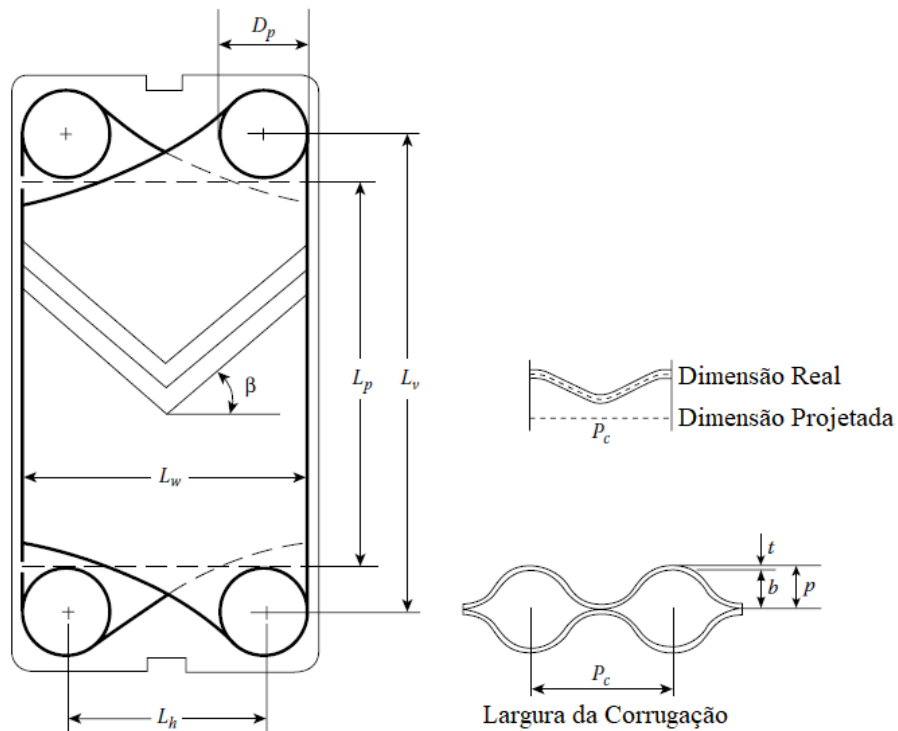
Note que o arranjo do PSHE da Figura 4 é contracorrente, como o arranjo do PHE na Figura 3. Porém, o fluido quente (seta vermelha) entra pelo bocal inferior, não utilizando o

aumento da massa específica ao longo do canal para favorecer a sua aceleração e, possivelmente, exigindo maior potência de bombeamento.

2.1.3 Características Geométricas

As placas do PHE e do PSHE são fabricadas em diversos tamanhos e com diferentes ângulos de corrugação. As correlações de Nusselt e de fator de atrito, que serão tratadas posteriormente, são frequentemente expressas em função de tal ângulo. A seguir, serão descritas as características geométricas da placa com ângulo de Chevron, que é o tipo mais comum; ver Figuras 5 e 6.

Figura 5 – Desenho esquemático de um PHE com suas principais dimensões.



Fonte: Kakaç, Liu e Pramuanjaroenkij (2012), adaptado pela autora (2021).

Na figura acima, D_p é o diâmetro dos bocais, β , o ângulo de corrugação, L_p , o comprimento efetivo, L_v , a distância vertical entre os bocais, L_w , a largura efetiva, L_h , a distância horizontal entre os bocais, P_c , a largura da corrugação, b , a amplitude da corrugação, t , a espessura da placa e p , a soma das duas últimas.

A área real da superfície de transferência de calor de uma única placa é dada pela Equação (2.1):

$$A = 2\phi(L_w L_p + b L_p) \approx 2\phi L_w L_p \quad (2.1)$$

onde o fator de alargamento, expresso por ϕ , consiste na razão entre a área de superfície desenvolvida ou real e a área projetada ou plana, tendo valores típicos entre 1,15 e 1,25 (SHAH; SEKULI, 2003). Note, segundo Martin (1996), que a área real pode ser simplificada por $2\phi L_w L_p$ através de método de integração de três pontos (SHAH; SEKULI, 2003).

A área de fluxo livre em um dado ramal para um canal do PHE é dada por:

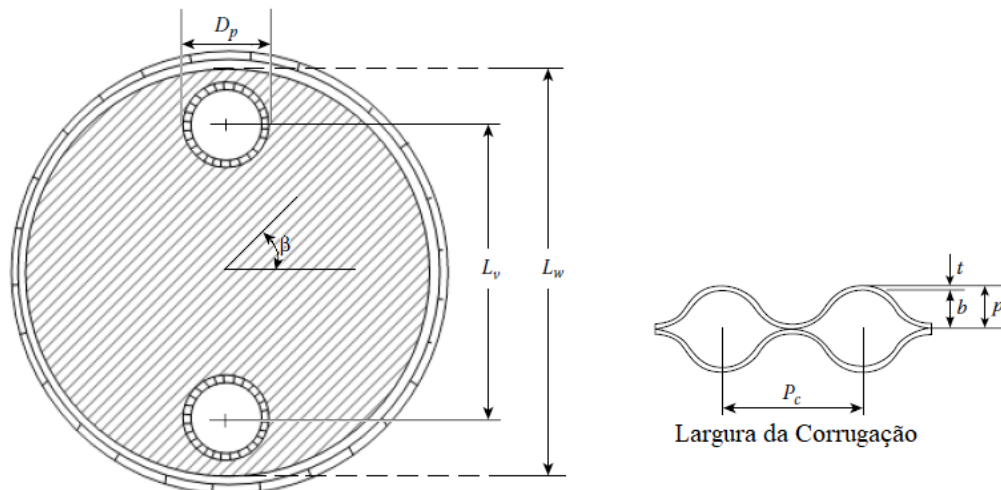
$$A_o = b L_w \quad (2.2)$$

Já o diâmetro hidráulico é definido de acordo com:

$$D_h = \frac{4A_o L_p}{A} = \frac{2b}{\phi} \quad (2.3)$$

Na Figura 6, são apresentadas as principais dimensões do PSHE. Note que a designação das dimensões do PSHE é igual à denominação para o PHE.

Figura 6 – Desenho esquemático de um PSHE com suas principais dimensões.



Fonte: Klemes *et al* (2015), adaptado pela Autora (2021).

2.1.4 Correlações para PHE

Nesse tópico, são apresentadas as correlações experimentais que avaliam as características termo hidráulicas dos trocadores de calor a placas do tipo Chevron. Tais correlações dependem do ângulo de corrugação, do fator de alargamento, do perfil de ondulação, da razão de aspecto do canal, $2b/P_c$, da amplitude de corrugação, das propriedades físicas dos fluidos e dos efeitos de variação de viscosidade. A transferência de calor e o fator de atrito crescem com o aumento do ângulo de Chevron e são também afetados pela direção do fluxo (KAKAÇ; LIU; PRAMUANJAROENKIJ, 2012). Não há generalização para as correlações de transferência de calor e fator de atrito para trocadores de calor a placas.

2.1.4.1 Correlações para Fator de Atrito

Considere um fluido de massa específica constante escoando ao longo de um duto reto de seção transversal uniforme: há uma força exercida pelo fluido nas superfícies da parede na direção do escoamento. Trata-se da ação do cisalhamento do escoamento de fluido nas paredes do duto. É possível definir que a magnitude da força gerada é proporcional a uma área característica A_c e a uma energia cinética característica K por unidade de volume, dado por (BIRD; STEWART; LIGTHFOOT, 2002):

$$F_k = A_c K f \quad (2.4)$$

onde a constante de proporcionalidade f é chamada de fator de atrito.

É importante comentar que existem duas definições de fator de atrito: Darcy, f_D e Fanning, f . O primeiro é em homenagem ao engenheiro francês Henry Darcy que foi pioneiro no estudo experimental dos efeitos da rugosidade na resistência ao escoamento em tubos (ÇENGEL; GHAJAR, 2014). Já o segundo é em homenagem ao engenheiro estadunidense John Thomas Fanning. No presente trabalho será utilizado o fator de atrito de Fanning. A relação entre os dois fatores de atrito é dada por: $f = f_D/4$.

Existem diversas correlações para estimar o fator de atrito em canais de PHEs em função de ângulos de Chevron específicos ou para uma determinada faixa de ângulos. Existem também correlações que especificam a faixa de Reynolds (baseado em dimensões características de canais de PHE) e de Prandtl. Abaixo serão expostas as correlações para fator de atrito utilizadas no presente trabalho, Equações 2.5 a 2.9:

$$f = 0,49\phi^{1,1814}Re^{-0,1814} \quad (2.5)$$

$$f = \frac{50}{Re}, \quad Re < 10 \quad (2.6)$$

$$f = \frac{19,4}{Re^{0,589}}, \quad 10 < Re < 100 \quad (2.7)$$

$$f = \frac{2,99}{Re^{0,183}}, \quad Re > 100 \quad (2.8)$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = \frac{\cos(90 - \beta)}{\sqrt{0.045 \tan(90 - \beta) + 0.09 \sin(90 - \beta) + f_0/\cos(90 - \beta)}} + \frac{1 - \cos(90 - \beta)}{\sqrt{3.8f_1}} \quad (2.9)$$

onde $f_0 = 16/Re$ e $f_1 = (149/Re) + 0,9625$ para $Re < 2000$ e $f_0 = (1,56 \ln(Re) - 3)^{-2}$ e $f_1 = 9,75/Re^{0,289}$ para $Re \geq 2000$ e para o ângulo de Chevron com relação à horizontal entre 10° e 80° . A Equação (2.5) foi definida por Heavner, Kumar e Wanniarachchi (1993) para ângulo de Chevron horizontal de 23° e $400 < Re\phi < 10.000$. As correlações expostas pela Equação (2.6), (2.7) e (2.8) foram determinadas por Kumar (1984) para o ângulo de Chevron horizontal menor ou igual a 30° . Por fim, também foi utilizada a correlação de Wang e Sundén (2003) representada pela Equação (2.9).

2.1.4.2 Correlações para Número de Nusselt

O número de Nusselt é alcunhado em homenagem a Wilhelm Nusselt, que fez contribuições significativas para a transferência de calor por convecção na primeira metade do século XX. A transferência de calor através de uma camada de fluido será por convecção quando o fluido envolver algum movimento, e por condução quando a camada de fluido estiver imóvel. Portanto, o número de Nusselt representa o aumento da transferência de calor através de uma camada de fluido como resultado da convecção em relação à condução através

da mesma camada de fluido (ÇENGEL; GHAJAR, 2014). Quanto maior o número de Nusselt, mais eficaz é a convecção. Logo, o número de Nusselt é dado por:

$$Nu = \frac{h\Delta T}{\frac{k\Delta T}{L_c}} = \frac{hL_c}{k} \quad (2.10)$$

onde k é a condutividade térmica do fluido, L_c , o comprimento característico, ΔT , a diferença de temperatura através da camada de fluido e h , o coeficiente de transferência de calor por convecção. A seguir são relatadas as diferentes correlações para a estimativa do número de Nusselt utilizadas nesse trabalho.

A Equação (2.11) foi determinada por Heavner, Kumar e Wanniarachchi (1993) para ângulo de Chevron de 23° e $400 < Re\phi < 10.000$:

$$Nu = 0,089\phi^{0,282} Re^{0,718} Pr^{0,5} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,17} \quad (2.11)$$

onde Pr é o número de Prandtl, μ , a viscosidade dinâmica do fluido na sua respectiva temperatura e μ_w , a viscosidade dinâmica na parede.

As correlações apresentadas pelas Equações (2.12) e (2.13) foram determinadas por Kumar (1984) para o ângulo de Chevron menor ou igual a 30° :

$$Nu = 0,718 Re^{0,349} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,17}, \quad Re \leq 10 \quad (2.12)$$

$$Nu = 0,348 Re^{0,663} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,17}, \quad Re > 10 \quad (2.13)$$

A última correlação utilizada é a de Wang e Sundén (2003), representada por:

$$Nu = 0.205 Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{1/6} (f Re^2 \sin(180 - 2\beta))^{0.374} \quad (2.14)$$

2.2 ESCOAMENTO BIFÁSICO

O escoamento bifásico consiste em escoamentos com fluidos em mudança de fase devido à condensação ou ebulição, ou simplesmente em escoamentos com fluidos com diferentes propriedades químicas. Conforme Brennen (2008), duas topologias gerais de escoamento bifásico podem ser identificadas: dispersa e separada. Escoamentos dispersos consistem em partículas finitas, gotas ou bolhas, conhecidas como fase dispersa, distribuídas num volume de fase contínua. Já os escoamentos separados ocorrem com duas fases contínuas e distintas, separados por interfaces.

O foco do presente trabalho reside no escoamento bifásico ar-água em canais de trocadores de placas onduladas. A seguir serão exibidos o equacionamento básico para escoamento bifásico, além de diferentes métodos de análise e suas particularidades, bem como os padrões de escoamentos que podem ocorrer em PHEs.

2.2.1 Noções Básicas

Na análise de escoamentos bifásicos gás-líquido, serão consideradas as seguintes hipóteses: escoamento unidimensional, adiabático e em regime permanente, tendo os fluidos propriedades médias na direção normal ao escoamento.

A vazão mássica total, \dot{m} , consiste na soma das vazões mássicas de gás, \dot{m}_g , e de líquido, \dot{m}_l :

$$\dot{m} = \dot{m}_g + \dot{m}_l \quad (2.15)$$

onde os subscritos ‘g’ e ‘l’ representam gás e líquido, respectivamente.

A vazão mássica para cada uma das fases é calculada através de:

$$\dot{m}_g = \rho_g v_g A_g \quad (2.16)$$

$$\dot{m}_l = \rho_l v_l A_l \quad (2.17)$$

onde ρ , v e A , representam, respectivamente, a massa específica, a velocidade média e a área da seção ocupada pelas duas fases.

Conforme Collier e Thome (1996), a fração média de gás em uma dada seção transversal denomina-se fração de vazio e será indicada por α :

$$\alpha = \frac{A_g}{A} \quad (2.18)$$

Logo, a fração de líquido é dada por:

$$(1 - \alpha) = \frac{A_l}{A} \quad (2.19)$$

A vazão volumétrica é representada pelo símbolo Q e é a soma das taxas de fluxo volumétrico de cada fase individual, ou seja, $Q_g = v_g A_g$ e $Q_l = v_l A_l$. O título, representado por x , é a razão entre a vazão mássica de gás, \dot{m}_g , e a vazão mássica total, \dot{m} . A vazão mássica total dividida pela área da seção recebe o nome de fluxo mássico específico e é representada por G . Logo, é possível expressar a vazão mássica da fase em função do título e da velocidade mássica, conforme:

$$\dot{m}_g = G A x \quad (2.20)$$

$$\dot{m}_l = G A (1 - x) \quad (2.21)$$

O fluxo mássico específico dividido pela área recebe o nome de velocidade superficial e é representada por j . É definida como a velocidade que a fase considerada teria se estivesse escoando sozinha no duto:

$$j_g = \frac{Q_g}{A} \quad (2.22)$$

$$j_l = \frac{Q_l}{A} \quad (2.23)$$

Os mapas de padrões, que serão detalhados nas seções subsequentes, são, geralmente, expressos em função das velocidades superficiais de cada fase.

2.2.2 Métodos de Análise de Escoamentos Bifásicos

Os métodos usados para analisar um escoamento bifásico são, em geral, extensões daqueles desenvolvidos para escoamentos monofásicos. O procedimento consiste em escrever as equações básicas que governam a conservação de massa, momento e energia, geralmente de forma unidimensional, e tentar resolvê-las usando várias suposições simplificadoras, como, por exemplo, o modelo de escoamento homogêneo, o modelo de fases separadas e modelos desenvolvidos para específicos padrões de escoamento (COLLIER E THOME, 1996).

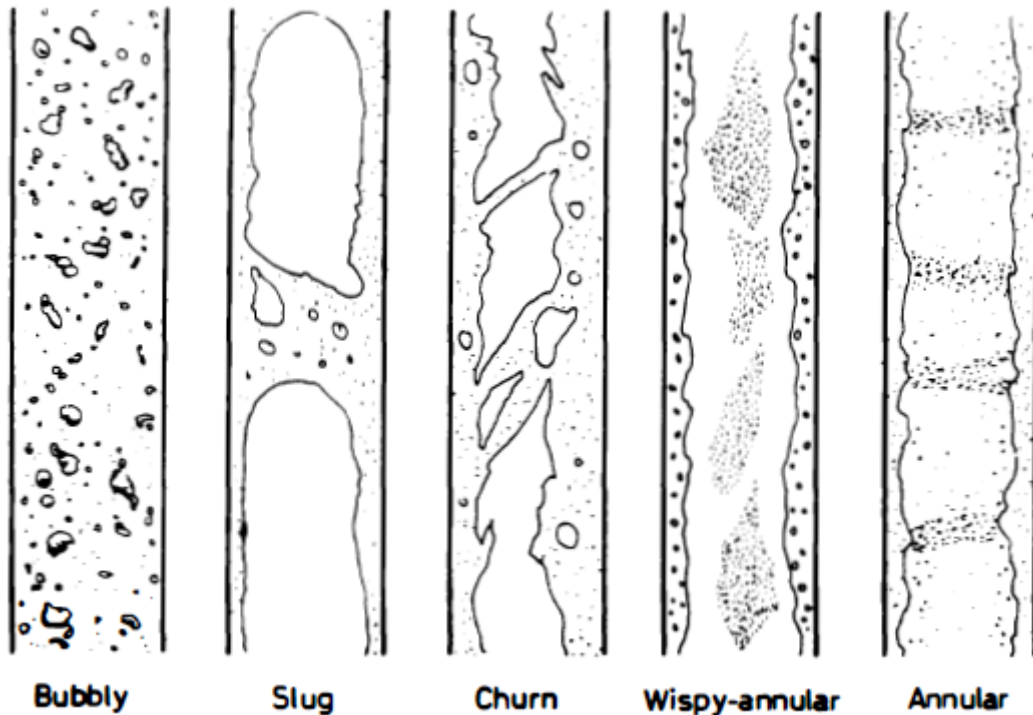
O primeiro modelo é uma abordagem mais simplista onde se assume que o escoamento bifásico se comporta como monofásico e as propriedades do fluido analisado são definidas a partir da adequação das propriedades das fases individuais. Já no segundo modelo, as duas fases são consideradas artificialmente segregadas tendo dois conjuntos de equações básicas, uma para cada fase, com as mesmas podendo ser combinadas, conforme Equações (2.15) a (2.23). Por último, modelos desenvolvidos para específicos padrões de escoamento são obtidos de acordo com as várias configurações ou topologias encontradas quando um gás e um líquido fluem juntos em um canal (COLLIER E THOME, 1996).

No presente trabalho é utilizado o modelo de escoamento separado e modelo para padrão de escoamento borbulhado, proposto por Chang e Huang (2013). A seguir serão explorados os conceitos de padrões de escoamento em dutos verticais e horizontais.

2.2.2.1 Padrões de Escoamento Verticais

De acordo com Collier e Thome (1996), para escoamentos líquido-gás em dutos na vertical com a direção do escoamento ascendente, cinco padrões podem ser percebidos: borbulhado (*bubbly flow*), pistonado (*slug flow*), anular agitado (*churn flow*), golfado (*wispy annular flow*), e anular (*annular flow*), ver Figura 7.

Figura 7 – Padrões de escoamento bifásico gás-líquido vertical ascendente.



Fonte: Collier e Thome (1996).

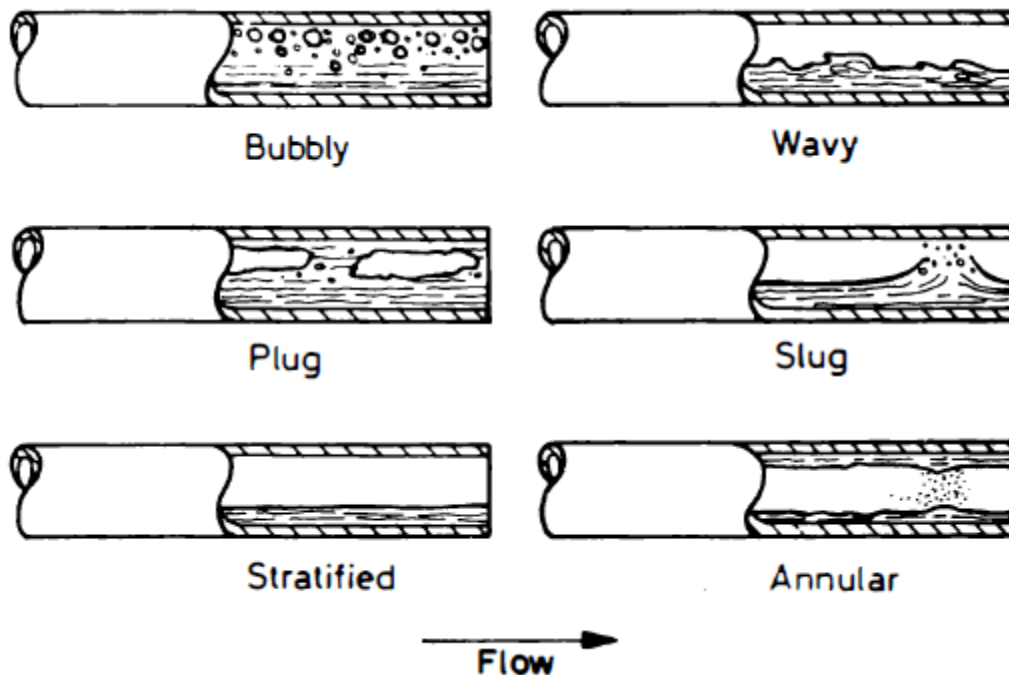
No padrão borbulhado, a fase gasosa ou de vapor é distribuída como bolhas discretas em uma fase líquida contínua, com as bolhas podendo ser pequenas e esféricas e, no outro extremo, grandes e elipsoidais com uma tampa esférica e uma cauda. Já no padrão pistonado conhecido também como bolha de Taylor, ocorrem bolsões de gás ou vapor com dimensão próxima ao diâmetro do tubo, intercalando periodicamente com escoamento predominante da fase líquida. Referente ao padrão anular agitado, a quebra das grandes bolhas de gás ou vapor flui de maneira parcialmente caótica através do líquido que é principalmente deslocado para a parede do canal. O fluxo tem um caráter oscilatório no tempo.

Com relação ao padrão golfado, percebe-se um filme líquido relativamente espesso nas paredes do tubo, juntamente com uma quantidade considerável de líquido arrastado em um núcleo central de gás ou vapor. O líquido no filme contém pequenas bolhas de gás e a fase líquida aparece como grandes gotículas que se aglomeraram em longos filamentos. Por fim, no padrão anular, forma-se um filme líquido na parede do tubo com um núcleo central contínuo de gás ou vapor. Ondas geralmente estão presentes na superfície do filme e o rompimento contínuo dessas ondas formam gotículas que são entranhadas no gás.

2.2.2.2 Padrões de Escoamento Horizontais

De acordo com Collier e Thome (1996), para escoamentos líquido-gás em dutos na horizontal, seis padrões podem ser definidos: borbulhado (*bubbly flow*), tamponado (*plug flow*), estratificado (*stratified flow*), ondulado (*wavy flow*), pistonado (*slug flow*) e anular (*annular flow*), ver Figura 8. Devido à diferença na massa específica entre os fluidos, a gravidade influencia esses padrões.

Figura 8 – Padrões de escoamento bifásico gás-líquido horizontal.



Fonte: Collier e Thome (1996).

O padrão borbulhado horizontal é semelhante ao vertical, exceto que as bolhas de gás tendem a viajar na metade superior do tubo, assim como o padrão tamponado horizontal é similar ao padrão pistonado vertical. Já o padrão estratificado ocorre apenas em velocidades muito baixas de líquido e gás, onde as duas fases fluem separadamente com uma interface relativamente suave.

Considerando o padrão ondulado, o aumento da velocidade do gás faz com que a interface fique perturbada pelas ondas que viajam na direção do fluxo. No padrão pistonado, ao aumentar a velocidade do gás, as ondas na interface se tornam mais potentes, deixando a superfície superior do tubo atrás da onda molhada por uma película residual na superfície

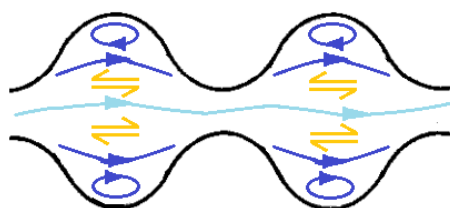
superior do tubo. Por último, no padrão anular, uma velocidade de gás ainda maior forma um núcleo de gás com um filme líquido em torno da periferia do tubo.

2.2.3 Escoamento Bifásico em Trocadores de Calor do tipo placas

Segundo Khwayyir, Baqir e Mohammed (2020), a injeção de bolhas de ar em trocadores de calor líquido-líquido é uma técnica simples e eficaz de aumento de transferência de calor nesses dispositivos, que ocorre devido ao aumento do fluxo turbulento gerado pela diferença de densidade entre as bolhas e a água. No trabalho de Vlasogiannis *et al.* (2001), foi comprovado que o coeficiente de transferência de calor triplicou ao se adicionar ar ao escoamento numa velocidade superficial de 8,1m/s. E, mesmo em velocidades superficiais mais baixas, foi constatada uma melhora na troca de calor.

Vlasogiannis *et al.* (2001) teoriza que o aumento observado na transferência de calor pelo fluxo de ar pode ser devido ao cisalhamento exercido pelo ar na película de água. Essa condição corresponde numa fase gasosa contínua cobrindo o núcleo do canal e uma fase líquida movendo-se em forma de filetes no interior dos sulcos de ondulação. A Figura 9 abaixo ilustra o comportamento do ar, representado pela linha de corrente azul claro, e da água, na cor azul escura, dentro de um canal ondulado.

Figura 9 – Ilustração do escoamento ar-água no interior de um canal ondulado.



Fonte: Autora (2021).

É importante comentar que existem diferentes padrões de escoamento que podem ocorrer no canal do PHE e que tais padrões estão relacionados com o aumento ou diminuição na troca de calor. No trabalho de Vlasogiannis *et al.* (2001), todos os padrões observados promoveram aumento na troca de calor. Entretanto, pequenas quantidades de gases não condensáveis podem afetar adversamente a operação dos trocadores de calor, já que reduzem

a área disponível para transferência de calor ou seja, quando o gás e o líquido ficam segregados no canal (VLASOGIANNIS *et al.*, 2001).

Chang e Huang (2013) examinaram o desempenho térmico do escoamento bifásico ar-água em PHEs. Os resultados mostraram aumento da transferência de calor e aumento na perda de carga. A partir de tais resultados, foram geradas correlações empíricas de transferência de calor e perda de carga em função do Reynolds da fase líquida e da razão entre a vazão mássica de ar e água. O trabalho de Chang e Huang (2013) também discute como os padrões de escoamento que ocorrem na placa afetam a transferência de calor. As Equações (2.24) (2.25) (2.26), (2.27) e (2.28) representam a relação entre o Nusselt médio bifásico e o Nusselt médio monofásico (CHANG; HUANG, 2013):

$$\frac{\overline{Nu}}{\overline{Nu}_{AW=0}} = a_1 + a_2 \exp\left[\left(-\frac{a_3}{10000}\right)Re_L\right] \quad (2.24)$$

$$\overline{Nu}_{AW=0} = 0,64Re^{0,62}Pr^{1/3} \quad (2.25)$$

$$a_1 = 1 + 5,56AW + 2052,8AW^2 \quad (2.26)$$

$$a_2 = 218,28AW \quad (2.27)$$

$$a_3 = 5,56 + 77,84AW + 17727AW^2 \quad (2.28)$$

onde AW é a razão de fluxo de massa de ar e água e Re_L , o número de Reynolds da fase líquida. É importante pontuar que quando AW é zero, a relação $\overline{Nu}/\overline{Nu}_{AW=0}$ é igual à 1.

As Equações (2.29), (2.30), (2.31), (2.32) e (2.33) se referem à razão entre o fator de atrito bifásico e o fator de atrito monofásico:

$$\frac{f}{f_{AW=0}} = b_1 + b_2 \exp^{-b_3 AW} \quad (2.29)$$

$$f_{AW=0} = 215,43/Re^{0,738} \quad (2.30)$$

$$b_1 = 1,71 + 12,56 \exp^{-0,0014 Re_L} \quad (2.31)$$

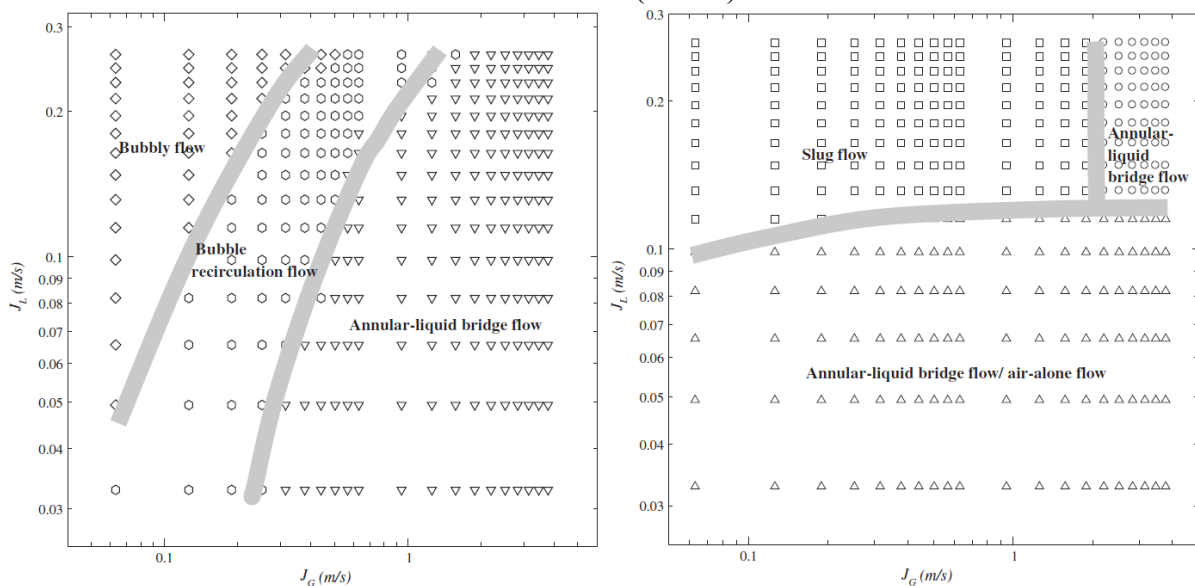
$$b_2 = -0,71 - 12,56 \exp^{-0,0014 Re_L} \quad (2.32)$$

$$b_3 = 36,54 + 0,09 Re_L \quad (2.33)$$

Os experimentos realizados para a definição das correlações acima têm o número de Reynolds da fase líquida variando de 800 até 6000 e o fator AW variando de 0,0005 até 0,05. O aumento do número de Nusselt e de fator de atrito obtidos em escoamento bifásico no trabalho supracitado variaram, respectivamente, entre 1,04 e 2,35, e 1,21 e 5,94.

Trabalhos sobre padrões de escoamento em canais de trocadores de calor a placas são citados a seguir. Nilpueng e Wongwises (2010) reproduziram experimentalmente os padrões borbulhado, borbulhado com recirculação, anular, pistonado e segregado, e plotaram o mapa de padrões conforme a Figura 10.

Figura 10 – Mapa de Padrões de escoamento na direção ascendente (esquerda) e direção descendente (direita).



Fonte: Nilpueng e Wongwises (2010).

Polzin, Kabelac e Vries (2016) classificaram os padrões bifásicos para diferentes ângulos de corrugação, sendo eles borbulhado, pistonado e anular agitado. Já Vlasogiannis *et al.* (2001) determinaram mapa de padrões similar em um canal de um PHE. Por sua vez, Chang e Huang (2013) classificaram três padrões de escoamento, sendo eles o borbulhado, anular agitado e bolha de Taylor alongada, e também sintetizaram esses padrões em um mapa.

No trabalho de Marchitto *et al.* (2008) dados de fração de vazio em função do tempo e registros de imagens foram obtidos para caracterizar um mapa de padrões para PHE. Os padrões de escoamento foram classificados como borbulhado, intermitente, anular, estratificado e ondulado. Uma revisão da literatura também foi elaborada. Já Grabenstein e Kabelac (2010) determinaram cinco padrões: filme, borbulhado, borbulhado irregular, pistonado e de transição. O padrão de filme consiste em fases separadas, onde a fase líquida flui pelas ondulações das placas e a fase gasosa flui mais rápido pelo centro do canal.

Por fim, Buscher (2019) realizou uma revisão sistemática da literatura sobre os padrões de escoamento em trocadores de calor do tipo placas e experimentos que reproduzem quatro padrões de escoamento: borbulhado, intermediário, de filme e fase de gás estagnada. O padrão pistonado não é observado, já que os efeitos de entrada foram eliminados. Buscher (2019) também definiu mapas de padrões para a configuração vertical ascendente e descendente, e horizontal.

2.3 PARTÍCULAS RASTREADORAS E INERCIAS

De acordo com Clift *et al.* (1978), uma partícula é um corpo independente com dimensão máxima entre cerca de 0,5 μm e 10 cm, separada do meio circundante, ou fase contínua, por uma interface reconhecível. Essas partículas, também conhecidas como fase dispersa, podem ser divididas em partículas sólidas e fluidas. A primeira consiste de partículas compostas de matéria sólida e a segunda, de bolhas, no estado gasoso, e gotas, no estado líquido.

A equação do movimento da partícula é expressa a seguir em forma simplificada:

$$m \frac{dv_p}{dt} = \frac{1}{2} C_D \rho_f A |u_f - v_p| (u_f - v_p) + mg \quad (2.34)$$

onde m representa a massa da partícula, v_p , a velocidade instantânea da partícula, u_f , a velocidade do fluido que seria obtida na ausência da partícula, g , aceleração gravitacional, ρ_f , a densidade do fluido, A , a área da partícula e C_D , o coeficiente de arrasto (MICHAELIDES, 2006). Note que forças de sustentação de quaisquer origens, forças de Basset, de massa adicional, de aceleração do fluido e eletromagnética foram desprezadas na equação acima.

A velocidade terminal, U_{TV} , da partícula é alcançada quando forças de gravidade e de arrasto estão em equilíbrio:

$$U_{TV} = \sqrt{\frac{2g(\rho_p - \rho_f)m}{A\rho_p C_D \rho_f}} = \sqrt{\frac{4g(\rho_p - \rho_f)d_p}{3C_D \rho_f}} \quad (2.35)$$

onde a primeira igualdade é para uma geometria de partícula qualquer e a segunda, para uma partícula esférica, sendo d_p o diâmetro de tal partícula.

O coeficiente de arrasto é função do número de Reynolds da partícula, dado por $Re_p = d_p U_{TV} / \nu$; onde ν é a viscosidade cinemática. Como a velocidade terminal depende do coeficiente de arrasto e o coeficiente de arrasto é função da velocidade terminal, um cálculo iterativo se faz necessário. Clift *et al.* (1978) definiram correlações para o coeficiente de arrasto de acordo com a faixa de Reynolds da partícula; ver Anexo A.

Outro parâmetro importante para caracterizar uma partícula é o seu tempo de escala, que representa o tempo necessário para a partícula responder à uma mudança no escoamento, sendo definida como, (CALZAVARINI *et al.*, 2008):

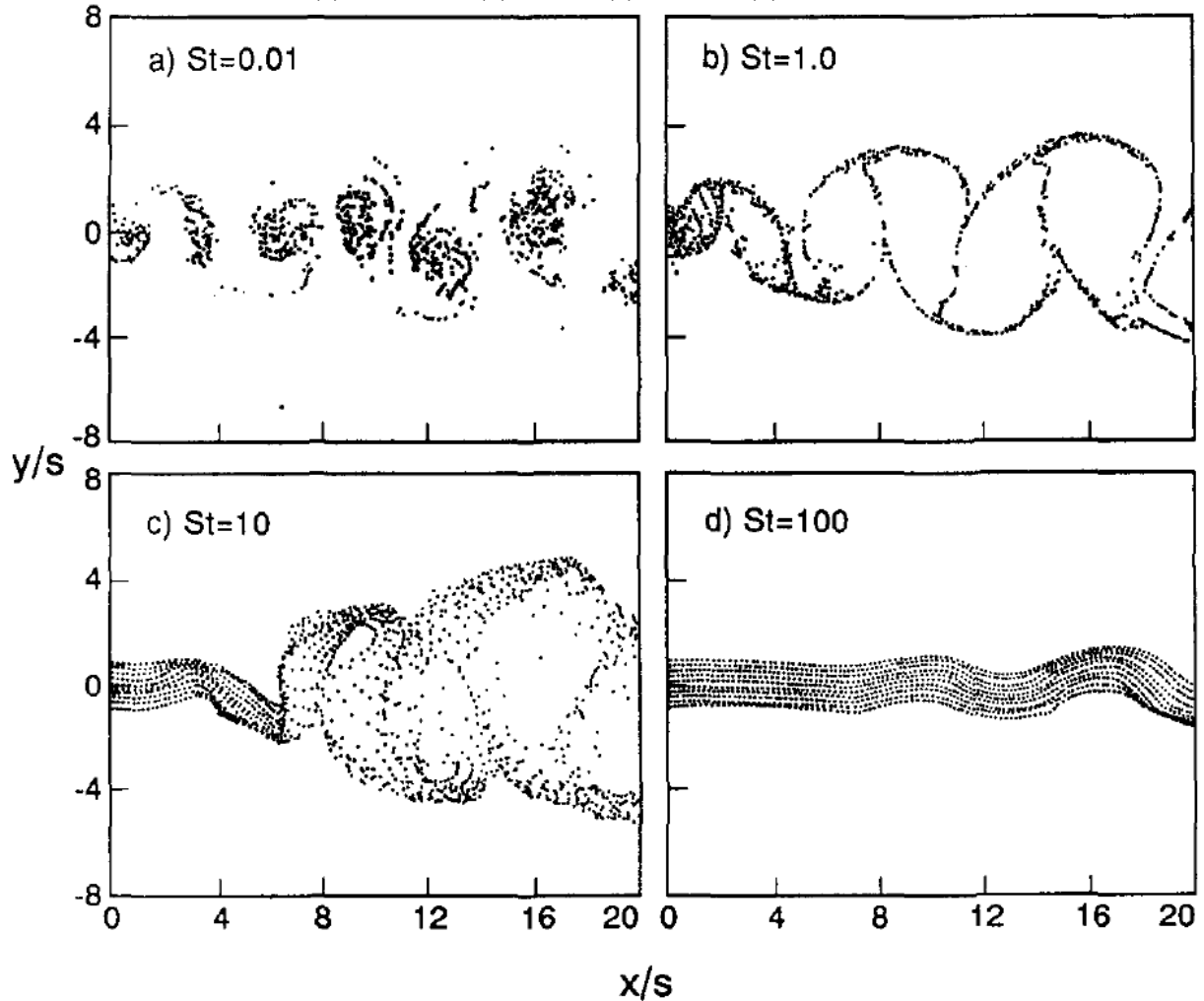
$$\tau_p = \frac{1}{12} \frac{d_p^2}{\nu_f} \frac{2\rho_p + \rho_f}{3\rho_f} \quad (2.36)$$

O número de Stokes, razão entre o tempo de escala da partícula e o tempo de escala do fluido, $St = \tau_p / \tau_f$, é essencial para a determinação do comportamento da partícula como inercial ou rastreadora. O tempo de escala do fluido, τ_f , para um escoamento turbulento tem dimensão da ordem das escalas dissipativas, frequentemente representado pelas escalas de Kolmogorov (1941). Valores menores que 1 indicam partículas rastreadoras, e valores maiores que um representam partículas inerciais.

Na Figura 11 são apresentados os padrões de dispersão instantânea de partículas em uma simulação de esteira, ilustrando a diferença no comportamento das partículas em função do número de Stokes. Para número de Stokes menores que um, as partículas se misturam em todas as regiões internas das estruturas de vórtice. Já para números de Stokes unitários, as partículas tendem a escoar para os limites das estruturas de vórtices em grande escala,

interagindo parcialmente com o fluido. Por fim, para grandes números de Stokes, a interação com as escalas do escoamento é mínima.

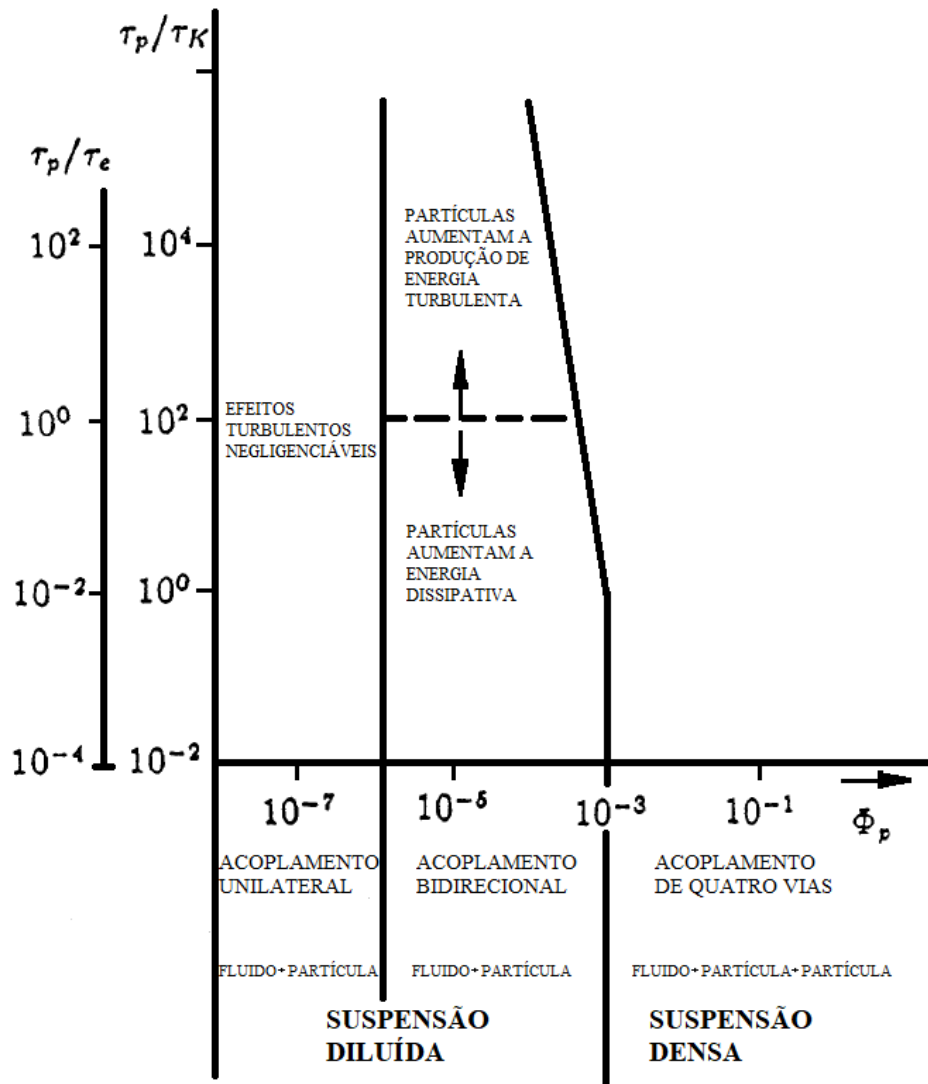
Figura 11 – Padrões de dispersão de partículas instantâneas de simulação numérica de esteira.
(a) $St = 0,01$ (b) $St = 1$ (c) $St = 10$ (d) $st = 100$.



Fonte: Tang *et al.* (1992).

A interação entre o escoamento turbulento e partículas também é afetada pela concentração volumétrica de partículas. Elghobashi (1994) estimou de forma numérica um mapa de regimes de interação conforme Figura 12. Note, que nessa figura, Φ_p é a fração volumétrica total das partículas, τ_K é tempo de escala dissipativa de Kolmogorov (1941) e τ_e é o tempo de escala de rotação do turbilhão.

Figura 12 – Mapa do regime de interação entre partículas e turbulência.



Fonte: Elghobashi (1994) traduzida pela autora (2021).

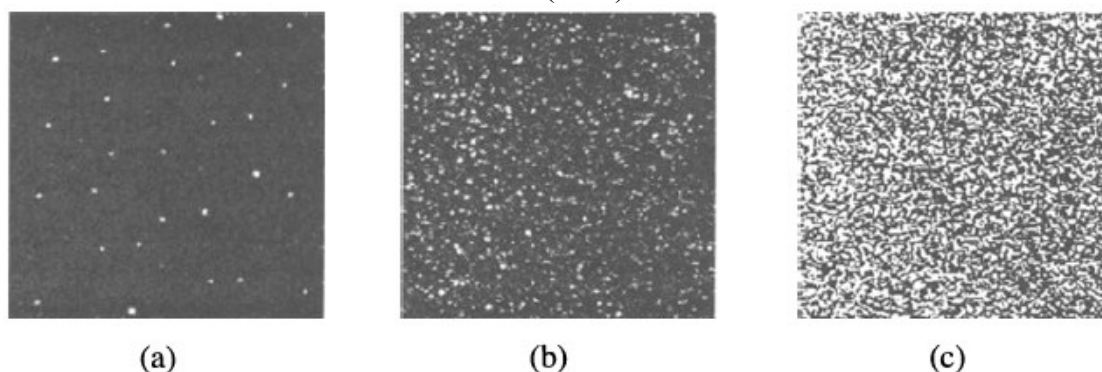
No acoplamento unilaterial, a baixa concentração de partículas tem efeito insignificante sobre o escoamento. No acoplamento bidirecional, as partículas afetam de forma significativa o campo turbulento, e vice-versa. Podem ocorrer dois efeitos dependendo do tempo de escala da partícula: dissipação ou produção da energia cinética turbulenta. No terceiro regime, além da forte interação entre o campo turbulento e as partículas, partículas afetam fortemente o comportamento de outras partículas via colisão ou através da esteira coletiva que tem dimensões das maiores escalas do escoamento.

2.4 RASTREAMENTO DE GRUPOS DE PARTÍCULAS (PIV)

Conforme Han *et al.* (2019), as medições de velocidade de escoamentos bifásicos podem ser realizadas por vários métodos, incluindo técnicas ultrassônicas, de condutância, de capacitância, eletromagnéticas, de marcador térmico, de fibra óptica, de tomografia por resistência de capacitância, de fluorescência ultravioleta e o PIV. Para o presente trabalho, o método para determinar o campo de velocidade no trocador de calor é o PIV.

De forma qualitativa, três tipos diferentes de concentração de partículas podem ser distinguidos (RAFFEL; WILLERT; KOMPENHANS, 1998). Na Figura 13 é possível visualizar esses tipos e os mesmos serão explicados a seguir.

Figura 13 – Três tipos de concentração de partículas: (a) baixa (PTV), (b) média (PIV), e (c) alta (LSV).



Fonte: Raffel, Willert e Kompenhans (1998).

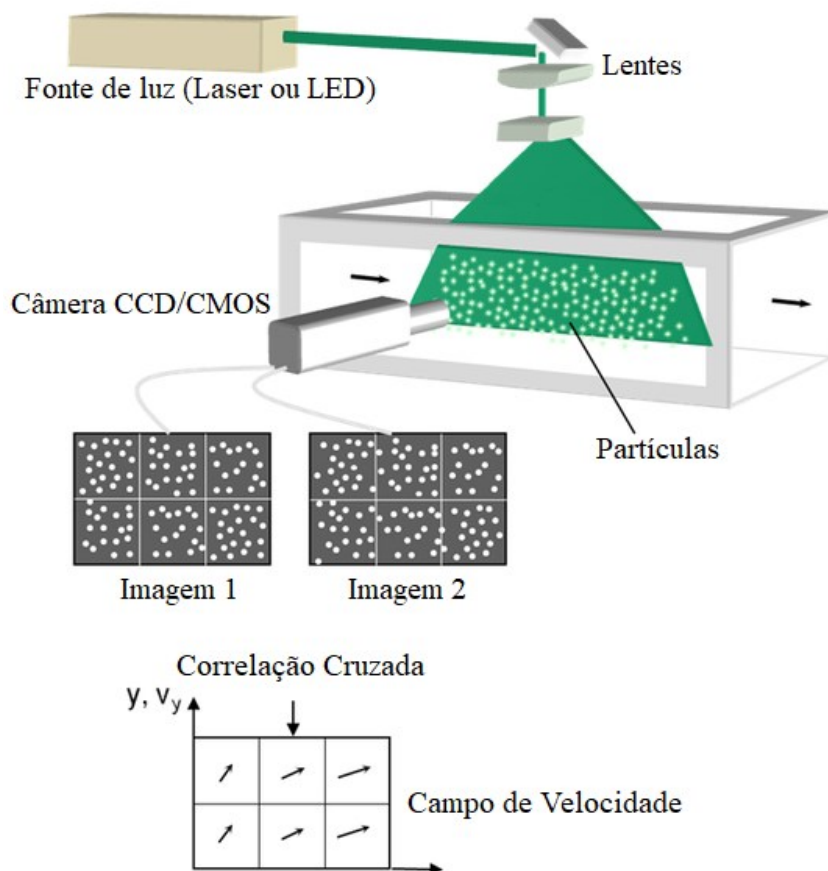
No caso de baixa concentração de partículas, as partículas individuais podem ser detectadas e rastreadas em uma sequência de imagens (Figura 13a). Portanto, tal análise é conhecida como rastreamento individual de partículas (PTV - *Particle Tracking Velocimetry*). Já no caso de concentração média de partículas, as partículas individuais também podem ser detectadas como no PTV, entretanto, não é mais possível identificar a mesma partícula por inspeção visual das imagens (Figura 13b). Logo, tal concentração média de partículas é necessária para aplicar as técnicas estatísticas padrão de avaliação de PIV. Por fim, para alta densidade de partículas, não é possível detectá-las individualmente, pois elas se sobrepõem na maioria dos casos e formam manchas, sendo necessário aplicar o método *Laser Speckle Velocimetry* (LSV), Figura 13c; ver (RAFFEL; WILLERT; KOMPENHANS, 1998).

O PIV se tornou um método de medição importante devido à sua capacidade de visualização em campo inteiro, com medições de velocidade sem contato e sem interferência

ao escoamento. Ele é usado não apenas para analisar quantitativamente o campo instantâneo de velocidade de todo o escoamento, mas também para remover as limitações associadas às medições tradicionais de ponto único (HAN *et al.*, 2019). Perspectivas de análise Lagrangiana são possíveis.

De acordo com Raffel, Willert e Kompenhans (1998), a configuração experimental de um sistema PIV consiste de vários subsistemas conforme demonstrado na Figura 14. Na maioria das aplicações, as partículas rastreadoras precisam ser adicionadas ao fluido. Essas partículas devem ser iluminadas em um plano do escoamento pelo menos duas vezes em um curto intervalo de tempo. A luz dispersa pelas partículas deve ser registrada numa única imagem ou numa sequência de imagens. O deslocamento das partículas entre os pulsos de luz deve ser determinado através da avaliação dos registros de imagens. Para poder lidar com a grande quantidade de dados que podem ser coletados utilizando a técnica PIV é necessário um pós-processamento sofisticado (RAFFEL; WILLERT; KOMPENHANS, 1998).

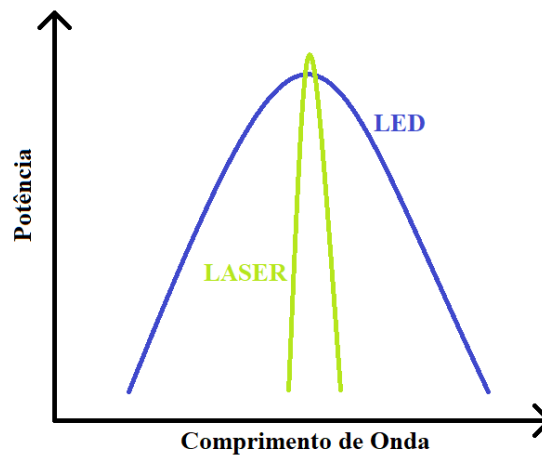
Figura 14 – Ilustração da técnica de rastreamento de grupos de partículas.



Fonte: Optolution Messtechnik GmbH (2021), traduzida pela autora (2021).

A iluminação baseada em LED (light-emitting diode) é uma opção alternativa à iluminação baseada em laser (light amplification by stimulated emission of radiation) comumente usada. Ao contrário do laser, a luz emitida pelo LED não é espectralmente coerente nem monocromática. Ou seja, o comprimento de onda e a frequência do feixe de luz emitido pelo laser são idênticos o que leva a pulsos de luz com intensidade constante em função do tempo; ver Figura 15. Conforme Stasicki *et al.* (2017), as principais vantagens da iluminação LED em comparação com as técnicas baseadas em laser são o menor preço do sistema, menores riscos à saúde (e.g. queimaduras no globo ocular) e a ampla faixa de frequência de repetição.

Figura 15 – Ilustração da diferença entre LED e LASER com relação ao comprimento de onda.



Fonte: Autora (2021).

2.4.1 Caracterização das Bolhas

Como mostrado na seção 2.2.3, o padrão de escoamento borbulhado pode ocorrer em escoamentos bifásicos em canais de trocadores PHE. Quando tal padrão acontece, bolhas de gás fluem com a fase líquida contínua, possibilitando a identificação e a caracterização dessas bolhas. Os principais parâmetros para a caracterização das bolhas serão explicados a seguir.

O número de Eötvös ou Bond é essencial para definir a forma das bolhas ou gotas ao comparar forças gravitacionais às forças de tensão superficial:

$$Eo = \frac{g \Delta\rho d_p^2}{\sigma} \quad (2.37)$$

onde g é a aceleração gravitacional, $\Delta\rho$, a diferença entre a massa específica dos dois fluidos e σ , a tensão superficial. Para números de Eötvös menores que 1, a tensão superficial é dominante e a forma da bolha ou gota tende a ser esférica, ver Clift *et al.* (1978).

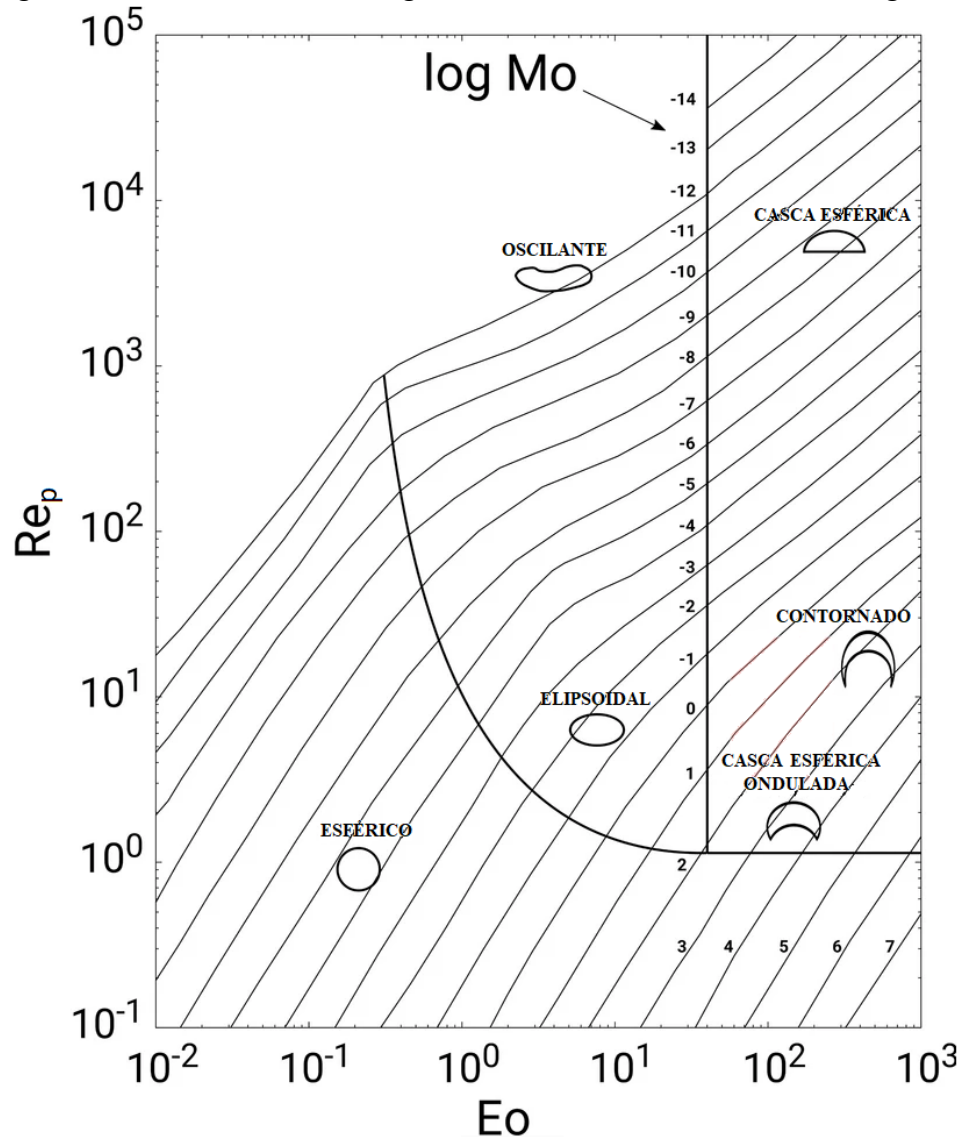
Assim como o número de Eötvös, os números de Morton, Equação (2.38), e de Reynolds da partícula, Equação (2.39), são responsáveis por caracterizar a forma de bolhas ou gotas em ambientes estagnados, conforme apresentado na Figura 16.

$$Mo = \frac{g \mu^4 \Delta\rho}{\rho^2 \sigma^3} \quad (2.38)$$

$$Re_p = \frac{d_p U_{TV}}{\nu} \quad (2.39)$$

onde μ é a viscosidade dinâmica da fase contínua.

Figura 16 – Formas de bolhas e gotas, movendo-se em ambientes estagnados.



Fonte: Clift *et al.* (1978), adaptado por Obiso *et al.* (2020) e traduzido pela autora (2021).

Na Figura 16, é possível perceber que quanto menor o diâmetro e a velocidade da bolha, maior é a tendência da mesma ter um formato esférico já que a força de tensão superficial e/ou as forças viscosas são muito mais importantes do que as forças inerciais (CLIFT *et al.* 1978). Na medida em que a velocidade e/ou o diâmetro aumentam, a bolha assume outros formatos.

2.4.2 Algoritmo de Detecção de Bordas de Canny

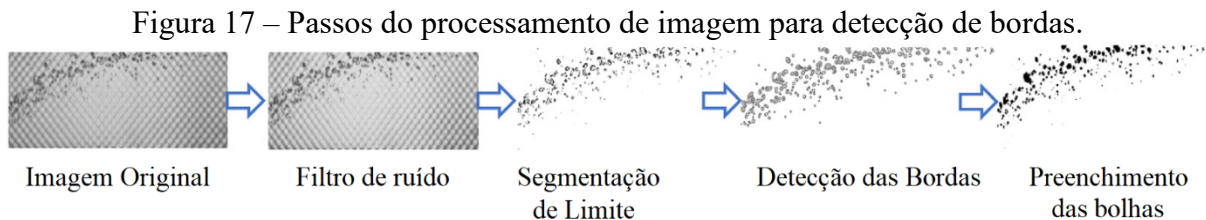
Para a determinação da distribuição do diâmetro de bolhas em escoamentos borbulhados, é necessária a utilização de algum método de análise de imagem. A detecção de

bordas possibilita o reconhecimento de objetos a partir da mudança abrupta de intensidade de luz entre pixels vizinhos, que permite, assim, a distinção das bolhas e a definição de seus respectivos diâmetros.

De acordo com Sundararajan (2017), as bordas são descontinuidades de amplitude entre regiões de uma imagem e caracterizadas por componentes de alta frequência. Basicamente, a detecção de bordas consiste de filtros passa-alta em uma imagem.

O algoritmo de Canny é um tipo de algoritmo de detecção de bordas que consiste nos passos a seguir. A imagem de entrada é suavizada por um filtro gaussiano e em seguida a magnitude do gradiente da imagem é definida por um filtro de gradiente de intensidade de luz. Depois a imagem da borda é identificada através da supressão da intensidade do gradiente médio. E, por fim, usando dois limites e restrição de conectividade, a imagem final da borda é formada; ver Sundararajan (2017).

Li *et al.* (2019) utilizaram o algoritmo de Canny com o objetivo de identificar bolhas no escoamento ar-água em PHE, como ilustrado na Figura 17. No trabalho de Ziegenhein *et al.* (2016), o algoritmo de Canny é aplicado para investigar a usabilidade de microbolhas como partículas rastreadoras.



Fonte: Li *et al.* (2019), traduzido pela autora (2021).

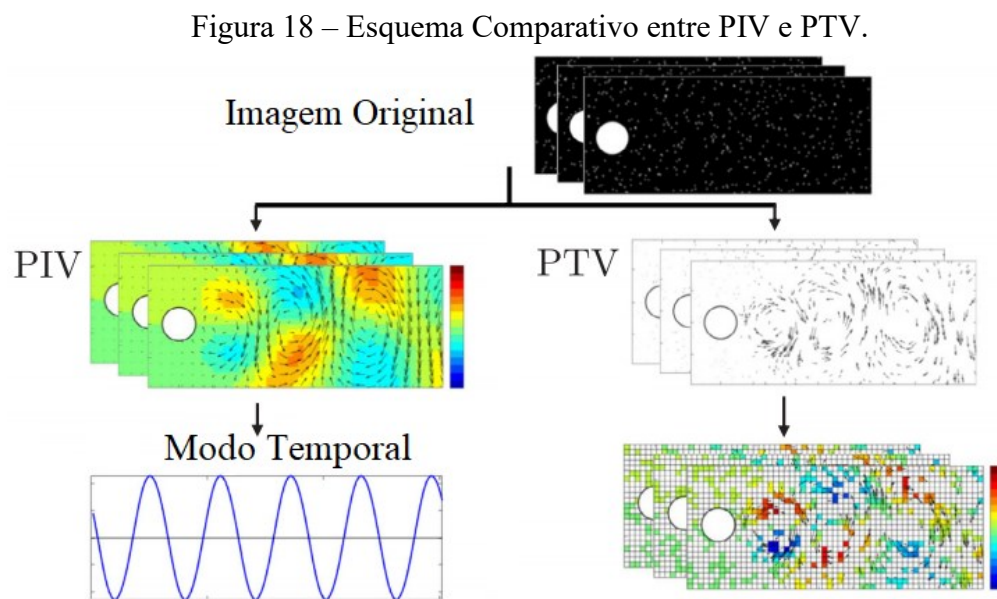
2.5 RASTREAMENTO INDIVIDUAL DE PARTÍCULAS (PTV)

Segundo Dracos (1996), o rastreamento individual de partículas (PTV) é uma das técnicas de medição mais antigas na mecânica dos fluidos e como dito anteriormente, é similar ao PIV, porém com uma densidade de partículas mais baixa. Ao contrário do PIV, no qual se busca o deslocamento médio de um pequeno grupo de partículas, o PTV possibilita o rastreamento de trajetórias de partículas individuais.

O uso de partículas de diferentes tipos pode permitir uma medição simultânea do campo de velocidade da fase contínua e dos caminhos das partículas inerciais (que não seguem o escoamento), como por exemplo no caso de bolhas de ar em fluido estagnado ou na

caracterização de gotas em aspersores agrícolas, como no trabalho de Bautista-Capetillo *et al.* (2014).

Conforme Cortina-Fernández *et al.* (2021), o rastreamento individual de partículas permite a geração de distribuições densas de vetores de velocidade usando dados de diferentes instantes de forma a extrair estatísticas locais turbulentas. Tal abordagem explora a ergodicidade do escoamento, analisando-o de forma estatística em cada volume discretizado, sem a necessidade de que os dados sejam registrados simultaneamente; ver Figura 18.



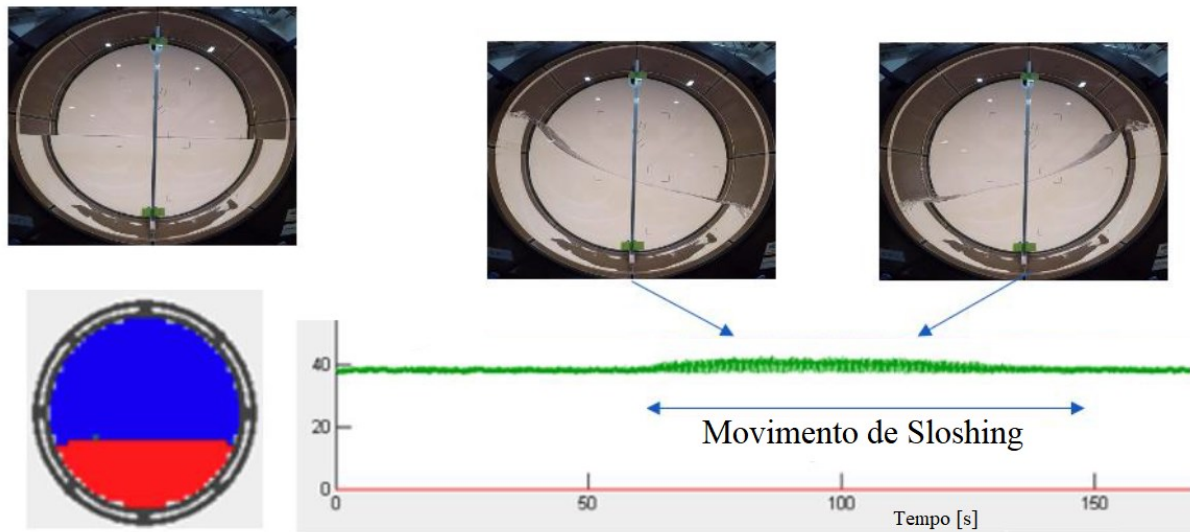
Fonte: Cortina-Fernández *et al.* (2021), adaptada pela autora (2021).

2.6 TOMOGRAFIA DE CAPACITÂNCIA ELÉTRICA (ECT)

Segundo Soleimani e Lionheart (2005), a tomografia de capacitância elétrica busca obter imagens de materiais com diferentes permissividades dielétricas, usando medições externas de capacitância em um sistema de eletrodos. Logo, com o ECT é possível determinar as frações de líquido e gás em um escoamento bifásico em função do tempo.

Almutairi *et al.* (2020) realizaram experimentos em escoamento bifásico gás-líquido num tubo circular para posições horizontais e inclinadas usando tomografia de capacitância elétrica (ECT). Behruzi *et al.* (2020) mediram as condições do propelente num tanque, simulando as cargas de *sloshing* em aeronaves através de ECT; ver Figura 19. Essas cargas têm um impacto significativo no comportamento de voo de um foguete.

Figura 19 – Carga de *Sloshing* medida pelo ECT simulando um tanque de aeronave.



Fonte: Behruzi *et al.* (2020), traduzido pela autora (2021).

Por fim, no trabalho de Abdulkadir *et al.* (2020), o comportamento de transição do padrão de escoamento tamponado para pistonado em um duto horizontal foi experimentalmente investigado usando ECT. Os fluidos de trabalho foram óleo de silicone e ar. A compreensão do comportamento da transição de padrão é importante, pois esta pode desencadear uma variação abrupta da pressão radial, causando grandes vibrações na tubulação e também elevados gradientes de pressão e temperatura na parede.

3 MATERIAIS E MÉTODOS

A metodologia do trabalho pode ser dividida em duas partes principais: experimental e processamento de imagem. Com relação à parte experimental, são detalhadas a instrumentação da bancada experimental, as placas do trocador de calor e o procedimento para realização dos testes. Já no processamento, são expostas informações sobre o software utilizado para o PIV, bem como sobre o algoritmo de Canny para detecção das bordas. Uma breve explicação acerca do software comercial Davis para a realização do PTV também é fornecida.

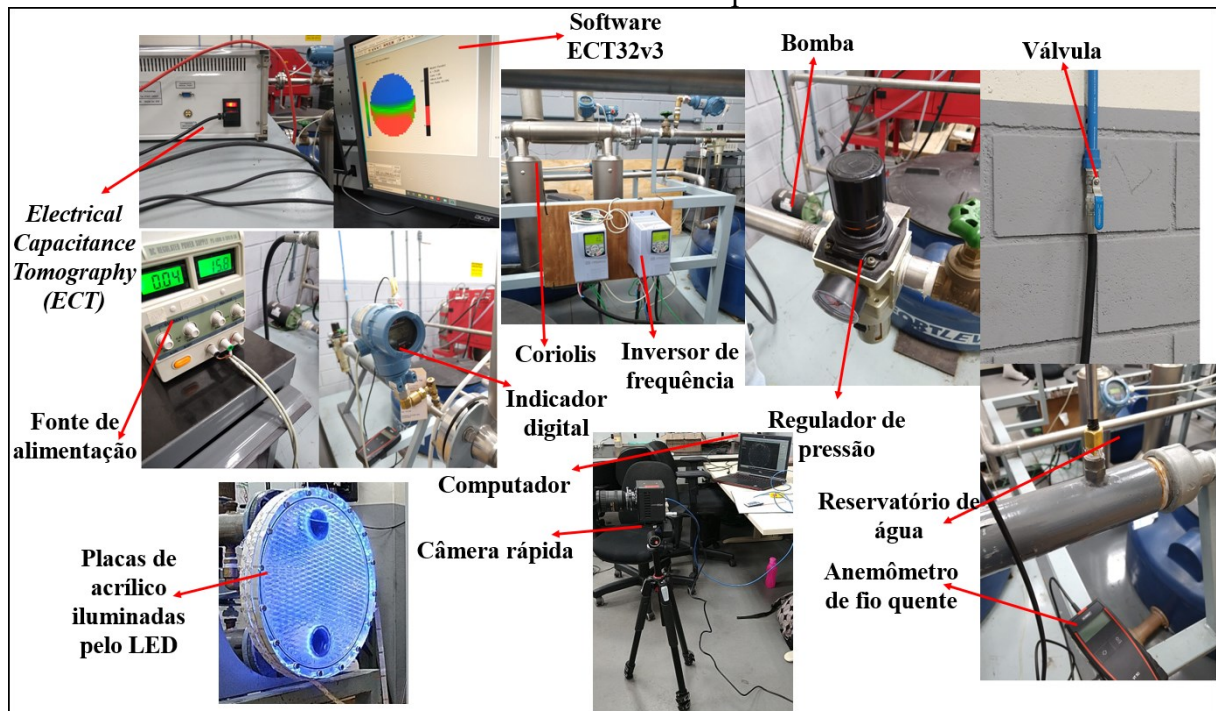
3.1 BANCADA E PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

No presente tópico serão detalhados os equipamentos utilizados para a realização dos testes, bem como o procedimento experimental. Os equipamentos são responsáveis pelas medições de vazão, velocidade, pressão, temperatura e fração de vazio. As especificações técnicas e configurações da câmera rápida também é exposta. Para a visualização do escoamento, são utilizados blocos de acrílico usinados com dimensões típicas de trocadores de placas onduladas. O processo de obtenção da fração de vazio pelo ECT e software auxiliares também é apresentado.

3.1.1 Bancada de testes e instrumentação

Com o objetivo de obter as imagens do escoamento no canal e os valores de pressão, temperatura, vazão e fração de vazio, é necessária a utilização de diversos equipamentos e, a seguir, tais equipamentos serão detalhados conforme aplicação e especificação técnica. Na Figura 20, são apresentadas imagens dos equipamentos utilizados.

Figura 20 – Imagens dos equipamentos utilizados no experimentos de escoamentos bifásicos em canais de trocadores de calor de placas onduladas.



Fonte: Autora (2021).

Através de uma bomba centrífuga, um compressor, válvulas e um regulador de pressão, água e ar entram na bancada em circuitos separados. A bomba do tipo *BC-91 S/T Schneider Motobombas* possui potência de 0,735 kW possibilitando uma vazão mássica máxima de 2,5 kg/s. Um inversor de frequência e válvulas são utilizadas para controlar a vazão mássica de ar e água e, assim, obter o padrão de escoamento horizontal desejado. Com o intuito de comparar o efeito da gravidade no comportamento do ar e da água no trocador de calor, é necessário realizar os testes na direção ascendente e descendente. Ar e água se misturam em câmara dedicada para tal fim.

A vazão mássica da água é obtida a partir do medidor de Coriolis modelo *EMERSON CMF200 elite*, cuja precisão é de $\pm 0,014\%$ da vazão mássica registrada. Para obter a vazão mássica do ar, medições de pressão, temperatura e velocidade são necessárias. A velocidade média no duto de entrada é obtida a partir de anemômetro de fio quente modelo *VT50* com uma precisão de $\pm 3\%$ do valor medido. Com as medições de pressão e temperatura, obtém-se a massa específica. Através das dimensões do duto de entrada e da conservação da massa, a vazão mássica do ar é adquirida.

O controle das condições experimentais do escoamento bifásico é relatado a seguir. Um reservatório contendo $0,35\text{m}^3$ de água facilita a estabilização da temperatura do

escoamento. A temperatura da água e do ar é medida através de termopares do tipo NI-9214. Um transdutor de pressão absoluta modelo Emerson ROSEMOUNT 2051TG3 monitora a pressão do ar e da água antes deles se misturarem; a sua precisão é de 0,05% do valor registrado. Para determinação da fração de vazio, um tomógrafo de capacitância elétrica (*Electrical Capacitance Tomography* - ECT) modelo *Tomoflow R5000* é utilizado.

Uma câmera rápida modelo *fastcam mini ux50 160k-M-8G* com resolução de 1280x1024 pixels e com sensor CMOS (*Complementary Metal Oxide Semiconductor*) colorido de 36 bits e monocromático de 12 bits é utilizada para capturar posições de partículas 2D quase instantâneas em uma área circular de 30 cm de diâmetro. Para o presente experimento, as configurações óticas podem ser resumidas como: resolução do sensor de pixel igual a 10 μm^2 ; comprimento focal de 100 mm; LUT gama 0,6; contraste LUT +10; brilho LUT +20; 2000fps e tempo de exposição de 0,5 ms para seção de testes do canal PSHE; 250fps e tempo de exposição de 4 ms para seção de testes do canal PHE; distância de 55 cm da lente ao objeto e gravações realizadas por aproximadamente 2 segundos para o canal do PSHE e 1,6 segundos, para o canal do PHE. Um LED também é usado para melhorar a visualização do escoamento no canal.

Na Tabela 1, são resumidas as faixas de operação dos instrumentos de medição, bem como a incerteza de medição com base em um intervalo de confiança de 95%, ver apêndice A.

Tabela 1 – Faixas de operação e incertezas dos instrumentos de medição.

Instrumentos de Medição	Faixa de Operação	Incerteza de Medição (intervalo de confiança 95 %)
Medidor de Coriolis	0 – 24,2 [kg/s]	0,028%
Anemômetro de fio quente	0,15 – 3 [m/s]	5,88%
Termopares (NI-9214)	-40 – 70 [°C]	1,24 [°C]
Transdutor de pressão absoluta	-10 – 5.500 [kPa]	0,098%

Fonte: Autora (2021).

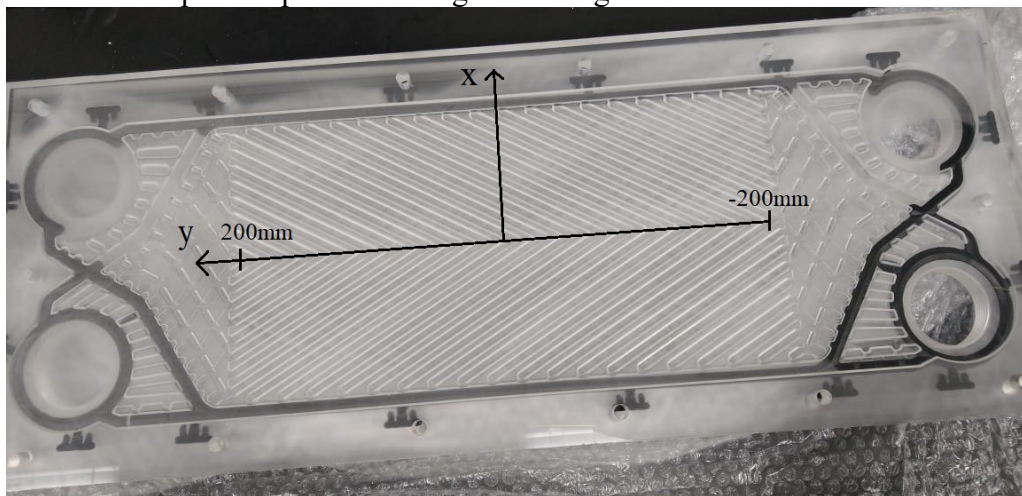
3.1.2 Seções de Teste

Como mostrado na seção 2.4, para que o escoamento no canal seja visualizado, é necessário que os blocos que formam esse canal sejam transparentes. Na tese de Bertoldi (2014) é feita a comparação entre três possíveis materiais transparentes para a seção de testes de um experimento bifásico em um tubo de venturi. Os materiais são o vidro, o acrílico e o policarbonato. O autor concluiu que o alto índice de transmissibilidade à luz e a boa usinabilidade, aliados ao baixo custo do acrílico fazem com que esse material seja ideal para ser usado na seção de testes. Dessa forma, o material escolhido para o presente trabalho também é o acrílico.

3.1.2.1 Trocador de Calor a Placas Gaxetadas

Duas placas de acrílico com ângulo de Chevron horizontal de 60° foram usinadas para a realização dos experimentos de forma a compor um canal típico de PHE, ver Figura 21. O canal formado com a junção dos dois blocos tem as seguintes dimensões: distância vertical entre os bocais de 639,3 mm, comprimento efetivo de 413,62 mm, largura efetiva de 247,39 mm, distância horizontal entre os bocais de 140 mm, diâmetro dos bocais de 60 mm, amplitude de corrugação de 3 mm, fator de alargamento igual a 1,17 e largura da corrugação de 10,75 mm.

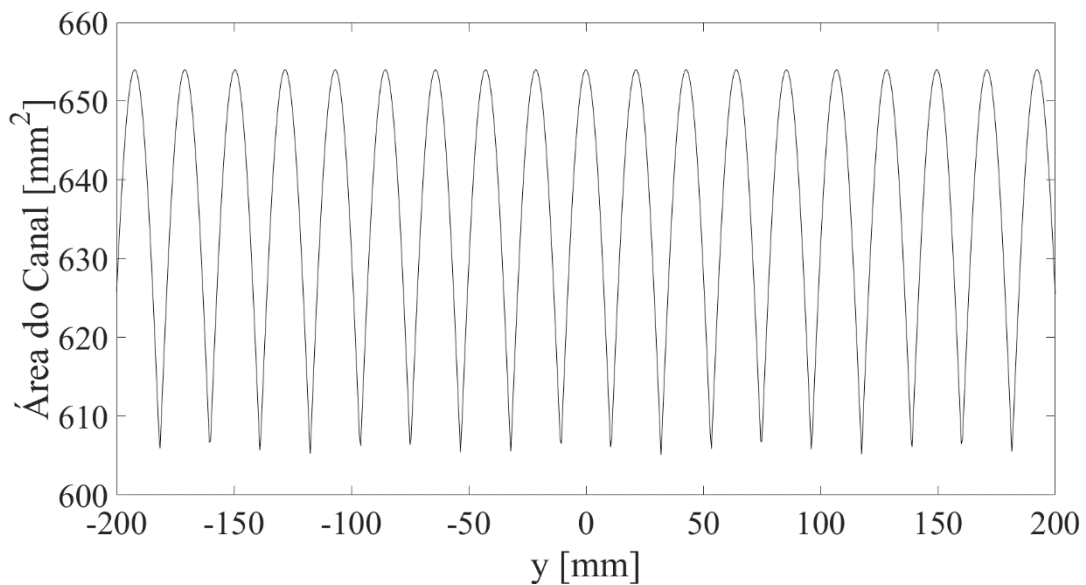
Figura 21 – Fotografia da seção de testes: canal típico de um PHE. A entrada e saída do canal estão localizados na parte superior da imagem. Uma gaxeta serve como elemento de vedação.



Fonte: Autora (2021).

A área da seção transversal do canal do PHE em função da altura “y” (direção principal do escoamento) é mostrada na Figura 22. A posição $y = 0$ está localizado no centro da canal. A área foi estimada a partir de modelos CAD no software comercial Solidworks. Como as placas possuem um formato de hexaedro, a área varia somente devido às ondulações tendo uma variação uniforme. Note que as áreas da seção transversal na entrada ou saída do canal não são apresentadas.

Figura 22 – Área da seção transversal do protótipo de canal de PHE.

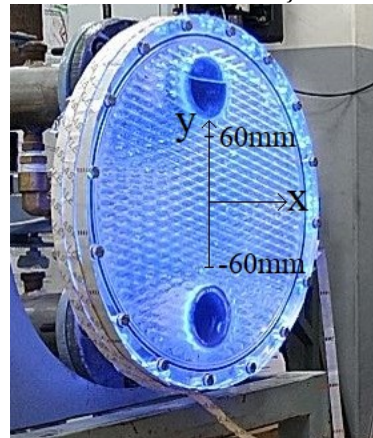


Fonte: Autora (2021).

3.1.2.2 Trocador de Calor Casco e Placas

Dois blocos de acrílico com espessura de 15 mm foram usinados de modo a formar um canal característico de PSHE; ver Figura 23. Note que a iluminação é realizada com um LED posicionado ao redor da circunferência de modo a reduzir a poluição das imagens do escoamento. O diâmetro externo, L_w , é 295 mm e o diâmetro entre o centro do bocal de entrada e saída, L_v , é 210 mm. O ângulo de Chevron horizontal, β , é 15° , a ondulação da corrugação, P_c , é 33,7 mm e a amplitude da corrugação, b , é 1,95 mm.

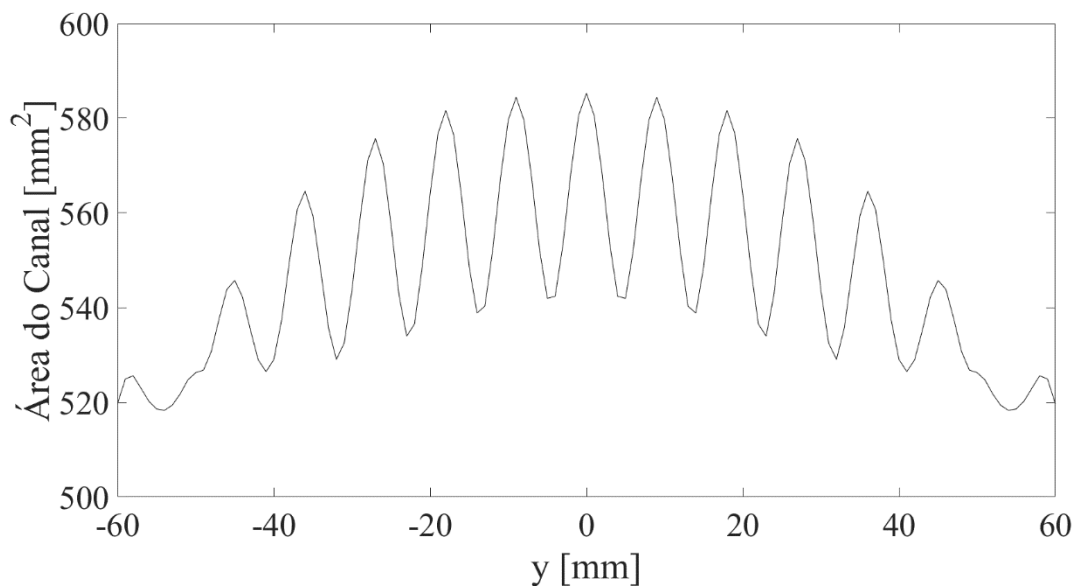
Figura 23 – Fotografia da seção de testes: canal típico de um PSHE. Uma gaxeta serve como elemento de vedação.



Fonte: Autora (2021).

A área da seção transversal do canal do PSHE em função da altura “y” (direção principal do escoamento) é mostrada na Figura 24. A posição $y = 0$ está localizado no centro da canal. A área também foi estimada no software comercial Solidworks. É possível perceber que no centro se encontra a maior seção transversal e que as grandes variações ocorrem devido às ondulações das placas.

Figura 24 – Área da seção transversal do protótipo de canal de PSHE.



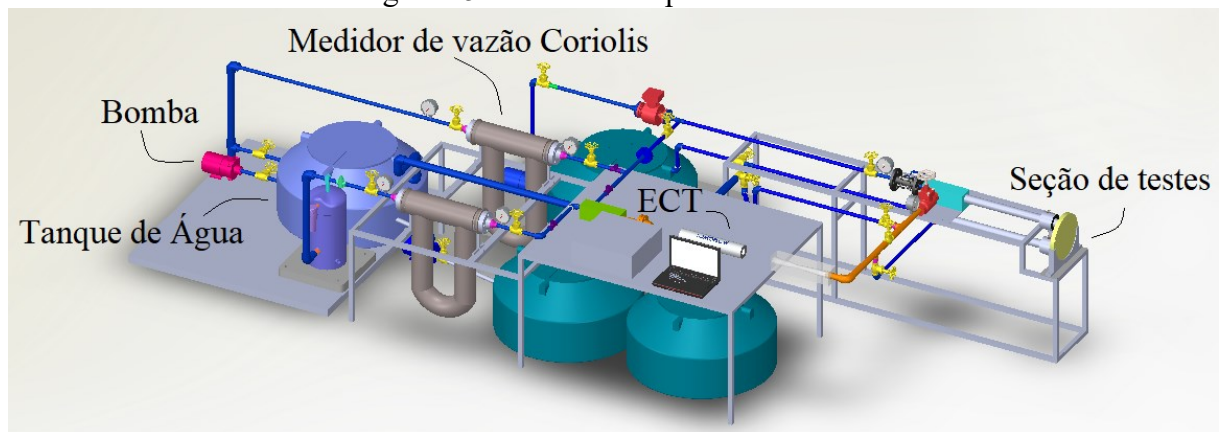
Fonte: Autora (2021).

3.1.3 Experimentos

Três padrões de escoamento foram avaliados na bancada experimental: estratificado, pistonado e borbulhado. Cada padrão (identificado em tubo de seção circular na posição horizontal) foi testado nos protótipos de canais de PHE e PSHE nas direções vertical ascendente e descendente, totalizando seis configurações de testes. A atuação de válvulas foi necessária para alterar a direção do escoamento nos protótipos.

Para cada configuração de testes, o seguinte procedimento é realizado. Primeiro, a câmera rápida é ajustada com o LED e uma análise visual da nitidez da imagem é feita. Os próximos passos são ligar a bomba de água e ajustar a potência desejada com o inversor de frequência, abrir a válvula de ar e utilizar o regulador de pressão para a quantidade de ar almejada; ver esquema da bancada na Figura 25. Após obter o padrão de escoamento horizontal desejado através da regulação da quantidade de ar e água, e da corroboração do padrão por meio de um duto transparente, o software ECT32v2 é acionado para a aquisição de dados da permissividade do escoamento durante 30s. De forma simultânea, a câmera rápida registra o escoamento através dos protótipos de canal PHE e PSHE.

Figura 25 – Bancada Experimental T2F.

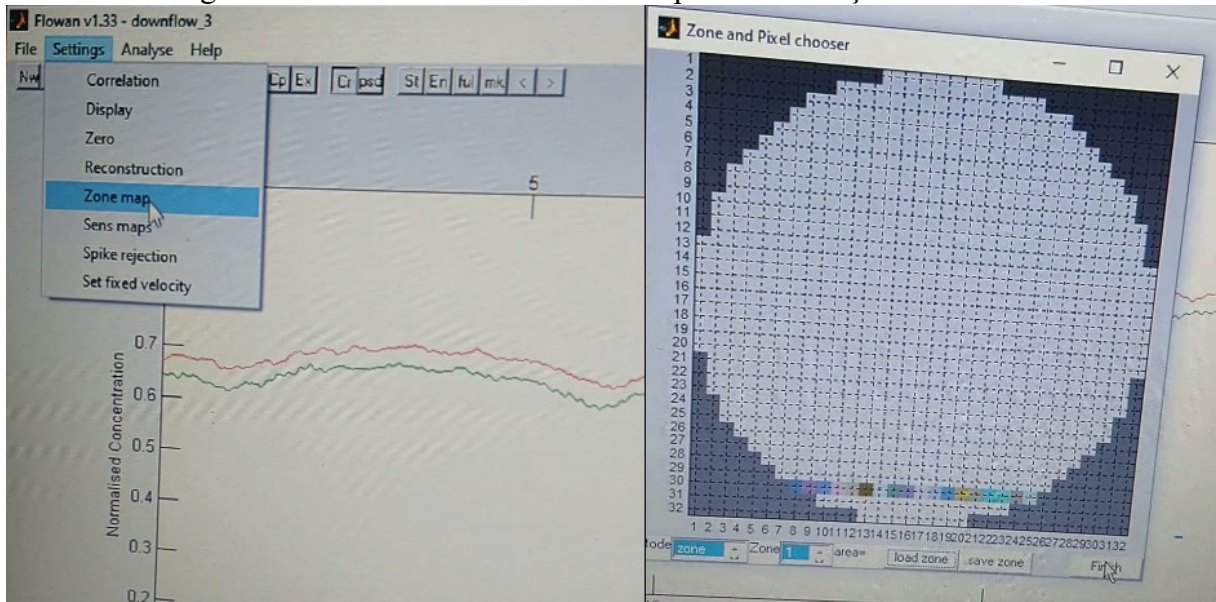


Fonte: Autora (2020).

O software Flowan é utilizado para o processamento dos dados obtido pelo ECT. O programa gera os perfis de concentração instantânea para cada imagem obtida pelo ECT. A concentração instantânea é a fração do material de maior permissividade presente na mistura. Os perfis de concentração podem ser calculados para um número relativamente pequeno de

zonas definidas pelo usuário na seção transversal do escoamento, ver Figura 26 (TOMOFLOW LTD, 2006).

Figura 26 – Software Flowan e zona específica da seção transversal.



Fonte: Autora (2021).

Enquanto os experimentos estão em andamento, valores de pressão e temperatura do ar e da água são coletados no circuito individual de cada fase. Além destes, a vazão mássica da água e a velocidade média do ar em um duto de seção transversal conhecida são também obtidos.

3.2 PROCESSAMENTO DE IMAGEM

Nesse tópico serão abordadas as etapas do processamento de imagens de escoamentos. O comportamento de escoamentos monofásicos de água e de escoamentos bifásicos ar-água (padrão borbulhado) serão analisados nos protótipos de canais de PHE e PSHE. A seguir, são descritas as ferramentas e técnicas aplicadas: PIVlab, algoritmo de Canny e software Davis (utilizado para o PTV).

3.2.1 PIVlab

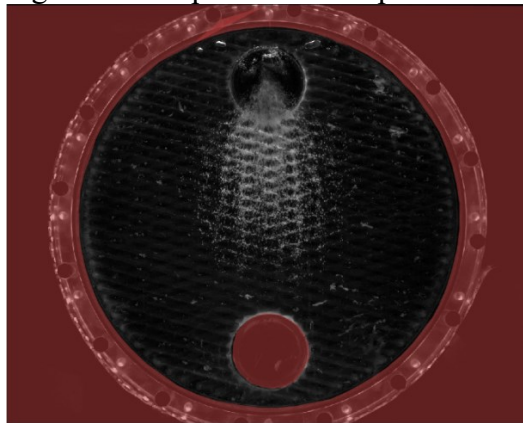
Como dito anteriormente, o PIV é uma técnica usada para obtenção do campo de velocidade de um escoamento. Nesse caso, bolhas de ar são detectadas e utilizadas como partículas a serem rastreadas. Bolhas e gotas tendem a deformar quando sujeitas a forças externas. Quando bolhas e gotas se movimentam em um escoamento turbulento em duto, suas formas são afetadas pela vorticidade, e pelo cisalhamento e campo de turbulência não homogênea (CLIFT *et al.* 1978). Então, o comportamento e a configuração das bolhas são função do caráter dinâmico do escoamento e da geometria do canal.

O processamento das imagens de escoamentos bifásicos obtidas por câmera rápida foi realizado no software PIVlab (THIELICKE; STAMHUIS, 2014a). O PIVlab é uma ferramenta digital *open-source* para MATLAB (THIELICKE; STAMHUIS, 2014b). O PIVlab possibilita a estimativa do campo de velocidade de escoamentos dispersos como observado no padrão borbulhado.

O PIVlab pode ser facilmente instalado, sendo necessário apenas o acesso ao MATLAB, ver Thielicke e Stamhuis (2014a). O acesso à interface gráfica do programa é possível através do arquivo PIVlab_GUI.m. Ao abrir a interface, é possível carregar as imagens em duas formas distintas: 1-2, 2-3 ou 1-2 ,3-4. A primeira está relacionada a gravações nas quais o período entre imagens é fixo. A segunda sequência está relacionada a gravações nas quais o intervalo entre duas fotos consecutivas é praticamente instantâneo (*i.e.* da ordem de milissegundos). Após um intervalo maior de tempo, um novo par de fotos de intervalo curto é novamente registrado.

Antes do processamento PIV, recomenda-se a aplicação de filtros de imagem. Inicialmente, a área de interesse da imagem é selecionada (área onde o escoamento ocorre); ver Figura 27.

Figura 27 – Imagem original obtida pela câmera rápida com a utilização da máscara.

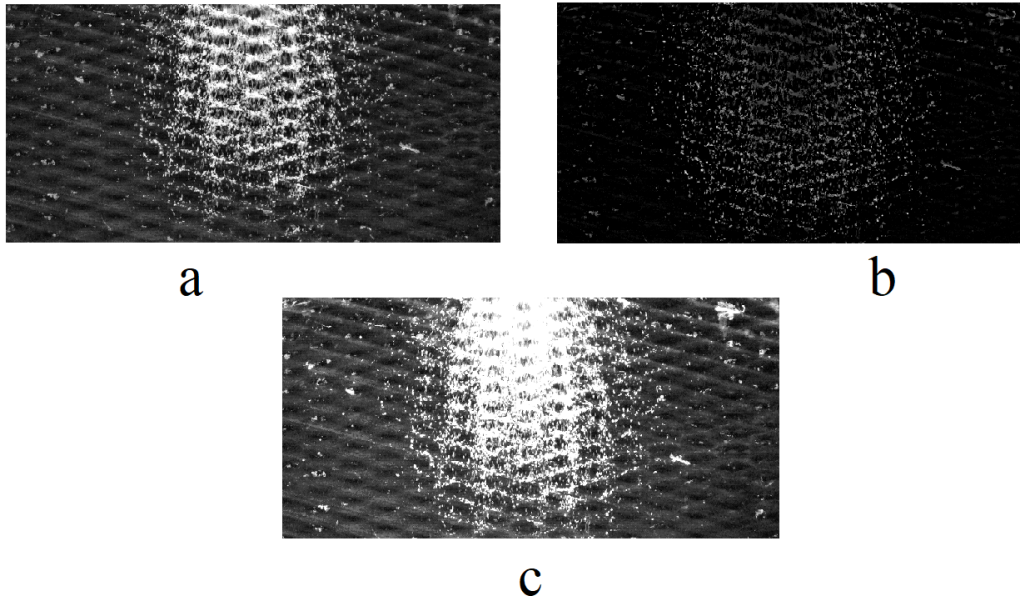


Fonte: Autora (2021).

Em seguida, aplicam-se três filtros de imagem com o objetivo de facilitar a detecção das partículas. O primeiro filtro é o CLAHE (*Contrast limited adaptive histogram equalization*) que na tradução livre é a equalização de histograma adaptativo com limitação de contraste; ver Figura 28a. Esse filtro opera em pequenas regiões da imagem onde as intensidades mais frequentes do histograma da imagem são distribuídas por toda a faixa de dados (de 0 a 255 em imagens de 8 bits). Desse modo, regiões com baixa exposição e regiões com alta exposição são, portanto, otimizadas de forma independente. O segundo filtro é o filtro de intensidade passa-alta que realça as informações das partículas na imagem e suprime qualquer informação de baixa frequência; ver Figura 28b. O terceiro filtro é o de limite de intensidade que estabelece um limite superior da intensidade da escala de cinza. Todos os pixels que excedem esse limite são substituídos por este limite superior; ver Figura 28c. Portanto, ao contrário do CLAHE, apenas uma pequena quantidade da informação de intensidade do pixel é ajustada, limitando o potencial impacto negativo das modificações da imagem.

Em seguida, é realizada a calibração da imagem para a determinação da relação entre pixel e coordenadas reais. É possível carregar uma imagem de calibração com dimensões conhecidas ou usar uma distância de referência conhecida do canal para a calibração do espaço. No presente trabalho foi utilizada a segunda opção. O tempo entre duas imagens consecutivas, 0,5 e 8 ms para o PSHE e o PHE, respectivamente, é informado.

Figura 28 – Ilustração da ação dos filtros de imagem aplicados no Software PIVlab: (a) CLAHE; (b) Filtro de intensidade passa-alta; (c) Limite de intensidade.



Fonte: Autora (2021).

A próxima fase é a definição das configurações do PIV que consiste na escolha do algoritmo de correlação cruzada e da área de interrogação. Conforme Thielicke e Stamhuis (2014b), a correlação cruzada é uma técnica de correspondência de padrão estatístico que tenta encontrar o mesmo padrão em áreas de interrogação distintas. A localização de picos similares de intensidade luminosa na matriz de correlação fornece o deslocamento mais provável dos grupos de partículas da área de interrogação da imagem 1 para a área de interrogação da imagem 2.

Existem duas abordagens implementadas no PIVlab para a realização da correlação cruzada. A primeira é a correlação cruzada direta (*Direct Cross Correlation - DCC*) que é uma abordagem mais direta e que calcula a matriz de correlação no domínio espacial. A outra abordagem é a transformada discreta de Fourier (*Discrete Fourier transform - DFT*) que calcula a matriz de correlação no domínio da frequência. Embora a técnica DCC forneça resultados mais precisos, uma alta demanda computacional é necessária.

Diferente da técnica DCC, a abordagem DFT padrão utiliza áreas de interrogação de tamanho iguais o que pode induzir perda de informação devido ao deslocamento das partículas. Para contornar esse inconveniente, são definidos passos com diferentes áreas de interrogação. No primeiro passo, grandes áreas de interrogação são aplicadas, permitindo grandes deslocamentos de partículas; ver Westerweel *et al.* (1997). Nos passos seguintes, a

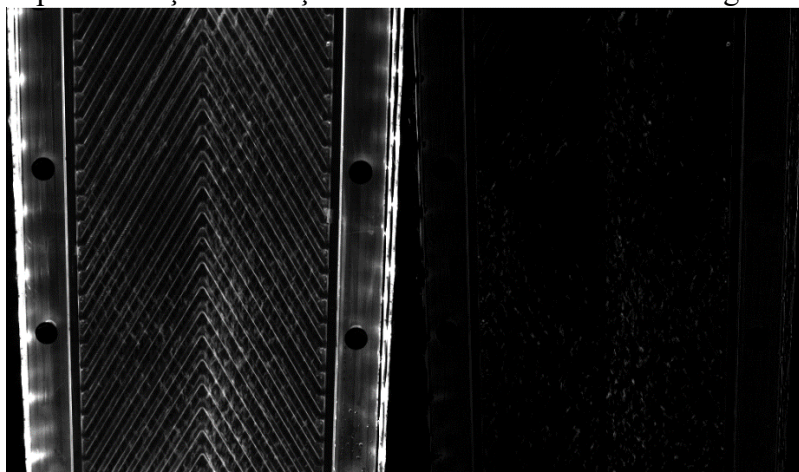
área é reduzida, resultando em alta resolução espacial no mapa vetorial final. No presente trabalho, foi utilizado o algoritmo DFT onde as áreas de interrogação mudam em cada passo.

Após a definição da configuração do PIV, é possível realizar a análise. Assim que a análise é finalizada, existe a possibilidade de pós-processamento para eliminar ruído do campo de velocidade. Filtros com limites de velocidade são aplicados. O resultado final é salvo em formato matricial e utilizado para a análise dos resultados.

3.2.1.1 Subtração de Fundo e intensidade de luz

Para facilitar a identificação das partículas no canal do PHE, foi necessária a utilização da função de subtração de fundo. Com esse filtro, ruído foi reduzido e vetores de velocidade espúrios foram removidos, ver Figura 29.

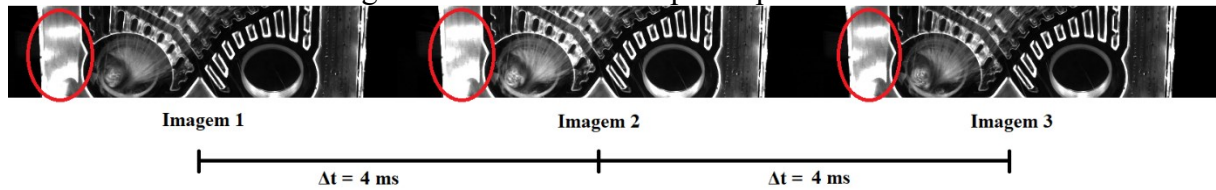
Figura 29 – Exemplo da função subtração de Fundo utilizada numa imagem do canal do PHE.



Fonte: Autora (2021).

A taxa de aquisição e as características dinâmicas do LED podem afetar a qualidade final da imagem do escoamento. O período de aquisição foi selecionado de forma a manter as mesmas características da fonte luminosa (*e.g.* mesma intensidade de luz) e, dessa forma, facilitar o reconhecimento da fase dispersa pelos ajustes no software. Observe, na Figura 30, que os reflexos de luz na parte exterior do protótipo de PHE são similares para as imagens 1 e 3, divergindo daqueles observados na imagem 2. Dessa forma, um período de aquisição de 8 ms foi selecionado para esse protótipo ao invés de 4 ms. Para o protótipo de canal de PSHE, um período de aquisição de 0,5 ms se mostrou adequado.

Figura 30 – Efeitos da taxa de aquisição e das características dinâmicas do LED na qualidade final da imagem do escoamento em protótipo de canal de PHE.



Fonte: Autora (2021).

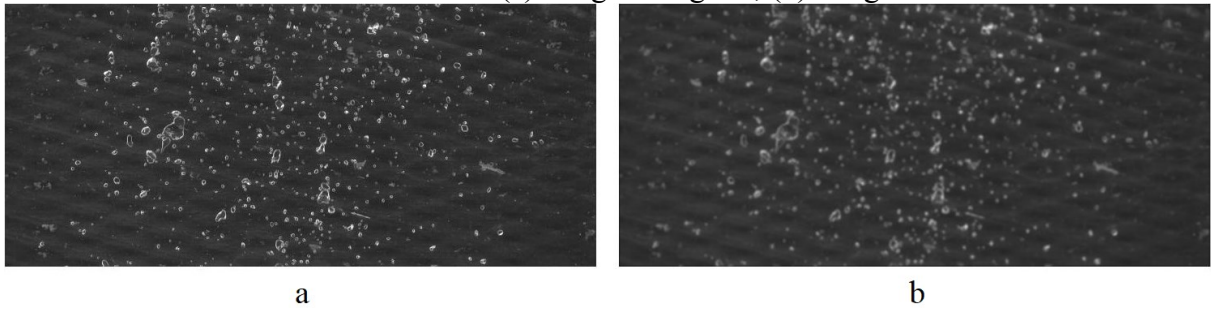
3.2.2 Bolhas rastreadas e Algoritmo de Canny

Com o objetivo de caracterizar as bolhas rastreadas pelo PIVlab, foi implementado o Algoritmo de Canny para detecção de bordas; ver Rachmawan (2020). Como dito anteriormente, esse algoritmo busca detectar as bordas de objetos, que são descontinuidades de amplitude de intensidade de luz entre regiões de uma imagem.

O algoritmo funciona do seguinte modo: primeiro, a imagem deve ser carregada e a seleção da área de interesse deve ser feita. É interessante comentar que o algoritmo foi implementado no MATLAB, possibilitando a exibição de imagens em formato de matriz em diferentes escalas: a escala de cor verdadeira, a escala de cinza e a escala binária; ver Eddins (2006). No presente trabalho é utilizada apenas a escala de cinza e a binária, que representam respectivamente 2^8 e 2^1 intensidades de cores. Em seguida, é utilizado o operador de suavização gaussiana (*i.e.* um operador de convolução 2-D usado para desfocar a imagem original) de modo a remover detalhes e ruído; ver Figura 31.

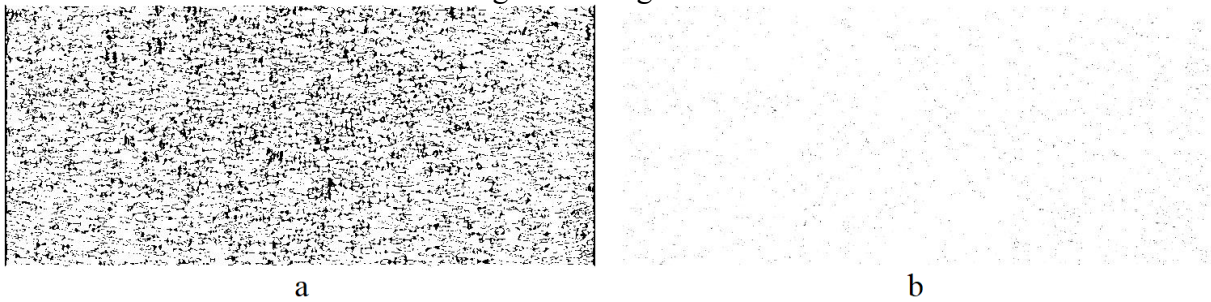
Depois, a magnitude e a direção do gradiente de intensidade de luz são determinadas, mostrando a mudança de intensidade em cada pixel da imagem original em uma determinada direção, ver Figura 32. A magnitude do gradiente da intensidade de luz é a raiz quadrada da soma dos gradientes nas direções horizontal e vertical ao quadrado. Já a direção do gradiente de intensidade de luz é definida a partir da tangente inversa da razão entre os gradientes nas direções horizontal e vertical. Os gradientes nas direções horizontal e vertical são obtidos pela convolução da imagem suavizada anteriormente com o filtro Sobel das respectivas direções, ver Sobel (2015) e Figura 33.

Figura 31 – Imagens ilustrativas da aplicação do filtro de suavização gaussiana na região central do canal de PSHE: (a) imagem original; (b) imagem com filtro.



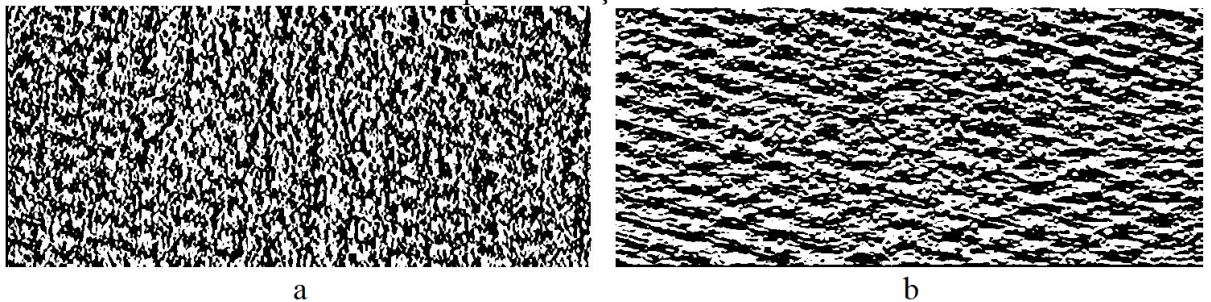
Fonte: Autora (2021).

Figura 32 – Imagens ilustrativas da aplicação do filtro de direção e magnitude do gradiente de intensidade de luz na região central do canal de PSHE: (a) direção do gradiente; (b) magnitude do gradiente.



Fonte: Autora (2021).

Figura 33 – Imagens ilustrativas da aplicação do filtro Sobel na região central do canal de PSHE: (a) aplicação do filtro Sobel para a direção horizontal; (b) aplicação do filtro Sobel para a direção vertical.

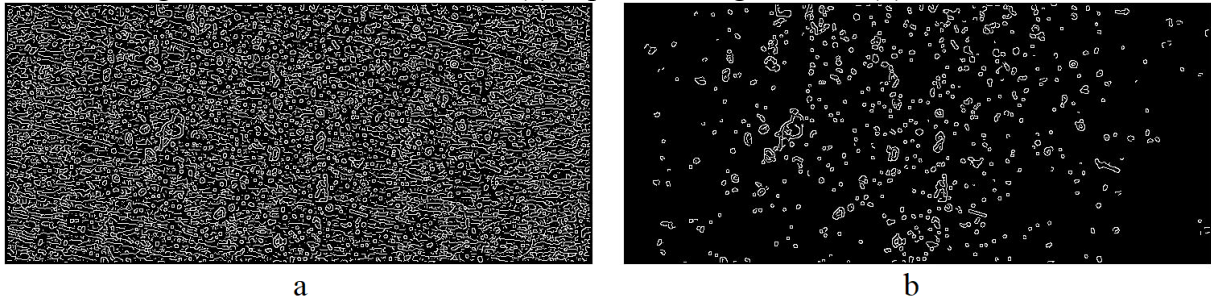


Fonte: Autora (2021).

Então, é feita a supressão do gradiente de intensidade de luz usando a direção e a magnitude com o objetivo de afinar as bordas, ver Figura 34a. Na sequência, o limiar de histerese é realizado, eliminando-se bordas que não possuem uma continuidade. Se o valor do pixel for menor que um valor mínimo de referência, ele é desconsiderado. Se o valor do pixel e dos 8 pixels adjacentes for maior que o valor máximo de referência, ele é incluído na borda.

Os valores de referência máximo e mínimo foram definidos por tentativa e erro a partir de análise visual qualitativa da imagem final das bordas ver Figura 34b.

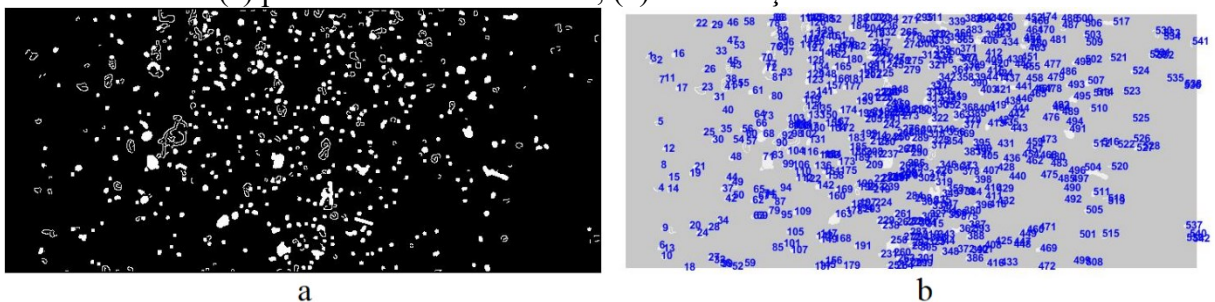
Figura 34 – Imagens ilustrativas do filtro de supressão de gradiente de intensidade de luz na região central do canal PSHE (a) supressão do gradiente; (b) bordas finais.



Fonte: Autora (2021).

Por fim, utilizou-se a função de Eddins (2020) para preencher bordas, além de diferenciar e nomear cada bolha para definir o valor de diâmetro de cada uma, ver Figura 35.

Figura 35 – Imagens ilustrativas do filtro de preenchimento de bordas na região central do canal de PSHE: (a) preenchimento das bordas; (b) numeracção de cada contorno identificado.



Fonte: Autora (2021).

3.2.3 Davis/PTV

Um código comercial de PTV da La Vision GmbH, chamado Davis, foi utilizado para obtenção das trajetórias das partículas adicionadas no escoamento monofásico de água, ver Beckedorff (2020). Para a calibração foi utilizada uma placa de plástico com furos equidistantes nas direções horizontal e vertical.

O escoamento é gravado após a retirada da placa de calibração; ver Beckedorff (2020). Após a obtenção das imagens, as mesmas são carregadas no Davis onde é realizada a aplicação de filtros para melhorar o contraste entre as partículas e a placa, e assim determinar as trajetórias das partículas. Após a aplicação de filtros para a remoção de trajetórias falsas, são gerados os vetores de velocidade através da diferenciação das trajetórias em função do tempo.

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

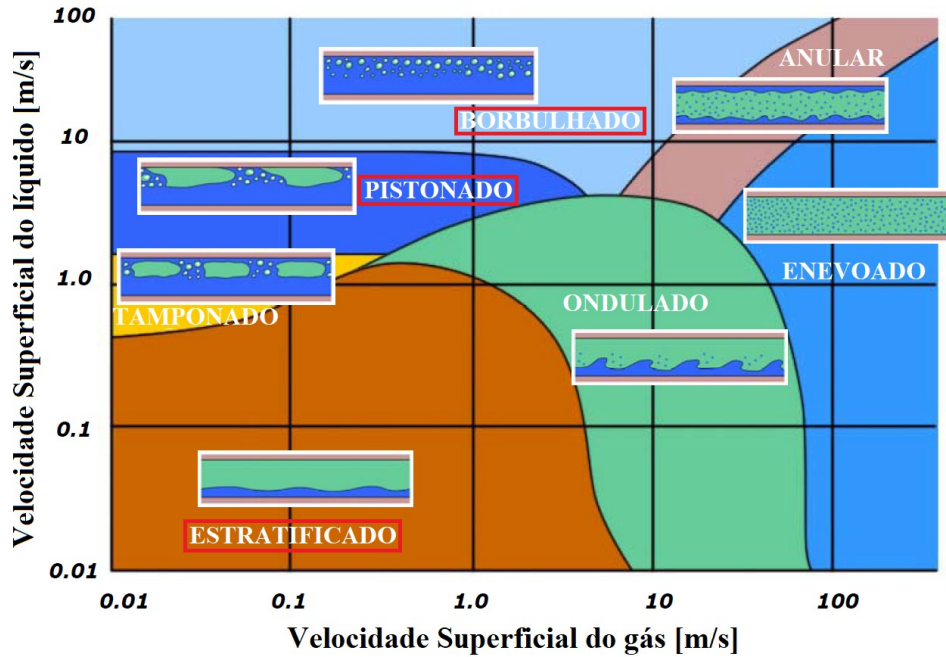
O presente capítulo tem a finalidade de analisar o comportamento de escoamentos bifásicos em protótipos de canais de PSHE e PHE. Cada escoamento investigado é caracterizado em termos topológicos à jusante dos protótipos em duto horizontal de seção circular. Estimativas da velocidade superficial de cada fase e da fração de vazão são obtidas através de técnica ECT.

A análise é iniciada com a caracterização da distribuição de fases nos canais do PSHE e do PHE para as direções vertical ascendente e descendente. A topologia resultante em cada protótipo de canal será comparada àquela observada em dutos horizontais (estratificado, pistonado e borbulhado). Em seguida, serão apresentados os resultados para o campo de velocidade monofásico em protótipo de canal PSHE a partir de técnica PTV-2D, juntamente com as características das partículas rastreadoras. Por fim, será analisado o comportamento da fase dispersa (bolhas) em escoamentos bifásicos através de técnica PIV-2D nos protótipos de canal de PSHE e PHE. Note que avaliação dos campos de velocidade é restrita ao plano frontal (2D), embora os escoamentos avaliados sejam tridimensionais. Apesar das limitações experimentais, a estratégia de medição permitiu uma avaliação profunda do escoamento bifásico em canais complexos.

4.1 CARACTERIZAÇÃO DO ESCOAMENTO DE ENTRADA (DUTO HORIZONTAL)

Com o objetivo de caracterizar os escoamentos bifásicos na entrada da seção de testes, foi utilizada técnica ECT em duto horizontal. Três padrões foram caracterizados: estratificado, pistonado e borbulhado; ver ilustrações na Figura 36. A caracterização dos escoamentos bifásicos na entrada da seção de testes é apresentada na Tabela 2.

Figura 36 – Mapa de escoamento líquido-gás em duto horizontal. Note, em vermelho, os padrões empregados no presente trabalho.



Fonte: Corneliussen *et al.* (2005) adaptada pela autora.

Tabela 2 – Caracterização dos escoamentos bifásicos na entrada da seção de testes através de técnica ECT.

Tipo de Placa	Direção	Padrão Horizontal	α	Desvio Padrão de α	j_g [m/s]	j_l [m/s]
PSHE	Ascendente	Estratificado	0,441	0,013	0,066	0,053
		Pistonado	0,450	0,081	0,178	0,101
		Borbulhado	0,087	0,003	0,001	0,405
	Descendente	Estratificado	0,391	0,015	0,049	0,080
		Pistonado	0,434	0,094	0,252	0,123
		Borbulhado	0,114	0,003	0,002	0,448
PHE	Ascendente	Estratificado	0,449	0,002	0,148	0,064
		Pistonado	0,270	0,025	0,092	0,193
		Borbulhado	0,111	0,004	0,001	0,380
	Descendente	Estratificado	0,484	0,007	0,169	0,062
		Pistonado	0,264	0,026	0,088	0,215
		Borbulhado	0,111	0,004	0,001	0,419

Fonte: Autora (2021).

As velocidades superficiais do gás e do líquido para o duto horizontal foram obtidas através de:

$$j_g = \frac{Q_g}{A_{tubo}} = \frac{v_g A_g}{A_{tubo}} = v_g \alpha \quad (4.1)$$

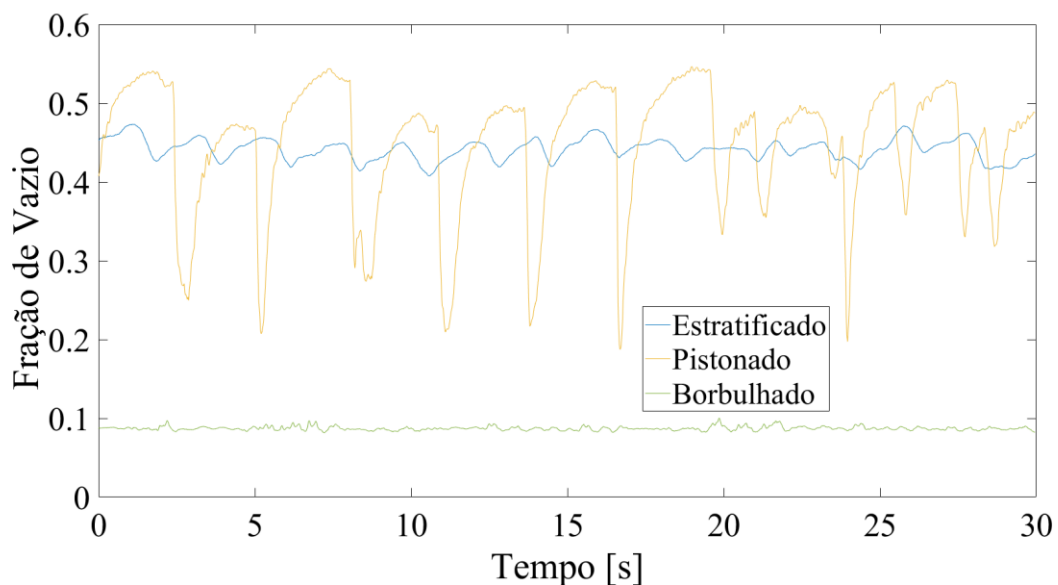
$$j_l = \frac{Q_l}{A_{tubo}} = \frac{v_l A_l}{A_{tubo}} = \frac{v_l A_{tubo} (1-\alpha) \rho_l}{A_{tubo} \rho_l} = \frac{\dot{m}_l (1-\alpha)}{A_{tubo} \rho_l} \quad (4.2)$$

onde v_g é a velocidade média do ar obtida por anemômetro, α , a fração de vazio média determinada a partir do ECT, \dot{m}_l , a vazão mássica de água obtida por medidor Coriolis, ρ_l , a massa específica da água estimada por equação de estado com base nas medições de pressão e temperatura e A_{tubo} , a área da seção transversal do duto.

Note, na Tabela 2, que o padrão borbulhado é caracterizado por baixa velocidade superficial de gás e reduzida fração de vazio. Já os padrões pistonado e estratificado têm valores de fração de vazio mais elevados. O padrão pistonado possui maior desvio padrão de fração de vazio devido à característica intermitente dos bolsões de ar seguidos por região de líquido. Nos padrões estratificado e pistonado, a velocidade superficial do ar e da água possuem ordem de magnitude similar. No padrão borbulhado, a velocidade superficial da água é muito superior à velocidade do ar; $j_l/j_g \sim 400$.

Na Figura 37, é apresentada série temporal da fração de vazio média na entrada da seção de testes (experimentos no canal PSHE, direção vertical ascendente). As demais caracterizações da fração de vazio média são observadas no Apêndice B.

Figura 37 – Efeito do padrão de escoamento na fração de vazio média. Caracterização dos escoamentos na entrada da seção de testes para experimentos no canal PSHE, direção vertical ascendente.



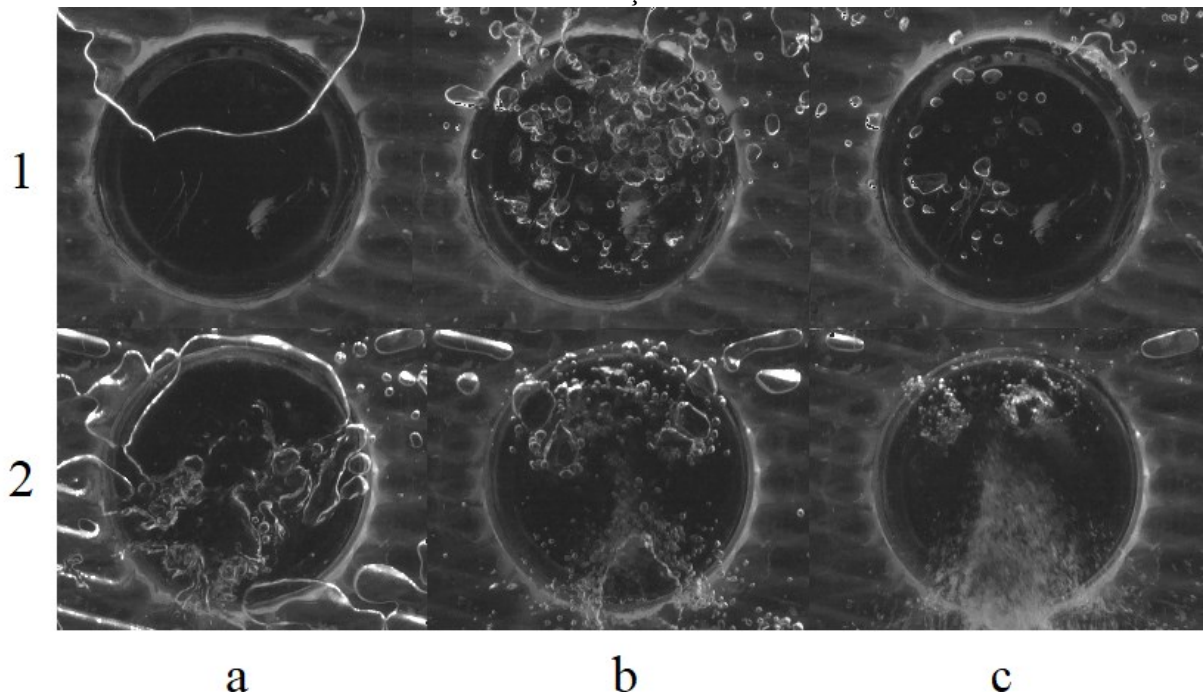
Fonte: Autora (2021).

4.2 ESCOAMENTO BIFÁSICO EM CANAIS DE PLACAS ONDULADAS

Em virtude da geometria complexa dos canais de placas onduladas, a topologia do escoamento bifásico observada em duto circular pode ser modificada. A topologia também é afetada na transição geométrica entre os dutos de entrada e saída, e o canal do PHE ou PSHE.

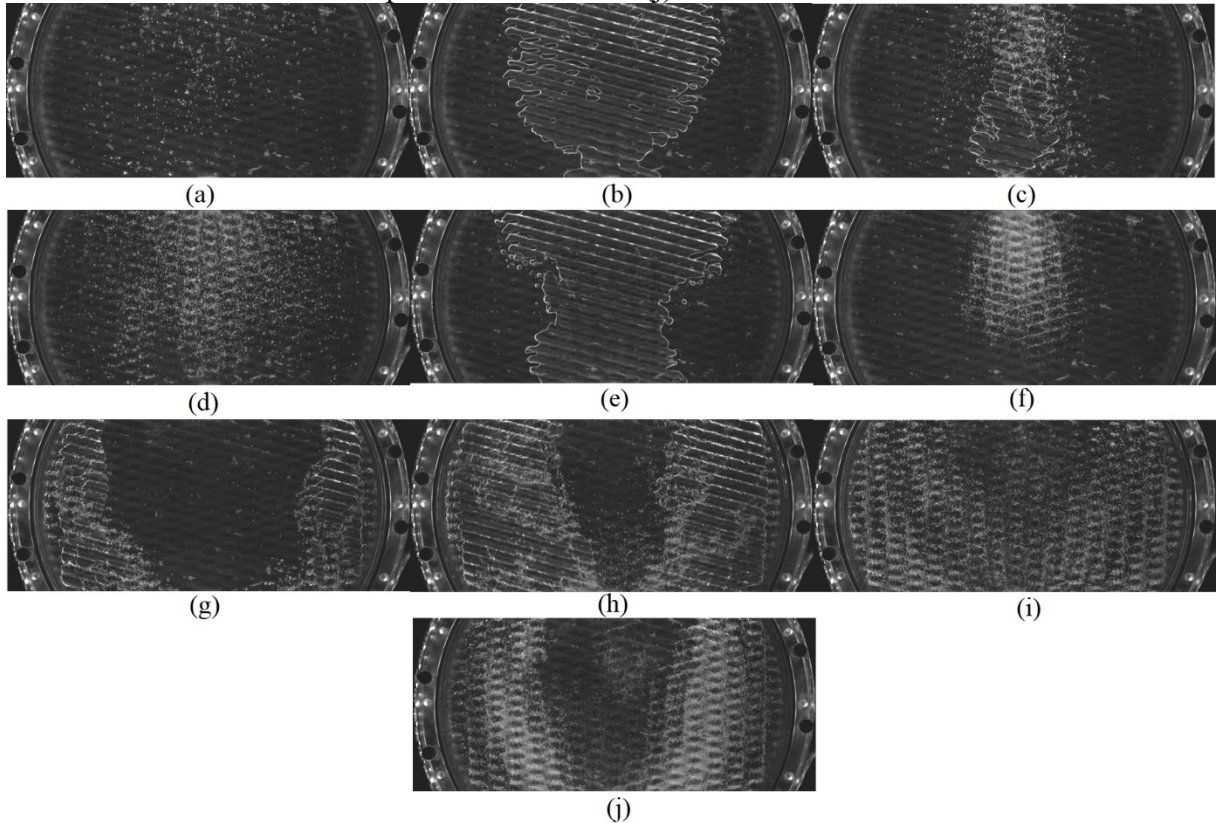
Nos bocais de saída e entrada do canal PSHE, foram identificadas as seguintes configurações ou padrões: estratificado, borbulhado com bolsões de ar, borbulhado, zona de recirculação com bolsões de ar e zona de recirculação, conforme Figura 38. A zona de recirculação é resultante da desaceleração do escoamento na saída do canal, provocando aumento de pressão estática e descolamento da camada limite. Quatro padrões de escoamento foram observados na região central do canal PSHE (borbulhado, segregado, pistonado e golfado); ver Figura 39. As configurações em canais complexos foram obtidas a partir de três padrões observados em duto horizontal (estratificado, pistonado e borbulhado).

Figura 38 – Distribuição de fases nos bocais de entrada e saída de um canal do PSHE. 1) entrada: (a) estratificado, (b) borbulhado com bolsões de ar, (c) borbulhado. 2) saída: (a) borbulhado com bolsões de ar, (b) zona de recirculação com bolsões de ar, (c) zona de recirculação.



Fonte: Autora (2020).

Figura 39 – Distribuição de fases na região central de um canal do PSHE. Direção ascendente e padrão estratificado de entrada resultou em: (a) borbulhado, (b) segregado e (c) pistonado. Direção ascendente e padrão pistonado: (d) borbulhado e (e) segregado. Direção ascendente e padrão borbulhado: (f) borbulhado. Direção descendente e padrão estratificado: (g) golfado. Direção descendente e padrão pistonado: (h) golfado e (i) borbulhado. Direção descendente e padrão borbulhado: (j) borbulhado.



Fonte: Autora (2021).

Para o padrão de escoamento estratificado em duto horizontal, três padrões de escoamento vertical ascendente são visualizados na região central do canal PSHE: borbulhado, segregado e pistonado; ver Tabela 3. Com o escoamento na direção descendente, apenas os padrões borbulhado e golfado foram observados na região central do canal PSHE; ver Tabela 4. Os resultados são também apresentados em função das velocidades superficiais do ar e da água.

Tabela 3 – Efeito do padrão de escoamento de entrada e das velocidades superficiais no padrão de escoamento obtido na região central do canal PSHE: direção ascendente.

Padrão de Escoamento no Canal	Velocidade Superficial [m/s]					
	Estratificado		Pistonado		Borbulhado	
	Gás	Líquido	Gás	Líquido	Gás	Líquido
Borbulhado	0,061	0,056	0,074	0,149	0,001	0,405
Segregado	0,071	0,050	0,216	0,083		
Pistonado	0,066	0,053				

Fonte: Autora (2021).

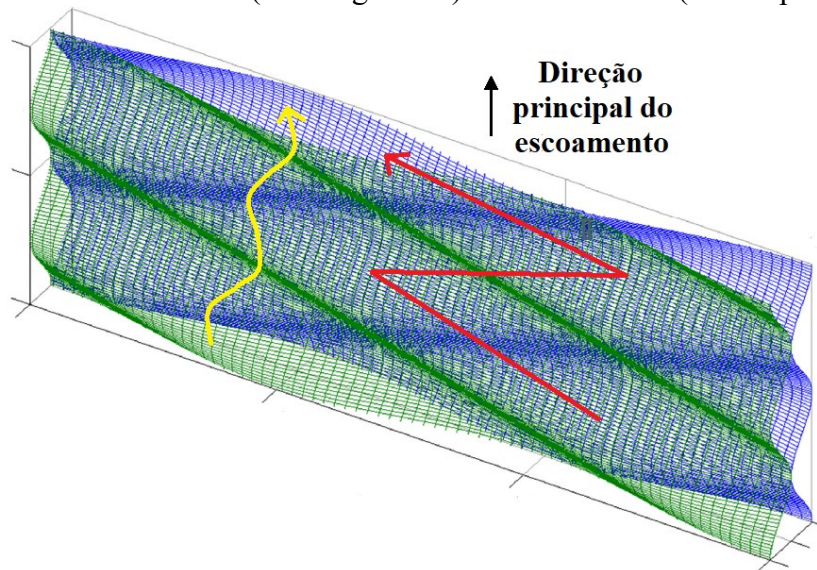
Tabela 4 – Efeito do padrão de escoamento de entrada e das velocidades superficiais no padrão de escoamento obtido na região central do canal PSHE: direção descendente.

Padrão de Escoamento no Canal	Velocidade Superficial [m/s]					
	Estratificado		Pistonado		Borbulhado	
	Gás	Líquido	Gás	Líquido	Gás	Líquido
Borbulhado			0,073	0,228	0,002	0,448
Golfado	0,049	0,080	0,123	0,184		

Fonte: Autora (2021).

Na região central do canal do PSHE, o padrão borbulhado ascendente (resultante de padrão estratificado de entrada) é caracterizado por bolhas de diferentes dimensões. Bolhas maiores possuem formatos oscilantes ou irregulares, enquanto as bolhas menores possuem formato esférico; ver Figura 16, Figura 39a e Tabela 3 ($j_l = 0,056 \text{ m.s}^{-1}$ $j_g = 0,061 \text{ m.s}^{-1}$). Bolhas maiores possuem maior inércia e suas trajetórias são menos afetadas pelas corrugações do canal (ver seta amarela na Figura 40). Bolhas menores tem inércia menor, movimentando-se de forma similar ao fluido: movimento em “zigzague” devido às mudanças de geometria de canal impostas pelas ondulações das placas (ver seta vermelha na Figura 40). No bocal de entrada do PSHE, o padrão de escoamento é o borbulhado e no de saída, padrão de zona de recirculação, ver Figura 38.1c e Figura 38.2c.

Figura 40 – Ilustração da trajetória das bolhas na região central do PSHE para escoamento borbulhado: seta amarela (bolhas grandes) e seta vermelha (bolhas pequenas).



Fonte: Buscher (2019) adaptada pela autora (2021).

Na região central do PSHE, o padrão segregado ascendente (resultante de entrada estratificada) é caracterizado por escoamento de ar no centro do canal e de água na região periférica; ver Tabela 3 ($j_l = 0,050 \text{ m.s}^{-1}$ $j_g = 0,071 \text{ m.s}^{-1}$) e Figura 39b. Uma interface ondulada é formada entre as fases devido à geometria das corrugações da placa. Gotas de água podem estar entranhadas na fase gasosa segregada, bem como bolhas de ar, na fase líquida. No bocal de entrada o padrão é o estratificado (Figura 38.1.a) e no de saída, é borbulhado com bolsões de ar (Figura 38.2.a).

O padrão pistonado ascendente (resultante de entrada estratificada) é observado na região central do canal PSHE conforme Figura 39c e Tabela 3 ($j_l=0,053 \text{ m.s}^{-1}$ $j_g=0,066 \text{ m.s}^{-1}$). Tal padrão é caracterizado por escoamentos alternados de fase líquida com bolhas e bolsões de ar. Segundo Buscher (2019), os bolsões de ar não podem acelerar de maneira similar a bolhas de Taylor em tubos verticais, pois forças centrífugas, induzidas pelo caminho helicoidal, as retêm. No bocal de entrada, o padrão é o borbulhado com bolsões de ar e no de saída, é zona de recirculação com bolsões de ar, ver Figura 38.1.b Figura 38.2.b, respectivamente.

É interessante ressaltar que somente para escoamentos na direção ascendente do PSHE ocorreu o padrão borbulhado, resultante de topologia de entrada estratificada. Isso não ocorreu na direção descendente e nos experimentos em canal PHE. A intensa aceleração do

escoamento na transição do duto para o canal provocou quebra dos bolsões de ar (fenômeno conhecido como *break-up*), resultando em bolhas menores.

Os padrões ascendentes borbulhado e segregado podem ocorrer na região central do canal PSHE a partir de padrão pistonado de entrada; ver Figura 39d e Figura 39e, respectivamente. Correspondem aos pontos $j_l = 0,149 \text{ m.s}^{-1}$, $j_g = 0,074 \text{ m.s}^{-1}$, e $j_l = 0,083 \text{ m.s}^{-1}$, $j_g = 0,216 \text{ m.s}^{-1}$ na Tabela 3. No padrão borbulhado, as bolhas são predominantemente pequenas e esféricas, e seguem preferencialmente trajetórias helicoidais, conforme ilustração da Figura 40. No bocal de entrada, o padrão é borbulhado (Figura 38.1.c) e no de saída, zona de recirculação (Figura 38.2.c). Já o padrão segregado é semelhante ao padrão estratificado em duto horizontal. No bocal de entrada o padrão é estratificado (Figura 38.1.a) e no de saída, é borbulhado com bolsões de ar (Figura 38.2.a).

O padrão borbulhado ascendente (resultante de padrão de entrada também borbulhado) é observado na região central do canal PSHE, conforme Figura 39f e Tabela 3 ($j_l = 0,405 \text{ m.s}^{-1}$, $j_g = 0,001 \text{ m.s}^{-1}$). Devido à elevada velocidade superficial da água, as bolhas são arrastadas através da região central entre os bocais de entrada e saída. As bolhas são na maioria pequenas e esféricas, e seguem trajetórias em ziguezague conforme ilustração da Figura 40. No bocal de entrada, o padrão é borbulhado (Figura 38.1.c) e no de saída, nota-se a zona de recirculação (Figura 38.2.c).

A seguir, são descritos escoamentos na direção descendente, ver Figura 39g a Figura 39j. Os padrões resultantes são limitados a borbulhado e golfado, ver Tabela 4.

O padrão golfado descendente (resultante de entrada estratificada) é observado na região central do canal PSHE, conforme Figura 39g e Tabela 3 ($j_l = 0,080 \text{ m.s}^{-1}$, $j_g = 0,049 \text{ m.s}^{-1}$). É caracterizado por uma fase líquida contínua com pequenas bolhas na região central do PSHE, e por um escoamento caótico da fase gasosa na forma de bolhas e bolsões de ar na região mais periférica do canal. Note que a entrada do ar pela parte superior do duto promove o transporte da fase gasosa pelas periferias do canal. No bocal de entrada, o padrão é estratificado (Figura 38.1.a) e no de saída, zona de recirculação com bolsões de ar (Figura 38.2.b). Segundo Hawkes, Lawrence e Hewitt (2000), o comportamento do gradiente de pressão na região do gás é anômalo para esse padrão.

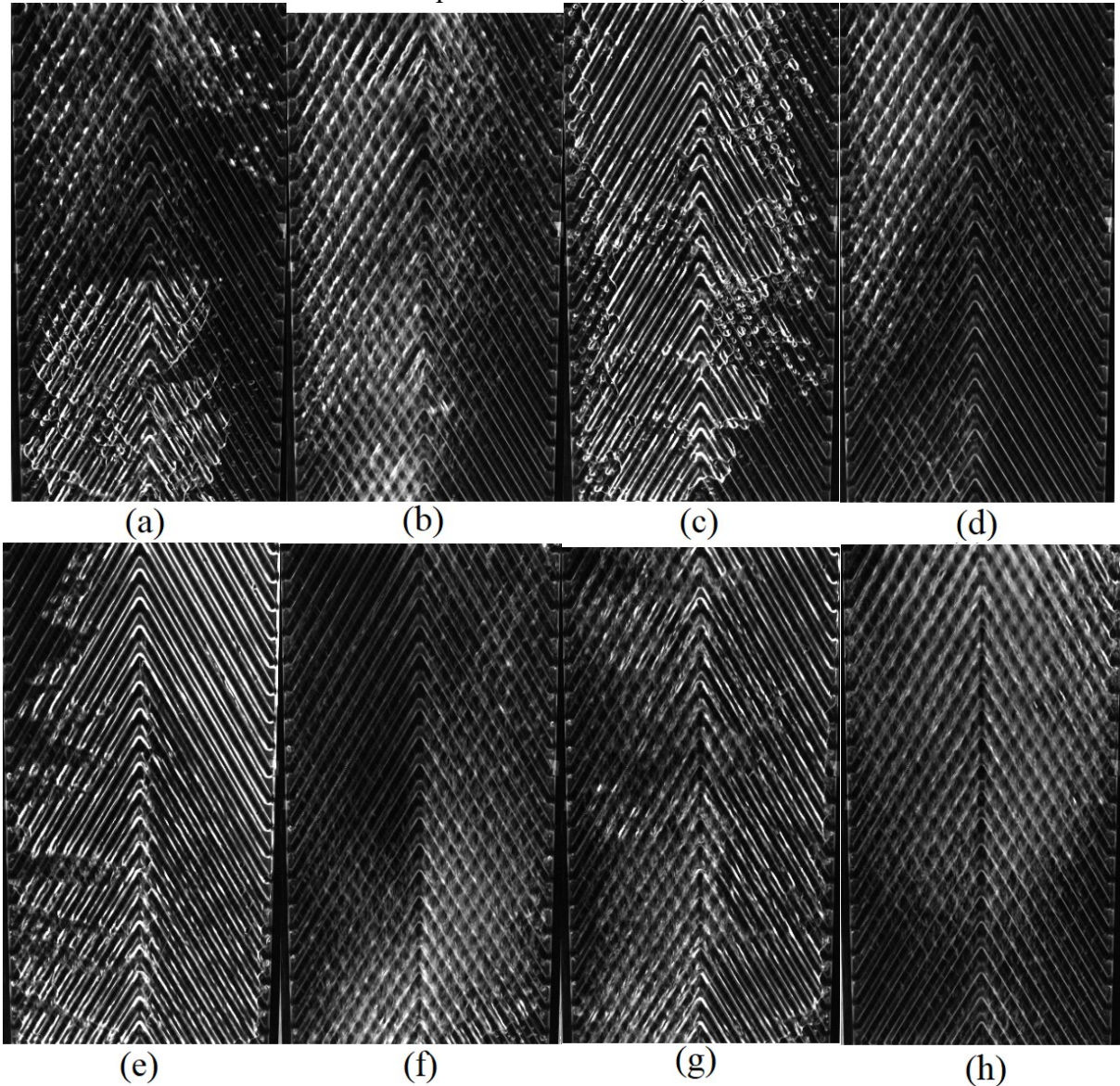
Os padrões descendentes borbulhado e golfado podem ocorrer na região central do canal PSHE a partir de padrão pistonado de entrada; ver Figura 39h e Figura 39i, respectivamente. Correspondem aos pontos $j_l = 0,228 \text{ m.s}^{-1}$, $j_g = 0,073 \text{ m.s}^{-1}$, e $j_l = 0,184 \text{ m.s}^{-1}$, $j_g = 0,123 \text{ m.s}^{-1}$ na Tabela 4. O padrão golfado é caracterizado por elevadas velocidades

superficiais do gás e do líquido, tornando o escoamento caótico. No bocal de entrada o padrão é estratificado (Figura 38.1.a) e no de saída, há zona de recirculação com bolsões de ar (Figura 38.2.b).

O padrão borbulhado descendente (resultante de padrão de entrada também borbulhado) é observado na região central do canal PSHE, conforme Figura 39j e Tabela 4 ($j_l = 0,448 \text{ m.s}^{-1}$, $j_g = 0,002 \text{ m.s}^{-1}$). Diferentemente do escoamento ascendente, as bolhas se aglomeram mais na periferia do canal.

A seguir, são apresentados os escoamentos bifásicos em protótipo de canal PHE. Cinco padrões de escoamento foram observados na região central do canal (borbulhado, segregado, pistonado, golfado e ponte líquido-anular com ar segregado); ver Figura 41. As configurações em canais complexos foram obtidas a partir de três padrões observados em duto horizontal (estratificado, pistonado e borbulhado). As características dos padrões de entrada são apresentadas na Tabela 5 e Tabela 6. Note que três padrões de escoamento ascendente são visualizados na região central do canal PHE: borbulhado, pistonado e golfado. Com o escoamento na direção descendente, foram constatados os padrões borbulhado, segregado e ponte líquido anular com ar segregado. Os resultados são também apresentados em função das velocidades superficiais do ar e da água.

Figura 41 – Distribuição de fases na região central de um canal do PHE. Direção ascendente e padrão estratificado de entrada resultou em: (a) pistonado. Direção ascendente e padrão pistonado: (b) borbulhado e (c) golfado. Direção ascendente e padrão borbulhado: (d) borbulhado. Direção descendente e padrão estratificado: (e) segregado. Direção descendente e padrão pistonado: (f) borbulhado e (g) ponte líquido-anular com ar segregado. Direção descendente e padrão borbulhado: (h) borbulhado.



Fonte: Autora (2021).

Tabela 5 – Efeito do padrão de escoamento de entrada e das velocidades superficiais no padrão de escoamento obtido na região central do canal PHE: direção ascendente.

Padrão de Escoamento no Canal	Velocidade Superficial [m/s]					
	Estratificado		Pistonado		Borbulhado	
	Gás	Líquido	Gás	Líquido	Gás	Líquido
Borbulhado			0,072	0,208	0,001	0,380
Pistonado	0,148	0,064				
Golfado			0,131	0,162		

Fonte: Autora (2021).

Tabela 6 – Efeito do padrão de escoamento de entrada e das velocidades superficiais no padrão de escoamento obtido na região central do canal PHE: direção descendente.

Padrão de Escoamento no Canal	Velocidade Superficial [m/s]					
	Estratificado		Pistonado		Borbulhado	
	Gás	Líquido	Gás	Líquido	Gás	Líquido
Borbulhado			0,104	0,179	0,001	0,419
Segregado	0,169	0,062				
Ponte líquido-anular com ar segregado			0,318	0,098		

Fonte: Autora (2021).

O padrão pistonado ascendente (resultante de entrada estratificada) é observado na região central do canal PHE conforme Figura 41a e Tabela 5 ($j_l = 0,064 \text{ m.s}^{-1}$, $j_g = 0,148 \text{ m.s}^{-1}$). Tal padrão é caracterizado por fase líquida contínua intercalada com bolsões de ar e bolhas, de forma similar ao canal de PSHE. O caminho preferencial da fase gasosa é dependente da localização dos bocais de entrada e saída (à esquerda da Figura 41a no caso do canal PHE, e na região central no caso do canal PSHE, Figura 39c). No bocal de entrada, o padrão é o borbulhado com bolsões de ar (Figura 38.1.b) e no de saída, zona de recirculação com bolsões de ar (Figura 38.2.b).

Os padrões ascendentes borbulhado e golfado podem ocorrer na região central do canal PHE a partir de padrão pistonado de entrada; ver Figura 41b e Figura 41c, respectivamente. Correspondem aos pontos $j_l = 0,208 \text{ m.s}^{-1}$, $j_g = 0,072 \text{ m.s}^{-1}$, e $j_l = 0,162 \text{ m.s}^{-1}$, $j_g = 0,131 \text{ m.s}^{-1}$ na Tabela 5. Esses padrões são similares aos padrões observados no canal PSHE, sendo a diferença principal relacionada à distribuição das fases em decorrência da posição dos bocais de entrada e saída. Para o padrão borbulhado, observou-se, no bocal de entrada o padrão borbulhado (Figura 38.1.c) e no de saída a zona de recirculação (Figura 38.2.c). Para o padrão golfado, notou-se, no bocal de entrada, o padrão estratificado (Figura 38.1.a) e no de saída a zona de recirculação com bolsões de ar (Figura 38.2.b).

O padrão borbulhado ascendente (resultante de padrão de entrada também borbulhado) é observado na região central do canal PHE conforme Figura 41d e Tabela 5 ($j_l = 0,380 \text{ m.s}^{-1}$, $j_g = 0,001 \text{ m.s}^{-1}$).

O padrão segregado descendente (resultante de entrada estratificada) é observado na região central do canal PHE conforme Figura 41e e Tabela 6 ($j_l = 0,062 \text{ m.s}^{-1}$, $j_g = 0,169 \text{ m.s}^{-1}$). Nos escoamentos descendentes, o ar entra na seção de testes pela parte superior do duto de

entrada, sendo lançado à direita dos bocais de entrada/saída. A película de líquido se concentra à esquerda, na distância mais curta entre bocais. No bocal de entrada, tem-se padrão estratificado (Figura 38.1.a) e no de saída, zona de recirculação com bolsões de ar (Figura 38.2.b).

Os padrões descendentes borbulhado e ponte líquido-anular com ar segregado podem ocorrer na região central do canal PHE a partir de padrão pistonado de entrada; ver Figura 41f e Figura 41g, respectivamente. Correspondem aos pontos $j_l = 0,179 \text{ m.s}^{-1}$, $j_g = 0,104 \text{ m.s}^{-1}$, e $j_l = 0,098 \text{ m.s}^{-1}$, $j_g = 0,318 \text{ m.s}^{-1}$ na Tabela 6. O padrão borbulhado se comporta de forma semelhante aos padrões borbulhados explicados anteriormente. Já o padrão ponte líquido-anular com ar segregado foi determinado com base na visualização do padrão e da velocidade superficial das fases. Segundo Nilpueng e Wongwises (2010), tal padrão surge na direção descendente para velocidades superficiais de gás e líquido entre 0,06m/s e 4m/s, e 0,03m/s e 0,1m/s, respectivamente; ver Figura 10. O padrão consiste em um escoamento apenas de ar que acontece do lado direito do canal devido à baixa dispersão da água quando a velocidade superficial do líquido é reduzida. No lado esquerdo do canal, existe um filme de água fluindo entre as duas placas com ar no meio do canal, ver Figura 41g. No bocal de entrada, o padrão é o estratificado (Figura 38.1.a) e no de saída é a zona de recirculação (Figura 38.2.c).

Por fim, O padrão borbulhado descendente (resultante de padrão de entrada também borbulhado) é observado na região central do canal PHE conforme Figura 41h e Tabela 6 ($j_l = 0,419 \text{ m.s}^{-1}$, $j_g = 0,001 \text{ m.s}^{-1}$).

4.3 ESCOAMENTOS EM CANAL DE PSHE

No presente tópico, são apresentados resultados para escoamentos monofásicos e bifásicos a partir das técnicas PTV-2D e PIV-2D, respectivamente. Em escoamentos bifásicos, somente campos de velocidade da fase dispersa e inercial (bolhas) são obtidos. O escoamento horizontal de entrada na seção de testes é caracterizado por padrões estratificado, pistonado e borbulhado.

4.3.1 Caracterização das partículas rastreadoras

Para a determinação do campo de velocidade do escoamento monofásico nos canais do PSHE é necessário a adição de partículas rastreadoras. Esse campo de velocidade é

utilizado, juntamente com o campo de velocidade das bolhas, na análise do escoamento borbulhado na seção 5.1. As principais características das partículas rastreadoras são apresentadas a seguir.

Tabela 7 – Principais características das partículas rastreadoras.

Diâmetro [mm]	0,150
Escala temporal [ms]	2,600
Diâmetro/Escala Dimensional do Fluido	3,280
Velocidade terminal/Velocidade Média na Seção	0,013
Diâmetro/Profundidade do Canal	0,039
Número de Stokes	1,130
Aceleração do Escoamento	0,003

Fonte: Beckedorff (2020).

Nota-se, na Tabela 7, que o diâmetro das partículas, d_p , é 0,15 mm e a escala temporal obtida através da Eq. (2.36) é 2,6 ms. Para um Reynolds, baseado nas dimensões do canal, igual a 3450, o tempo representativo das escalas dissipativas do fluido é da ordem de 2,9 ms, resultando em número de Stokes, St , próximo a 1. A razão entre d_p e o comprimento estimado para as escalas dissipativas, l_k , é 3,28. Embora partículas com $St \sim 1$ tenham interação parcial com o fluido, foi demonstrado, em Beckedorff (2020), que a inércia das partículas era suficiente para representar as escalas principais do escoamento médio.

Para a avaliação dos efeitos gravitacionais nas partículas, é comparado o valor da velocidade terminal, U_{TV} , à velocidade média do escoamento na seção central do canal, U_b . Como a razão U_{TV}/U_b é 0,013, os efeitos gravitacionais nas partículas podem ser desconsiderados.

Para a avaliação dos efeitos da aceleração do escoamento nas partículas é analisada a razão entre a força de gradiente de pressão juntamente com a massa adicional e a força de empuxo. Quando a partícula se movimenta ao longo do canal, ocorre a alteração do campo de pressão em torno dela, resultando em uma mudança na sua aceleração. Não somente a partícula terá sua aceleração modificada assim como uma parcela de fluido ao seu redor (i.e. *added mass*). Como o valor da razão entre a força do gradiente de pressão e a força de empuxo é baixo, o efeito da aceleração do escoamento nas partículas é desprezível. Na Tabela 7, a razão entre a força do gradiente de pressão e a força de empuxo foi chamada como número de “aceleração do escoamento” e foi estimada em 0,003 por Beckedorff (2020).

Por fim, a razão entre o diâmetro das partículas e a profundidade do canal (0,039) indica que as forças de sustentação agindo nas partículas podem afetar a trajetória delas.

4.3.2 Caracterização das bolhas rastreadas

A caracterização da fase inercial (bolhas de ar) é apresentada a seguir. Para tal caracterização é necessário determinar a distribuição de diâmetro das bolhas rastreadas. Para tal propósito, o algoritmo de Canny foi utilizado conforme seção 3.2.2. Em seguida, foi determinado o tempo característico através da Eq. (2.36) com base nas propriedades dos fluidos e no diâmetro obtido pelo algoritmo de Canny.

Os valores médios apresentados pela distribuição de bolhas estão expostos na Tabela 8 abaixo, e foram divididos conforme o padrão de escoamento de entrada em duto de seção circular horizontal (estratificado, pistonado ou borbulhado). O rastreamento ocorreu apenas quando o escoamento na região central do canal de PSHE resultou em padrão borbulhado: são cinco pontos experimentais conforme Tabela 3 e Tabela 4. Resultados são também segmentados pela direção do escoamento vertical: ascendente ou descendente.

Tabela 8 – Valores médios da distribuição de bolhas para padrão borbulhado na região central do canal de PSHE.

Valores para Caracterização das Bolhas	Ascendente			Descendente	
	Estratificado	Pistonado	Borbulhado	Pistonado	Borbulhado
Diâmetro [mm]	1,76	1,75	1,65	1,65	1,44
Escala temporal [ms]	117,24	132,72	118,48	125,50	104,72
Diâmetro/Escala Dimensional do Fluido	24,38	32,60	21,27	32,50	27,40
Velocidade terminal/Velocidade Média na Seção	0,57	0,31	0,61	0,26	0,25
Diâmetro/Profundidade do Canal	0,45	0,45	0,42	0,42	0,37
Número de Eötvös	0,50	0,57	0,51	0,53	0,44
Número de Reynolds	432,39	460,01	415,57	432,95	356,37
Número de Stokes	19,84	40,38	17,37	42,22	32,84
Aceleração do Escoamento	0,16	0,51	0,12	0,63	0,55

Fonte: Autora (2021).

A comparação entre as escalas de tempo e comprimento da fase dispersa e as escalas do fluido revelam que as características inerciais são significativas, ver Ziegenhein *et al.* (2016), por exemplo. Valores médios de Stokes variam entre 17 e 42. Os efeitos gravitacionais e da aceleração do escoamento no comportamento das bolhas são

consideráveis. Note a razão U_{TV}/U_b varia entre 0,25 e 0,61, e o número de “aceleração do escoamento”, entre 0,12 e 0,63.

A distribuição das bolhas nos escoamentos investigados é caracterizada a seguir. Os limites máximo e mínimo das distribuições obtidas são apresentados na Tabela 9 e na Tabela 10 para as direções ascendente e descendente, respectivamente.

Tabela 9 – Valores máximos e mínimos para caracterização da distribuição de bolhas na direção ascendente.

Valores para Caracterização das Bolhas	Estratificado		Pistonado		Borbulhado	
	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo
Diâmetro [mm]	0,36	6,14	0,36	68,67	0,36	7,98
Escala temporal [ms]	4,13	1.193,70	4,13	2.379,10	4,13	2.015,70
Diâmetro/Escala Dimensional do Fluido	5,01	85,17	6,72	161,24	4,66	103,01
Velocidade terminal/Velocidade Média na Seção	0,12	1,36	0,07	0,91	0,14	1,81
Diâmetro/Profundidade do Canal	0,09	1,57	0,09	2,22	0,09	2,05
Número de Eötvös	0,02	5,12	0,02	10,21	0,02	8,65
Número de Reynolds	15,96	3.135,60	15,96	5.332,70	15,96	4.705,10
Número de Stokes	0,70	201,96	1,26	723,84	0,61	295,45

Fonte: Autora (2021).

Tabela 10 – Valores máximos e mínimos para caracterização da distribuição de bolhas na direção descendente.

Valores para Caracterização das Bolhas	Pistonado		Borbulhado	
	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo
Diâmetro [mm]	0,36	9,26	0,36	12,00
Escala temporal [ms]	4,18	2.748,80	4,18	4.612,00
Diâmetro/Escala Dimensional do Fluido	7,10	182,25	6,86	227,90
Velocidade terminal/Velocidade Média na Seção	0,06	0,85	0,06	1,03
Diâmetro/Profundidade do Canal	0,09	2,37	0,09	3,08
Número de Eötvös	0,02	11,67	0,02	19,58
Número de Reynolds	16,23	5.956,20	16,23	8.670,00
Número de Stokes	1,41	924,80	1,31	1.446,20

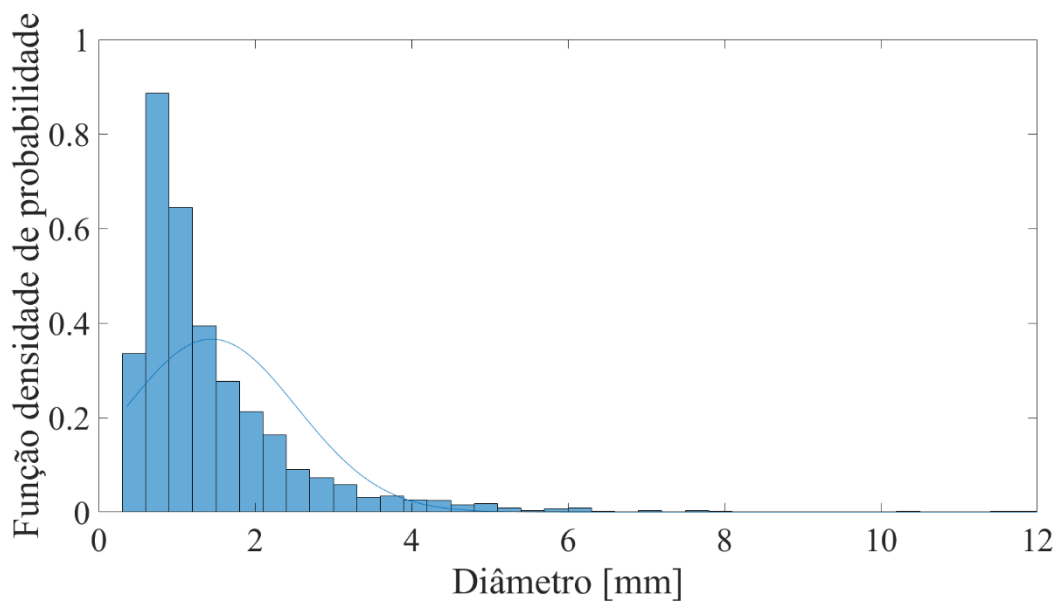
Fonte: Autora (2021).

O menor valor de número de Stokes é 0,61 e o maior é 1446, indicando que as menores bolhas se comportam de maneira similar ao escoamento dentro do canal e as maiores se comportam de maneira distinta; ver Figura 11.

Na Figura 42, é apresentada a função densidade de probabilidade do diâmetro das bolhas, normalizada pelo total de bolhas, para escoamento em canal PSHE na direção descendente (e com padrão de escoamento de entrada borbulhado). Nesse experimento, o diâmetro médio da distribuição é 1,44 mm (ver Tabela 8). Note que, em 90 % da distribuição, o diâmetro das bolhas é inferior a 2 mm. Bolhas com diâmetro superior estão sujeitas a

elevados números de Weber, resultando em quebra e diâmetros menores e estáveis. A quebra é notória na entrada do canal quando o escoamento é acelerado: note que escoamentos de entrada de padrão pistonado e estratificado resultam em padrão borbulhado no canal. A ação do trocador é intensificar a mistura entre as fases. Na indústria de óleo e gás, a presença de separadores de fases à jusante dos trocadores permitirá melhor desempenho para ambos os equipamentos. As demais distribuições são observadas no Apêndice C.

Figura 42 – Função densidade de probabilidade do diâmetro das bolhas, normalizada pelo total de bolhas. Escoamento de canal descendente e com padrão de escoamento de entrada borbulhado.



Fonte: Autora (2021).

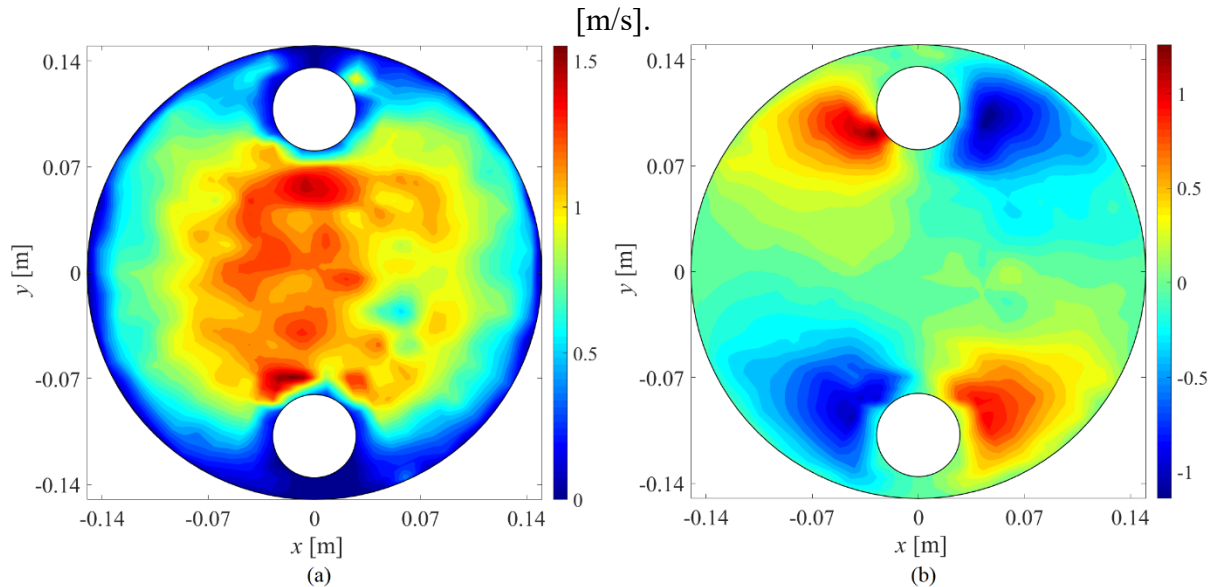
Por fim, foi constatado que o formato principal das bolhas eram esféricas e elipsoidais. Essa observação está de acordo com o mapa de Clift *et al.* (1978); ver valores do número de Reynolds da partícula e de Eötvös nas tabelas acima e na Figura 16.

4.3.3 Campos de velocidade

O campo de velocidade para escoamento monofásico nas direções ascendente e descendente foi obtido por PTV-2D por Beckedorff (2020). Em virtude das limitações da técnica empregada, serão apresentadas as projeções do campo de velocidade no plano frontal ao canal. Na Figura 43, tem-se a velocidade média para a componente vertical (a) e horizontal (b) do escoamento monofásico de água para a direção ascendente. Na Figura 44, são

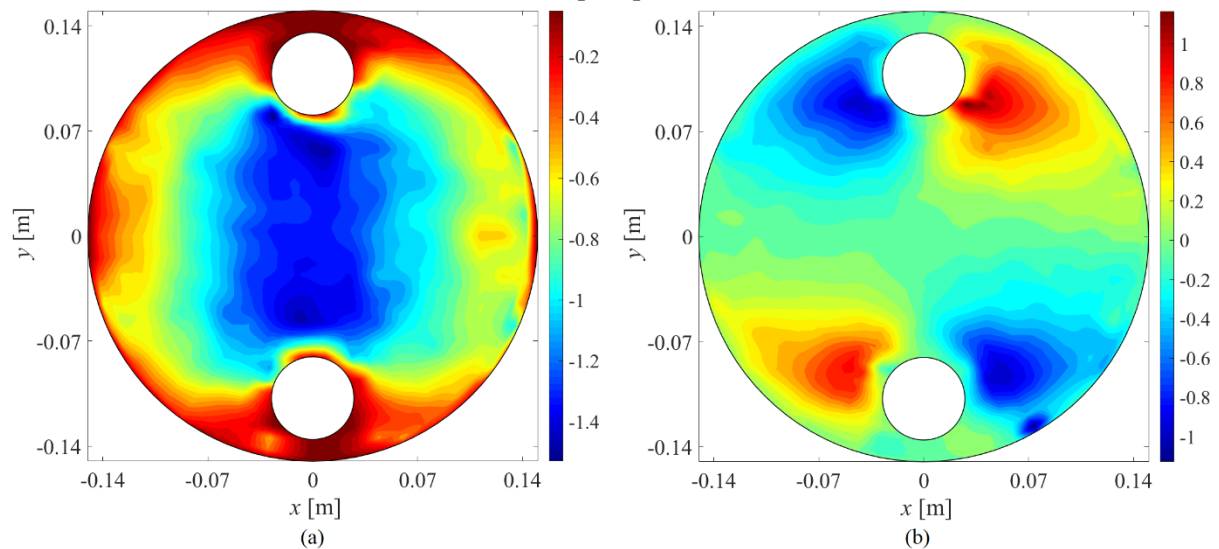
apresentados os resultados para a direção descendente. O centro do sistema de coordenadas ($x = 0$; $y = 0$) coincide com o centro da projeção frontal. A direção “y” é antiparalela à direção da gravidade.

Figura 43 – Efeito da geometria do canal PSHE na velocidade média do escoamento monofásico na direção ascendente: (a) componente vertical e (b) componente horizontal [m/s].



Fonte: Beckedorff (2020).

Figura 44 – Efeito da geometria do canal PSHE na velocidade média do escoamento monofásico na direção descendente: (a) componente vertical e (b) componente horizontal [m/s].



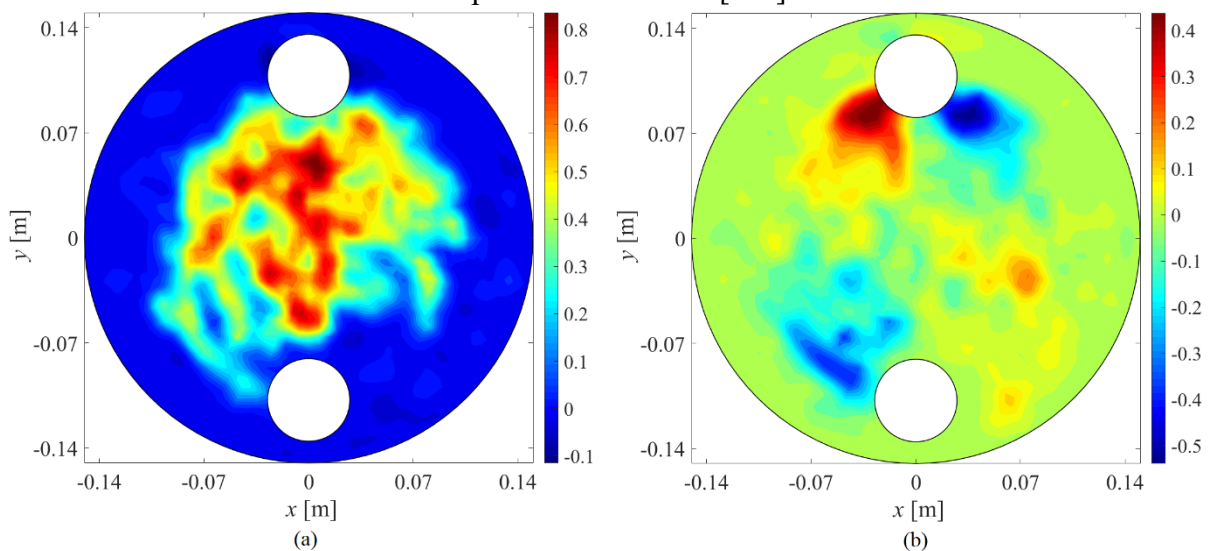
Fonte: Beckedorff (2020).

A componente vertical da velocidade média é aproximadamente simétrica em relação ao plano central $y = 0$. Já a componente horizontal da velocidade média é antissimétrica em relação aos planos $y = 0$ e $x = 0$. As maiores componentes de velocidade são obtidas na região entre bocais.

A seguir, são apresentados os campos de velocidade para a fase dispersa em escoamento bifásico obtidos por PIV-2D. Tratam-se de campos de velocidade praticamente instantâneos para os grupos de bolhas. O campo de velocidades deve ser entendido, nessas figuras, como a provável velocidade média projetada em plano frontal do canal PSHE de bolhas médias, cujas características foram apresentadas na Tabela 8.

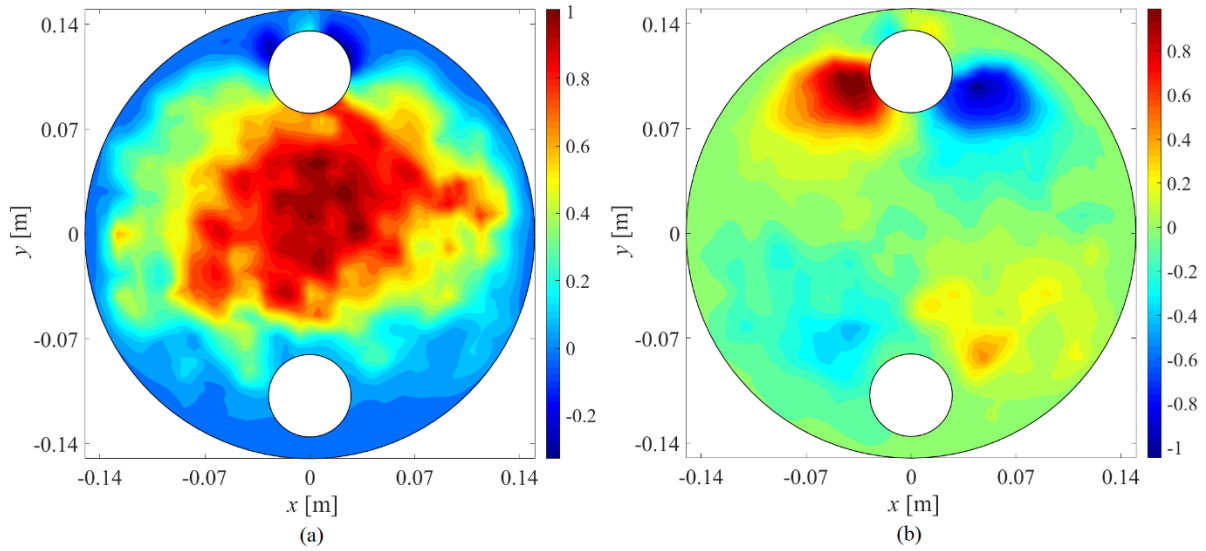
A componente vertical da velocidade média é apresentada no item “a” e a componente horizontal, no item “b” das Figura 45 a Figura 49. Nas Figura 45 a Figura 47 são apresentados resultados para escoamento ascendente (padrões de entrada: estratificado, pistonado e borbulhado, respectivamente). Nas Figura 48 e Figura 49, são apresentados resultados para escoamento descendente com padrões de entrada pistonado e borbulhado, respectivamente. Note que, no canal PSHE, somente padrões borbulhados foram rastreados por PIV.

Figura 45 – Efeitos da geometria do canal PSHE, da direção ascendente e do padrão de entrada estratificado no campo de velocidade média das bolhas: (a) componente vertical e (b) componente horizontal [m/s].



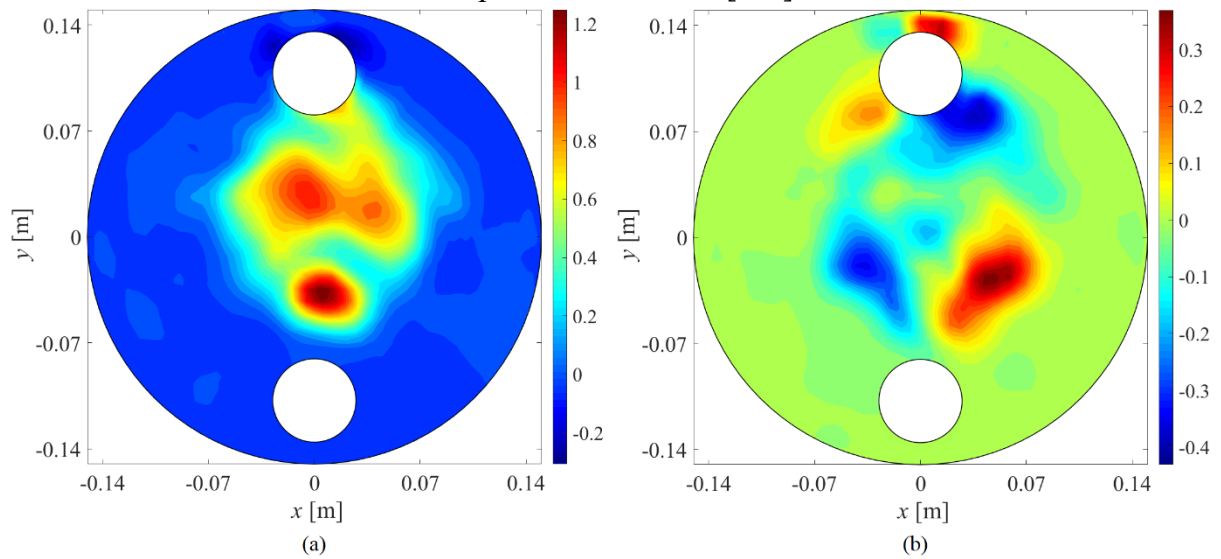
Fonte: Autora (2021).

Figura 46 – Efeitos da geometria do canal PSHE, da direção ascendente e do padrão de entrada pistonado no campo de velocidade média das bolhas: (a) componente vertical e (b) componente horizontal [m/s].



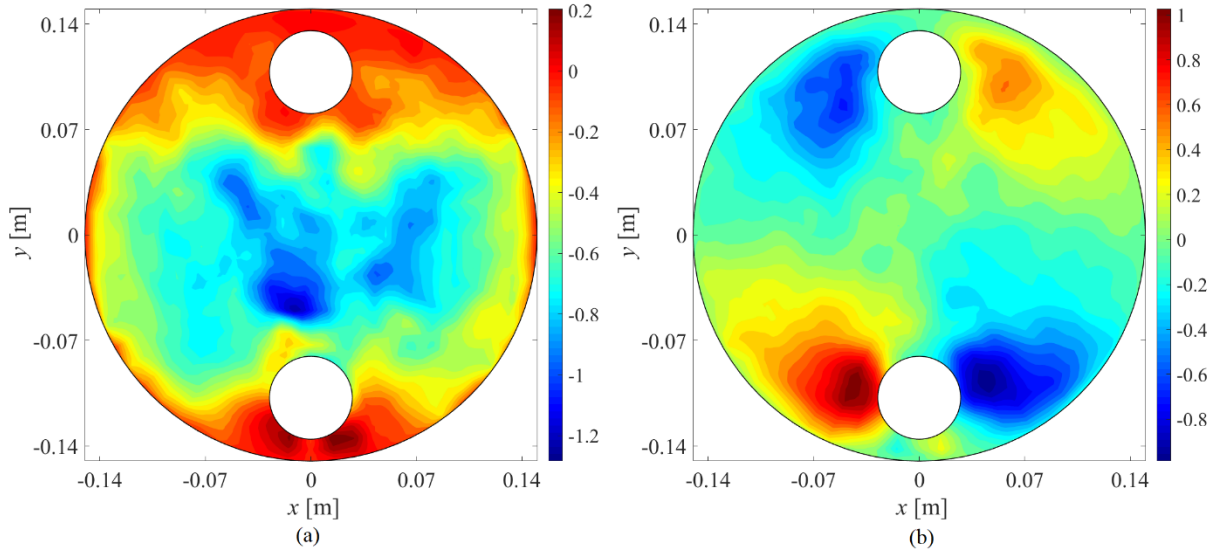
Fonte: Autora (2021).

Figura 47 – Efeitos da geometria do canal PSHE, da direção ascendente e do padrão de entrada borbulhado no campo de velocidade média das bolhas: (a) componente vertical e (b) componente horizontal [m/s].



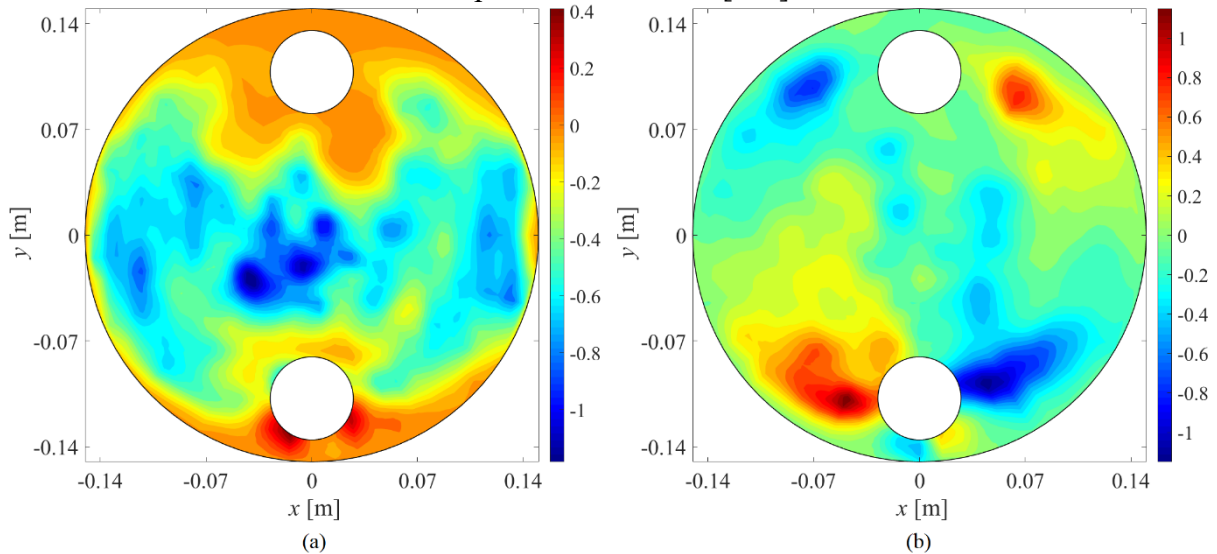
Fonte: Autora (2021).

Figura 48 – Efeitos da geometria do canal PSHE, da direção descendente e do padrão de entrada pistonado no campo de velocidade média das bolhas: (a) componente vertical e (b) componente horizontal [m/s].



Fonte: Autora (2021).

Figura 49 – Efeitos da geometria do canal PSHE, da direção ascendente e do padrão de entrada borbulhado no campo de velocidade média das bolhas: (a) componente vertical e (b) componente horizontal [m/s].



Fonte: Autora (2021).

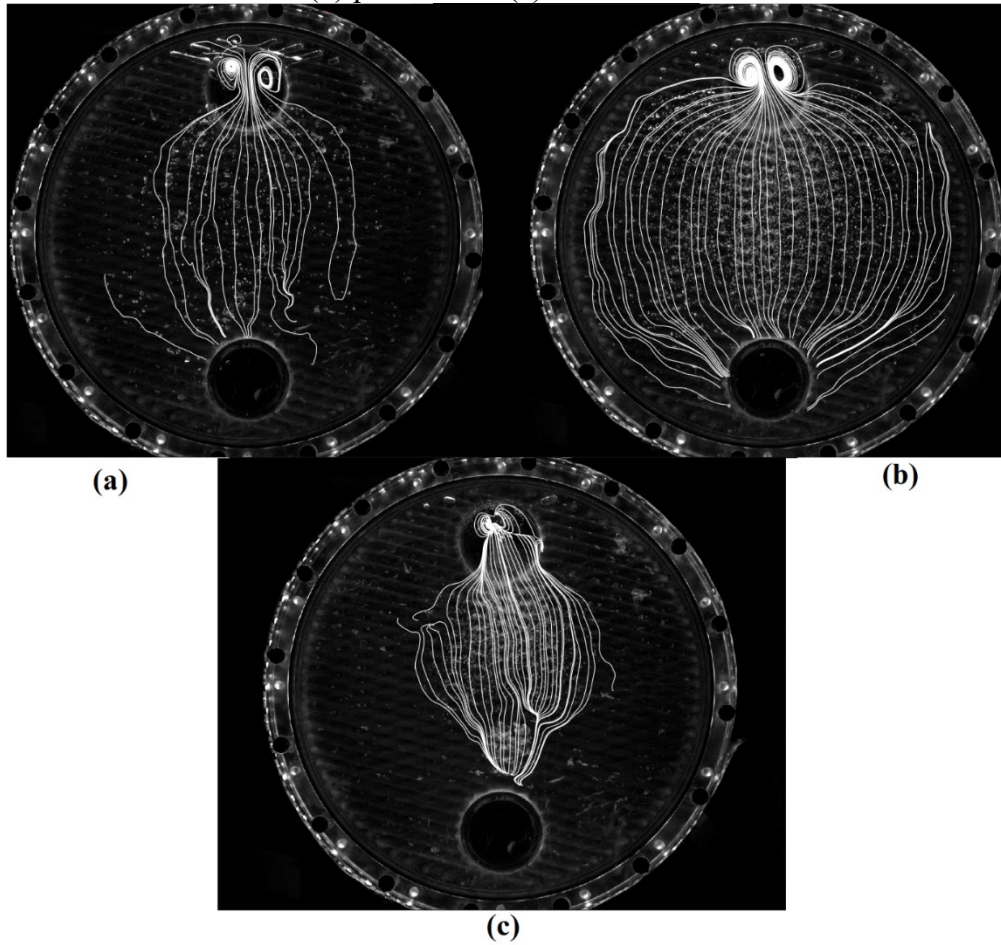
A geometria do canal do PSHE afeta o escoamento da fase dispersa de forma similar ao observado em escoamento monofásico; compare Figura 43 e Figura 44 às Figura 45 a Figura 49. A magnitude da componente vertical da velocidade é superior no centro entre os bocais, e magnitude da componente horizontal é relevante nas proximidades dos bocais de entrada e saída.

A direção do escoamento no canal afeta a distribuição das bolhas e, por consequência, a velocidade média da distribuição. Ar entra, no canal PSHE, preferencialmente através da parte superior do bocal de entrada (ver Figura 38). No sentido ascendente, bolhas de ar são preferencialmente arrastadas pela região central entre bocais. No sentido descendente, bolhas são arrastadas através da região periférica.

O padrão de entrada do escoamento bifásico também afeta a distribuição e o campo de velocidades da fase dispersa no canal PSHE. Na direção ascendente, as bolhas se concentram na região central entre bocais para os padrões de entrada estratificado e borbulhado. Na direção ascendente e com padrão pistonado, bolhas são melhores distribuídas no domínio do canal. Na direção descendente, as bolhas se concentram preferencialmente na periferia em padrão de entrada borbulhado e pistonado. Contudo, a distribuição é menos heterogênea nesse último padrão: uma maior frequência de bolhas ocorre na região central. Note que, no padrão pistonado e independente da direção do escoamento (Figura 46 e Figura 48), o campo de velocidades da fase dispersa se assemelha mais ao campo de velocidades monofásico: é justamente, nesse padrão, que as bolhas se distribuem de forma menos heterogênea no domínio do canal.

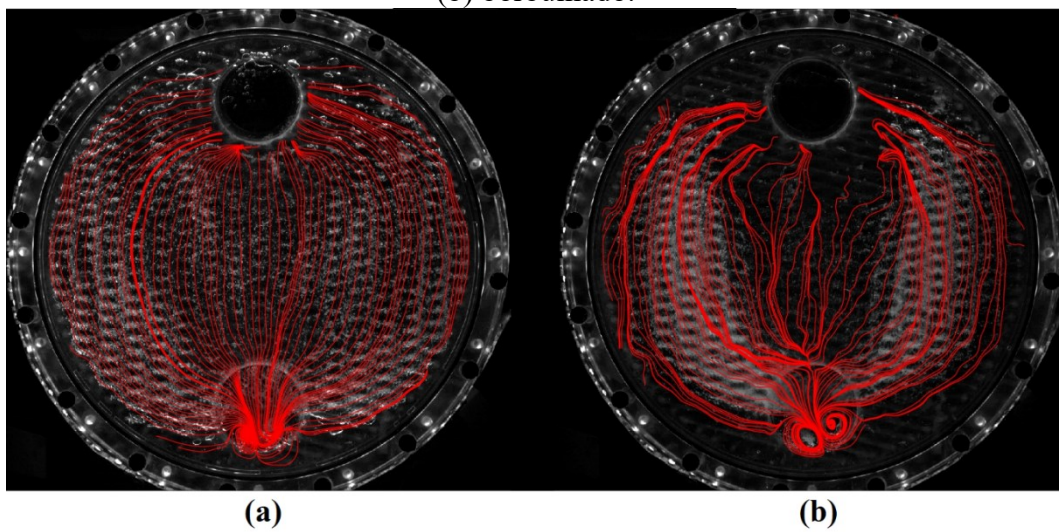
Para melhor elucidar as observações sobre o efeito do padrão de entrada e da direção do escoamento no comportamento da fase dispersa em canal PSHE, imagens do escoamento bifásico original são sobrepostas com linhas de corrente geradas a partir da soma de uma série de *frames* ou imagens. As linhas de corrente são curvas tangente ao vetor velocidade em cada ponto do campo de velocidade gerado pelo PIV instantâneo. Os resultados são apresentados para a direção ascendente na Figura 50, para a direção descendente na Figura 51.

Figura 50 – Linha de corrente para a direção ascendente: (a) padrão de entrada estratificado, (b) pistonado e (c) borbulhado.



Fonte: Autora (2021).

Figura 51 – Linha de corrente para a direção descendente: (a) padrão de entrada pistonado e (b) borbulhado.



Fonte: Autora (2021).

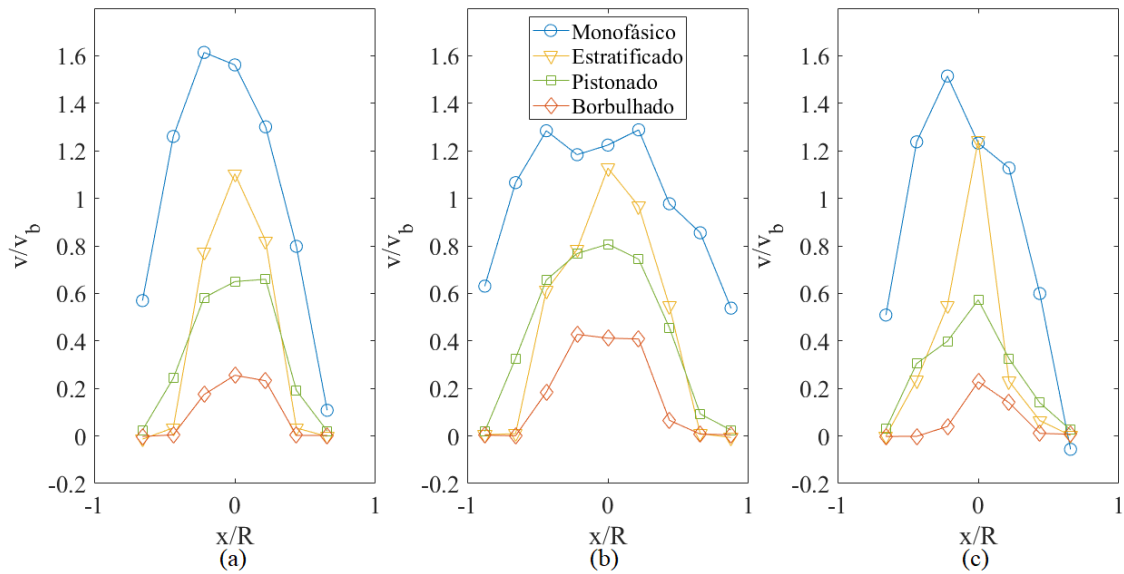
Note, na Figura 50 “a” e “c”, que as linhas de corrente se concentram no centro do canal para padrões de entrada estratificado e borbulhado na direção ascendente. Na Figura 50b, linhas de corrente são observadas em grande parte do domínio; apenas na parte mais periférica bolhas não são encontradas. Note as zonas de recirculação na saída do canal: ar é preferencialmente captado no centro da zona de recirculação.

Na direção descendente, é constatada uma melhor distribuição das linhas de corrente para o padrão de entrada pistonado; compare as Figura 51a e Figura 51b. No padrão de entrada borbulhado, um número pequeno de bolhas é observado na região central do canal.

4.3.3.1 *Perfis de velocidade*

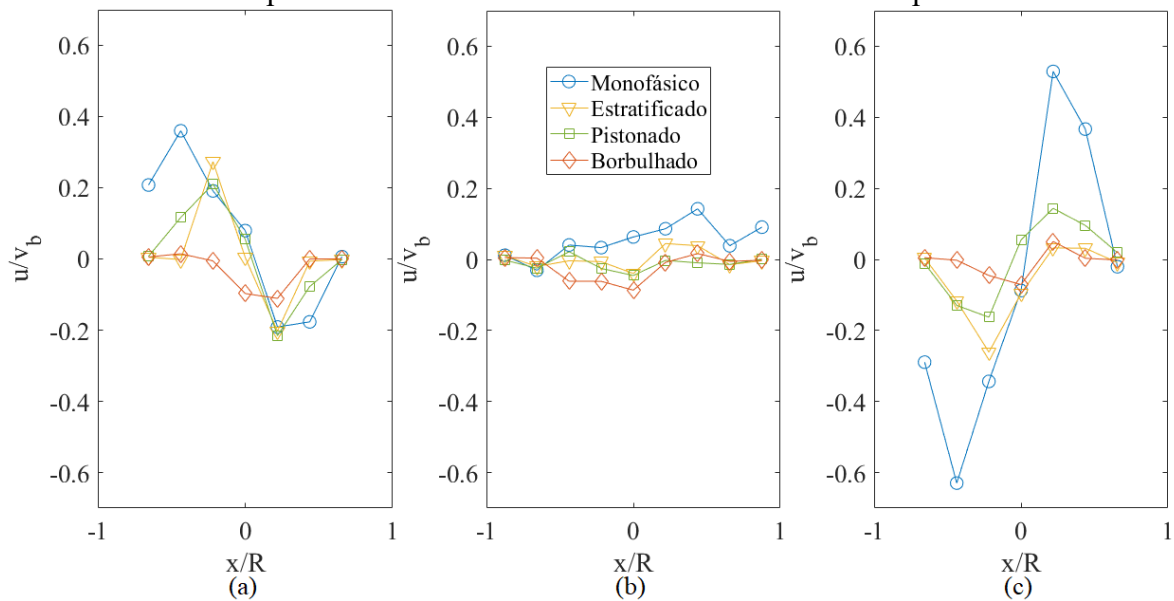
A seguir, são apresentados os efeitos do padrão de entrada e da direção do escoamento no perfil de velocidades da fase dispersa. Perfis das componentes vertical e horizontal da velocidade média são apresentadas em três seções transversais: $y = -0.06$ m, $y = 0$ e $y = 0.06$ m. Os resultados são adimensionalizados pela velocidade média da fase contínua no centro do canal ($y = 0$), v_b . Resultados para as componentes vertical e horizontal do escoamento ascendente são apresentados na Figura 52 (resultados correspondentes às Figuras Figura 43a, Figura 45a, Figura 46a e Figura 47a) e na Figura 53 (resultados correspondentes às Figura 43b, Figura 45b, Figura 46b e Figura 47b). Resultados para as componentes vertical e horizontal do escoamento descendente são apresentados na Figura 54 (resultados correspondentes às Figura 44a, Figura 48a e Figura 49a) e na Figura 55 (resultados correspondentes às Figura 44b, Figura 48b e Figura 49b).

Figura 52 – Efeitos do padrão de entrada e da direção ascendente do escoamento no perfil de velocidade da componente vertical nas seções: (a) $y = 0,06$ m, (b) $y = 0$ e (c) $y = -0,06$ m. Resultados para a fase contínua em escoamento são também apresentados.



Fonte: Autora (2021).

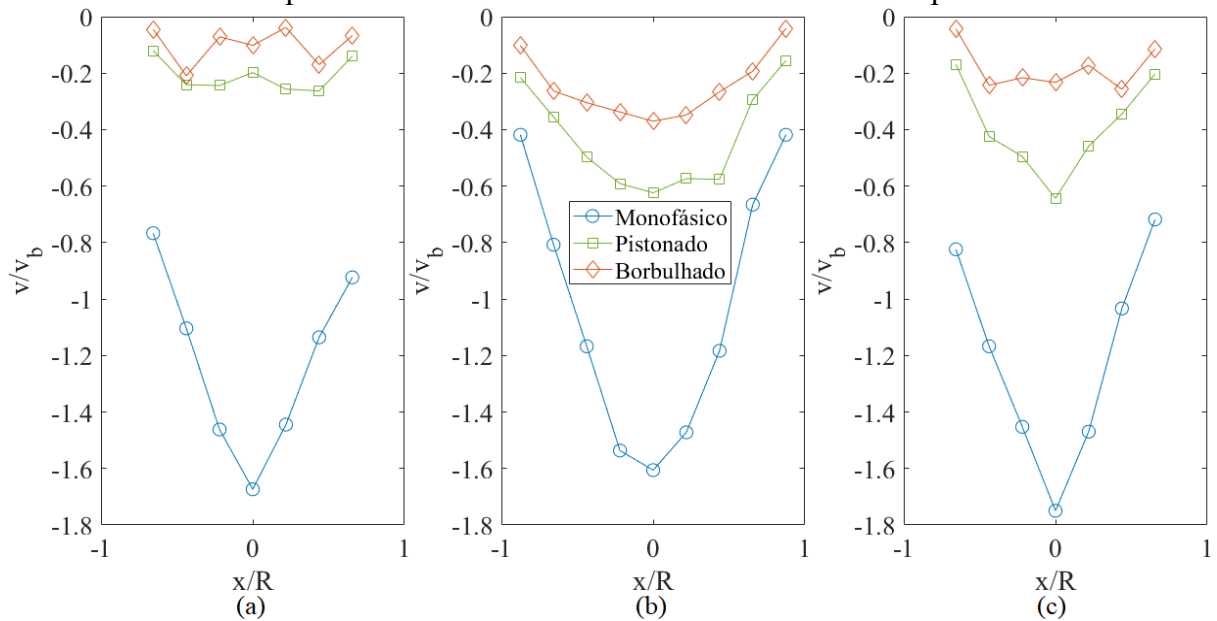
Figura 53 – Efeitos do padrão de entrada e da direção ascendente do escoamento no perfil de velocidade da componente horizontal nas seções: (a) $y = 0,06$ m, (b) $y = 0$ e (c) $y = -0,06$ m. Resultados para a fase contínua em escoamento são também apresentados.



Fonte: Autora (2021).

Figura 54 – Efeitos do padrão de entrada e da direção descendente do escoamento no perfil de velocidade da componente vertical nas seções: (a) $y = 0,06$ m, (b) $y = 0$ e (c) $y = -0,06$ m.

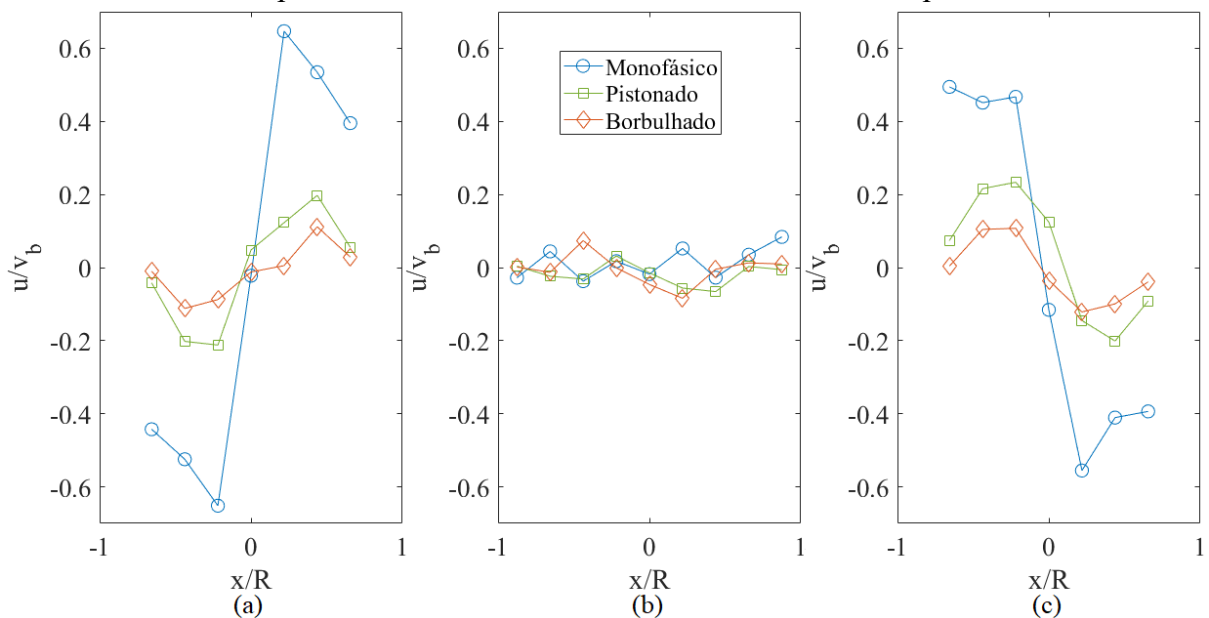
Resultados para a fase contínua em escoamento são também apresentados.



Fonte: Autora (2021).

Figura 55 – Efeitos do padrão de entrada e da direção descendente do escoamento no perfil de velocidade da componente horizontal nas seções: (a) $y = 0,06$ m, (b) $y = 0$ e (c) $y = -0,06$ m.

Resultados para a fase contínua em escoamento são também apresentados.



Fonte: Autora (2021).

Em escoamentos ascendentes no plano próximo à entrada do canal ($y = -0,06$ m), os perfis de velocidade da fase dispersa ainda são similares aos da fase contínua; ver Figura 52c e Figura 53c. No plano central ($y = 0$), é notória a diferença entre os perfis de velocidade da

fase dispersa e da fase contínua: as bolhas são aceleradas devido a forças de empuxo; ver Figura 52b. Note que, em $x = 0$, a velocidade média das bolhas pode ser $1,15v_b$ para o padrão borbulhado e $1,2v_b$ para a fase contínua. No plano próximo à saída do canal ($y = 0,06$ m), os perfis de velocidade da fase dispersa divergem dos perfis da fase contínua; ver Figura 52a e Figura 53a. As magnitudes das componentes de velocidade são significativamente maiores para a fase contínua.

Em escoamentos descendentes, a componente vertical da velocidade da fase dispersa é muito afetada pela força de empuxo, principalmente nos planos próximos à saída e à entrada do canal; ver Figura 54a e Figura 54c. As bolhas não conseguem ser arrastadas pelo fluido acelerado, em virtude da menor seção transversal. Na região central, o perfil de velocidade da fase dispersa é similar à da fase contínua. A componente horizontal é pouco afetada, e os perfis de velocidade da fase dispersa e da fase contínua são similares; ver Figura 55.

4.3.3.2 Validação

Para a validação do campo de velocidade inercial das bolhas, foi utilizada a conservação da massa conforme demonstração abaixo.

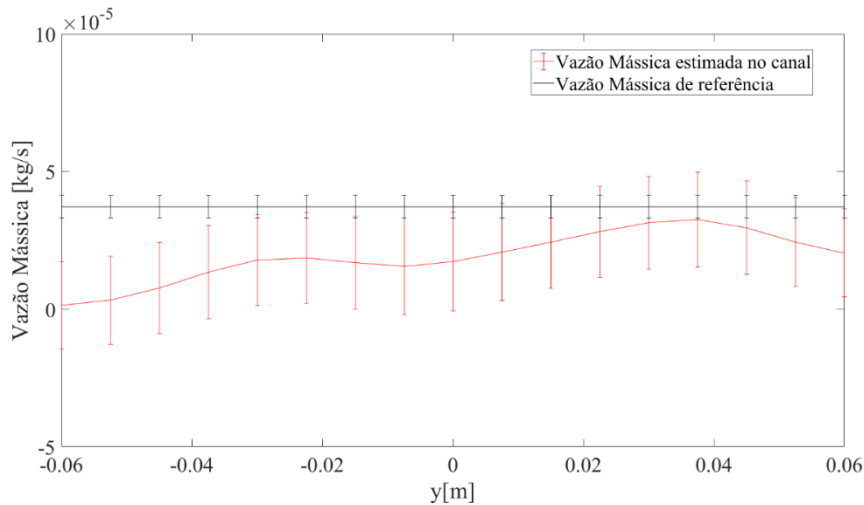
A validação é realizada comparando-se a vazão mássica do ar antes de se misturar com a água, e a vazão mássica do ar no canal do PSHE. A primeira é obtida através da Equação (2.16) a partir das medições da velocidade do ar, da pressão e da temperatura, e da área conhecida do duto. A vazão mássica de ar no canal PSHE é estimada através de:

$$\dot{m}_g = \rho_g v_g A_s \alpha \quad (4.3)$$

onde v_g é a velocidade média obtida por método PIV-2D para uma determinada seção transversal A_s (ver Figura 24) e α , a fração de vazio média estimada pelo ECT.

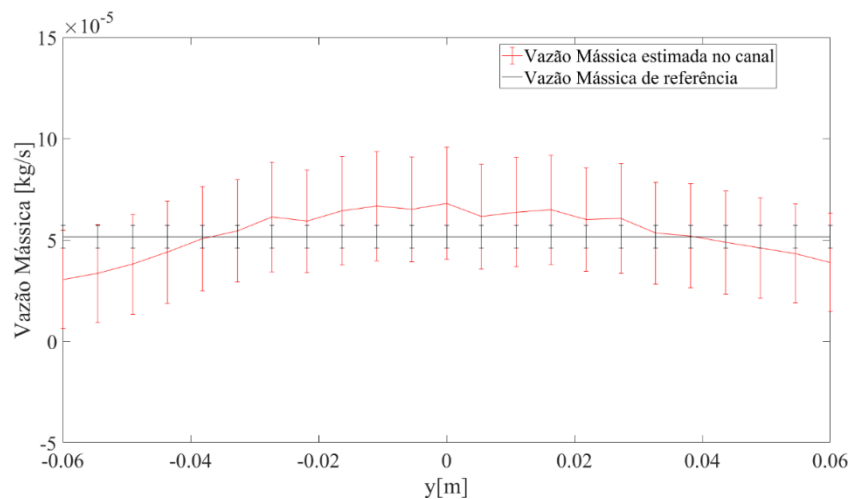
São apresentados, a seguir, resultados para a conservação da massa obtida por PIV em algumas seções transversais na faixa $-0,06 < y \text{ [m]} < 0,06$ tanto para a direção ascendente (Figura 56) quanto para a direção descendente (Figura 57). Resultados são apresentados para padrão de entrada borbulhado e são qualitativamente similares para os demais casos.

Figura 56 – Validação de método PIV através da conservação da massa para padrão de entrada borbulhado e escoamento ascendente.



Fonte: Autora (2020).

Figura 57 – Validação de método PIV através da conservação da massa para padrão de entrada borbulhado e escoamento descendente.



Fonte: Autora (2020).

A linha preta é o valor de referência de vazão mássica e a curva vermelha, a vazão mássica estimada para o canal através de PIV. As barras de erros se referem às incertezas combinadas para as respectivas vazões mássicas. De forma geral, as vazões mássicas obtidas por PIV correspondem às vazões mássicas obtidas antes da mistura dentro das faixas de incerteza. Em algumas medições, há divergência de resultados, conforme a faixa $y \text{ [m]} < -0,02$ na Figura 56. Conjectura-se que a divergência decorre de um processamento de imagens ineficiente naquela região.

4.4 PHE

Nessa seção, são abordados os resultados da velocidade da fase dispersa utilizando o PIV-2D em canal do PHE. São analisados quatro casos que se relacionam aos padrões de entrada borbulhado e pistonado para as direções ascendente e descendente.

4.4.1 Caracterização das bolhas rastreadas

O mesmo procedimento para caracterização das bolhas a partir do algoritmo de Canny, feito para o PSHE, é realizado para o PHE. Os resultados são segmentados de acordo com padrão de escoamento de entrada (pistonado ou borbulhado) e a direção do escoamento (ascendente ou descendente). O rastreamento ocorreu apenas quando o escoamento na região central do canal do PHE resultou em padrão borbulhado: são quatro pontos experimentais conforme Tabelas 6 e 7. Os resultados estão expostos na Tabela 11, Tabela 12 e Tabela 13.

Tabela 11 – Valores médios da distribuição de bolhas para padrão borbulhado na região central do canal de PHE.

Valores para Caracterização das Bolhas	Ascendente		Descendente	
	Pistonado	Borbulhado	Pistonado	Borbulhado
Diâmetro [mm]	2,94	3,29	3,01	3,40
Escala temporal [ms]	292,40	366,92	310,55	415,40
Diâmetro/Escala Dimensional do Fluido	57,49	70,25	56,10	54,49
Velocidade terminal/Velocidade Média na Seção	0,38	0,34	0,42	0,61
Diâmetro/Profundidade do Canal	0,75	0,84	0,77	0,87
Número de Eötvös	1,37	1,71	1,45	1,94
Número de Reynolds	927,96	1117,50	969,78	1211,00
Número de Stokes	107,81	161,38	104,01	103,24
Aceleração do Escoamento	0,75	1,07	0,62	0,34

Fonte: Autora (2021).

Tabela 12 – Valores máximos e mínimos para caracterização da distribuição de bolhas na direção ascendente.

Valores para Caracterização das Bolhas	Pistonado		Borbulhado	
	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo
Diâmetro [mm]	0,76	6,01	0,76	7,79
Escala temporal [ms]	16,53	1.041,50	16,57	1.756,00
Diâmetro/Escala Dimensional do Fluido	14,80	117,43	16,18	166,55
Velocidade terminal/Velocidade Média na Seção	0,12	0,61	0,10	0,60
Diâmetro/Profundidade do Canal	0,19	1,54	0,19	2,00
Número de Eötvös	0,08	4,87	0,08	8,19
Número de Reynolds	67,52	2.745,90	67,71	4.136,50
Número de Stokes	6,10	383,99	7,29	772,32

Fonte: Autora (2021).

Tabela 13 – Valores máximos e mínimos para caracterização da distribuição de bolhas na direção descendente.

Valores para Caracterização das Bolhas	Pistonado		Borbulhado	
	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo
Diâmetro [mm]	0,76	6,51	0,76	8,91
Escala temporal [ms]	16,53	1.223,10	16,60	2.290,50
Diâmetro/Escala Dimensional do Fluido	14,10	121,29	12,17	142,98
Velocidade terminal/Velocidade Média na Seção	0,13	0,71	0,18	1,13
Diâmetro/Profundidade do Canal	0,19	1,67	0,19	2,28
Número de Eötvös	0,08	5,72	0,08	10,70
Número de Reynolds	67,50	3.118,70	67,79	5.062,30
Número de Stokes	5,54	409,65	4,13	569,25

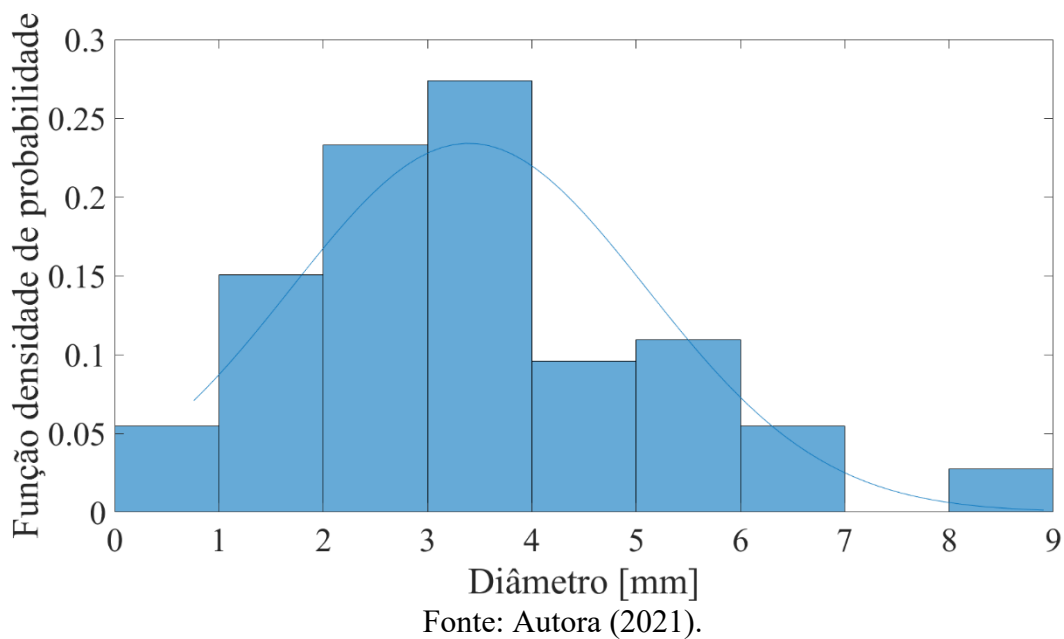
Fonte: Autora (2021).

A comparação entre as escalas de tempo e comprimento da fase dispersa e as escalas do fluido revelam que as características inerciais são significativas. Valores médios de Stokes variam entre 103 e 160. Os efeitos gravitacionais e da aceleração do escoamento no comportamento das bolhas são consideráveis. Note a razão U_{TV}/U_b varia entre 0,10 e 0,61, e o número de “aceleração do escoamento”, entre 0,34 e 1,07. O menor valor de número de Stokes é 4 e o maior é 700.

Na Figura 58, é apresentada a função densidade de probabilidade do diâmetro das bolhas, normalizada pelo total de bolhas, para escoamento em canal PHE na direção descendente (e com padrão de escoamento de entrada borbulhado). Nesse experimento, o diâmetro médio da distribuição é 3,40 mm (ver Tabela 11). Note que, em 85 % da distribuição, o diâmetro das bolhas é inferior a 6 mm. Observe também que, no canal PHE, há

presença de bolhas de maior dimensão em relação às observadas no canal PSHE. Isso sugere que o processo de quebra foi menos intenso no canal PHE. Em virtude da maior amplitude de canal (3 mm para o canal PHE e 1,95 mm para o canal PSHE), a aceleração do escoamento na entrada do canal PHE é menor, resultando em menor dissipação viscosa: o processo de mistura se torna menos intenso, resultando em maiores bolhas ao longo do canal. As demais distribuições são observadas no Apêndice C.

Figura 58 – Função densidade de probabilidade do diâmetro das bolhas, normalizada pelo total de bolhas. Escoamento de canal PHE descendente e com padrão de escoamento de entrada borbuhlado.



Por fim, foram constatadas bolhas de forma esférica, elipsoidal e oscilante. Essa observação está de acordo com o mapa de Clift *et al.* (1978); ver valores do número de Reynolds da partícula e de Eötvös nas tabelas acima e na Figura 16.

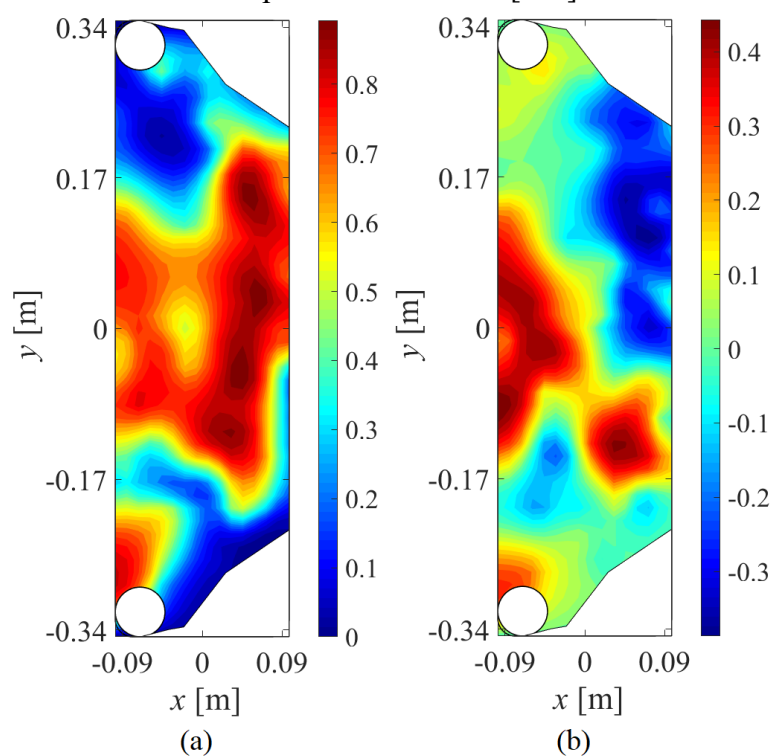
4.4.2 Campos de velocidade

A seguir, são apresentados os campos de velocidade para a fase dispersa em escoamento bifásico obtidos por PIV-2D. Em virtude das limitações da técnica empregada, serão apresentadas as projeções do campo de velocidade no plano frontal ao canal PHE. O campo de velocidades deve ser entendido, nessas figuras, como a provável velocidade média projetada em plano frontal do canal PSHE de bolhas médias, cujas características foram

apresentadas na Tabela 11. O centro do sistema de coordenadas ($x = 0$; $y = 0$) coincide com o centro da projeção frontal. A direção “y” é antiparalela à direção da gravidade.

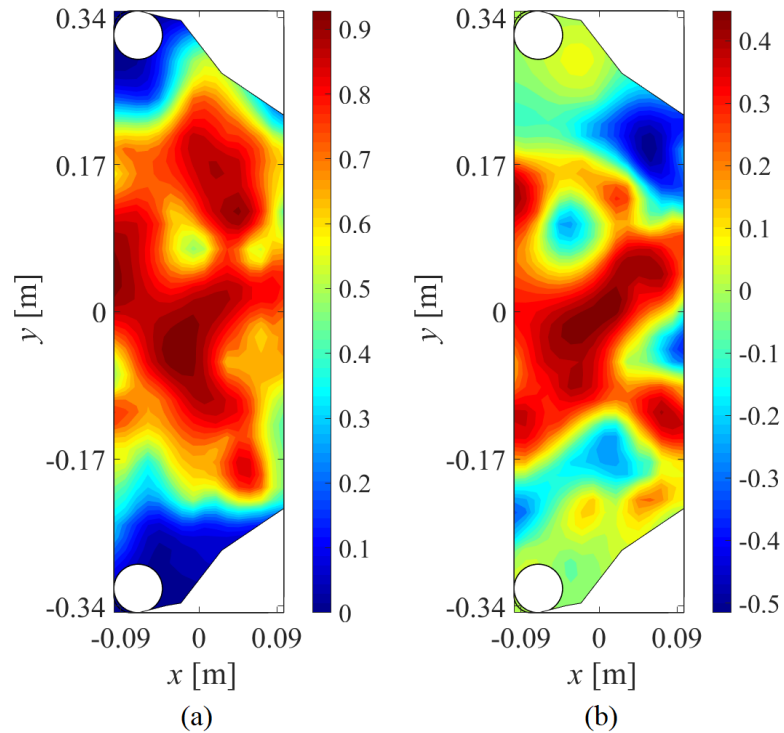
A componente vertical da velocidade média é apresentada no item “a” e a componente horizontal, no item “b” das Figura 45 a Figura 62. Nas Figura 45 a Figura 59 e Figura 60, são apresentados resultados para escoamento ascendente (padrões de entrada: pistonado e borbulhado, respectivamente). Na Figura 61 e Figura 62, são apresentados resultados para escoamento descendente com padrões de entrada pistonado e borbulhado, respectivamente.

Figura 59 – Efeitos da geometria do canal PHE, da direção ascendente e do padrão de entrada pistonado no campo de velocidade média das bolhas: (a) componente vertical e (b) componente horizontal [m/s].



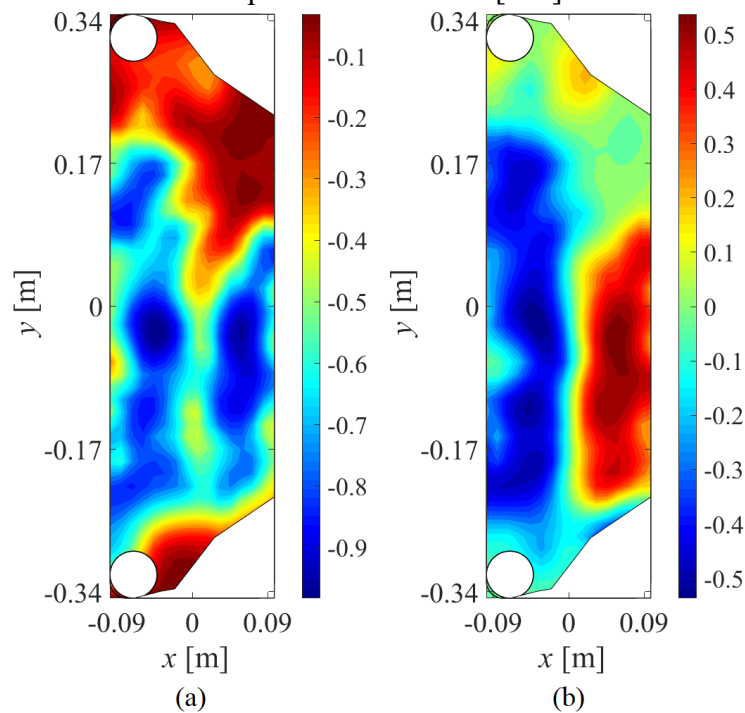
Fonte: Autora (2021).

Figura 60 – Efeitos da geometria do canal PHE, da direção ascendente e do padrão de entrada borbulhado no campo de velocidade média das bolhas: (a) componente vertical e (b) componente horizontal [m/s].



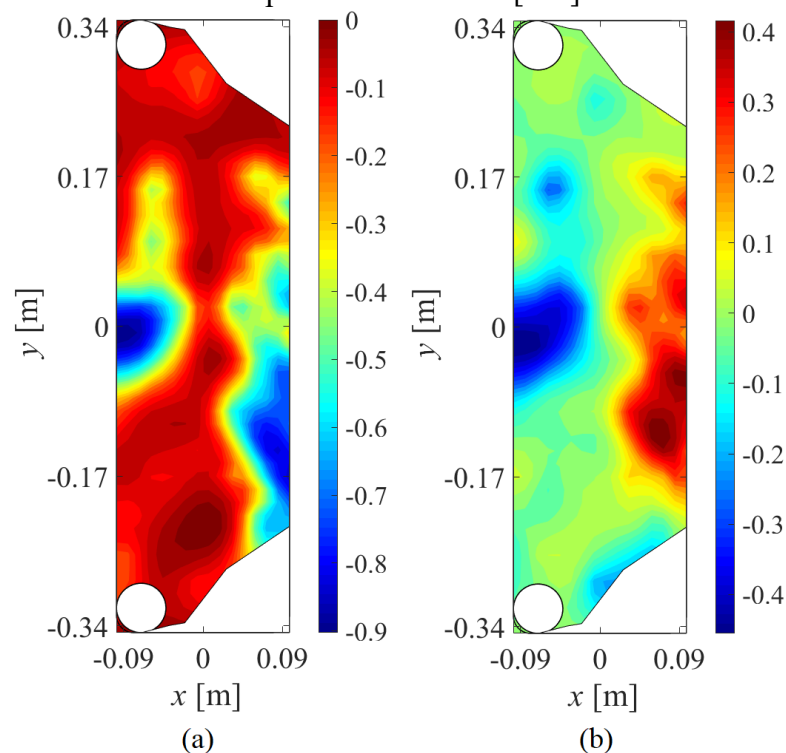
Fonte: Autora (2021).

Figura 61 – Efeitos da geometria do canal PHE, da direção descendente e do padrão de entrada pistonado no campo de velocidade média das bolhas: (a) componente vertical e (b) componente horizontal [m/s].



Fonte: Autora (2021).

Figura 62 – Efeitos da geometria do canal PHE, da direção descendente e do padrão de entrada borbulhado no campo de velocidade média das bolhas: (a) componente vertical e (b) componente horizontal [m/s].



Fonte: Autora (2021).

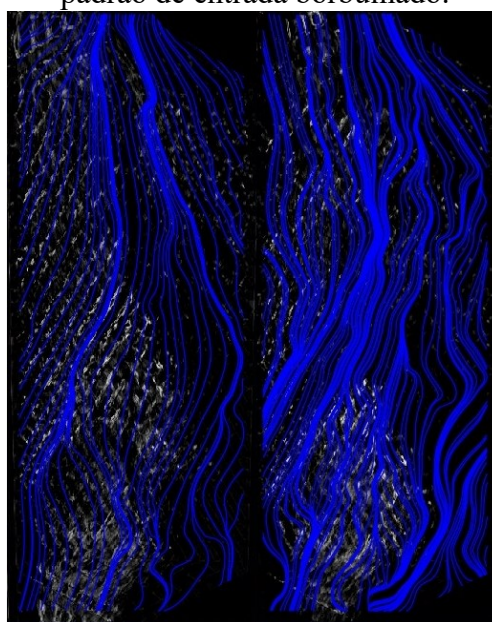
Há maior homogeneidade das componentes de velocidade vertical e horizontal para o escoamento ascendente. Não é possível notar um efeito significativo do padrão de entrada nas velocidades apresentadas; comparar Figuras 59 e 60. No escoamento descendente, a componente horizontal da velocidade é qualitativamente similar; comparar Figuras 61b e 62b. Há maior concentração de bolhas quando o padrão de entrada é pistonado no caso descendente. Observam-se valores de velocidades relativamente homogêneos na Figura 61a., contudo, poucas bolhas são observadas na larga região em vermelho na Figura 62a. Diferenças importantes entre os escoamentos no canal de PHE serão relevados a partir da apresentação das linhas de corrente abaixo.

Há diferenças significativas entre os campos de velocidade entre os canais PSHE e PHE. A distribuição de bolhas no canal PHE é menos heterogênea se comparado à do canal PSHE. Essa observação pode ser consequência do maior ângulo de Chevron (60° , característico de placa do tipo “L” ou baixa perda de carga) e das características inercias das distribuições de bolhas empregadas. O ângulo de Chevron do canal do PSHE é 15° (característico de placa do tipo “H” ou elevada perda de carga).

De acordo com Dović e Svaic (2007), em ângulos de Chevron menores como 29° (β em relação ao eixo horizontal), o escoamento através do canal tende a ser longitudinal em ziguezague (ver Figura 39f, canal PSHE). Enquanto para ângulos maiores como 62° , o escoamento tende a seguir os sulcos dos canais que muda de direção nas bordas e na linha central da placa (ver Figura 41d). Focke, Zachariades e Olivier (1985) fizeram observação similar, contudo para os ângulos de 20° e 45° . No primeiro ângulo, notaram que o escoamento “reflete” nos pontos de contato da placa, formando um padrão em ziguezague. No segundo ângulo, observaram escoamento predominantemente entre as ondulações formadas pelas placas. Ao atingir a borda, o escoamento é “refletido” para a borda oposta da placa.

Na Figura 63 (direção ascendente) e na Figura 64 (direção descendente), são apresentadas imagens do escoamento bifásico original, sobrepostas com linhas de corrente geradas a partir da soma de uma série de *frames* ou imagens.

Figura 63 – Linha de corrente para a direção ascendente: (a) padrão de entrada pistonado e (b) padrão de entrada borbulhado.



(a) **(b)**

Fonte: Autora (2021).

Figura 64 – Linha de corrente para a direção descendente: (a) padrão de entrada pistonado e (b) padrão de entrada borbulhado.



(a) (b)

Fonte: Autora (2021).

A observação das linhas de corrente revela em efeito significativo da direção do escoamento (ascendente ou descendente) sobre o comportamento da fase dispersa. Nas linhas de corrente da Figura 63 (direção ascendente), as bolhas são deslocadas para a parede oposta ao bocal de entrada, sendo “refletidas” para o bocal de saída; observe também a componente horizontal de velocidade nas Figura 59b e 60b.

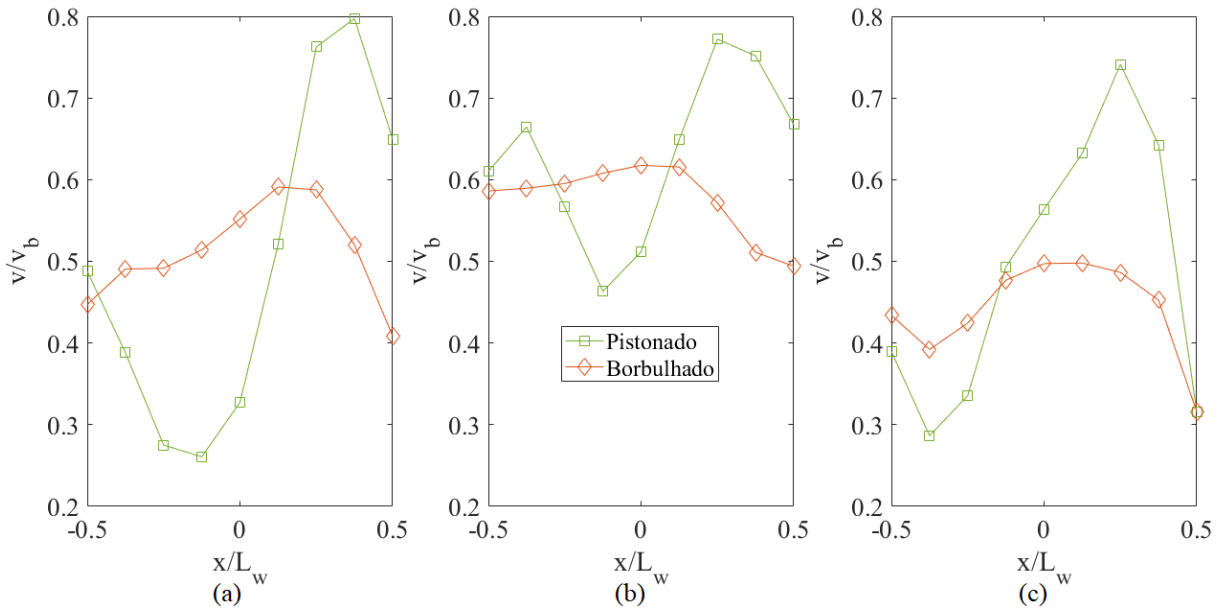
Nas linhas de corrente da Figura 64 (direção descendente), as bolhas tendem a sair do centro e se mover para a periferia percorrendo as ondulações formadas pelas corrugações, tanto para a borda direita quanto para a esquerda; note o padrão da componente de velocidade horizontal nas Figura 59b e 62b, que revelam o movimento das bolhas em direção às paredes laterais.

4.4.2.1 Perfis de velocidade

A seguir, são apresentados os efeitos do padrão de entrada e da direção do escoamento no perfil de velocidades da fase dispersa. Perfis das componentes vertical e horizontal da velocidade média são apresentadas em três seções transversais: $y = -0.17$ m, $y = 0$ e $y = 0.17$ m. Os resultados são adimensionalizados pela velocidade média da fase contínua no centro do canal ($y = 0$), v_b . Resultados para as componentes vertical e horizontal do escoamento ascendente são apresentados na Figura 65 (resultados correspondentes às

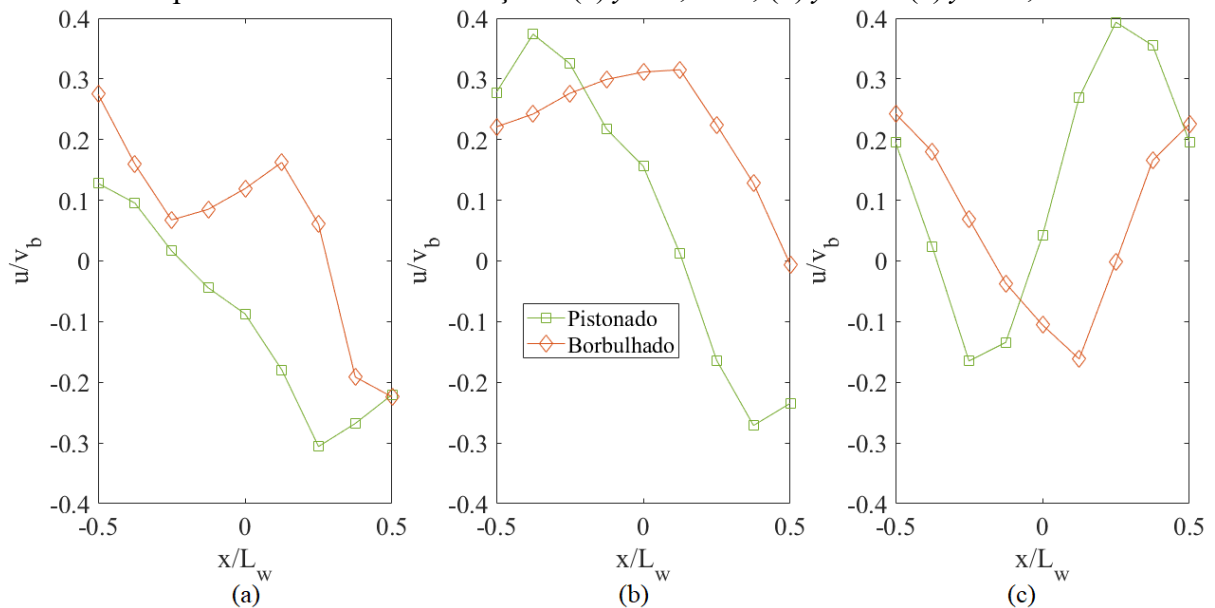
Figura 59a e Figura 60a) e na Figura 66 (resultados correspondentes às Figura 59b e Figura 60b). Resultados para as componentes vertical e horizontal do escoamento descendente são apresentados na Figura 67 (resultados correspondentes às Figura 61a e Figura 62a) e na Figura 68 (resultados correspondentes às Figura 61b e Figura 62b).

Figura 65 – Efeitos do padrão de entrada e da direção ascendente no perfil de velocidade da componente vertical nas seções: (a) $y = 0,17$ m, (b) $y = 0$ e (c) $y = -0,17$ m.



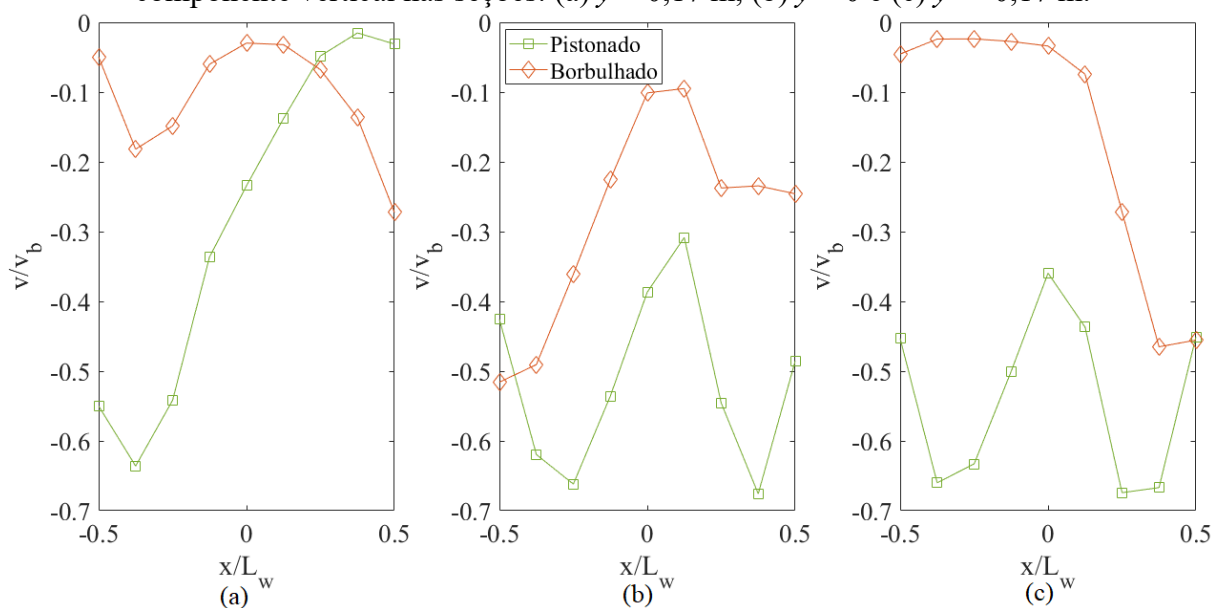
Fonte: Autora (2021).

Figura 66 – Efeitos do padrão de entrada e da direção ascendente no perfil de velocidade da componente horizontal nas seções: (a) $y = 0,17$ m, (b) $y = 0$ e (c) $y = -0,17$ m.



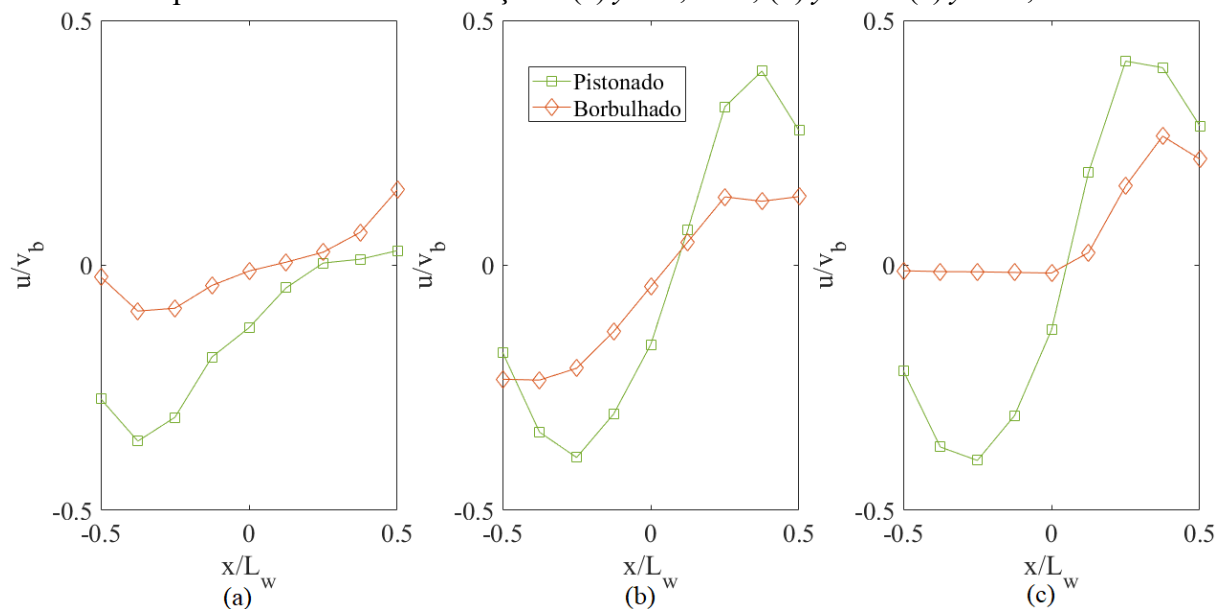
Fonte: Autora (2021).

Figura 67 – Efeitos do padrão de entrada e da direção descendente no perfil de velocidade da componente vertical nas seções: (a) $y = 0,17$ m, (b) $y = 0$ e (c) $y = -0,17$ m.



Fonte: Autora (2021).

Figura 68 – Efeitos do padrão de entrada e da direção descendente no perfil de velocidade da componente horizontal nas seções: (a) $y = 0,17$ m, (b) $y = 0$ e (c) $y = -0,17$ m.



Fonte: Autora (2021).

Maiores velocidades verticais da fase dispersa são frequentemente observadas na faixa $x/L_w > 0$, principalmente para as bolhas formadas com o padrão de entrada pistonado;

ver Figura 65. O perfil de velocidade da fase dispersa, no padrão de entrada borbulhado, é menos irregular.

Nota-se que os perfis de velocidade da componente horizontal para o escoamento ascendente estão de acordo com as linhas de corrente (Fig. 63). No plano próximo ao bocal de entrada ($y = -0,17$ m, Fig. 67c), a velocidade média das bolhas ao longo de “ x ” (ou da largura) é, em sua maior parte, positiva. Isso indica deslocamento predominante da fase dispersa em direção à parede oposta aos bocais. Essa tendência é mantida no plano central ($y=0$, Fig. 67b) e apenas revertida no plano próximo ao bocal de saída ($y = 0,17$ m, Fig. 67a), quando as trajetórias indicam movimento em direção à saída do canal.

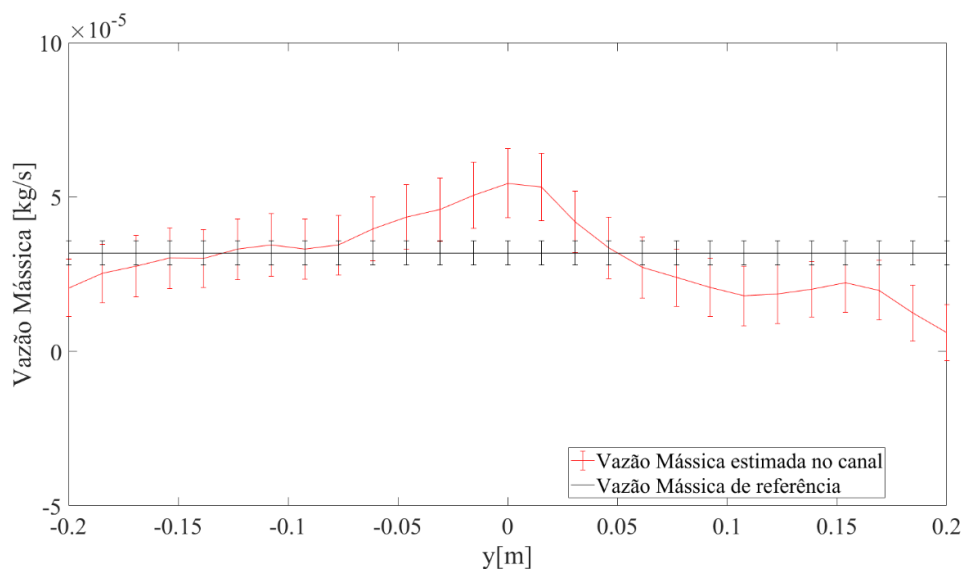
Perfis de velocidade na direção descendente são observados na Figura 67 e Figura 68. Note que a magnitude da velocidade vertical da fase dispersa é menor do que a apresentada na direção ascendente em consequência das forças de empuxo. Os perfis de velocidade vertical são menos irregulares para a fase dispersa quando o padrão de entrada é pistonado, principalmente no plano central e no plano próximo ao bocal de saída ($y = -0,17$ m, Fig. 68a).

Os resultados para o perfil de velocidade da componente horizontal estão de acordo com as linhas de corrente para escoamento descendente apresentadas na Figura 64. Bolhas se aglomeram na linha central, deslocando-se através das corrugações. A componente horizontal é negativa quando $x/L_w < 0$ (indicando movimento em direção à parede próxima aos bocais), e positiva quando $x/L_w > 0$ (indicando movimento em direção à parede mais afastada aos bocais).

4.4.2.2 Validação

O mesmo procedimento utilizado para a validação do campo de velocidade inercial no canal PSHE foi aplicado para o canal PHE. São apresentados, na Figura 69, resultados para a conservação da massa obtida por PIV em algumas seções transversais na faixa $-0,2 < y$ [m] $< 0,2$. Resultados são apresentados para padrão de entrada borbulhado na direção descendente. Os demais resultados são qualitativamente similares.

Figura 69 – Validação de método PIV através da conservação da massa para padrão de entrada borbulhado e escoamento descendente.



A linha preta é o valor de referência de vazão mássica e a curva vermelha, a vazão mássica estimada para o canal PHE através de PIV. De forma geral, as vazões mássicas obtidas por PIV correspondem às vazões mássicas obtidas antes da mistura dentro das faixas de incerteza. Em algumas medições, há divergência de resultados, conforme a faixa $y \text{ [m]} > 0,15$. Conjectura-se que a divergência decorre de um processamento de imagens ineficiente naquela região.

5 ANÁLISE TÉRMICA PRELIMINAR DE ESCOAMENTOS BIFÁSICOS EM TROCADORES DE CALOR

Nesse capítulo, será avaliado o desempenho de trocadores de placas onduladas com escoamento bifásico em ambos os ramais. A abordagem será limitada ao trocador PSHE pela maior abrangência de dados experimentais. O desempenho do trocador será avaliado na presença de padrões borbulhados (baixa fração de vazio) em ambos os ramais, e na presença de escoamentos segregados ou golfados (elevada fração de vazio) em ambos os ramais. Também serão avaliadas o efeito das configurações do trocador de calor (contracorrente, paralelo ascendente ou paralelo descendente) no desempenho térmico.

São considerados, nesse texto, como escoamentos de baixa fração de vazio média (e.g. menor que 15%), aqueles nos quais a topologia do escoamento no canal PSHE é borbulhada, conforme Figura 39d e Figura 39i. A análise desse tipo de padrão é baseada no trabalho de Chang e Huang (2013), que obtiveram correlações para escoamento borbulhado em canais com corrugações. A partir das correlações mencionadas, do campo de velocidades do escoamento monofásico gerado pelo PTV-2D e do campo de velocidade da fase inercial obtido pelo PIV-2D (ver Figura 46 e Figura 48, por exemplo) serão estimados o fator de atrito e o número de Nusselt locais.

Na análise de escoamento com alta fração de vazio média (e.g. superior a 50%), há alta probabilidade das fases se segmentarem no canal: uma parte do canal é preenchida majoritariamente de ar e a outra é preenchida principalmente com água com baixo conteúdo de ar. Isso foi observado, por exemplo, quando o padrão de escoamento na entrada do canal era estratificado. A transferência de calor é fortemente afetada pelas propriedades do fluido em contato com a parede do canal. A estimativa de troca será, nesse caso, simulada a partir de correlações para canais de placas onduladas monofásicas (Wang e Sundén ,2003), levando em consideração a presença de ar ou água.

5.1 ESCOAMENTOS BORBULHADOS NO PSHE

Bolhas dispersas numa fase contínua podem intensificar a transferência de calor, da quantidade de movimento e de espécies através da perturbação das camadas limite térmica, hidrodinâmica e de concentração. É comum a observação de maiores níveis de turbulência na fase contínua devido à presença de fase dispersa inercial. A seguir, as correlações de Chang e

Huang (2013) para escoamento borbulhado em canais de placas onduladas serão aplicadas para a geometria do canal PSHE para estimativa dos números locais de Reynolds e Nusselt, e para o fator de atrito.

5.1.1 Número de Reynolds, Fator de Atrito e Nusselt

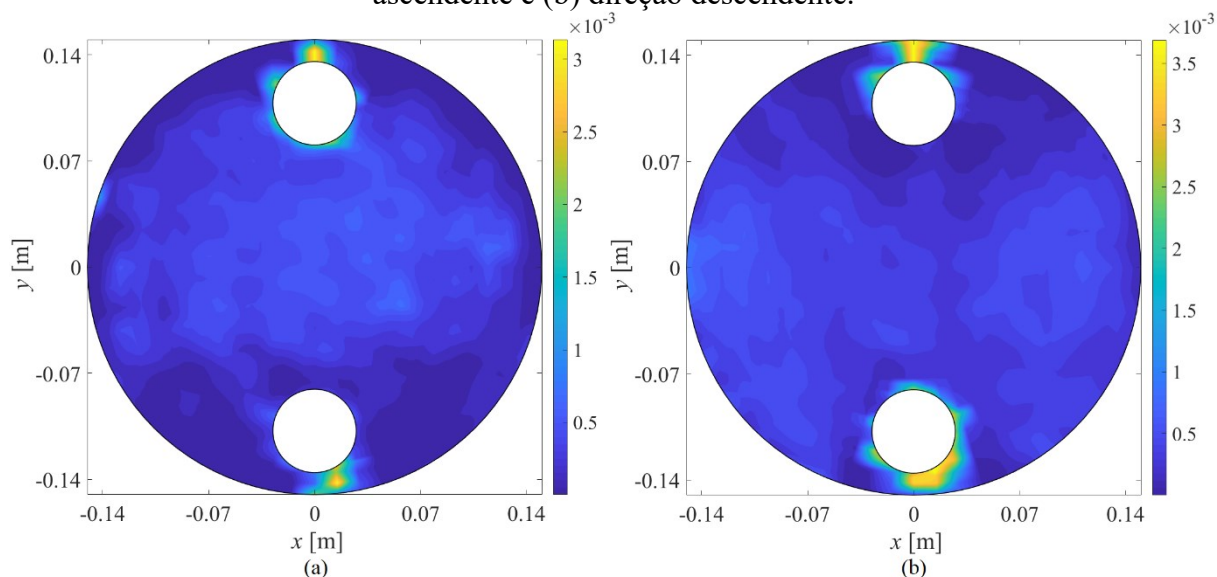
Chang e Huang (2013) definiram correlações para o fator de atrito e número de Nusselt bifásico baseadas no número de Reynolds da fase líquida e na razão entre vazão mássica da fase gasosa e da fase líquida, chamada de razão AW . Com o objetivo de estimar tais valores localmente, foi considerado que o Reynolds local da fase líquida pode ser determinado com base no campo de velocidade monofásico gerado pelo PTV. A razão entre a vazão mássica da fase gasosa e da fase líquida é definida localmente como:

$$AW(x, y) = \frac{\dot{m}_g}{\dot{m}_l} = \frac{\rho_g v_{piv} A_s \alpha}{\rho_l v_{ptv} A_s} \quad (5.1)$$

onde v_{piv} é a componente vertical da velocidade local instantânea da fase inercial gerada pelo PIV, v_{ptv} , a componente vertical da velocidade local monofásica determinada pelo PTV, e α , a fração de vazão média obtida pelo ECT.

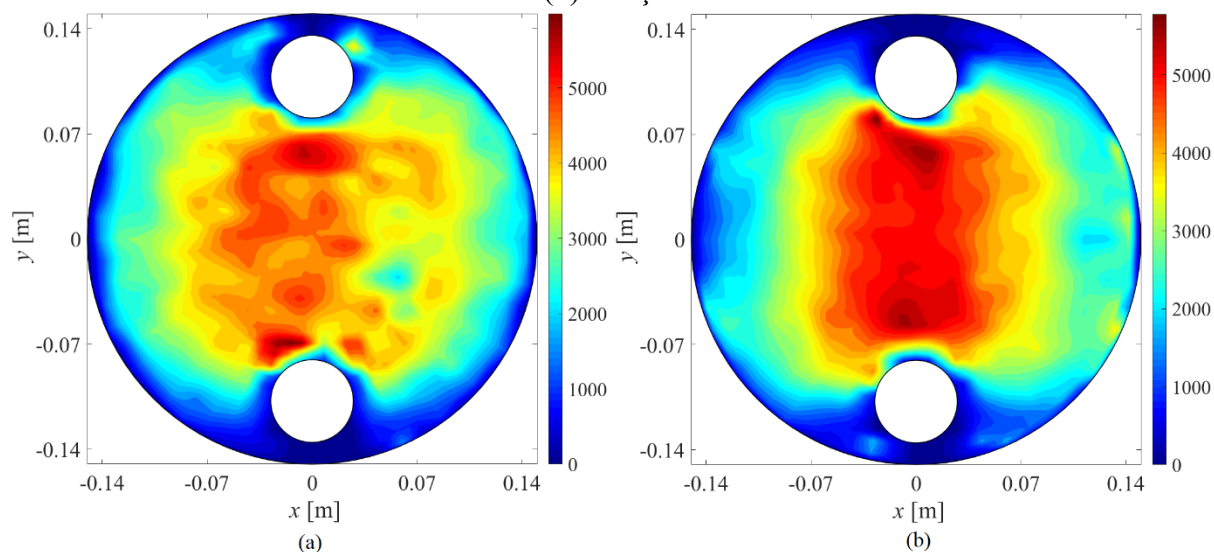
A seguir são apresentadas a razão AW (Figura 70), o número de Reynolds do escoamento monofásico (Figura 71), o fator de atrito bifásico local (Figura 72), o número de Nusselt bifásico (Figura 73), a razão entre o fator de atrito bifásico e fator de atrito monofásico (Figura 74) e a razão entre o número de Nusselt bifásico e número de Nusselt monofásico (Figura 75). Nas figuras “a” são apresentados resultados para escoamento ascendente, e nas figuras “b” para escoamento descendente. As características de entrada de cada escoamento correspondem aos casos $j_l = 0,149 \text{ m.s}^{-1}$ $j_g = 0,074 \text{ m.s}^{-1}$ para o caso ascendente, e $j_l = 0,228 \text{ m.s}^{-1}$ $j_g = 0,073 \text{ m.s}^{-1}$ para o caso descendente; ver Figura 39d e Figura 39i, respectivamente. As vazões mássicas de líquido no escoamento monofásico e de líquido no escoamento bifásico foram ajustadas para o mesmo valor de entrada. Para a determinação do fator de atrito bifásico local (Figura 72) foram utilizadas as Eqs. (2.25) a (2.28). Para a determinação do fator de atrito bifásico local (Figura 73), foram usadas as Eqs. (2.30) a (2.33).

Figura 70 – Razão entre a vazão mássica da fase gasosa e da fase líquida: (a) direção ascendente e (b) direção descendente.



Fonte: Autora (2021).

Figura 71 – Número de Reynolds do escoamento monofásico de líquido: (a) direção ascendente e (b) direção descendente.

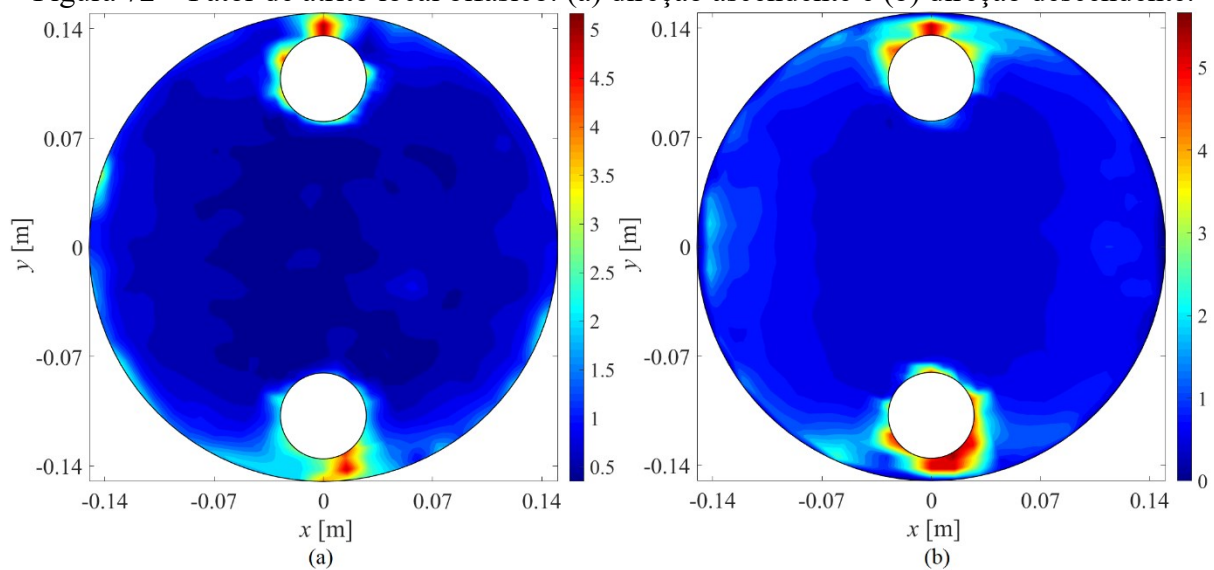


Fonte: Autora (2021).

Na Figura 70, os valores da razão AW variam entre 0 e 0,0032 para a direção ascendente, e variam entre 0 e 0,0038 para a direção descendente. Tratam-se de valores baixos e compatíveis com os valores obtidos nos experimentos de Chang e Huang (2013), cuja faixa de razão de vazão mássica é 0,0005 a 0,05. Note que os maiores valores da razão AW são observados ao redor dos bocais de entrada e saída.

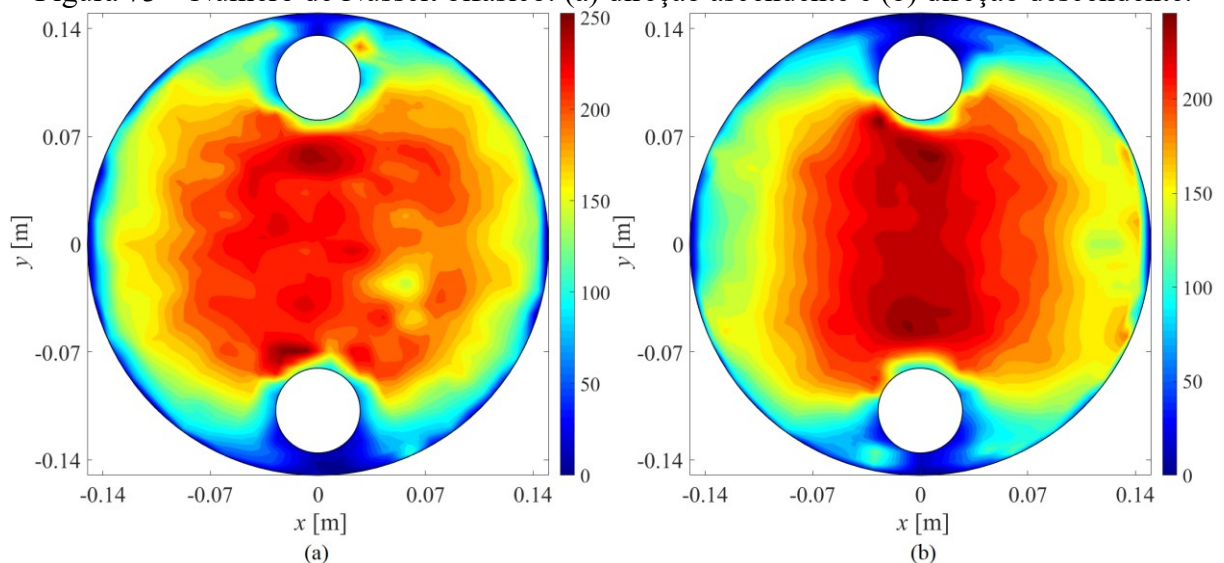
Valores de Reynolds locais até 5500 são observados na região central do canal PSHE para escoamento monofásico (Figura 71). Essa é região onde as maiores velocidades projetadas no plano central são encontradas. Para obtermos a mesma diferença de pressão entre os bocais de entrada e saída, a velocidade média deve ser superior nas trajetórias mais curtas entre os bocais. Os valores de Reynolds apresentados possuem correspondência adequada com os valores experimentais de Chang e Huang (2013). Dessa forma, espera-se que as correlações desses autores sejam representativas para a presente avaliação.

Figura 72 – Fator de atrito local bifásico: (a) direção ascendente e (b) direção descendente.



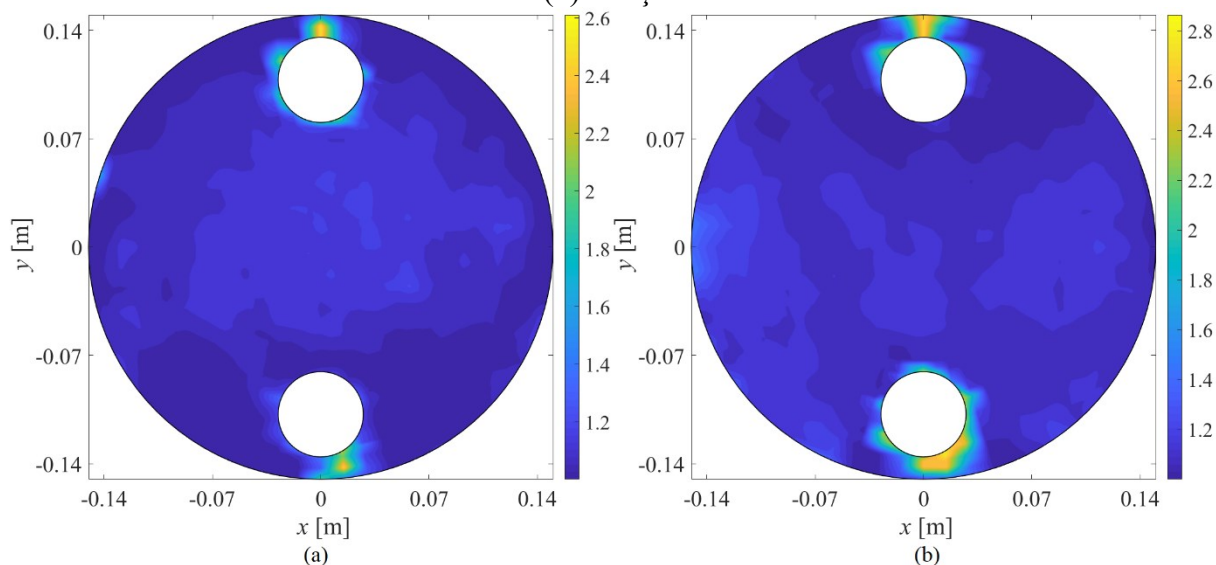
Fonte: Autora (2021).

Figura 73 – Número de Nusselt bifásico: (a) direção ascendente e (b) direção descendente.



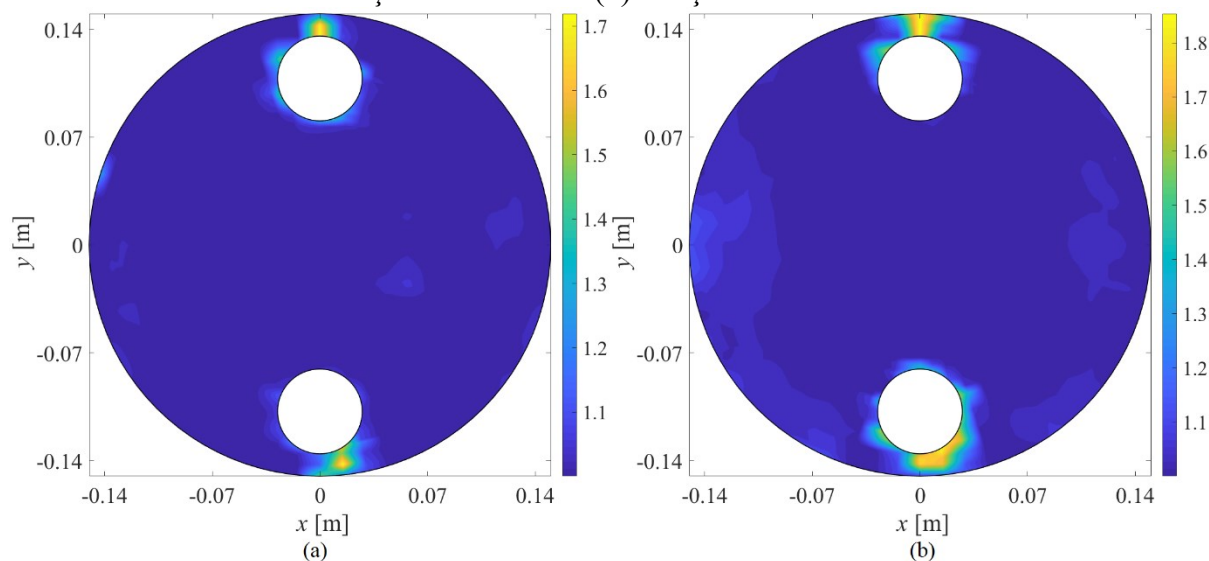
Fonte: Autora (2021).

Figura 74 – Razão entre o fator de atrito bifásico e fator de atrito monofásico: (a) direção ascendente e (b) direção descendente.



Fonte: Autora (2021).

Figura 75 – Razão entre o número de Nusselt bifásico e número de Nusselt monofásico: (a) direção ascendente e (b) direção descendente.



Fonte: Autora (2021).

Valores do fator de atrito local bifásico até 5 foram observados no canal; ver Figura 72. O fator de atrito bifásico local pode ser aproximadamente 3 vezes superior ao fator de atrito monofásico local; ver periferia dos bocais de entrada e saída na Figura 74. Para a direção ascendente, o aumento do fator de atrito varia localmente entre 1 e 2,67. Já para a direção descendente, o aumento do fator de atrito varia localmente entre 1 e 2,93. Os valores locais da razão entre a vazão mássica da fase gasosa e da fase líquida são determinantes na

razão de fator de atrito de acordo com Chang e Huang (2013); ver Equação (2.24) e compare a Figura 70 à Figura 74.

Valores de Nusselt bifásico acima de 200 são observados na região central do canal PSHE. A disposição de valores locais de Nusselt é afetada pela distribuição do Reynolds líquido em escoamento monofásico; ver Equação (2.29) e compare a Figura 71 à Figura 73. A razão entre número de Nusselt bifásico e monofásico varia localmente entre 1 e 1,75 para escoamento ascendente, e entre 1 e 1,88 para escoamento descendente.

No Apêndice D, são apresentados os resultados de fator de atrito e Nusselt local a partir das correlações de Heavner, Kumar e Wanniarachchi (1993), Kumar (1984) e Wang e Sundén (2003).

5.2 ESCOAMENTOS SEGREGADOS NO PSHE

A partir da ocorrência de padrões de entrada com valores elevados de fração de vazão média, caso do padrão estratificado, observou-se a formação de padrões de escoamento em canal PSHE nos quais há segregação do ar e da água tanto para direção ascendente quanto para descendente. Entretanto, para a direção ascendente, por causa da diferença entre a massa específica do ar e da água, a água se encontra preferencialmente na periferia do canal e o ar, no centro. Já na direção descendente, a distribuição das fases se inverte. Será apresentada, a seguir, a análise do efeito das configurações do trocador (escoamento paralelo e contracorrente) no seu desempenho térmico em padrão de canal PSHE segregado.

5.2.1 Fator de correção

De forma a garantir a conservação da massa tanto para o escoamento de ar quanto para o de água, foi definida uma metodologia para assegurar que a mesma vazão mássica obtida antes da seção de mistura ocorra ao longo do canal PSHE. Para isso, foram definidos fatores de correção:

$$v_{gy} = \frac{\rho_g v_{anemômetro} A_{tubo}}{\rho_g A_{sy} \alpha_y} \quad (5.2)$$

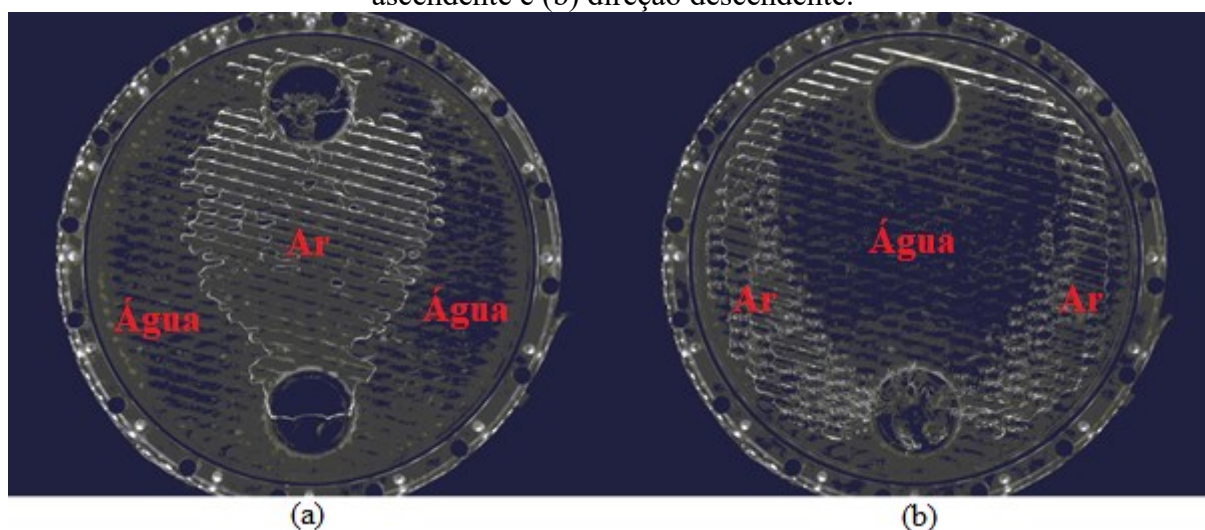
$$v_{ly} = \frac{\dot{m}_{l(coriolis)}}{\rho_l A_{s_y} (1 - \alpha_y)} \quad (5.3)$$

$$Fator\ Correção_{g_y} = \frac{v_{g_y}}{v_y} \quad (5.4)$$

$$Fator\ Correção_{l_y} = \frac{v_{l_y}}{v_y} \quad (5.5)$$

onde α_y é a fração de vazio obtida em cada seção transversal do canal (ver Figura 76a para escoamento ascendente e Figura 76b, para descendente), v_y , a velocidade vertical para cada seção definida a partir do campo de velocidade do PTV e da distribuição do ar e da água naquela seção, A_{s_y} , a área em cada seção e v_{g_y} e v_{l_y} são as velocidades médias que a água e o ar devem ter em cada seção para que a conservação da massa seja respeitada. Para a determinação de α_y foi feita a binarização das imagens na Figura 76.

Figura 76 – Fotografia de padrão de escoamento segregado em canal PSHE: (a) direção ascendente e (b) direção descendente.



Fonte: Autora (2020).

Assim, a magnitude da velocidade para cada seção do PSHE é multiplicada pelo fator de correção, respeitando a conservação da massa para cada fase.

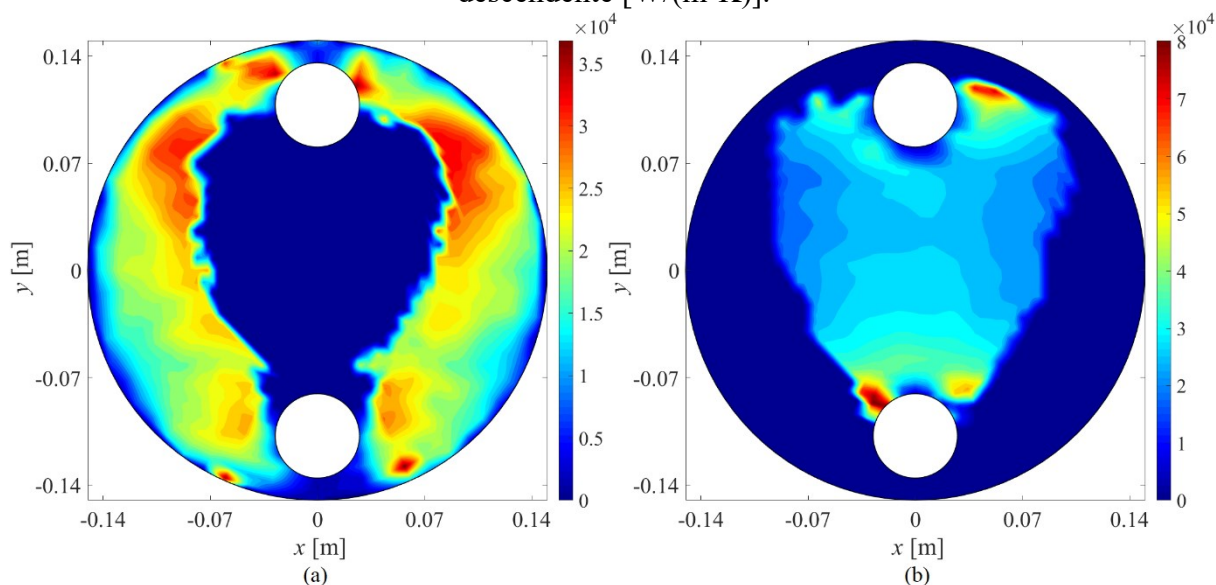
5.2.2 Coeficiente de Transferência de Calor por Convecção

A partir do campo de velocidade obtido por PTV (corrigido pelo fator de correção para garantir a conservação da massa) e da distribuição do ar e da água no canal, é possível estimar os números de Reynolds e de Nusselt local, além do fator de atrito local.

O coeficiente de transferência de calor local, h , é uma função de Nu e determinado a partir de: $h = Nu \times k_f / D_h$; onde D_h é o diâmetro hidráulico da placa e k_f , a condutividade térmica dos fluidos. Para a determinação de Nusselt, foi utilizada a correlação de Wang e Sundén (2003), ver Equação (2.14).

Na Figura 77, são apresentados o coeficiente de transferência de calor por convecção para escoamento segregado correspondente aos casos $j_l = 0,050 \text{ m.s}^{-1}$ $j_g = 0,071 \text{ m.s}^{-1}$ para o caso ascendente, e $j_l = 0,080 \text{ m.s}^{-1}$ $j_g = 0,049 \text{ m.s}^{-1}$ para o caso descendente; ver Figura 39b e Figura 39g, respectivamente.

Figura 77 – Coeficiente de transferência de calor: (a) direção ascendente e (b) direção descendente [$\text{W}/(\text{m}^2\text{K})$].



Fonte: Autora (2020).

A partir dos resultados da Figura 77, é possível realizar a análise de desempenho térmico de três configurações de trocadores de calor onde escoamentos segregados estão presentes: configuração paralela descendente, paralela ascendente e contracorrente.

5.2.3 Coeficiente Global de Transferência de Calor: configurações paralelo e contracorrente

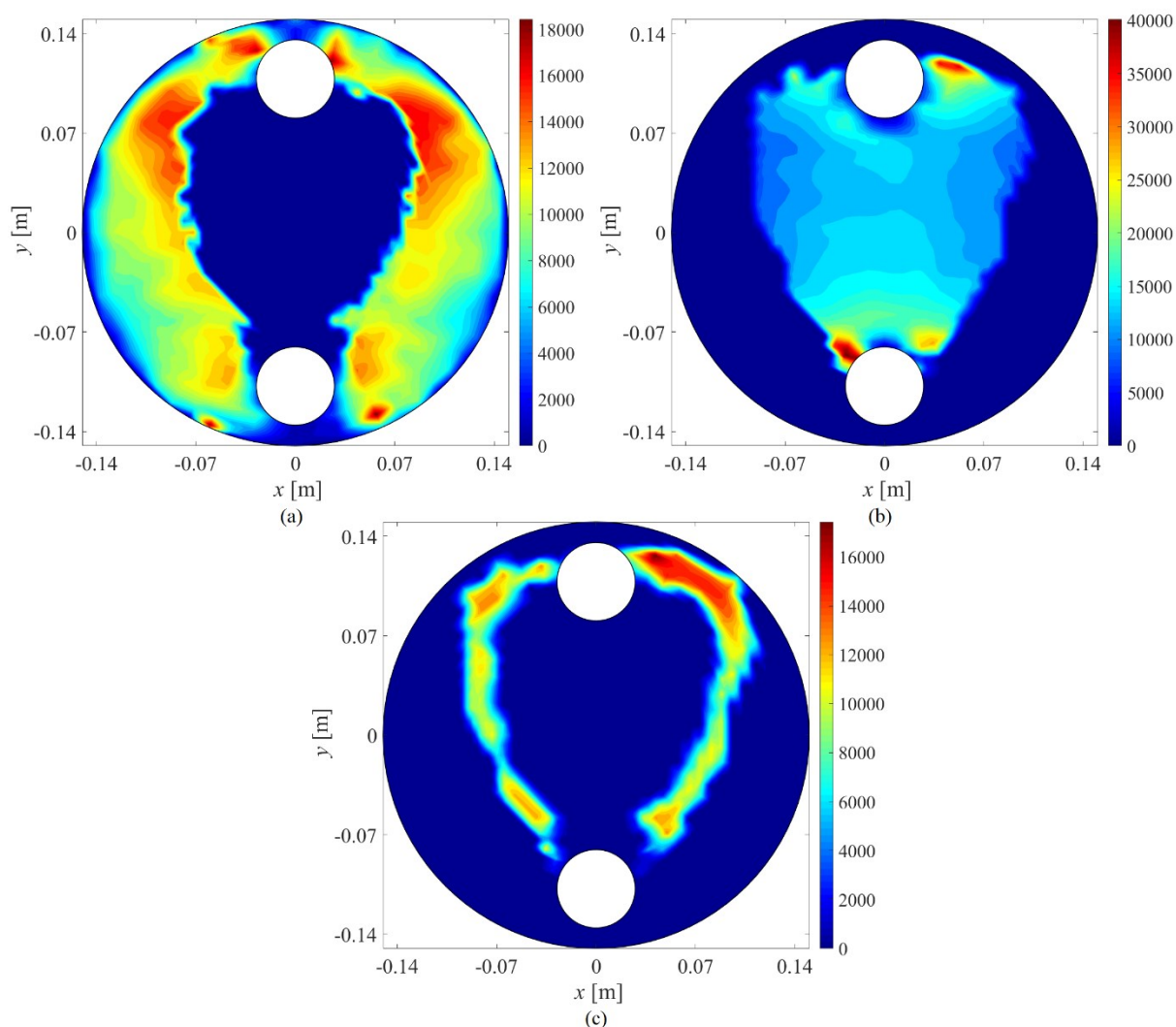
Nessa análise, foi utilizado o modelo de resistências para a estimativa do coeficiente global de transferência de calor, U , conforme:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_h} + \frac{1}{h_c} + \frac{t}{k_w} \quad (5.6)$$

onde h_h é o coeficiente de transferência de calor por convecção do fluido quente, h_c , o coeficiente de transferência de calor do fluido frio, t , a espessura da placa e k_w , a condutividade térmica da placa. A resistência à transferência de calor da placa, em geral pouco relevante, é desconsiderada nessa análise.

O coeficiente global de transferência de calor foi determinado de forma local para as três configurações citadas anteriormente, conforme Figura 78.

Figura 78 – Efeito da configuração do trocador no coeficiente global de transferência de calor para configuração: (a) paralela ascendente, (b) paralela descendente e (c) contracorrente [$\text{W}/(\text{m}^2\text{K})$].



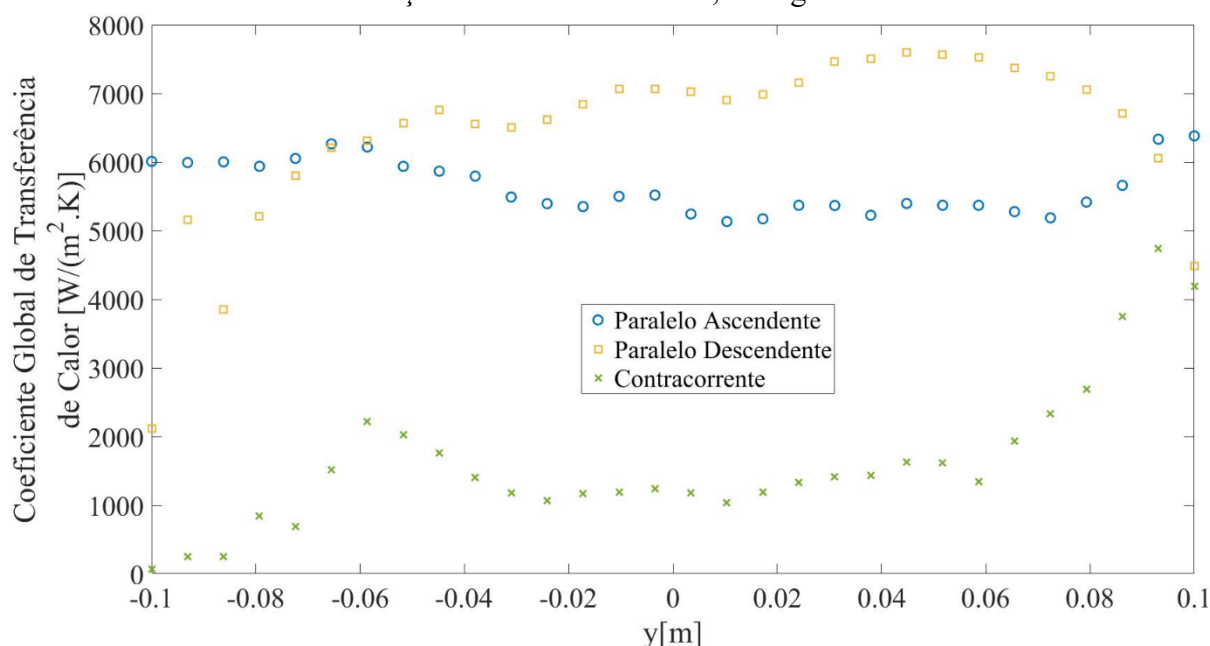
Fonte: Autora (2020).

Altos valores de U são observados quando há regiões ocupadas por líquido em ambos os canais. Isso ocorre para a configuração paralela ascendente na periferia do canal (figura “a”) e para a configuração paralela descendente na região central (figura “b”). Na consagrada configuração contracorrente, baixos valores de U são observados.

Outra observação importante é que, para a configuração paralela descendente, altos valores do coeficiente global de transferência de calor são observados na região central devido à presença de líquido e de maiores velocidades. Com relação à configuração contracorrente, que é conhecida por ter maior efetividade do que a configuração paralela para escoamentos monofásicos, percebe-se um valor maior para o coeficiente global de transferência de calor em uma pequena região do canal onde há escoamento de líquido em cada canal.

O efeito da configuração do trocador no coeficiente global de transferência de calor médio em cada seção horizontal do PSHE, na região entre os bocais, é apresentado na Figura 79.

Figura 79 – Efeito da configuração do trocador no coeficiente global de transferência de calor médio em cada seção horizontal do PSHE, na região entre os bocais.



Fonte: Autora (2021).

Na Figura 79, é possível perceber, para a configuração paralela ascendente, que maiores valores de U ocorrem nas regiões de entrada e saída (região preferencialmente ocupada por líquido). Na região central do canal, valores de U são reduzidos devido ao maior conteúdo de fase gasosa. Na configuração paralela descendente, o oposto ocorre: maiores valores de U na região central e menores na região próxima ao bocal.

Por fim, a configuração contracorrente apresenta o menor U médio por seção do trocador. É possível que escoamentos líquido-gás em ambos os ramais de um trocador de calor PSHE promovam pior desempenho térmico em configuração contracorrente.

No Apêndice E, são apresentados os resultados através das correlações de Heavner, Kumar e Wanniarachchi (1993) e Kumar (1984).

6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Foram analisados escoamentos bifásicos ar-água em protótipos de canais de trocadores de calor a placas corrugadas do tipo PSHE e PHE. O presente trabalho pode ser dividido em três partes principais: investigação de padrões de escoamento, definição do campo de velocidades da fase dispersa na ocorrência de padrão borbulhado através de técnica PIV-2D e a análise térmica de trocadores sob configurações contracorrente e paralela.

Na primeira etapa, uma análise qualitativa dos padrões de escoamento observados no canal do PHE e do PSHE foi realizada. A descrição de como o arranjo de fases pode afetar o trocador de calor foi realizada. Na segunda parte, ocorreu a determinação dos campos de velocidade instantânea para a fase inercial de escoamentos borbulhados através de PIV-2D. A determinação do campo de velocidades ocorreu no plano frontal do canal. Finalmente, na terceira etapa são feitas duas análises para estimar a troca de calor e a perda de carga para dois casos específicos de padrões de escoamento no canal do PSHE: padrões segregado e borbulhado.

As principais observações e conclusões são apresentadas abaixo:

- Cinco padrões de escoamento foram observados e investigados em protótipo de canais de placas onduladas: borbulhado, segregado, pistonado, golfado e ponte líquido-anular com ar segregado;
- Bolhas de maior dimensão, em geral, percorrem trajetórias mais curtas entre o bocal de saída e de entrada, enquanto as bolhas menores fazem um movimento preferencial em ziguezague através das corrugações;
- As bolhas rastreadas no protótipo de canal têm características inerciais e foram devidamente caracterizadas por suas distribuições de diâmetro, número de Stokes, velocidade terminal;
- As bolhas no canal dos trocadores de calor possuem formato preferencial esférico, elipsoidal e oscilante de acordo com o mapa de Clift *et al.* (1978);
- Escoamentos de entrada do tipo pistonado e estratificado (em duto circular) podem resultar em padrão borbulhado em canal devido à intensa dissipação viscosa promovida pela aceleração do escoamento na entrada do canal;

- A distribuição de bolhas é afetada pela dimensão da corrugação. Quanto menor a corrugação, maior a aceleração do escoamento na entrada do canal e mais intenso o processo de quebra caracterizado por altos números de Weber;
- A topologia de escoamento borbulhado no canal para o padrão de entrada horizontal pistonado é a que possui a distribuição mais homogênea de bolhas no canal, tanto para direção ascendente quanto para a descendente;
- Em canais com ângulo de Chevron da ordem de 15° , característicos de canais “H” ou de alta perda de carga, o escoamento tende a ser longitudinal em ziguezague, e está de acordo com Dović e Svaic (2007) e Focke, Zachariades e Olivier (1985);
- Em canais com ângulos de Chevron da ordem de 60° , o escoamento tende a ser cruzado seguindo os sulcos dos canais. No protótipo de PHE, o escoamento muda de direção nas bordas e na linha central da placa, conforme Dović e Svaic (2007) e Focke, Zachariades e Olivier (1985) constataram;
- É possível fazer uma estimativa local do fator de atrito e Nusselt bifásicos a partir das correlações de Chang e Huang (2013) e das medições do campo de velocidades da fase dispersa a partir de técnica PIV;
- Trocadores de calor sujeitos a escoamentos bifásicos em ambos os ramais e com altas frações de vazio podem ter desempenho prejudicado em configuração contracorrente caso os padrões nos canais sejam do tipo segregado. Nesse caso, a opção por configuração paralela pode ser vantajosa.

As recomendações de atividades futuras são descritas a seguir:

- Adaptações no PIVlab, adicionando a caracterização das bolhas, estimativas de Nusselt e fator de atrito para diferentes correlações e análise de incertezas do PIV;
- Execução de experimentos para determinação da troca de calor e perda de carga em escoamentos bifásicos borbulhados usando trocadores de calor a placas e casco;
- Realização de experimentos em trocadores de calor a placas para determinação do desempenho térmico em padrões de escoamentos bifásicos segregados em paralelo e contracorrente.

REFERÊNCIAS

- ABDULKADIR, M.; ZHAO, D.; ABDULKAREEM, L.A.; ASIKOLAYE, N.O.; HERNANDEZ-PEREZ, V.. Insights into the transition from plug to slug flow in a horizontal pipe: an experimental study. **Chemical Engineering Research And Design**, [S.L.], v. 163, p. 85-95, nov. 2020. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.cherd.2020.08.025>.
- ALFA LAVAL. **Tube-in-tube heat exchangers**. Disponível em: <https://www.alfalaval.com/products/heat-transfer/tubular-heat-exchangers/tube-in-tube-heat-exchangers/>. Acesso em: 26 jul. 2020a.
- ALFA LAVAL. **Trocadores de calor a placas gaxetado**. Disponível em: <https://www.alfalaval.com.br/produtos/transferencia-de-calor/trocadores-de-calor-a-placa/trocadores-de-calor-a-placas-gaxetado/>. Acesso em: 26 jul. 2020.
- ALFA LAVAL. **How does a plate heat exchanger work**. Disponível em: <https://www.alfalaval.my/products/heat-transfer/plate-heat-exchangers/gasketed-plate-and-frame-heat-exchangers/heat-exchanger/how-plate-heat-exchanger-work/>. Acesso em: 11 jan. 2021.
- ALMUTAIRI, Zeyad; AL-ALWEET, Fayez M.; ALGHAMDI, Yusif A.; ALMISNED, Omar A.; ALOTHMAN, Othman Y.. Investigating the Characteristics of Two-Phase Flow Using Electrical Capacitance Tomography (ECT) for Three Pipe Orientations. **Processes**, [S.L.], v. 8, n. 1, p. 1-27, 2 jan. 2020. MDPI AG. <http://dx.doi.org/10.3390/pr8010051>.
- AMS TECHNOLOGIES. **Heat Exchangers**. Disponível em: http://www.amstechnologies.com/fileadmin/amsmmedia/downloads/2536_heatexchangers.pdf. Acesso em: 26 jul. 2020.
- ARSENYEVA, O. P.; TOVAZHNYANSKY, L. L.; KAPUSTENKO, P. O.; KHAVIN, G. L.; YUZHBYAN, A. P.; ARSENYEV, P. Y. **Two types of welded plate heat exchangers for efficient heat recovery in industry**. *Appl. Therm. Eng.* 105, pp. 763–773, 2016.
- BAUTISTA-CAPETILLO, C.; ROBLES, O.; SALINAS, H.; PLAYÁN, E.. A particle tracking velocimetry technique for drop characterization in agricultural sprinklers. **Irrigation Science**, [S.L.], v. 32, n. 6, p. 437-447, 7 jun. 2014. Springer Science and Business Media LLC. <http://dx.doi.org/10.1007/s00271-014-0440-6>.
- BECKEDORFF, Leonel Edward. **Análise Térmica e Hidrodinâmica de Permutadores de Calor do Tipo Placas**. 2020. 101 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia e Ciências Mecânicas, Universidade Federal de Santa Catarina, Joinville, 2020.
- BEHRUZI, Philipp; HUNT, Andrew; FOSTER-TURNER, Richard. Evaluation of Liquid Sloshing using Electrical Capacitance Tomography. **Aiaa Propulsion And Energy 2020 Forum**, [S.L.], p. 1-14, 17 ago. 2020. American Institute of Aeronautics and Astronautics. <http://dx.doi.org/10.2514/6.2020-3804>.
- BERTOLDI, Dalton. **Investigação experimental de escoamentos bifásicos com mudança de fase de uma mistura binária em um tubo de venturi florianópolis 2014**. 2014. 149 f.

Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2014.

BIRD, R. Byron; STEWART, Warren E.; LIGTHFOOT, Edwin N.. **Transport phenomena**. New York: John Wiley & Sons, Inc, 2002. 895 p.

BRENNEN, Christopher E. **Fundamentals of Multiphase Flows**. California Institute Of Technology Pasadena, California: Cambridge University Press 2005 Isbn 0521 848040 1, 2008. 410 p.

BUSCHER, Susanne. Visualization and modelling of flow pattern transitions in a cross-corrugated plate heat exchanger channel with uniform two-phase distribution. **International Journal Of Heat And Mass Transfer**, [S.L.], v. 144, p. 1-15, dez. 2019. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2019.118643>.

CALZAVARINI, E., CENCINI, M., LOHSE, D., TOSCHI, F. **Quantifying Turbulence-Induced Segregation of Inertial Particles**. Physical review letters. 101. 084504. 10.1103/PhysRevLett.101.084504, 2008.

ÇENGEL, Yunus; GHAJAR, Afshin. **Heat and Mass Transfer: Fundamentals and Applications**. McGraw-Hill Education, 2014. 992 p.

CHANG, Shyy Woei; HUANG, Bo-Jyun. Thermal performance improvement by injecting air into water flow. **International Journal Of Heat And Mass Transfer**, [S.L.], v. 57, n. 2, p. 439-456, fev. 2013. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2012.10.057>.

CLIFT, R.; GRACE, K. J. R.; WEBER, M. E. **Bubbles, drops and particles**. New York: Academic Press, 1978. 380 p.

COLEMAN, Hugh W; STEELE, W Glenn. **Experimentation, Validation, and Uncertainty Analysis for Engineers**. 4. ed. Hoboken: John Wiley & Sons, Inc, 2018. 376 p.

COLLIER, J. G, THOME, J. R. **Convective Boiling and Condensation**. 3. ed. New York: Oxford University Press Inc, 1996. 640 p.

CORNELIUSSEN, Sidsel; COUPUT, Jean-Paul; DAHL, Eivind; DYKESTEEN, Eivind; FRØYSA, Kjell-Eivind; MALDE, Erik; MOESTUE, Håkon; MOKSNES, Paul Ove; SCHEERS, Lex; TUNHEIM, Hallvard. **Handbook of Multiphase Flow Metering**. 2. ed. Oslo: Norwegian Society For Oil And Gas Measurement, 2005. 115 p.

CORTINA-FERNÁNDEZ, J.; VILA, C. Sanmiguel; IANIRO, A.; DISCETTI, S.. From sparse data to high-resolution fields: ensemble particle modes as a basis for high-resolution flow characterization. **Experimental Thermal And Fluid Science**, [S.L.], v. 120, p. 1-12, jan. 2021. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.expthermflusci.2020.110178>.

DOVIĆ, Damir; SVAIC, Srečko. Influence of Chevron plates geometry on performances of plate heat exchangers. **Technical Gazette**. Zagreb, p. 37-45. jan. 2007.

DRACOS, Th.. Particle Tracking Velocimetry (PTV). **Three-Dimensional Velocity And Vorticity Measuring And Image Analysis Techniques**, [S.L.], p. 155-160, 1996. Springer Netherlands. http://dx.doi.org/10.1007/978-94-015-8727-3_7.

EDDINS, Steve. **How MATLAB Represents Pixel Colors**. 2006. Disponível em: <https://www.mathworks.com/company/newsletters/articles/how-matlab-represents-pixel-colors.html>. Acesso em: 02 fev. 2021.

EDDINS, Steve. **Visualize output of BWLABEL** (<https://www.mathworks.com/matlabcentral/fileexchange/19665-visualize-output-of-bwlabel>), MATLAB Central File Exchange. Retrieved July 21, 2020.

ELGHOBASHI, S.. On predicting particle-laden turbulent flows. **Applied Scientific Research**, [S.L.], v. 52, n. 4, p. 309-329, jun. 1994. Springer Science and Business Media LLC. <http://dx.doi.org/10.1007/bf00936835>.

FOCKE, W.W.; ZACHARIADES, J.; OLIVIER, I.. The effect of the corrugation inclination angle on the thermohydraulic performance of plate heat exchangers. **International Journal Of Heat And Mass Transfer**, [S.L.], v. 28, n. 8, p. 1469-1479, ago. 1985. Elsevier BV. [http://dx.doi.org/10.1016/0017-9310\(85\)90249-2](http://dx.doi.org/10.1016/0017-9310(85)90249-2).

GRABENSTEIN, Volker; KABELAC, Stephan. Experimental Investigations and Modelling of Condensation in Plate Heat Exchangers. **2010 14Th International Heat Transfer Conference, Volume 2**, [S.L.], p. 1-8, 1 jan. 2010. ASMEDC. <http://dx.doi.org/10.1115/ihtc14-22385>.

GUANGDONG JIEMA ENERGY SAVING TECHNOLOGY CO. **High Heat Transfer Coefficient Removable Plate And Shell Heat Exchanger**. Disponível em: <https://www.jmheatexchanger.com/high-heat-transfer-coefficient-removable-plate-and-shell-heat-exchanger.html>. Acesso em: 11 jan. 2021.

HAN, Lianfu et al. **Particle Image Velocimetry of Oil–Water Two-Phase Flow with High Water Cut and Low Flow Velocity in a Horizontal Small-Diameter Pipe**. *Sensors*, [s.l.], v. 19, n. 12, p.1-18, 16 jun. 2019. MDPI AG. <http://dx.doi.org/10.3390/s19122702>.

HAWKES, N.J.; LAWRENCE, C.J.; HEWITT, G.F.. Studies of wispy-annular flow using transient pressure gradient and optical measurements. **International Journal Of Multiphase Flow**, [S.L.], v. 26, n. 10, p. 1565-1582, out. 2000. Elsevier BV. [http://dx.doi.org/10.1016/s0301-9322\(99\)00104-4](http://dx.doi.org/10.1016/s0301-9322(99)00104-4).

HEAVNER, R. L.; KUMAR, H.; WANNIARACHCHI, A. S.. Performance of an industrial plate heat exchanger: effect of chevron angle. **AIChE Symposium Series**, New York, v. 89, n. 295, p. 262-267, 1993.

HFM INDUSTRY. **Plate and Shell Heat Exchanger**. Disponível em: <https://www.hfmphe.com/plate-heat-exchanger/plate-and-shell-heat-exchanger.html>. Acesso em: 26 jul. 2020.

HYDRO. **Fin and tube heat exchangers**. Disponível em: <https://www.hydro.com/en-GB/industries/hvacr/fin-and-tube-heat-exchangers/>. Acesso em: 26 jul. 2020.

INTERNATIONAL ORGANIZATION FOR STANDARDIZATION (ISO), **Guide to the Expression of Uncertainty in Measurement**, ISO, Geneva, 1993. Corrigido e reimpresso, 1995.

KAKAÇ, Sadik; LIU, Hongtan; PRAMUANJAROENKIJ, Achasa. **Heat Exchangers: Selection, Rating, and Thermal Design**. 3. ed. New York: Crc Press, 2012. 605 p.

KHWAYYIR, Hasan S.; BAQIR, Ali Sh.; MOHAMMED, Hiba Q.. Effect of air bubble injection on the thermal performance of a flat plate solar collector. **Thermal Science And Engineering Progress**, [S.L.], v. 17, jun. 2020. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.tsep.2019.100476>.

KIM, Albert S.; KIM, Hyeon-Ju; LEE, Ho-Saeng; KOH, Myung-Jin. Computational Fluid Dynamics of a Corrugated Plate-and-Frame Heat Exchanger Used for Ocean Thermal-Energy Conversion. **Journal Of Environmental Engineering**, [S.L.], v. 146, n. 6, p. 04020040, jun. 2020. American Society of Civil Engineers (ASCE). [http://dx.doi.org/10.1061/\(asce\)ee.1943-7870.0001688](http://dx.doi.org/10.1061/(asce)ee.1943-7870.0001688).

KLEMES, J. J.; ARSENYEVA, O. P.; KAPUSTENKO P. O.; TOVAZHNYANSKY, L. L. **Compact Heat Exchangers for Energy Transfer Intensification: Low Grade Heat and Fouling Mitigation**. CRC Press, Boca Raton, USA, 2015.

KOLMOGOROV, A. N. **The local structure of turbulence in incompressible viscous fluid for very large Reynolds number**. Dokl. Akad. Nauk. RSSS, v. 30, p. 9 13, 1941.

KOLMOGOROV, A. N. **On degeneration (decay) of isotropic turbulence in an incompressible viscous liquid**. Dokl. Akad. Nauk. RSSS, v. 31, p. 538-540, 1941.

KOLMOGOROV, A. N. **Dissipation of energy in locally isotropic turbulence**. Dokl. Akad. Nauk. RSSS, v. 32, p. 15-17, 1941.

KUMAR, H.. THE PLATE HEAT EXCHANGER: construction and design. **First U.K. National Conference On Heat Transfer**, [S.L.], p. 1275-1288, 1984. Elsevier. <http://dx.doi.org/10.1016/b978-0-85295-175-0.50054-0>.

LI, X., SUN, J., XU, C., LI, Y., ZHANG, R., QIAN, L., CHEN, Y. **Visualization of bubble flow in the channel of a dimple-type embossing plate heat exchanger under different fluid inlet/outlet ports**. International Journal Of Heat And Mass Transfer, [s.l.], v. 145, p. 118750, dec. 2019. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2019.118750>.

MARCHITTO, A.; DEVIA, F.; FOSSA, M.; GUGLIELMINI, G.; SCHENONE, C.. Experiments on two-phase flow distribution inside parallel channels of compact heat exchangers. **International Journal Of Multiphase Flow**, [S.L.], v. 34, n. 2, p. 128-144, fev. 2008. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2007.08.005>.

MICHAELIDES, E. E.. **PARTICLES, BUBBLES & DROPS: their motion, heat and mass transfer**. Danvers: World Scientific Publishing Co. Pte. Ltd, 2006. 410 p.

NILPUENG, Kitti; WONGWISES, Somchai. Two-phase gas–liquid flow characteristics inside a plate heat exchanger. **Experimental Thermal And Fluid Science**, [S.L.], v. 34, n. 8, p. 1217-1229, nov. 2010. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.expthermflusci.2010.05.001>.

OBISO, D.; SCHWITALLA, D. H.; KOROBENNIKOV, I.; MEYER, B.; REUTER, M.; RICHTER, A.. Dynamics of Rising Bubbles in a Quiescent Slag Bath with Varying Thermo-Physical Properties. **Metallurgical And Materials Transactions B**, [S.L.], v. 51, n. 6, p. 2843-2861, 21 set. 2020. Springer Science and Business Media LLC. <http://dx.doi.org/10.1007/s11663-020-01947-0>.

OPTOLUTION MESSTECHNIK GMBH (Lörrach). **Measurement principle of the Particle Image Velocimetry (PIV)**. Disponível em: <https://www.optolution.com/en/measuring-principles/piv-principle/>. Acesso em: 20 jan. 2021.

POLZIN, A.-E.; KABELAC, S.; VRIES, B. de. Two-phase flow patterns in adiabatic and diabatic corrugated plate gaps. **Journal Of Physics: Conference Series**, [S.L.], v. 745, p. 1-9, set. 2016. IOP Publishing. <http://dx.doi.org/10.1088/1742-6596/745/3/032111>.

RACHMAWAN. 2020. **Canny Edge Detection** (<https://www.mathworks.com/matlabcentral/fileexchange/46859-canny-edge-detection>), MATLAB Central File Exchange. Retrieved July 20, 2020.

RAFFEL, M.; WILLERT, C.; KOMPENHANS, J. **Particle Image Velocimetry – A Practical Guide**. 1, ed. Alemanha: Springer, 1998. ISBN 3-540-63683-8.

SANTIAGO, André. **Trocadores de Calor – Você conhece?** 2018. Disponível em: <https://radioprotecaonapratca.com.br/2018/12/19/trocadores-de-calor/#:~:text=Os%20trocadores%20de%20calor%20s%C3%A3o%20amplamente%20utiliza dos%20em%20diversos%20setores,e%20tratamento%20de%20%C3%A1guas%20residuais..> Acesso em: 11 ago. 2020.

SAVREE. **U-Tube Shell and Tube Heat Exchanger**. Disponível em: <https://savree.com/en/product/u-tube-shell-and-tube-heat-exchanger/>. Acesso em: 26 jul. 2020

SCIACCHITANO, Andrea; WIENEKE, Bernhard; SCARANO, Fulvio. PIV uncertainty quantification by image matching. **Measurement Science And Technology**, [S.L.], v. 24, n. 4, p. 1-22, 15 mar. 2013. IOP Publishing. <http://dx.doi.org/10.1088/0957-0233/24/4/045302>.

SCIACCHITANO, Andrea. **PIV Uncertainty Codes**. Disponível em: http://piv.de/uncertainty/?page_id=221. Acesso em: 10 set. 2020.

SHAH, R. K., SEKULI, D. P. **Fundamentals of Heat Exchanger Design**. 25 jul. 2003. John Wiley & Sons, Inc.. <http://dx.doi.org/10.1002/9780470172605>.

SOBEL, Irwin. **History and Definition of the so-called "Sobel Operator", more appropriately named the Sobel-Feldman Operator**. jun. 2015

SOLEIMANI, Manuchehr; LIONHEART, William R B. Nonlinear image reconstruction for electrical capacitance tomography using experimental data. **Measurement Science And Technology**, [S.L.], v. 16, n. 10, p. 1987-1996, 1 set. 2005. IOP Publishing. <http://dx.doi.org/10.1088/0957-0233/16/10/014>.

STASICKI, Bolesław; SCHRÖDER, Andreas; BODEN, Fritz; LUDWIKOWSKI, Krzysztof. High-power LED light sources for optical measurement systems operated in continuous and overdriven pulsed modes. **Optical Measurement Systems For Industrial Inspection X**, [S.L.], p. 1-11, 26 jun. 2017. SPIE. <http://dx.doi.org/10.1117/12.2270304>.

SUNDARARAJAN, D. **Digital Image Processing: a signal processing and algorithmic approach**. Montreal: Springer, 2017. 468 p.

TANG, L.; WEN, F.; YANG, Y.; CROWE, C. T.; CHUNG, J. N.; TROUTT, T. R.. Self-organizing particle dispersion mechanism in a plane wake. **Physics Of Fluids A: Fluid Dynamics**, [S.L.], v. 4, n. 10, p. 2244-2251, out. 1992. AIP Publishing. <http://dx.doi.org/10.1063/1.858465>.

THIELICKE, W., STAMHUIS, E. **Pivlab – time-resolved digital particle image velocimetry tool for matlab** 132, 2014a.

THIELICKE, W., STAMHUIS, E. **Pivlab – towards user-friendly, affordable and accurate** digital particle image velocimetry in matlab. *Journal of Open Research Software* 2, 2014b.

TOMOFLOW LTD (United Kingdom). **TOMOFLOW FLOWAN USER GUIDE: software version 1.33 issue 2**. Wilmslow: Sk9 5Bb, 2006. 56 p.

VLASOGIANNIS, P.; KARAGIANNIS, G.; ARGYROPOULOS, P.; BONTOZOGLOU, V.. Air–water two-phase flow and heat transfer in a plate heat exchanger. **International Journal Of Multiphase Flow**, Volos, v. 28, n. 5, p. 757-772, 31 dez. 2001.

WANG, Lieke; SUNDÉN, Bengt. Optimal design of plate heat exchangers with and without pressure drop specifications. **Applied Thermal Engineering**, [S.L.], v. 23, n. 3, p. 295-311, fev. 2003. Elsevier BV. [http://dx.doi.org/10.1016/s1359-4311\(02\)00195-3](http://dx.doi.org/10.1016/s1359-4311(02)00195-3).

WESTERWEEL, J.; DABIRI, D.; GHARIB, M.. The effect of a discrete window offset on the accuracy of cross-correlation analysis of digital PIV recordings. **Experiments In Fluids**, [S.L.], v. 23, n. 1, p. 20-28, 22 maio 1997. Springer Science and Business Media LLC. <http://dx.doi.org/10.1007/s003480050082>.

ZIEGENHEIN, T., GARCON, M., LUCAS, D. **Particle tracking using micro bubbles in bubbly flows**. *Chemical Engineering Science*, [s.l.], v. 153, p. 155-164, oct. 2016. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ces.2016.07.024>.

APÊNDICE A – ANÁLISE DE INCERTEZAS

Conforme Coleman e Steele (2018), um erro δ é uma grandeza que possui um sinal e magnitude particulares, e um erro específico δ_i é a diferença causada pela fonte de erro i entre uma quantidade medida e seu valor verdadeiro. Logo, a incerteza u é uma estimativa da faixa dentro da qual acredita-se que o valor real e desconhecido de um erro δ se encontra.

O presente estudo se baseia em experimentos. Algumas dos parâmetros analisados não são medidos diretamente, mas determinados pela combinação de múltiplas variáveis medidas usando uma equação de redução de dados. Como exemplo, pode ser citado o campo de velocidade do PIV que é resultado do deslocamento das partículas e o tempo entre duas imagens consecutivas.

Como múltiplas variáveis são utilizadas em uma equação de redução de dados para exprimir um resultado final, devem ser consideradas as incertezas no contexto de uma única variável medida e , em seguida, considerar como essas incertezas se propagam através da equação que agrupa essas variáveis, resultando, assim, nas incertezas do resultado. Essa análise se chama propagação de incertezas ou incerteza combinada e é dada a seguir:

$$U_c(y) = \sqrt{\sum_{i=1}^n \left[\frac{\partial f}{\partial x_i} \right]^2 U^2(x_i)} \quad (\text{A.1})$$

onde $U_c(y)$ é a incerteza de um resultado y e f , a função que relaciona o parâmetro calculado com as variáveis independentes x_i .

Conforme GUM (1993), existem dois tipos de avaliação de incertezas, do tipo A e do tipo B. A avaliação do tipo A é feita pela análise estatística de séries de observações. Já a avaliação do tipo B, é realizada por outros meios que não a análise estatística de séries de observações. No caso do presente trabalho, é baseada nos catálogos dos fabricantes dos equipamentos de medição.

Em determinadas situações onde se busca um maior nível da confiança, utiliza-se a incerteza expandida que define um intervalo em torno do resultado de uma medição. Espera-se abranger uma grande fração da distribuição dos valores que podem ser razoavelmente atribuídos ao mensurando. Para isso, o fator de abrangência é usado como um multiplicador

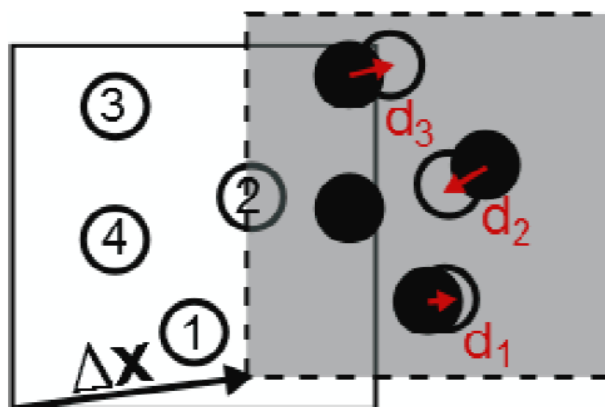
da incerteza-padrão combinada de modo a obter uma incerteza expandida. No presente trabalho, o fator de abrangência tem valor de 1,96 para um nível da confiança de 95%.

A.1 Cálculo da Incerteza do PIV

A quantificação da incerteza do PIV foi feita de acordo com o trabalho de Sciacchitano, Wieneke e Scarano (2013). Para tal quantificação, foi utilizado o código de Sciacchitano (2020). A incerteza do campo de velocidade é estimada usando o próprio campo de velocidade como entrada junto com as imagens originais. O par de imagens é combinado de acordo com a análise de correlação cruzada e a distância residual entre pares de imagens de partículas combinadas (vetor de disparidade de partículas) devido à combinação incompleta entre as duas exposições é medida. O conjunto de vetores de disparidade dentro da janela de interrogação é analisado estatisticamente. A dispersão do vetor de disparidade retorna a estimativa do erro aleatório, enquanto o valor médio da disparidade indica a ocorrência de um erro sistemático.

Para melhor entendimento das informações acima, será dado um exemplo de como a análise é realizada. Se a janela de interrogação da segunda imagem consecutiva for deslocada para a primeira imagem com a aproximação inteira, mostrado como Δx na Figura A.1 e obtido pela correlação cruzada, a maioria das imagens de partículas se sobreporão parcialmente. Entretanto, outras não se sobreporão por quatro fatores principais. Primeiro, o deslocamento das imagens das partículas geralmente é diferente de um número inteiro de pixels. Segundo, as partículas podem se deslocar em diferentes direções devido ao gradiente de velocidade. Terceiro, as imagens das partículas podem desaparecer parcial ou totalmente devido ao movimento fora do plano das partículas (Figura A., imagem da partícula número 4). Por último, um vetor de disparidade distribuído aleatoriamente com amplitude de pixel fracionária também ocorrerá devido à presença de ruído nas gravações. A distância residual “d” entre o par de imagens de partículas após a combinação é chamada de disparidade de imagens de partículas combinadas. Desse modo, os principais elementos que compõem o princípio da abordagem proposta são quatro: correspondência de imagens, detecção de pares de imagens de partículas, cálculo de vetor de disparidade e análise estatística do conjunto de vetores de disparidade.

Figura A.1 – Disparidade da imagem da partícula após o deslocamento da janela discreta.



Fonte: Sciacchitano, Wieneke e Scarano (2013).

Tabela A.1 – Resultado da quantificação de incerteza do PIV por disparidade de imagem separado por tipo de placa, direção e padrão de escoamento horizontal.

Tipo de Placa	Direção	Padrão Horizontal	Erro em x [pixel]	Erro em y [pixel]
PSHE	Ascendente	Estratificado	0,114	0,121
		Pistonado	0,135	0,197
		Borbulhado	0,131	0,155
	Descendente	Pistonado	0,110	0,141
		Borbulhado	0,170	0,195
		PHE	Ascendente	Pistonado
PHE	Descendente	Borbulhado	0,196	0,171
		Pistonado	0,312	0,453
		Borbulhado	0,313	0,509

Fonte: Autora (2021).

É importante comentar que os valores de incerteza são dados em pixel conforme o código de Sciacchitano (2020) na Tabela A.2. Tais valores devem ser convertidos para m/s de acordo com o tempo entre as duas imagens consecutivas e a conversão do valor de pixel para metro que é aproximadamente 0,00032 e 0,00067 para o PSHE e PHE, respectivamente.

A.2 Cálculo da Incerteza da Vazão mássica de Ar no duto

A incerteza combinada da vazão mássica de ar no duto antes da mistura é dada por:

$$U_{\dot{m}_t}(y) = \sqrt{\left[\frac{vA_{tubo}}{RT}\right]^2 U_P^2 + \left[-\frac{PvA_{tubo}}{RT^2}\right]^2 U_T^2 + \left[\frac{PA_{tubo}}{RT}\right]^2 U_v^2} \quad (\text{A.2})$$

onde R é a constante específica do gás para o ar seco, T é a temperatura do ar, v a velocidade medida pelo anemômetro, P a pressão e A_{tubo} a área do tubo.

A.3 Cálculo da Incerteza da Vazão mássica de Ar no canal

A incerteza combinada da vazão mássica de ar no canal é expressa por:

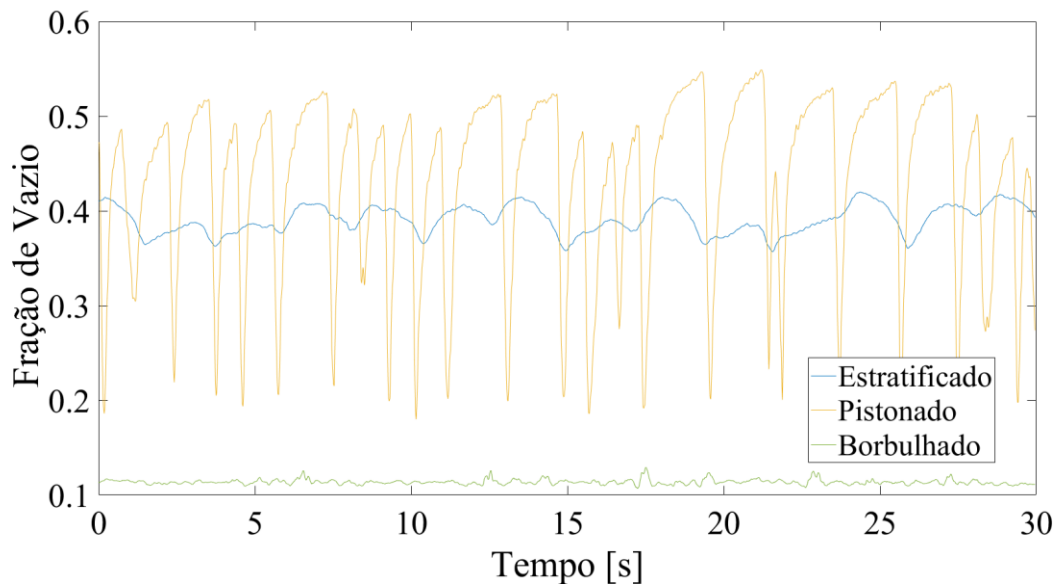
$$U_{\dot{m}_p}(y) = \sqrt{\left[\frac{v_{piv}A_s\alpha}{RT}\right]^2 U_p^2 + \left[-\frac{Pv_{piv}A_s\alpha}{RT^2}\right]^2 U_T^2 + \left[\frac{PA_s\alpha}{RT}\right]^2 U_{v_{piv}}^2} \quad (\text{A.3})$$

onde v_{piv} é a velocidade calculada pelo PIV, A_s a área das seção transversal do canal e α a fração de vazio.

APÊNDICE B – RESULTADOS OBTIDOS PELO ECT

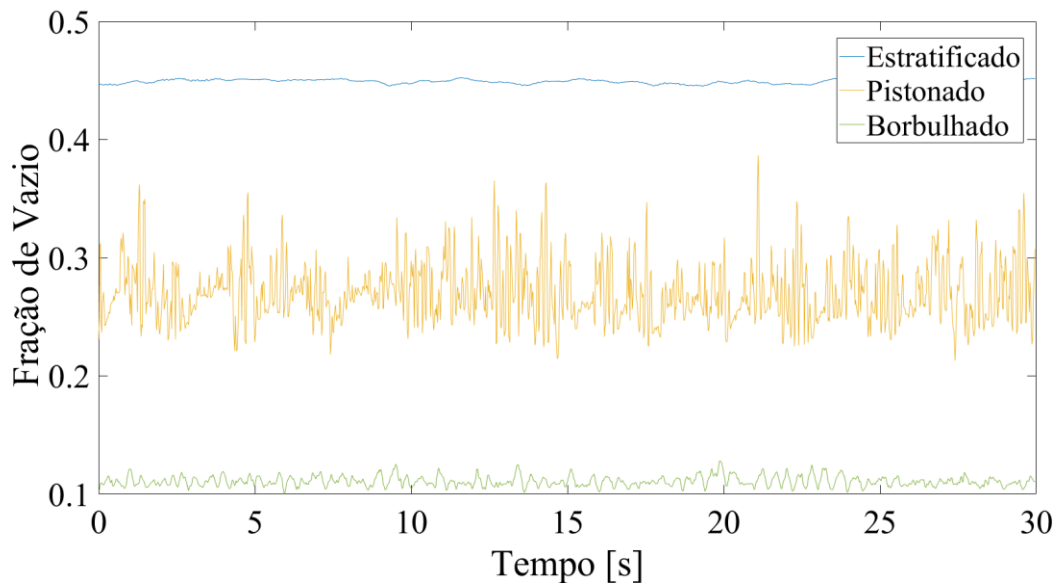
No item 4.1 na Figura 46 se encontra a fração de vazio em função do tempo de aquisição de dados pelo ECT para o PSHE na direção ascendente. Nas Figuras abaixo estão os resultados para as outras direções e a outra geometria de placa conforme legenda.

Figura B.1 – Fração de vazio em função do tempo de aquisição de dados pelo ECT para o PSHE na direção descendente.



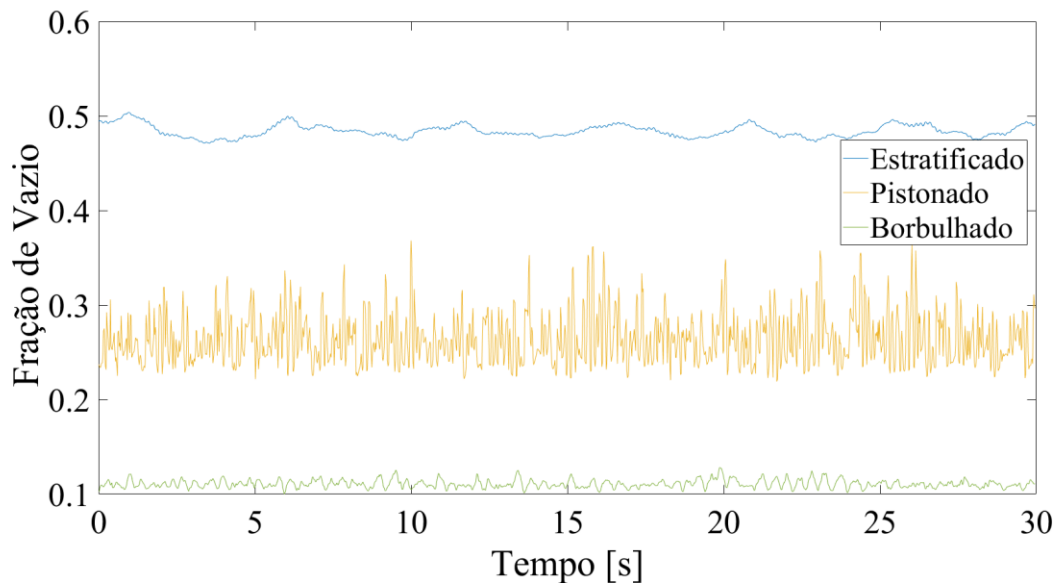
Fonte: Autora (2021).

Figura B.2 – Fração de vazio em função do tempo de aquisição de dados pelo ECT para o PHE na direção ascendente.



Fonte: Autora (2021).

Figura B.3 – Fração de vazio em função do tempo de aquisição de dados pelo ECT para o PHE na direção descendente.



Fonte: Autora (2021).

APÊNDICE C – FUNÇÃO DENSIDADE DE PROBABILIDADE DO DIÂMETRO DAS BOLHAS

No item 4.3.2 e na Figura 42 é possível visualizar a função densidade de probabilidade do diâmetro das bolhas normalizada com relação a quantidade de bolhas para o PSHE na direção descendente e no padrão horizontal borbulhado. Nas figuras abaixo estão os resultados para as outras direções, geometrias de placa e padrões de escoamento horizontal conforme legenda.

Figura C.1 – Função densidade de probabilidade do diâmetro das bolhas normalizada com relação a quantidade de bolhas para o PSHE na direção ascendente e no padrão horizontal estratificado.

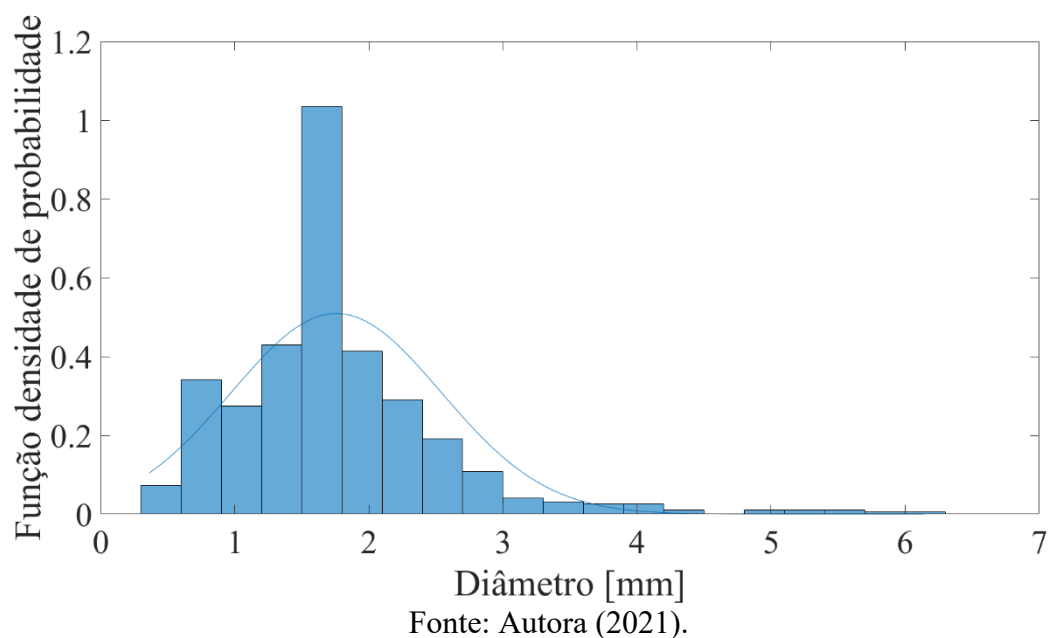
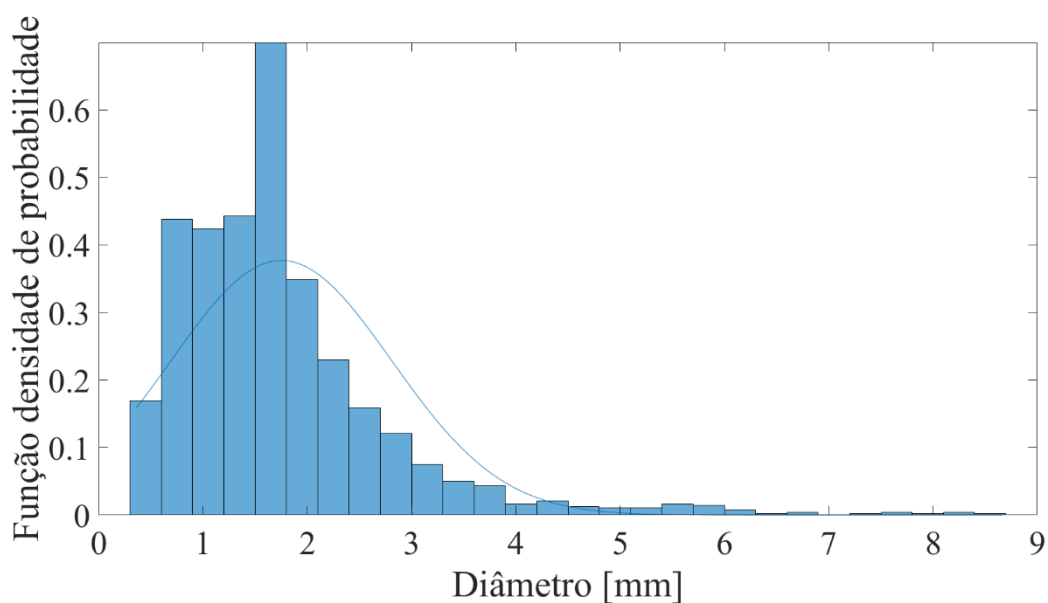
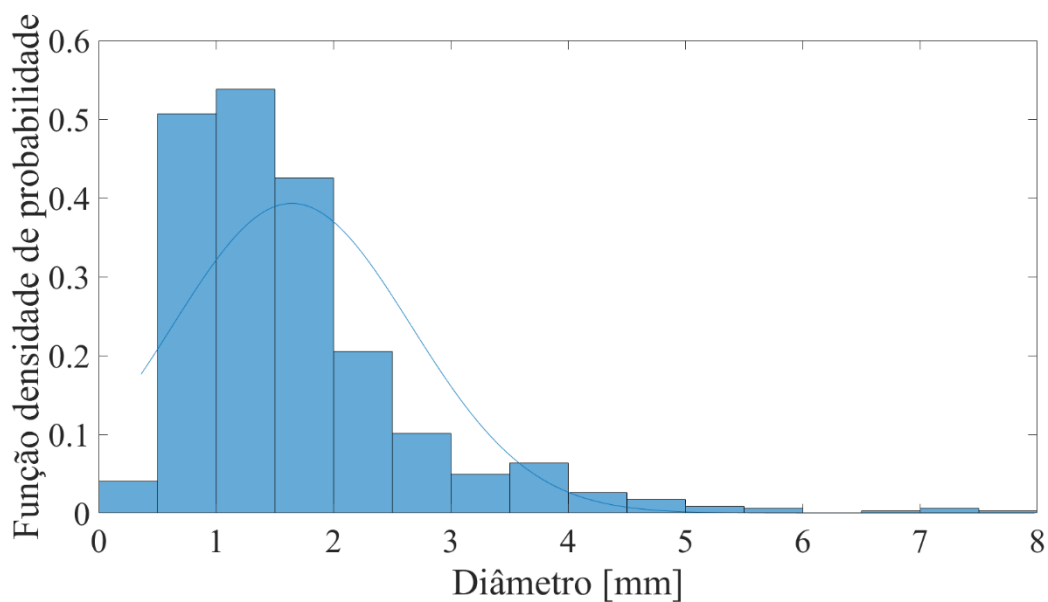


Figura C.2 – Função densidade de probabilidade do diâmetro das bolhas normalizada com relação a quantidade de bolhas para o PSHE na direção ascendente e no padrão horizontal pistonado.



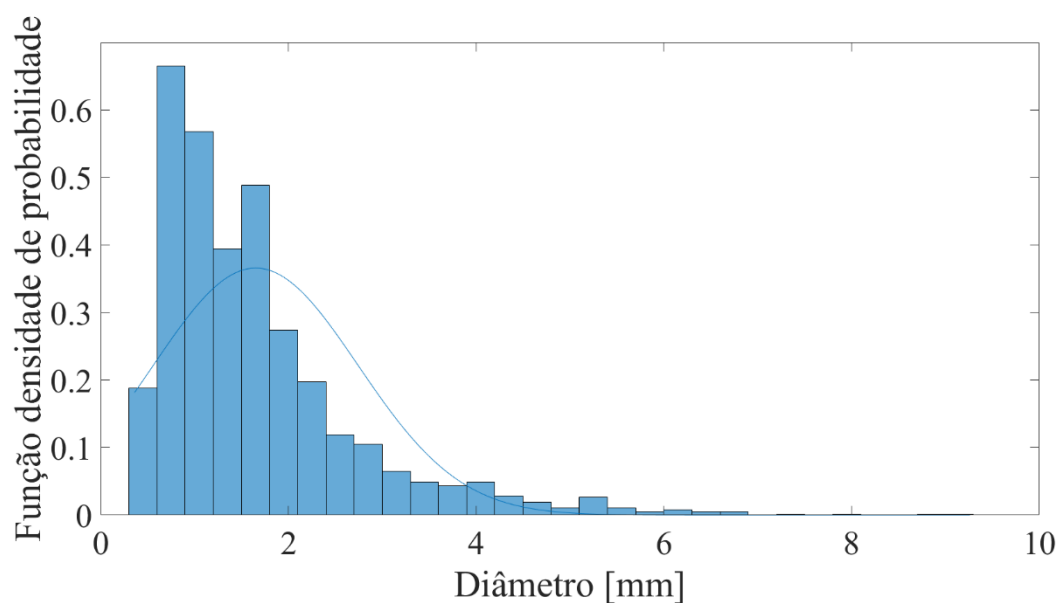
Fonte: Autora (2021).

Figura C.3 – Função densidade de probabilidade do diâmetro das bolhas normalizada com relação a quantidade de bolhas para o PSHE na direção ascendente e no padrão horizontal borbulhado.



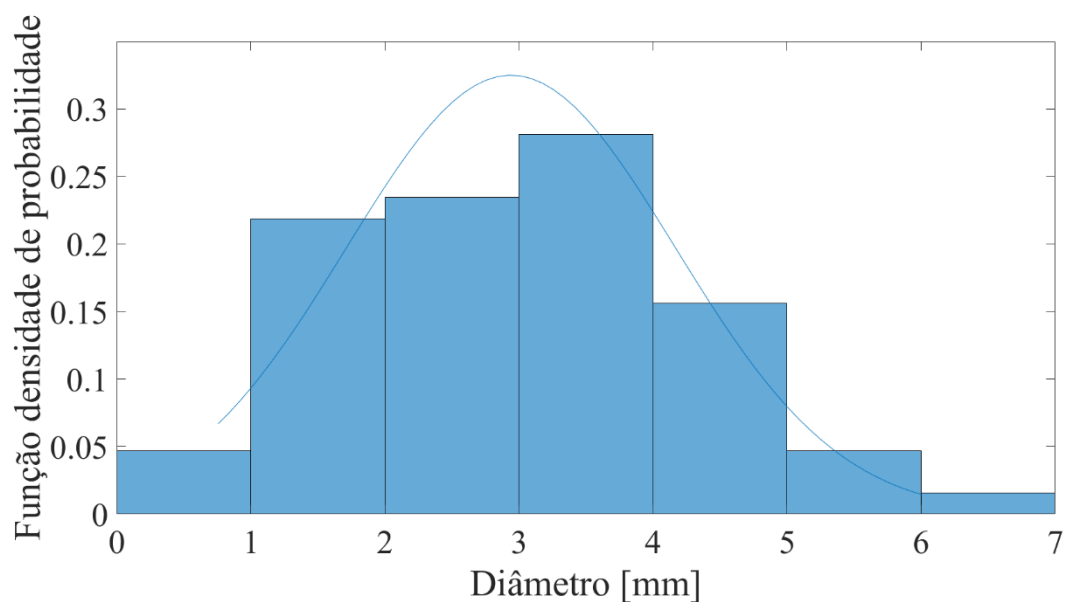
Fonte: Autora (2021).

Figura C.4 – Função densidade de probabilidade do diâmetro das bolhas normalizada com relação a quantidade de bolhas para o PSHE na direção descendente e no padrão horizontal pistonado.



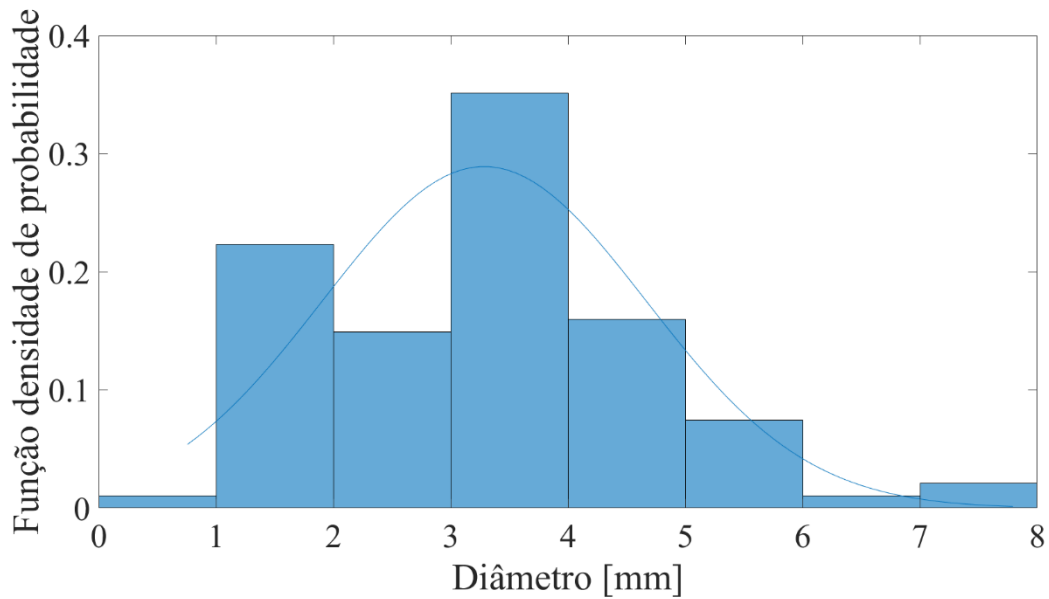
Fonte: Autora (2021).

Figura C.5 – Função densidade de probabilidade do diâmetro das bolhas normalizada com relação a quantidade de bolhas para o PHE na direção ascendente e no padrão horizontal pistonado.



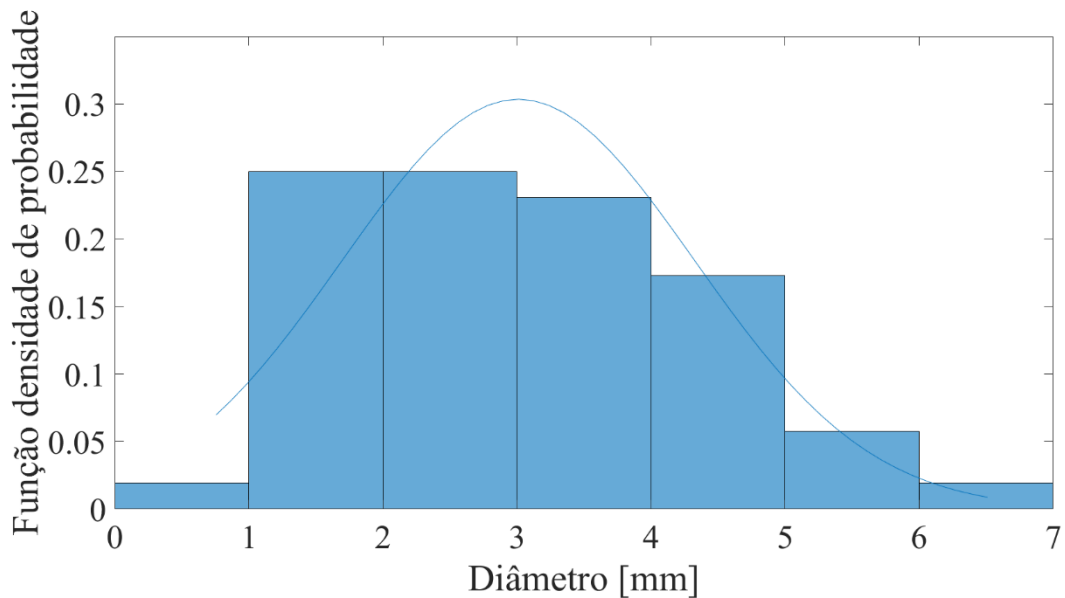
Fonte: Autora (2021).

Figura C.6 – Função densidade de probabilidade do diâmetro das bolhas normalizada com relação a quantidade de bolhas para o PHE na direção ascendente e no padrão horizontal borbulhado.



Fonte: Autora (2021).

Figura C.7 – Função densidade de probabilidade do diâmetro das bolhas normalizada com relação a quantidade de bolhas para o PHE na direção descendente e no padrão horizontal pistonado.

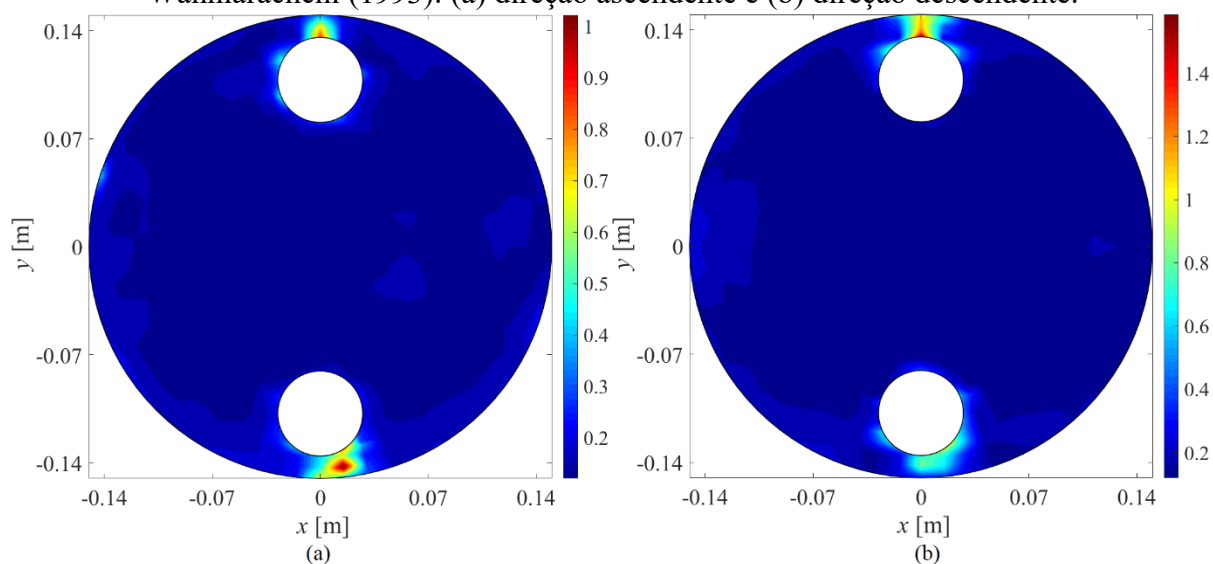


Fonte: Autora (2021).

APÊNDICE D – NUSSOLT E FATOR DE ATRITO PARA OUTRAS CORRELAÇÕES - ESCOAMENTO BORBULHADO

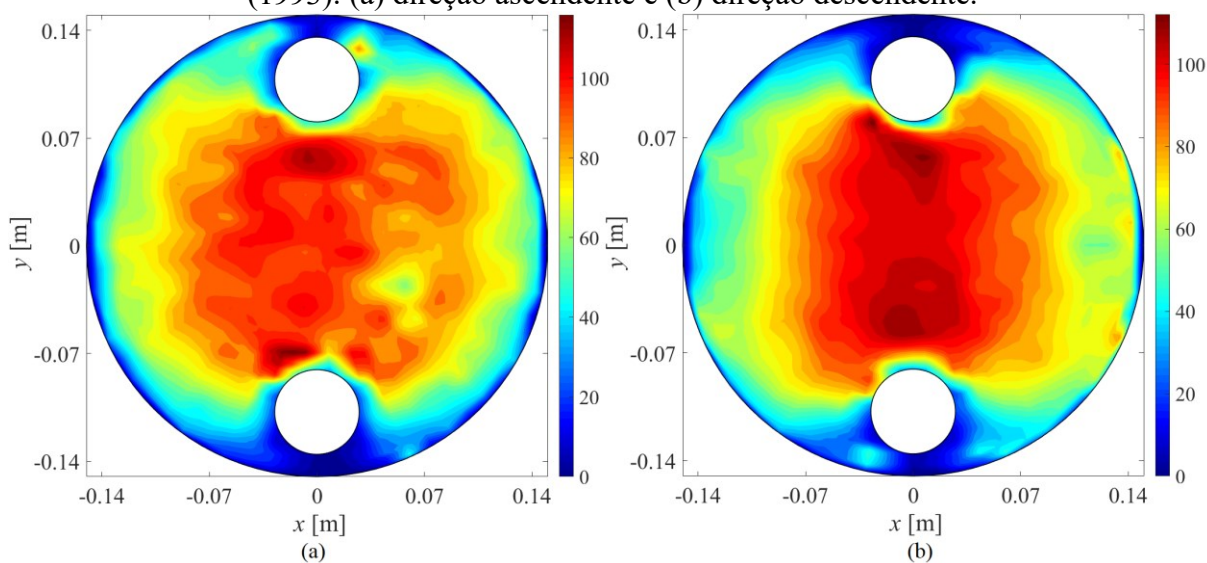
No item 5.1 e na Figura 72 e Figura 73, são apresentados os resultados de fator de atrito e Nusselt local, respectivamente, para a correlação de Chang e Huang (2013). Abaixo são apresentados os resultados de fator de atrito e Nusselt local para as correlações de Heavner, Kumar e Wanniarachchi (1993), Kumar (1984) e Wang e Sundén (2003), nessa ordem.

Figura D.1 – Fator de atrito local bifásico para correlação de Heavner, Kumar e Wanniarachchi (1993): (a) direção ascendente e (b) direção descendente.



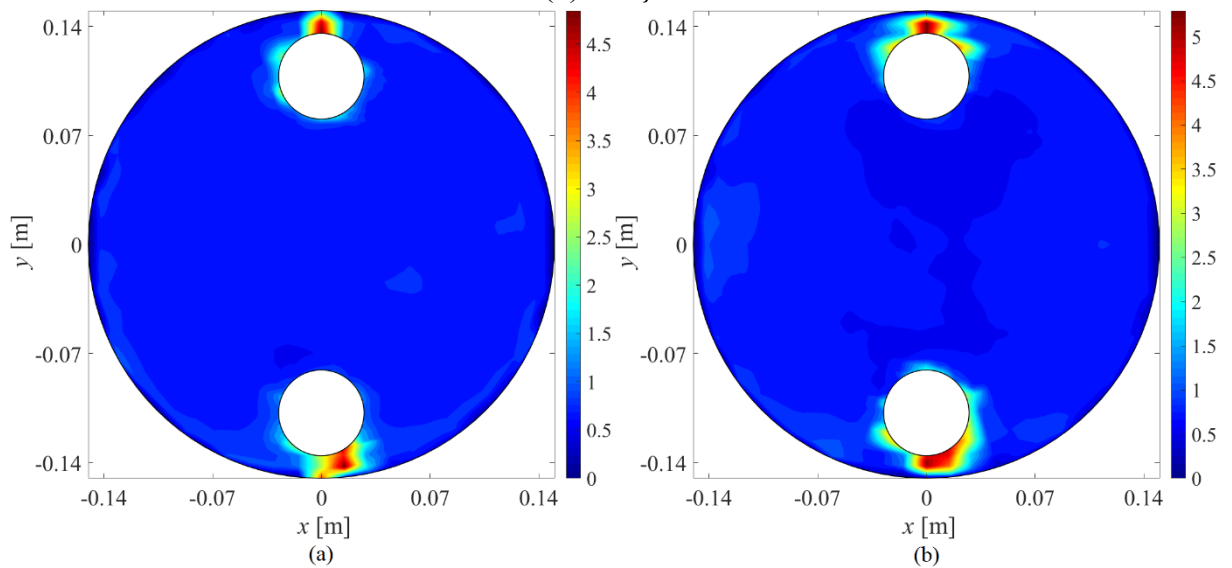
Fonte: Autora (2021).

Figura D.2 – Nusselt local bifásico para correlação de Heavner, Kumar e Wanniarachchi (1993): (a) direção ascendente e (b) direção descendente.



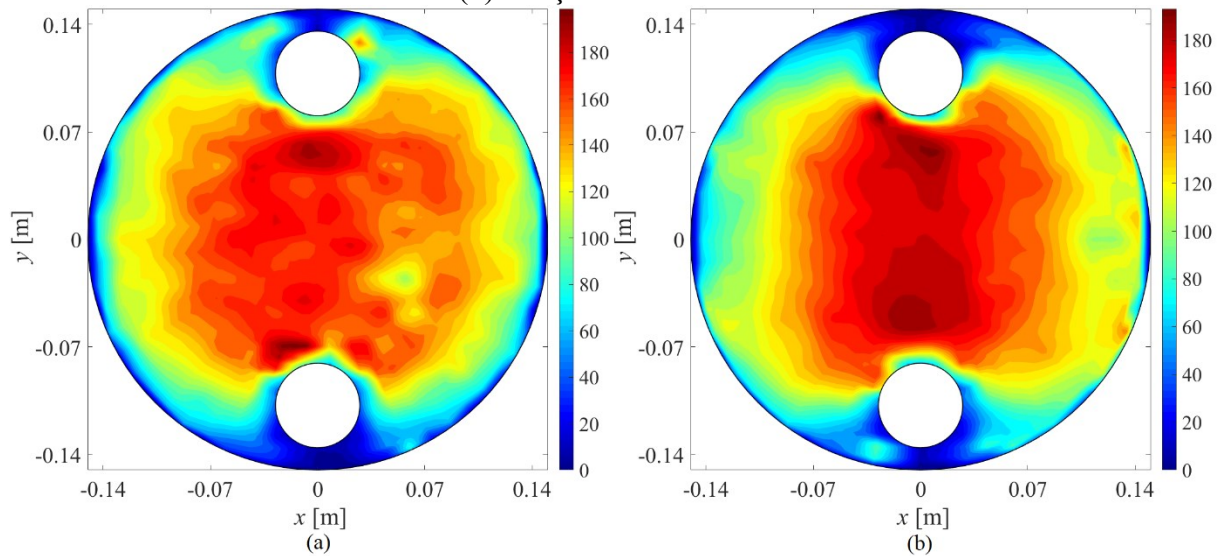
Fonte: Autora (2021).

Figura D.3 – Fator de atrito local bifásico para correlação de Kumar (1984): (a) direção ascendente e (b) direção descendente.



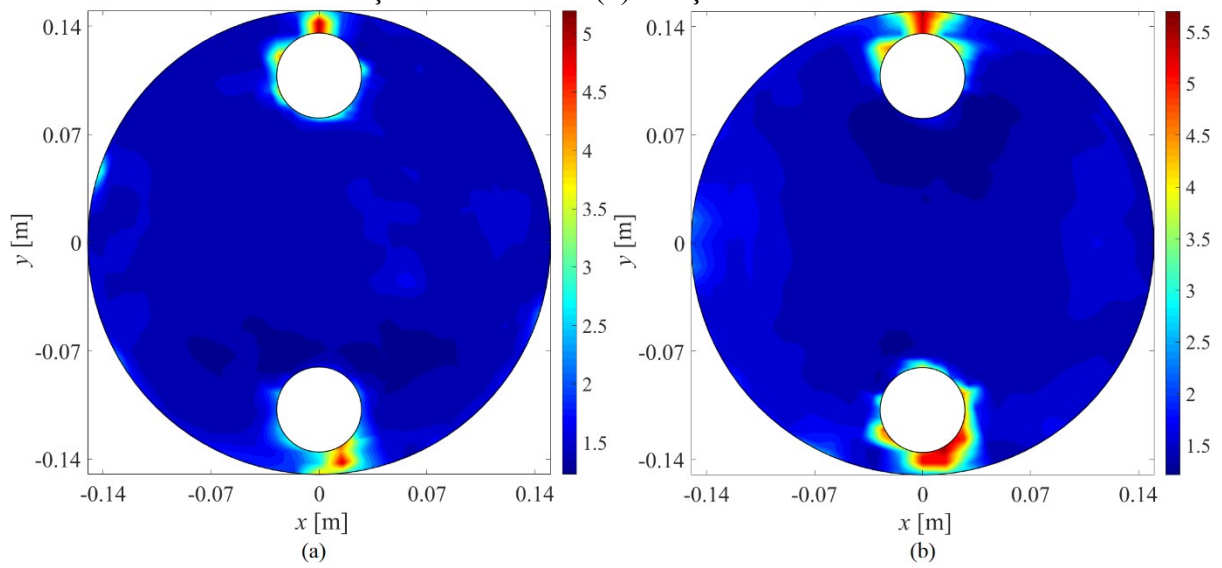
Fonte: Autora (2021).

Figura D.4 – Nusselt local bifásico para correlação de Kumar (1984): (a) direção ascendente e (b) direção descendente.



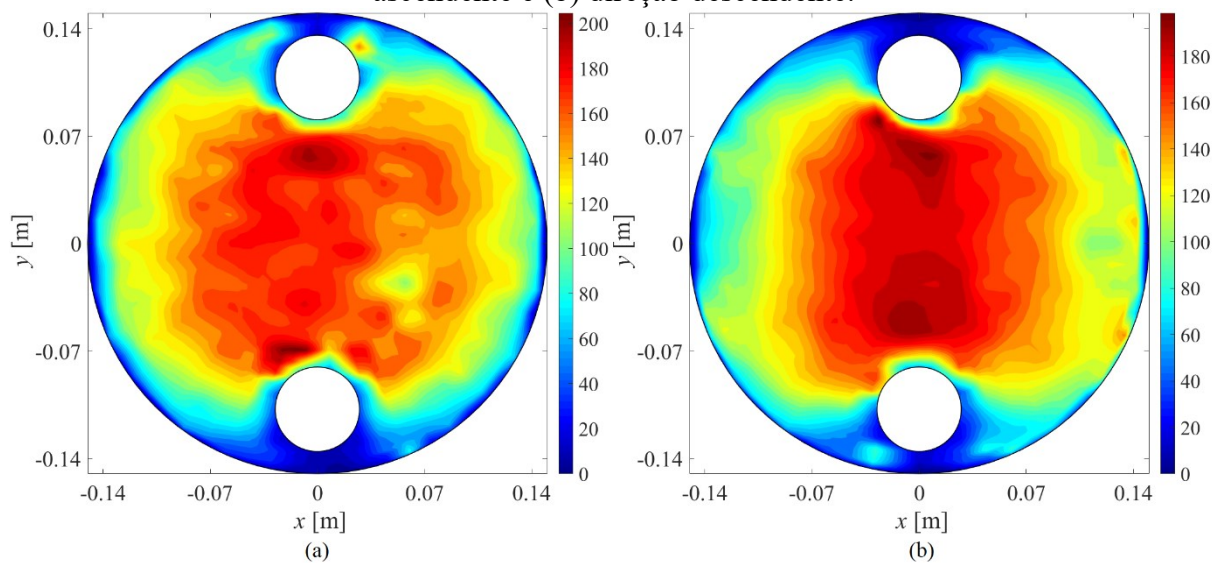
Fonte: Autora (2021).

Figura D.5 – Fator de atrito local bifásico para correlação de Wang e Sundén (2003): (a) direção ascendente e (b) direção descendente.



Fonte: Autora (2021).

Figura D.6 – Nusselt local bifásico para correlação de Wang e Sundén (2003): (a) direção ascendente e (b) direção descendente.

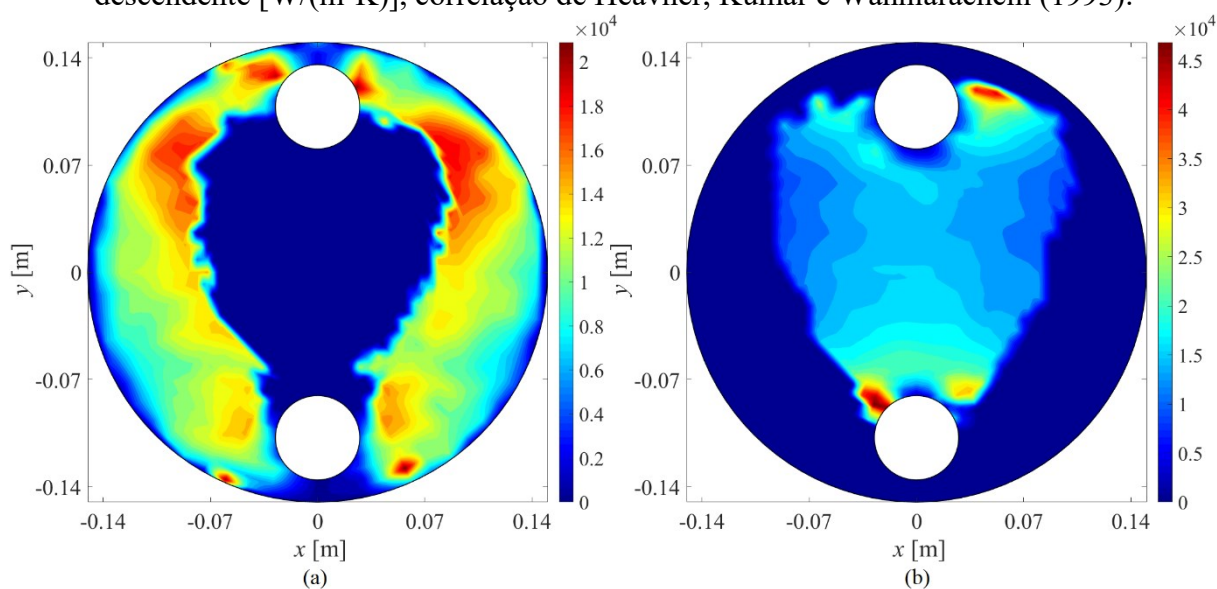


Fonte: Autora (2021).

APÊNDICE E – COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR DA ANÁLISE DO ESCOAMENTO SEGREGADO NO CANAL

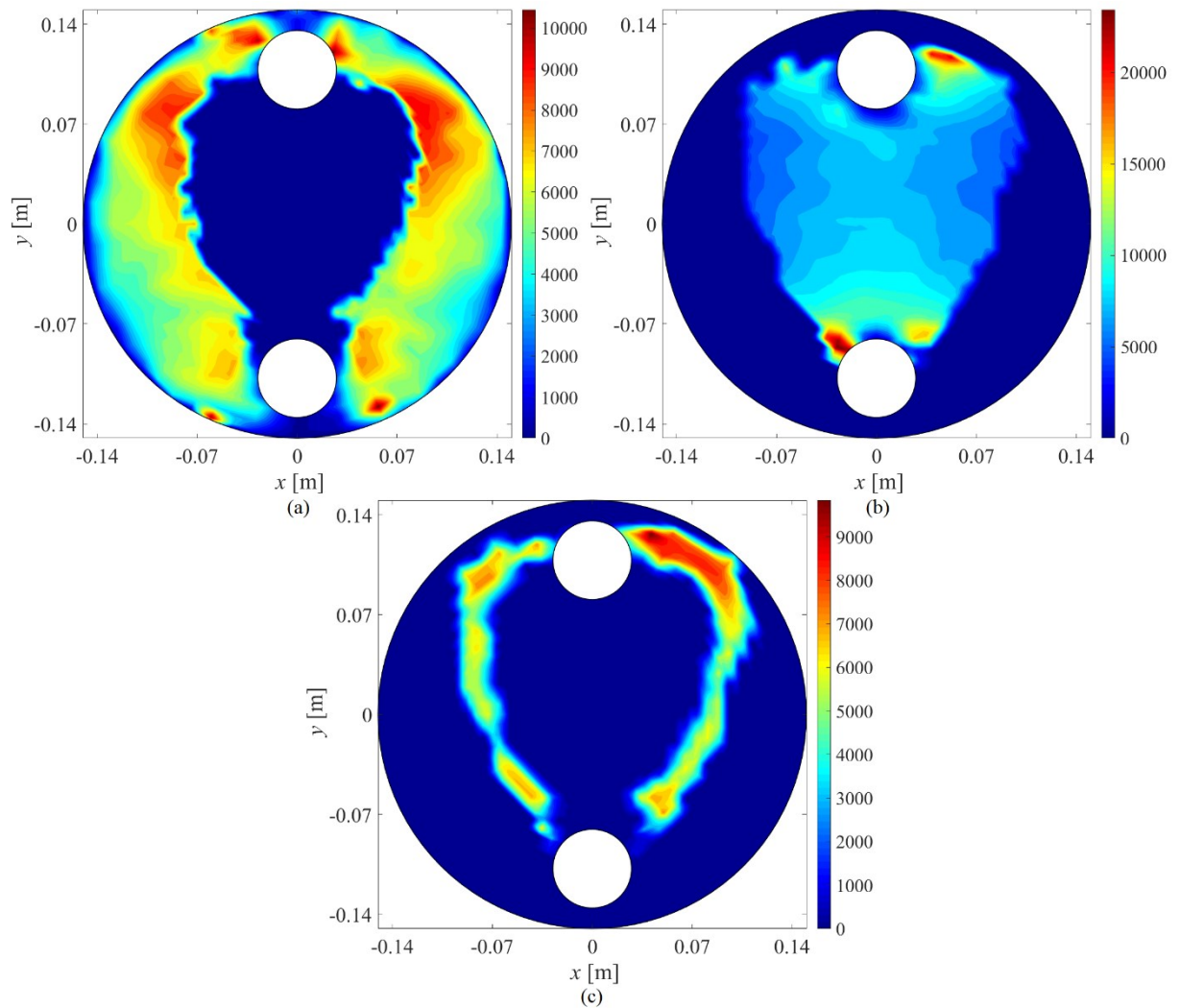
No item 5.2 e na Figura 77, Figura 78 e Figura 79, foram apresentados, respectivamente, o coeficiente de transferência de calor por convecção, o coeficiente global de transferência de calor e a comparação de desempenho térmico para três configurações do trocador de calor PSHE a partir da correlação de Wang e Sundén (2003). Abaixo são apresentados os resultados através das correlações de Heavner, Kumar e Wanniarachchi (1993) e Kumar (1984), nessa ordem.

Figura E.1 – Coeficiente de transferência de calor: (a) direção ascendente e (b) direção descendente [$W/(m^2K)$], correlação de Heavner, Kumar e Wanniarachchi (1993).



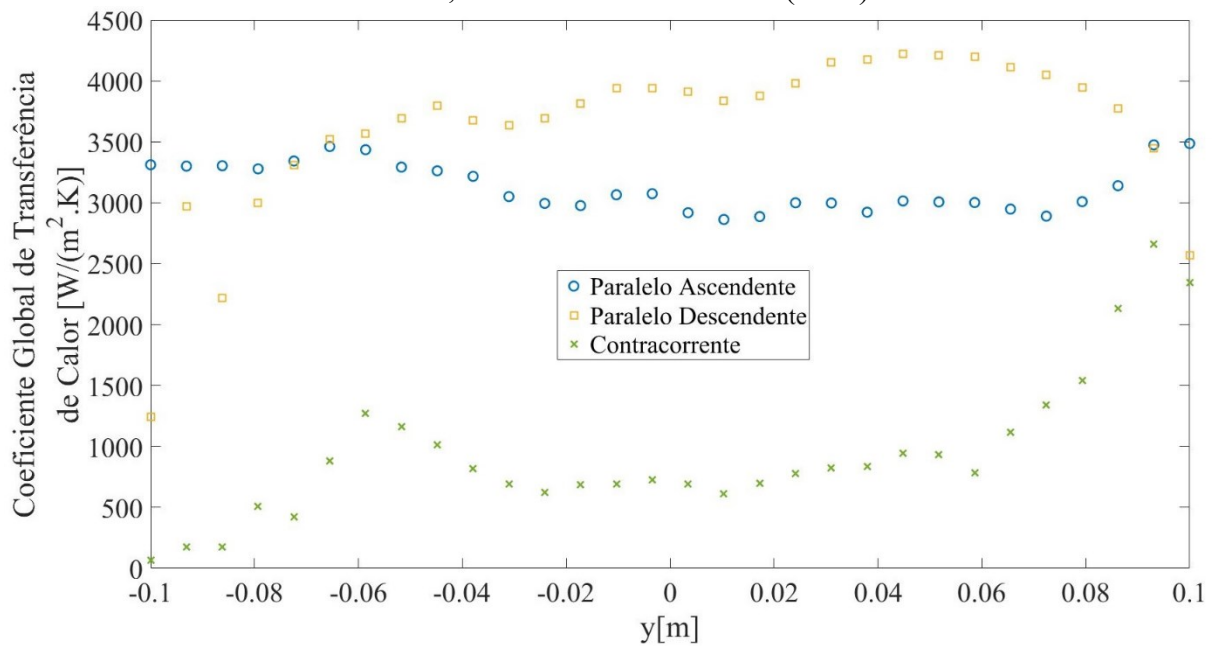
Fonte: Autora (2021).

Figura E.2 – Efeito da configuração do trocador no coeficiente global de transferência de calor para configuração: (a) paralela ascendente, (b) paralela descendente e (c) contracorrente [W/(m²K)], correlação de Heavner, Kumar e Wanniarachchi (1993).



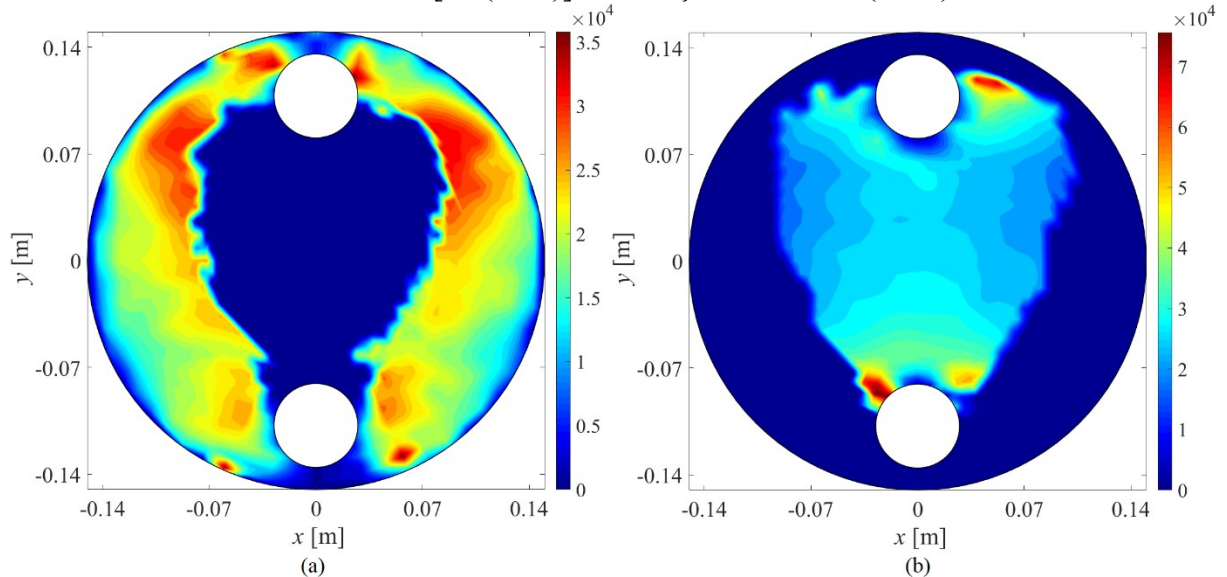
Fonte: Autora (2021).

Figura E.3 – Efeito da configuração do trocador no coeficiente global de transferência de calor médio em cada seção horizontal do PSHE, na região entre os bocais; correlação de Heavner, Kumar e Wanniarachchi (1993).



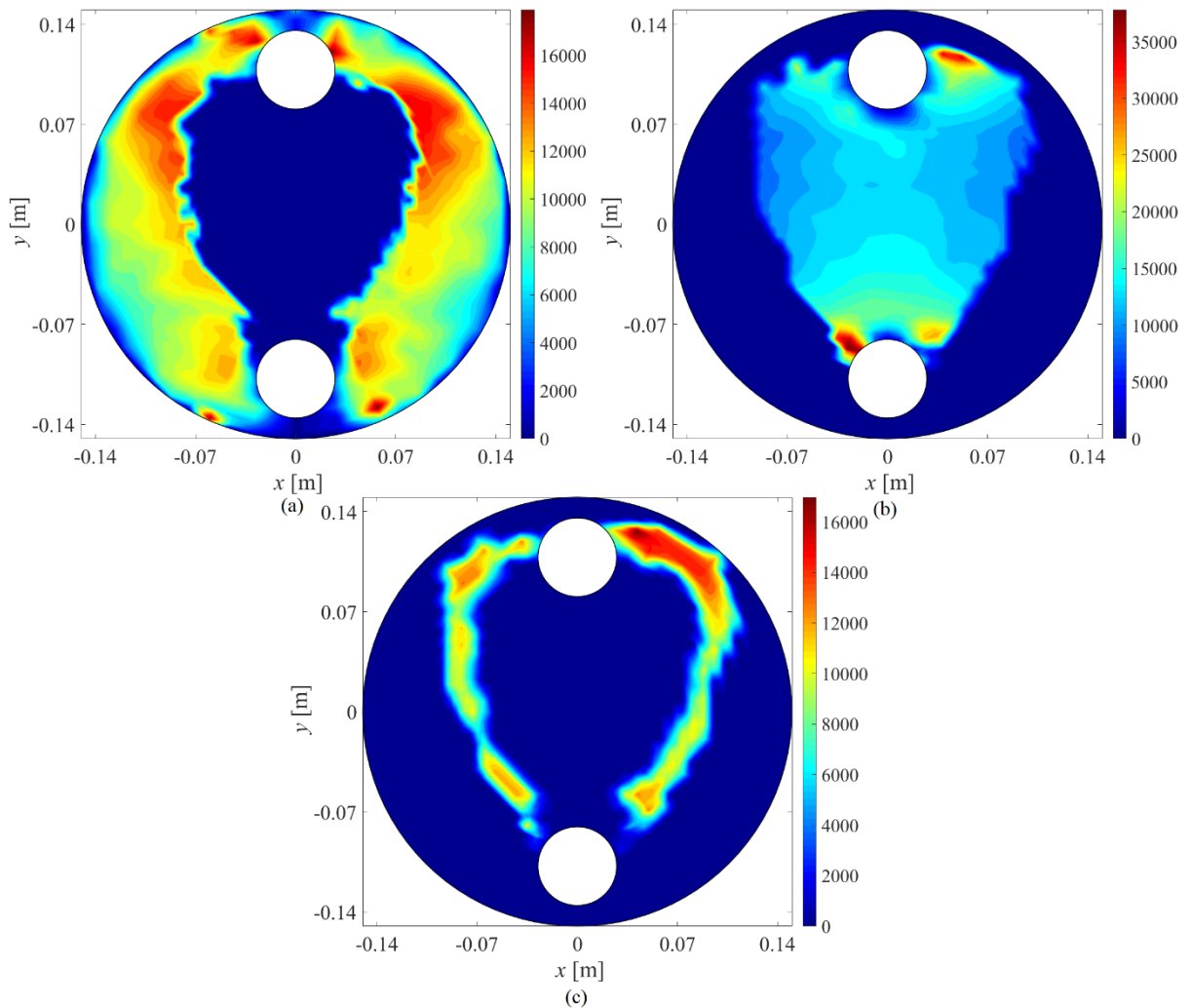
Fonte: Autora (2021).

Figura E.4 – Coeficiente de transferência de calor: (a) direção ascendente e (b) direção descendente [W/(m²K)], correlação de Kumar (1984).



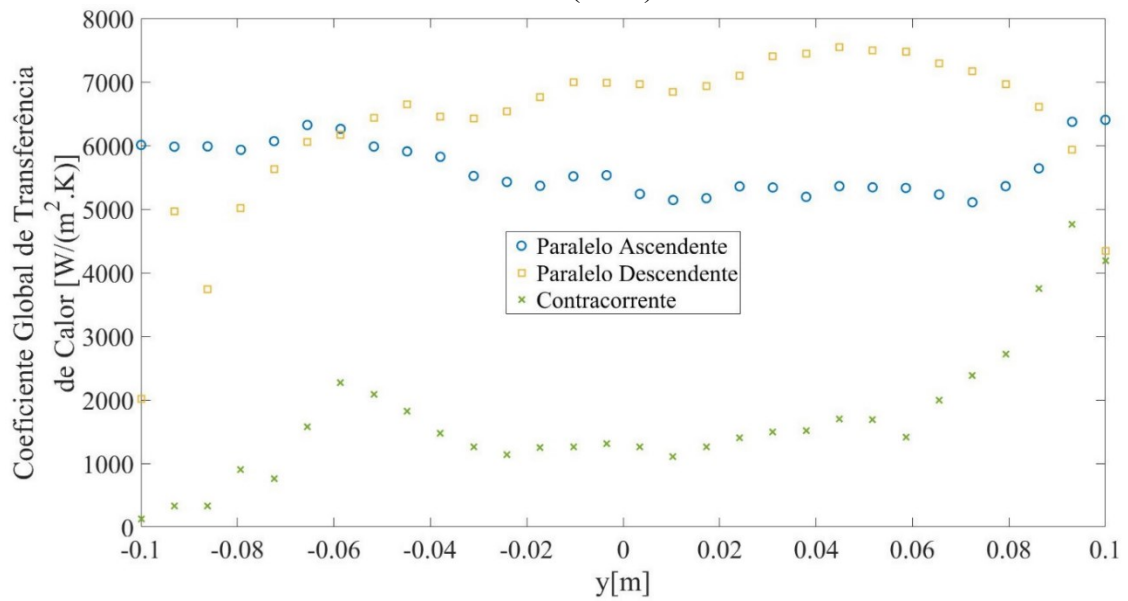
Fonte: Autora (2021).

Figura E.5 – Efeito da configuração do trocador no coeficiente global de transferência de calor para configuração: (a) paralela ascendente, (b) paralela descendente e (c) contracorrente $[\text{W}/(\text{m}^2\text{K})]$, correlação de Kumar (1984).



Fonte: Autora (2021).

Figura E.6 – Efeito da configuração do trocador no coeficiente global de transferência de calor médio em cada seção horizontal do PSHE, na região entre os bocais; correlação de Kumar (1984).



Fonte: Autora (2021).

ANEXO A – COEFICIENTE DE ARRASTO DEPENDENDO DA FAIXA DE REYNOLDS DA PARTÍCULA

No item 2.3 é exposto sobre o coeficiente de arrasto que é função do número de Reynolds da partícula, função da velocidade terminal. É necessário um cálculo iterativo para esse cálculo. Clift *et al.* (1978) definiram correlações para o coeficiente de arrasto como função da faixa de Reynolds da partícula conforme a Figura A.1 abaixo.

Figura A.1 – Coeficiente de arrasto (C_D) como função da faixa de Reynolds (Re) da partícula.

(A) $Re < 0.01$	$C_D = 3/16 + 24/Re$
(B) $0.01 < Re \leq 20$	$\log_{10} \left[\frac{C_D Re}{24} - 1 \right] = -0.881 + 0.82w - 0.05w^2$ <p style="margin-left: 20px;">i.e., $C_D = \frac{24}{Re} [1 + 0.1315 Re^{(0.82 - 0.05w)}]$</p>
(C) $20 \leq Re \leq 260$	$\log_{10} \left[\frac{C_D Re}{24} - 1 \right] = -0.7133 + 0.6305w$ <p style="margin-left: 20px;">i.e., $C_D = \frac{24}{Re} [1 + 0.1935 Re^{0.6305}]$</p>
(D) $260 \leq Re \leq 1500$	$\log_{10} C_D = 1.6435 - 1.1242w + 0.1558w^2$
(E) $1.5 \times 10^3 \leq Re \leq 1.2 \times 10^4$	$\log_{10} C_D = -2.4571 + 2.5558w - 0.9295w^2 + 0.1049w^3$
(F) $1.2 \times 10^4 < Re < 4.4 \times 10^4$	$\log_{10} C_D = -1.9181 + 0.6370w - 0.0636w^2$
(G) $4.4 \times 10^4 < Re \leq 3.38 \times 10^5$	$\log_{10} C_D = -4.3390 + 1.5809w - 0.1546w^2$
(H) $3.38 \times 10^5 < Re \leq 4 \times 10^5$	$C_D = 29.78 - 5.3w$
(I) $4 \times 10^5 < Re \leq 10^6$	$C_D = 0.1w - 0.49$
(J) $10^6 < Re$	$C_D = 0.19 - 8 \times 10^4/Re$

Fonte: Clift *et al.* (1978).