

**UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**

MATHEUS FURTADO GRINGS

**ESTUDO NUMÉRICO DA HIDRODINÂMICA DE UM FOTOBIORREATOR COM
CAMPO ELÉTRICO MODERADO**

PORTO ALEGRE

2018

MATHEUS FURTADO GRINGS

**ESTUDO NUMÉRICO DA HIDRODINÂMICA DE UM FOTOBIORREATOR COM
CAMPO ELÉTRICO MODERADO**

Dissertação apresentada como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Engenharia Química, pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal do Rio Grande do Sul – UFRGS.

Orientadora: Prof^a. Dr^a. Ligia Damasceno Ferreira Marczak

Co-orientadora: Prof^a. Dr^a. Rejane de César Oliveski

Porto Alegre

2018

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

A Comissão Examinadora, abaixo assinada, aprova a Dissertação intitulada *Estudo Numérico da Hidrodinâmica de um Fotobiorreator com Campo Elétrico Moderado*, elaborada por Matheus Furtado Grings, como requisito parcial para a obtenção do Grau de Mestre em Engenharia.

Comissão Examinadora:

Prof. Dr. Nilo Sérgio Medeiros Cardozo

Prof. Dr. Álvaro Luiz de Bortoli

Prof. Dr. Felipe Roman Centeno

AGRADECIMENTOS

Às minhas orientadoras, Ligia e Rejane, pelo auxílio e apoio na elaboração do trabalho.

Aos colegas de laboratório, tanto do LATEPA quanto do Laboratório de Simulação Computacional da Unisinos, por todo o companheirismo e auxílio necessário para a conclusão desta dissertação.

Aos meus pais, José Paulo e Suzana, por todo o amor dado incondicionalmente ao longo da minha vida.

Aos meus amigos, por me acompanharem até o final desse trajeto.

Ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da UFRGS e a Capes pelo apoio contínuo durante o desenvolvimento desta dissertação.

A todos os ótimos professores e à Universidade Federal do Rio Grande do Sul, por todo o conhecimento fornecido ao longo da minha vida acadêmica.

RESUMO

As microalgas são microrganismos capazes de sintetizar diversos compostos, como proteínas, lipídeos e carotenoides, que possuem diversas aplicações comerciais. Sistemas de cultivo para essas espécies estão sendo cada vez mais estudados, de forma a aumentar a viabilidade da sua produção. Fotobiorreatores são sistemas fechados de cultivo capazes de fornecer um controle adequado das variáveis de processo, além de evitar o contato com contaminantes. A aplicação de tratamentos elétricos tem se mostrado uma alternativa ao cultivo tradicional, aumentando tanto a extração de produtos quanto o crescimento celular. No presente trabalho, foi apresentado um modelo numérico, construído no ANSYS CFX 18.2, com o objetivo de estudar um fotobiorreator do tipo *airlift* com circulação externa, destinado ao cultivo de microalgas com a aplicação de um campo elétrico e que atinja o estado estacionário com temperatura média de 28 °C. O modelo computacional desenvolvido foi validado através da comparação com dois trabalhos disponíveis na literatura. Resultados mostraram a formação de uma pluma de bolhas através do *riser*, com baixa circulação de ar ao *downcomer*. Foram aplicadas diferenças de potencial entre os eletrodos iguais a 100, 120 e 140 V, em conjunto de temperaturas de resfriamento iguais a 15,75, 10,35 e 3,95 °C. O aumento do potencial elétrico entre os eletrodos acarretou em maiores gradientes de temperatura, observando-se superprocessamento nas proximidades das regiões superiores dos eletrodos e um subprocessamento abaixo do trocador de calor, que atinge 24,27 °C para a diferença de potencial igual a 140 V. Devido à geometria da entrada de ar, observou-se transferência de calor convectiva não uniforme ao longo do *riser*. As regiões de maior concentração de cisalhamento foram nas proximidades da entrada de ar, junto da pluma de bolhas e nas arestas do trocador de calor e dos eletrodos. A metodologia numérica proposta se mostrou adequada para descrever o comportamento hidrodinâmico e térmico no fotobiorreator e pode servir como base para simulações numéricas do cultivo de microalgas assistida por campos elétricos com diferentes variáveis de processo.

Palavras-chave: fluidodinâmica computacional, MEF, microalga, airlift.

ABSTRACT

Microalgae are organisms with a wide range of possible commercial applications, such as proteins, lipids and carotenoids, which have several commercial applications. Cultivation systems for these species have been extensively studied in most recent years, aiming to enhance its production feasibility. Photobioreactors are a class of closed systems capable of providing an adequate process control and of avoiding contact with contaminants. The application of electrical treatments has been shown to be an alternative to conventional treatments, being capable of improving the extraction of intracellular products, as well as the cell growth rate. In the present work, a numerical model, built on ANSYS CFX 18.2, is presented, with the objective of studying an external loop airlift photobioreactor with moderate electric fields applied on the culture medium, so that the system is considered steady and reaches an average temperature of 28 °C. The computational model was validated by comparing the results obtained with two other works found on the literature. A bubble plume was formed across the riser, while the air volume fraction was negligible in the downcomer. Voltages of 100, 120 and 140 V were applied between the electrodes along with cooling temperatures of 15.75, 10.35 and 3.95 °C, respectively. The enhancement of the electrical potential resulted in greater temperature gradients, with overprocessing in the upper regions near the wall of the electrodes and underprocessing under the heat exchanger, with a minimal temperature of 24.27 °C when 140 V were applied. Due to the inlet geometry, the riser wall showed non-uniformities in regards to the convective heat transfer. The regions with a bigger amount of shear stresses were the ones around the air inlet, the bubble plume and the solid regions edges'. The numerical methodology of the present work has shown to be adequate to describe the hydrodynamic and thermal behaviour of the photobioreactor, which can be used as a reference to numerical simulations of microalgae cultivation assisted by moderate electric fields when different process variables are employed as boundary conditions.

Key-words: computational fluid dynamics, MEF, microalgae, airlift.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 – Exemplo de um esquema para uma lagoa do tipo <i>raceway</i>	7
Figura 2.2 – Fotobiorreatores do tipo placa plana (a), tubular (b) e coluna vertical (c).	9
Figura 2.3 – Diferentes configurações de fotobiorreatores do tipo <i>airlift</i> : com parede interna (a), com tubos concêntricos (b) e com circulação externa (c).	11
Figura 2.4 - Configurações de um escoamento bifásico gás-líquido em um duto vertical.	15
Figura 2.5 - Mapa de fluxo para o duto vertical estudado por Mishima e Ishii (1984).	16
Figura 2.6 - Correlação de Clift, Grace e Weber (1978), separando os formatos de bolhas entre as esféricas, as distorcidas, as elipsoidais, as elipsoidais-capas e as capas esféricas, a partir de números adimensionais.....	18
Figura 2.7 - Origem da força de sustentação.	31
Figura 2.8 - Representação do conceito da massa virtual.	33
Figura 3.1 – Vistas ortogonais do fotobiorreator do tipo <i>airlift</i> , com as respectivas dimensões (a) e vista lateral, com as delimitações de cada zona do reator (b).	48
Figura 4.1 – Vistas ortogonais para uma malha computacional com 1186772 elementos.....	61
Figura 4.2 - Detalhe da vista frontal, com corte no centro do <i>riser</i> , onde se visualiza a entrada de ar (demarcada pela elipse vermelha).	62
Figura 4.3 - Detalhe da zona superior (a) e da inferior do <i>riser</i> (b) na vista lateral, com seção posicionada em um dos eletrodos.....	63
Figura 4.4 - Vista superior do biorreator, mostrando o topo do sistema (a) e um corte na metade da altura total do mesmo (b).....	64
Figura 4.5 - Geometria estudada na validação do aquecimento ôhmico.....	68
Figura 4.6 - Malha computacional utilizada na validação (a) e a construída por Shim, Lee e Jun (2010) (b).....	70
Figura 4.7 - Geometria estudada na validação do modelo multifásico, com as regiões de coleta de dados marcadas por MS #3, MS #5, MS #7 e MS #9.	71
Figura 5.1 – Contornos de temperatura obtidos numericamente por Shim, Lee e Jun (2010) (a) e no presente trabalho (b) ao longo do processamento.	74

Figura 5.2– Comparação das temperaturas no centro da cenoura (a), da carne (b) e da batata (c) ao longo do tempo.....	76
Figura 5.3 – Contornos da densidade de corrente elétrica após 250 segundos de processo.....	78
Figura 5.4 – Vista detalhada da distribuição dos vetores de densidade de corrente elétrica ao redor do cubo de cenoura.....	79
Figura 5.5 – Comparação qualitativa entre os contornos de fração volumétrica do ar para as simulações com modelo de turbulência $k - \varepsilon$ padrão (a), $k - \varepsilon$ RNG (b) e $k - \varepsilon$ RNG com dispersão turbulenta (c), em contraste com uma foto do experimento (d).....	80
Figura 5.6 – Comparação qualitativa entre os contornos, em escala logarítmica, de fração volumétrica do ar para a simulação com modelo de turbulência $k - \varepsilon$ RNG e dispersão turbulenta (a), em contraste com uma foto do experimento (b).	81
Figura 5.7 – Perfis de velocidade das fases contínua e dispersa em diferentes alturas.	83
Figura 5.8 – Perfis de temperatura das diferentes malhas através de uma linha vertical que percorre o <i>riser</i> , posicionada no centro da entrada de ar.....	86
Figura 5.9 – Valores de GCI para os perfis de temperatura da Figura 5.8.....	87
Figura 5.10 – Distribuição da fração volumétrica de ar no interior do reator com uma vazão de $3,6 \text{ l h}^{-1}$ (a) e de $0,36 \text{ l h}^{-1}$, com um modelo de turbulência $k - \varepsilon$ padrão (regiões mais transparentes correspondem às com menores frações volumétricas).	88
Figura 5.11 – Mapa de cores de fração volumétrica do ar, em escala logarítmica, através de um plano, em vista frontal, que faz intersecção com o centro da entrada de ar quando a vazão de entrada é igual a $3,6 \text{ l h}^{-1}$ (a) e a $0,36 \text{ l h}^{-1}$ (b).....	89
Figura 5.12 – Mapa de cores de fração volumétrica da fase dispersa ($Fd = 3,6 \text{ l h}^{-1}$), em escala logarítmica, através de um plano, em vista lateral, que faz intersecção com a entrada de ar (a) com detalhamento na parede inferior do trocador de calor (b).....	90
Figura 5.13 – Linhas de corrente para a fase contínua no interior do reator quando se emprega uma vazão de ar igual a $3,6 \text{ l h}^{-1}$ (a) e a $0,36 \text{ l h}^{-1}$ (b), com um modelo de turbulência $k - \varepsilon$ padrão.....	91

Figura 5.14 – Vetores de velocidade da água através de 6 planos perpendiculares ao escoamento no <i>riser</i> e no <i>downcomer</i> , com distância de 5 cm entre planos ($Fd = 3,6 \text{ l h}^{-1}$).....	92
Figura 5.15 – Contornos de temperatura através de um plano, em vista frontal, que faz intersecção com a entrada de ar para os casos 1 (a), 2 (b), 3 (c) e 4 (d).....	94
Figura 5.16 – Contornos de temperatura através de um plano, em vista lateral, que faz intersecção com a entrada de ar para os casos 1 (a), 2 (b), 3 (c) e 4 (d).....	95
Figura 5.17 – Detalhamento nas regiões superior (a) e inferior (b) dos contornos de temperatura em vista lateral para o Caso 3.....	97
Figura 5.18 – Contornos de temperatura através de planos, em vista superior, que interseccionam o reator nas alturas de 5, 15 e 25 cm, para os casos 1 (a), 2 (b), 3 (c) e 4 (d).....	98
Figura 5.19 – Variação dos coeficientes de transferência de calor convectivo em função da altura no <i>riser</i> (a) e no <i>downcomer</i> (b) ($Fd = 3,6 \text{ l h}^{-1}$) quando diferentes tensões elétricas são aplicadas e em ambas as zonas quando $\Delta V = 100 \text{ V}$ e $Fd = 0,36 \text{ l h}^{-1}$ (c).....	100
Figura 5.20 – Contornos dos coeficientes de transferência de calor convectivo ao longo do <i>riser</i> quando são aplicadas vazões de ar iguais a $3,6 \text{ l h}^{-1}$ (a) e a $0,36 \text{ l h}^{-1}$ (b), com vetores de velocidades sobrepostos através de um plano paralelo e adjacente à parede.....	102
Figura 5.21 – Variação das densidades de corrente elétrica médias nos quatro casos estudados, com delimitações nas transições entre diferentes zonas em relação à altura, onde (a) representa a base, (b) o <i>riser</i> e (c) o separador de gás.....	104
Figura 5.22 – Campos de densidade de corrente elétrica através de um plano, em vista lateral, paralelo e adjacente a um dos eletrodos, para os casos 1 (a), 2 (b) e 3 (c).....	105
Figura 5.23 – Detalhamento das regiões onde são formados os Picos 1(b) e 2 (c) para os contornos resultantes do Caso 3 com relação à densidade de corrente elétrica através de um plano lateral, paralelo e adjacente ao eletrodo positivo (a).	106
Figura 5.24 – Detalhamento da região onde é formado o Pico 3 (b) para os contornos resultantes do Caso 3 com relação à densidade de corrente elétrica através de um plano lateral, paralelo e adjacente ao eletrodo positivo (a).....	107

Figura 5.25 – Contornos de densidade de corrente elétrica através de um plano, em vista frontal, posicionado entre o centro dos dois eletrodos quando é empregada uma diferença de potencial igual a 100 (a), 120 (b) e 140 V (c).....	108
Figura 5.26 – Distribuição da taxa de cisalhamento no interior do reator (a) (regiões mais transparentes correspondem às com menores intensidades de cisalhamento) e em vistas nos planos frontal (b) e lateral (c), posicionados sobre a entrada de ar (vazão de $3,6 \text{ l h}^{-1}$).	110

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 - Padrões e regimes de escoamento em sistemas bifásicos.....	13
Tabela 3.1 – Propriedades físicas dos materiais do meio de cultivo.	50
Tabela 4.1 – Número de elementos por malha construída para o problema do fotobiorreator.....	65
Tabela 4.2 – Propriedades físicas dos materiais.....	68
Tabela 4.3 - Condições de contorno e iniciais para as diferentes partes do sistema, conforme impostas no ANSYS CFX 18.2.....	69
Tabela 5.1 – Resultados do teste de independência de malha.....	86
Tabela 5.2 – Temperaturas de resfriamento necessárias para atingir uma média de 28 °C com o modelo de turbulência $k - \varepsilon$ padrão, com diferentes vazões e potenciais elétricos.....	93
Tabela 5.3 – Valores médios referentes à taxa de cisalhamento nas diferentes zonas do fotobiorreator, bem como a média global, quando diferentes vazões de ar são empregadas.	111
Tabela 5.4 – Valores médios e máximos referentes à tensão de cisalhamento quando diferentes vazões de ar são empregadas.....	112

LISTA DE SIGLAS

ASME	Sociedade Norte-Americana dos Engenheiros Mecânicos (<i>“American Society of Mechanical Engineers”</i>)
BIT	Turbulência Induzida pelas Bolhas (<i>“Bubble Induced Turbulence”</i>)
CEL	Linguagem de Expressão do CFX (<i>“CFX Expression Language”</i>)
CFD	Fluidodinâmica Computacional (<i>“Computational Fluid Dynamics”</i>)
EbFVM	Método dos Volumes Finitos Baseado em Elementos (<i>“Element based Finite Volume Method”</i>)
FEM	Método dos Elementos Finitos (<i>“Finite Element Method”</i>)
FVM	Método dos Volumes Finitos (<i>“Finite Volume Method”</i>)
GCI	Índice de Convergência de Malha (<i>“Grid Convergence Index”</i>)
LATEPA	Laboratório de Tecnologia e Processamento de Alimentos
MEF	Campo Elétrico Moderado (<i>“Moderate Electric Field”</i>)
PEF	Campo Elétrico Pulsado (<i>“Pulsed Electric Field”</i>)
RANS	Navier-Stokes por Decomposição de Reynolds (<i>“Reynolds Averaged Navier-Stokes”</i>)
RNG	Grupo de Renormalização (<i>“Re-Normalization Group”</i>)
UFRGS	Universidade Federal do Rio Grande do Sul

LISTA DE SÍMBOLOS

A	área	$[m^2]$
C	coeficiente interfacial	$[-]$
c_p	calor específico a pressão constante	$[J\ kg^{-1}\ K^{-1}]$
$C_W(Eo)$	coeficiente de parede definido por Tomiyama (1998b)	$[-]$
C_{WC}	parâmetro WC do modelo de Frank (2008)	$[-]$
C_{WD}	parâmetro WD do modelo de Frank (2008)	$[-]$
$C_{\varepsilon 1}$	primeira constante do modelo $k - \varepsilon$	$[-]$
$C_{\varepsilon 2}$	segunda constante do modelo $k - \varepsilon$	$[-]$
C_μ	constante da viscosidade turbulenta	$[-]$
$C_{\mu p}$	constante do modelo de Sato e Sekoguchi (1975)	$[-]$
$C_{\varepsilon 1RNG}$	função de renormalização do modelo $k - \varepsilon$ RNG	$[-]$
$C_{\varepsilon 2RNG}$	segunda constante do modelo $k - \varepsilon$ RNG	$[-]$
$C_{\mu RNG}$	constante da viscosidade turbulenta do modelo $k - \varepsilon$ RNG	$[-]$
d	diâmetro	$[m]$
d_H	máxima direção horizontal da bolha	$[m]$
e	espessura de parede	$[m]$
E	magnitude do campo elétrico	$[V\ m^{-1}]$
Eo	número de Eötvös	$[-]$
Eo'	número de Eötvös modificado	$[-]$
$f(Eo')$	parâmetro do modelo de Tomiyama (1998)	$[-]$
f_η	parâmetro do modelo $k - \varepsilon$ RNG em função de η	$[-]$
F_d	vazão volumétrica da fase dispersa	$[l\ h^{-1}]$
Fr_{ji}	fator de refinamento entre duas malhas	$[-]$
g_i	aceleração da gravidade na direção i	$[m\ s^{-2}]$
h	entalpia	$[J\ kg^{-1}]$
h_T	coeficiente convectivo de transferência de calor	$[W\ m^{-2}\ K^{-1}]$
H_D	parâmetro H de arraste	$[-]$
i	corrente elétrica	$[A]$
j_α	velocidade superficial da fase α	$[m\ s^{-1}]$
J_D	parâmetro J de arraste	$[-]$
\vec{J}_E	densidade de corrente elétrica	$[A\ m^{-2}]$

k	energia cinética turbulenta	$[m^2 s^{-2}]$
L	comprimento característico	$[m]$
M	número de Morton	$[-]$
M_α	força interfacial sobre a fase α	$[kg m^{-2} s^{-2}]$
N_i	número de elementos da malha i	$[-]$
N_p	número de fases	$[-]$
n_w	vetor normal unitário na direção contrária à parede	$[m^{-1}]$
O_p	ordem aparente	$[-]$
P	pressão	$[Pa]$
P'	pressão modificada	$[Pa]$
P_k	taxa de produção de turbulência	$[kg m s^{-3}]$
Pr	número de Prandtl	$[-]$
q	fluxo de calor	$[W m^{-2}]$
Q_α	transferência de calor interfásica	$[W m^{-3}]$
r_α	fração volumétrica da fase α	$[-]$
Re	número de Reynolds	$[-]$
S_E	termo fonte de geração interna de calor	$[W m^{-3}]$
Sc	número de Schmidt	$[-]$
t	tempo	$[s]$
T	temperatura	$[K]$
U_G	coeficiente global de transferência de calor	$[W m^{-2} K^{-1}]$
U_i	vetor velocidade na direção i	$[m s^{-1}]$
U_j	vetor velocidade na direção j	$[m s^{-1}]$
\bar{U}	velocidade média	$[m s^{-1}]$
V	volume	$[m^3]$
V_E	potencial elétrico	$[V]$
x	distância no eixo "x" em coordenadas cartesianas	$[m]$
y	distância no eixo "y" em coordenadas cartesianas	$[m]$
z	distância no eixo "z" em coordenadas cartesianas	$[m]$

Símbolos Gregos

α	fase	$[-]$
----------	------	-------

β_{RNG}	parâmetro β do modelo $k - \varepsilon$ RNG	[-]
$\dot{\gamma}$	taxa de cisalhamento	[s ⁻¹]
Δ	variação	[-]
δ_{ji}	diferença entre os parâmetros da solução entre malhas	[-]
ϵ_{ji}^a	erro relativo aproximado	[-]
ε	taxa de dissipação turbulenta	[m ² s ⁻³]
η	função η do modelo $k - \varepsilon$ RNG	[-]
ϑ	propriedade física genérica	[-]
λ	condutividade térmica	[W m ⁻¹ K ⁻¹]
μ	viscosidade dinâmica	[kg m ⁻¹ s ⁻¹]
ρ	massa específica	[kg m ⁻³]
σ_E	condutividade elétrica	[S m ⁻¹]
σ_s	tensão superficial	[N m ⁻¹]
σ_k	número de Prandtl turbulento para a energia cinética	[-]
σ_ε	número de Prandtl turbulento para a dissipação turbulenta	[-]
$\sigma_{\varepsilon RNG}$	número de Prandtl turbulento para a dissipação turbulenta (RNG)	[-]
φ	variável dependente da respectiva equação de transporte	[-]
$\bar{\varphi}$	média temporal da variável dependente da equação de transporte	[-]
τ	tensão de cisalhamento	[Pa]

Sub-índices

0	inicial
acr	acrílico
B	bolha
BIT	turbulência induzida por bolhas
c	fase contínua
d	fase dispersa
D	arraste
ext	externo
i	direção i (x , y ou z)
j	direção j (x , y ou z)
L	sustentação

<i>m</i>	mistura
<i>máx</i>	máximo
<i>P</i>	partícula
<i>ref</i>	referência
<i>resf</i>	resfriamento
<i>RMS</i>	eficaz
<i>RNG</i>	modelo $k - \varepsilon$ RNG
<i>t</i>	turbulento
<i>TD</i>	dispersão turbulenta
<i>term</i>	terminal
<i>tot</i>	total
<i>VM</i>	massa virtual
<i>w</i>	parede
<i>WL</i>	lubrificação de parede

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	1
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA E FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	4
2.1 MICROALGAS	4
2.1.1 Parâmetros de Cultivo	5
2.1.2 Aplicações Comerciais	6
2.1.3 Sistemas de Cultivo	7
2.1.3.1 Sistemas Abertos	7
2.1.3.2 Fotobiorreatores	8
2.2 ESCOAMENTOS MULTIFÁSICOS	12
2.2.1 Conceitos Teóricos	12
2.2.2 Modelagem de escoamentos Multifásicos Dispersos	18
2.2.2.1 Equações Governantes para a Abordagem Euleriana-Euleriana	22
2.2.2.2 Considerações sobre as Forças Interfaciais.....	28
2.2.2.2.1 <i>Força de Arraste</i>	28
2.2.2.2.2 <i>Força de Sustentação</i>	30
2.2.2.2.3 <i>Força de Massa Virtual</i>	32
2.2.2.2.4 <i>Força de Lubrificação de Parede</i>	33
2.2.2.2.5 <i>Força de Dispersão Turbulenta</i>	35
2.2.3 Revisão Bibliográfica de Simulações de escoamentos em Reatores <i>Airlift</i>	36
2.3 TRATAMENTOS ELÉTRICOS	39
2.3.1 Efeitos Térmicos e Elétricos	40
2.3.2 Modelagem dos Efeitos Eletrofluidodinâmicos	42
2.3.3 Revisão Bibliográfica de Simulações de Tratamentos Elétricos	44
3 APRESENTAÇÃO DO PROBLEMA	47
3.1 SISTEMA FÍSICO.....	47
3.2 MODELO COMPUTACIONAL.....	50
3.2.1 Equações Governantes	51
3.2.2 Condições de Contorno e Condições Iniciais	53
4 METODOLOGIA NUMÉRICA	57
4.1 SOFTWARES EMPREGADOS	57
4.2 ANÁLISE DE MALHA	60

4.2.1 Malha Computacional	60
4.2.2 Convergência de Malha	64
4.3 COMPARAÇÕES	66
4.3.1 Modelo Eletrofluidodinâmico	67
4.3.2 Modelo Multifásico	70
5 RESULTADOS.....	74
5.1 VALIDAÇÃO PARA O MODELO ELETROFLUIDODINÂMICO.....	74
5.2 OBSERVAÇÕES QUANTO AO EXPERIMENTO DE SHIM, LEE E JUN (2010)	77
5.3 VALIDAÇÃO PARA O ESCOAMENTO MULTIFÁSICO	79
5.4 HIDRODINÂMICA DO FOTOBIORREATOR	85
5.4.1 Independência de Malha	85
5.4.2 Distribuição das Fases	87
5.4.3 Efeitos Térmicos	93
5.4.4 Corrente Elétrica	103
5.4.5 Cisalhamento	109
6 CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	113
REFERÊNCIAS.....	116
APÊNDICE A – CÓDIGO PARA O CÁLCULO DO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR CONVECTIVO	127
APÊNDICE B – CÓDIGO PARA O CÁLCULO DAS DENSIDADES DE CORRENTE ELÉTRICA MÉDIAS ATRAVÉS DA ALTURA DO REATOR	132

1 INTRODUÇÃO

As diversas aplicações comerciais de culturas de microalgas em diferentes indústrias, como a alimentícia e a farmacêutica, bem como a sua aplicação no tratamento de efluentes, no controle de poluentes e na produção de biomassa que pode ser convertida em biocombustível, fazem com que meios de cultivar estes microorganismos sejam cada vez mais estudados. Apesar do grande potencial comercial das microalgas, a produção destas ainda é pouco econômica devido ao alto custo proveniente do gasto energético e dos equipamentos utilizados na produção de biomassa derivada desses organismos quando cultivados em lagos abertos.

Apesar de ainda terem pouca aplicabilidade em grande escala, sistemas fechados surgem como uma alternativa para o cultivo de microalgas. Neste sentido, os fotobiorreatores apresentam diversas vantagens, como melhor controle de variáveis de processo (por exemplo, a temperatura), a remoção de contaminantes externos que podem prejudicar a produção, a prevenção da perda de água por evaporação e maior produtividade por área superficial.

Dentre os tipos de cultivo fechados, reatores do tipo *airlift* vêm ganhando destaque devido à sua geometria simples, baixo custo energético de operação com relação à aeração e ao fato destes fornecerem melhor agitação do que outros sistemas (colunas de bolhas, por exemplo). Como é desejado o controle de temperatura para otimizar a produção de biomassa, a maior capacidade de mistura dos reatores do tipo *airlift* se torna desejável para homogeneização do meio.

A fim de aumentar a aplicabilidade comercial do uso de culturas de microalgas, o emprego das chamadas tecnologias emergentes, comumente estudadas para o mercado de alimentos, surge como uma alternativa. Tratamentos elétricos, como o campo elétrico moderado, mostram potencial pela alteração que estes provocam na estrutura celular de biocompostos, podendo tanto promover a extração de produtos intracelulares para o meio externo quanto alterar o crescimento celular de microrganismos. Entretanto, este tipo de tecnologia também promove geração interna de calor, via efeito Joule, que deve ser estudada e controlada de forma que o meio de cultivo não apresente condições adversas ao processo de crescimento.

O objetivo do presente trabalho é realizar uma simulação numérica de um fotobiorreator do tipo *airlift* com aplicação de um campo elétrico moderado. Esse sistema físico de pequena escala será futuramente empregado para estudos relacionados com o crescimento de microalgas assistido por campo elétrico. Através de um modelo computacional, é possível analisar se o sistema seria propício para esta aplicação, verificando a distribuição das fases presentes, a homogeneidade térmica quando diferentes condições de contorno são impostas, a distribuição da densidade de corrente elétrica e a análise do cisalhamento no interior do escoamento, de forma que este não exceda valores críticos.

O presente texto está organizado da seguinte forma. O Capítulo 2 é introduzido por conceitos sobre o cultivo de microalgas, com posterior fundamentação teórica para a modelagem computacional deste tipo de sistema. Isto inclui considerações acerca de escoamentos multifásicos, como a classificação dos possíveis tipos de regime, as diferentes abordagens para modelagem destes sistemas, as equações de transporte utilizadas e as considerações que devem ser feitas com relação às forças interfaciais presentes entre as diferentes fases. Após isto, são apresentados conceitos sobre tratamentos elétricos, sobre os efeitos térmicos e elétricos gerados, os diferentes tipos de processamento e as considerações matemáticas utilizadas na modelagem destes processos.

O Capítulo 3 apresenta o sistema físico, especificando as características geométricas do fotobiorreator estudado, do trocador de calor interno e dos eletrodos irregulares utilizados, bem como as características do meio de cultivo que deseja ser empregado e as propriedades físicas dos diferentes materiais. Após isto, são sumarizadas as equações governantes empregadas no modelo computacional, as simplificações consideradas aplicáveis neste sistema e as condições de contorno e iniciais para os diferentes casos a serem simulados.

O Capítulo 4 especifica detalhes sobre a metodologia computacional, fornecendo informações sobre os *softwares* empregados, sobre a divisão da geometria em volumes finitos, sobre a análise da convergência de malha utilizada a fim de avaliar os erros de discretização espacial e sobre duas publicações encontradas na literatura, que contêm estudos relacionados a tratamentos elétricos e

escoamentos multifásicos, cujos resultados serão empregados para validar o modelo computacional do presente trabalho.

O Capítulo 5 reúne os resultados para as diferentes etapas do presente trabalho. Primeiramente foi validado o modelo computacional previamente descrito através da comparação com resultados de trabalhos disponíveis na literatura. Em seguida, são reportados os erros de discretização por meio do método GCI, com subsequente definição do número de elementos da malha computacional representativa do fotobiorreator. Por fim, são realizadas análises qualitativas e quantitativas com relação à distribuição das diferentes fases presentes no sistema, aos perfis de temperatura e aos resultados de transferência convectiva de calor, à distribuição de densidade de corrente elétrica que entra no sistema através dos eletrodos e à localização das zonas por onde o cisalhamento se mostra mais presente.

Finalmente, o Capítulo 6 dispõe as conclusões apresentadas a partir dos resultados obtidos, bem como fornece sugestões para trabalhos futuros.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA E FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Este capítulo tem o objetivo de apresentar a revisão bibliográfica e a fundamentação teórica do problema em estudo. A organização do mesmo se dá inicialmente através de alguns tópicos acerca das microalgas, incluindo definições, fatores que afetam o seu crescimento, aplicações comerciais e os seus sistemas de cultivo. Em seguida, são estabelecidos os princípios da modelagem de escoamentos multifásicos, focando na análise de regimes dispersos, das leis físicas governantes e dos possíveis modelos a serem empregados para representá-los sob a ótica da fluidodinâmica computacional. Por fim, é descrito o mecanismo da aplicação de um campo elétrico, incluindo os efeitos gerados e os métodos para implementar estes fenômenos em um modelo numérico.

2.1 MICROALGAS

Como consequência do grande crescimento populacional, o interesse por tecnologias sustentáveis, bem como alternativas a combustíveis fósseis, fazem com que a biomassa e seus meios de produção sejam um tópico cada vez mais estudado. As plantas, com auxílio da luz incidente do sol e do gás carbônico atmosférico, são geradoras de energia à base de fotossíntese, além de ter importante papel no fornecimento mundial de alimentos e possuírem componentes primários úteis para diferentes processos. Entretanto, surge como adversidade a diminuição de territórios agrícolas com capacidades geográficas e climáticas adequadas para o cultivo (Posten e Chen, 2016).

As microalgas são uma alternativa em potencial para a produção de biomassa. Estes organismos são classificados como plantas microscópicas de crescimento natural em meios aquosos, como lagos, rios e oceanos. As microalgas são, em sua maioria, unicelulares e apresentam capacidade de produção de oxigênio e de redução da emissão de gases do efeito estufa, via fotossíntese. Além disto, são seres que podem ser cultivados sem grandes demandas em relação ao território e às condições do mesmo, o que inclui regiões áridas, mares abertos, lagos de água salobra e efluentes industriais (Bustillos, 2015; Posten e Chen, 2016).

O termo “microalga” se refere a organismos provenientes de habitat aquoso, com capacidade fotossintetizante e que não podem ser visualizados ao olho nu. Dentro deste grupo estão inclusas as microalgas eucarióticas (com membrana que encobre o seu núcleo) e as cianobactérias procarióticas (sem membrana no núcleo e com ausência de algumas organelas presentes em células eucariontes).

As microalgas são capazes de sintetizar diversos produtos naturais que atraem o interesse de diferentes setores industriais, como carboidratos na forma de amido, glicose e polissacarídeos, proteínas (o alto valor proteico, inclusive, faz com que as microalgas sejam utilizadas como suplementos alimentares tanto para o consumo humano quanto o animal), vitaminas, clorofilas, carotenoides e ácidos graxos poli-insaturados (Spolaore *et al.*, 2006).

2.1.1 Parâmetros de Cultivo

A otimização do cultivo de microalgas é feita providenciando um meio adequado que contenha todos os nutrientes necessários para o seu crescimento e que forneça condições externas apropriadas. Dentre os principais componentes do processo, é essencial um meio com uma fonte adequada de carbono, de nitrogênio e de fósforo, nas devidas proporções, visto que as suas respectivas concentrações afetarão o teor dos compostos de interesse produzidos, como lipídeos e carotenoides. Além destes, micronutrientes, como o ferro e outros metais, devem estar presentes, pois têm papel fundamental nas reações bioquímicas que ocorrem durante a fotossíntese e a presença dos mesmos têm influência no aumento de biomassa (Chen e Chen, 2006; Kiran, Kumar e Deshmukh, 2014; Singh *et al.*, 2015). Além dos nutrientes, fatores externos afetam a contagem de células e os teores de produtos bioquímicos. Durante a modelagem do processo, deve-se levar em consideração a intensidade de luz transmitida, a temperatura e o pH do meio a fim de se otimizar o processo (Renaud *et al.*, 2002; Singh *et al.*, 2015).

A influência que os efeitos térmicos exercem sobre uma cultura de microalgas abrange outros fatores além da taxa de crescimento. Associam-se altas temperaturas com o aumento do teor de lipídeos e de carboidratos, bem como com a diminuição do teor de proteínas. Apesar de diferente para cada tipo de cultura, todo cultivo tem uma temperatura ótima, que deve ser encontrada para atingir máxima produtividade, visto

que sistemas mais quentes geralmente aceleram as taxas de reações metabólicas, enquanto os mais frios tendem a inibi-las. O controle desta variável também é de extrema importância para a continuidade da reação. Muitas microalgas têm a capacidade de tolerar até 15 °C a menos que o seu valor ótimo, mas exceder este ponto em apenas 2 a 4 °C pode resultar em perda total da cultura (De Oliveira *et al.*, 1999; Mata, Martins e Caetano, 2010; Zeng *et al.*, 2011).

Um outro parâmetro de interesse dentro do cultivo é a sua capacidade de mistura e/ou aeração (quando aplicada). Ao mesmo tempo em que estes garantem a homogeneidade do meio, tanto termicamente quanto em relação à exposição à luz, este tipo de processo gera cisalhamento. Algumas espécies de microalgas são afetadas por estas tensões, que não apenas retardam a taxa de crescimento, como, inclusive, podem provocar danos celulares irreversíveis (Rodríguez *et al.*, 2009). Segundo Wang e Lan (2018), torna-se necessário encontrar um valor ótimo da intensidade de mistura que leve em consideração a integridade celular, permitindo, assim, uma maior produtividade.

2.1.2 Aplicações Comerciais

A biomassa proveniente de microalgas tem aplicações comerciais variadas. Os altos teores de proteínas e de carboidratos presentes fazem com que esses organismos sejam de interesse para as indústrias alimentícias e farmacêuticas que podem empregar seus extratos em suplementos alimentares (tanto para consumo humano quanto animal) e na comercialização em forma de comprimidos (Spolaore *et al.*, 2006). Os lipídeos provenientes de microalgas também têm potencial aplicação na síntese de biodiesel, porém, devido ao alto custo deste processo (pela remoção de água e pela dificuldade em extrair eficientemente os óleos, em escala industrial), a sua execução ainda não é viável, quando comparado com outras fontes vegetais de biodiesel (apesar de o preço destas estar em ascensão) (Chen *et al.*, 2018).

Uma outra aplicação pode ser vista na área ambiental, mais especificamente como um tratamento biológico para resíduos industriais. Uma forma de redução de poluentes, como metais pesados, compostos nitrogenados, emissões de gás carbônico e demais patógenos, se dá através do processo de fitorremediação por

microalgas, que utilizam estes componentes como nutrientes para realizar a fotossíntese (Mohd Udaiyappan *et al.*, 2017).

2.1.3 Sistemas de Cultivo

Biorreator é o nome dado a um sistema onde ocorrem reações biológicas, como o crescimento de uma cultura de microalgas. A classificação com relação aos sistemas de cultivo é realizada através da separação entre dois grupos distintos: os sistemas abertos e os fechados (chamados de fotobiorreatores).

2.1.3.1 Sistemas Abertos

Até o momento, o método mais escolhido para cultivar microalgas comercialmente se dá através de sistemas abertos, como em lagoas naturais ou com circulação forçada (lagoas do tipo *raceway*). Este tipo de sistema utiliza luz natural solar como fonte de energia para a fotossíntese e, a fim de maximizar a produtividade, torna-se necessário um mecanismo de mistura adequado, com o propósito de não permitir que as microalgas se sedimentem e que o seu acúmulo forme uma camada capaz de bloquear o caminho ótico para as demais células. Além disto, a profundidade destes sistemas deve ser baixa, não excedendo 50 cm, também com o intuito de absorção de luminosidade. A circulação é promovida através do uso de rotores com pás, enquanto que o fluxo é ditado através da implementação de chicanas, que determinam o percurso percorrido, como é mostrado na Figura 2.1 (Dębowski *et al.*, 2012; Jorquera *et al.*, 2010; Scoparo, 2010).

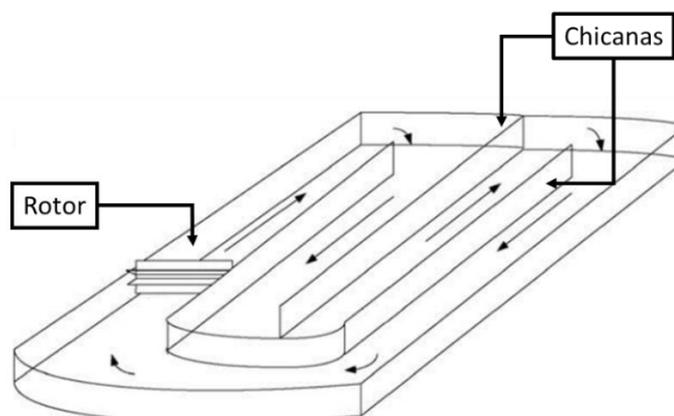


Figura 2.1 – Exemplo de um esquema para uma lagoa do tipo *raceway*.

Fonte: adaptado de Jorquera *et al.* (2010).

Este tipo de sistema ocupa grandes territórios, mas a sua construção e operação é mais barata quando comparado com fotobiorreatores. Entretanto, é um tipo de cultivo com baixa produtividade o que pode ser explicado pelo baixo controle disponível, visto que não há como evitar flutuações da temperatura ambiente e nem a evaporação do meio. Além disto, há perdas promovidas pela difusão do gás carbônico para a atmosfera e, na eventualidade de chuva, ocorre diluição da concentração de nutrientes providos à cultura. Além disto, o contato prejudicial de contaminantes atmosféricos impossibilita o cultivo de grande parte das espécies de microalgas, com exceção daquelas com alta taxa de crescimento, como as *Chlorella*, e as com capacidade de sobreviver em condições extremas, como as *Spirulina* e *Dunaliella*. Desta forma, métodos alternativos de cultivo se tornam atraentes para estudo, fornecendo maior controle do processo ao cultivo de microalgas (Chaumont, 1993; Flickinger, Schmidt-Dannert e Lee, 2009; Tredici, Zittelli e Rodolfi, 2010).

2.1.3.2 Fotobiorreatores

Segundo Grima, Sevilla e Fernández (2010), muitas espécies de algas com potencial comercial têm um difícil crescimento em lagoas do tipo *raceway*, visto que estas são altamente suscetíveis à contaminação por outras algas, bactérias, protozoárias e fungos. A incapacidade dos sistemas abertos de providenciar um meio de cultivo adequado para determinadas espécies de microalgas causa um aumento de interesse em fotobiorreatores, cuja geometria é delimitada por paredes construídas por materiais transparentes. As características destes permitem a eliminação de organismos predadores e parasitas, ao mesmo tempo em que restringe a evaporação e otimiza as condições para fotossíntese através do emprego de luz artificial em posições adequadas. Além disto, estes reatores fornecem maior produtividade (quando com maiores concentrações celulares) e não necessitam de um grande território para produção, quando comparados com sistemas abertos (Dębowski *et al.*, 2012; Seo *et al.*, 2012).

Típicas configurações de fotobiorreatores incluem os do tipo placa plana, os tubulares e os de coluna vertical, mostrados nas Figuras 2.2 (a), (b) e (c), respectivamente. Os dois primeiros se mostram vantajosos para cultivos em ambientes externos por possuírem uma grande área superficial, propícia para

iluminação solar. Além disto, são relativamente baratos e fornecem boas produtividades de biomassa. Entretanto, o escalonamento dos mesmos para uma produção a nível industrial se mostra extremamente difícil devido a problemas hidrodinâmicos; a deposição das algas nas paredes se torna mais recorrente e a mistura não consegue prevenir a formação de gradientes de temperatura, de pH e de oxigênio e gás carbônico dissolvidos ao longo do sistema (Ugwu, Aoyagi e Uchiyama, 2008).

Fotobiorreatores do tipo coluna vertical, em contrapartida, são facilmente escalonáveis e também apresentam alta transferência de massa, alta produtividade de biomassa e boa capacidade de mistura com baixo cisalhamento. Entretanto, apresentam uma menor área superficial para iluminação solar e, por consequência, recorrem ao uso de luz artificial. Além disto, reatores com maiores diâmetros têm perda de produtividade por decorrência da formação de zonas escuras conforme se aumenta a densidade celular (Ugwu, Aoyagi e Uchiyama, 2008).

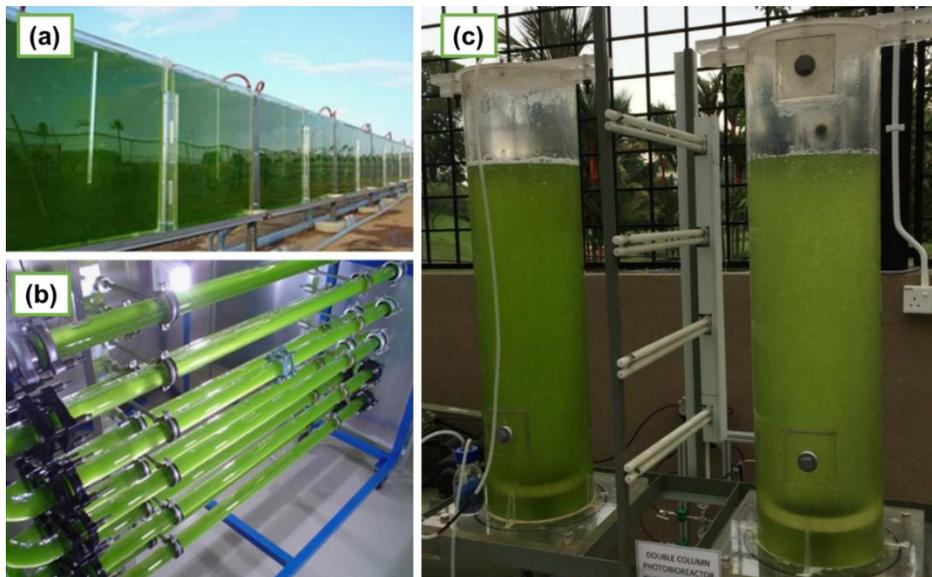


Figura 1.2 – Fotobiorreatores do tipo placa plana (a), tubular (b) e coluna vertical (c).

Fonte: Bitog *et al.* (2011) (a e b) e Mohd Udaiyappan *et al.* (2017) (c).

Levando em consideração a influência negativa do cisalhamento em determinadas espécies de microalgas, o sistema de agitação em fotobiorreatores se dá através de métodos pneumáticos. O uso de um agitador mecânico criaria uma zona de altos gradientes de turbulência nas proximidades do mesmo, causando alto dano celular. Um reator com mecanismo pneumático se baseia na inserção de uma corrente

de ar (ou outro gás) na base do sistema, fornecendo capacidade de mistura e facilitando a transferência de componentes entre o gás e o meio (Merchuk e Garcia Camacho, 2010).

Os reatores pneumáticos são classificados conforme o tipo de escoamento, dependente da geometria dos mesmos. Colunas de bolhas são simples recipientes com um dispersor de gás localizado na região inferior, que cria uma agitação com movimento aleatório conforme as bolhas ascendem. Os fotobiorreatores do tipo *airlift* são uma alternativa. Estes são dotados de uma geometria semelhante a das colunas de bolhas, mas com acréscimo de paredes internas, que ajudam a estabelecer um fluxo interno característico e separam o sistema em diferentes zonas, sendo as principais destas denominadas como o *riser* e o *downcomer*.

O *riser* é a zona para onde o ar, ou outro gás, é injetado. Este fluxo se inicia na região inferior e o escoamento de ambas as fases se dá de forma predominantemente ascendente. Geralmente, a velocidade da fase gasosa é superior à do líquido. A exceção ocorre quando o chamado escoamento homogêneo toma forma e ambos os fluidos escoam com a mesma velocidade. Já o *downcomer* é a zona que se localiza paralelamente ao *riser* (sendo que ambos se conectam no topo e no fundo do reator). Normalmente, não há dispersão de gás nesta região, tornando-a predominantemente líquida. Por conta da diferença nas concentrações de fase dispersa, as duas zonas terão densidades médias diferentes e, como consequência, será formado um gradiente de pressão, que determina o fluxo descendente no *downcomer* e o padrão de escoamento circulatório característico dos reatores do tipo *airlift* (Chisti, 1998; Merchuk e Garcia Camacho, 2010).

Além destas, o topo e a base do fotobiorreator também são zonas características, tendo o propósito de conectar o *riser* ao *downcomer*. A região superior é usualmente chamada de separador de gás, pois é a região onde a maior parte do componente gasoso se desprende do resto do fluxo e é liberado para a atmosfera. Entretanto, quando a velocidade superficial do líquido presente é alta o suficiente, bolhas menores podem permanecer presas à corrente de recirculação, sendo devolvidas ao escoamento e tendo movimento descendente junto à outra fase no *downcomer*. Apesar disto aumentar a transferência de massa originada da fase gasosa para o fluido, é gerada uma diminuição da velocidade do líquido, visto que o

gradiente de massas específicas entre as duas zonas principais de escoamento sofre uma redução. Alterações, como o aumento no sentido radial no topo do reator, podem ser realizadas para aumentar a eficiência de separação das fases e, assim, não diminuir a capacidade de mistura do reator (Chisti e Moo-Young, 1993; Ramos, 2014).

Diferentes configurações de fotobiorreatores do tipo *airlift* podem ser empregadas, sendo feita uma classificação entre os reatores de circulação interna e os de circulação externa. Os primeiros são geralmente uma coluna com o acréscimo de uma chicana ou de um tubo concêntrico ao sistema, tendo como vantagem a facilidade operacional e de construção e uma maior capacidade de transferência de massa, além de serem mais compactos. Os de circulação externa, em contrapartida, têm o *riser* e o *downcomer* como tubos ou compartimentos diferentes e separados, sendo conectados nos seus respectivos topos e bases. Estes apresentam a vantagem de reter menores frações volumétricas de gás na recirculação, fornecendo maior capacidade de mistura, controle de temperatura e a possibilidade de controle da vazão de líquido através de dispositivos externos, como válvulas (Hamood-Ur-Rehman, 2012; Verlaan, 1987). A Figura 2.3 mostra representações destes diferentes tipos de fotobiorreatores – abertos no topo – sendo (a) e (b) de circulação interna, com parede interna e com tubos concêntricos, respectivamente e (c) de circulação externa.

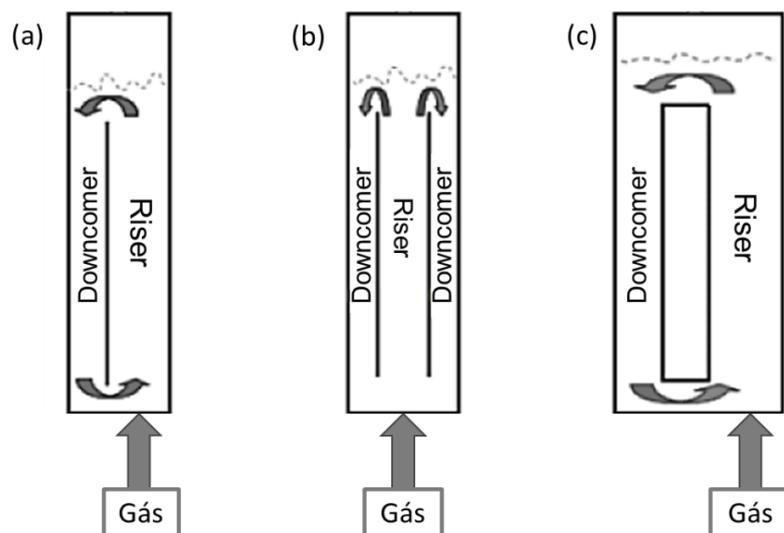


Figura 2.3 – Diferentes configurações de fotobiorreatores do tipo *airlift*: com parede interna (a), com tubos concêntricos (b) e com circulação externa (c).

Fonte: adaptado de Merchuk e Garcia Camacho (2010).

2.2 ESCOAMENTOS MULTIFÁSICOS

Frequentemente, em problemas de engenharia, é possível deparar-se com sistemas onde há mais de uma fase presente, como, por exemplo, gás-líquido (ar e água), gás-sólido (ar e poeira) ou líquido-líquido (água e óleo). Na mecânica de fluidos, esta classe de escoamentos é denominada escoamentos multifásicos. Colunas de bolhas e reatores do tipo *airlift* são sistemas multifásicos característicos, e a modelagem dos fenômenos físicos envolvidos nestes precisa considerar as interações entre a fase líquida (meio contínuo) e o gás que é dispersado. As seções seguintes apresentarão conceitos teóricos básicos acerca de escoamentos multifásicos, bem como possíveis abordagens a ser seguidas na modelagem dos mesmos.

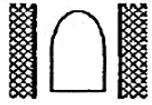
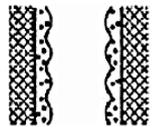
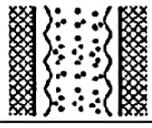
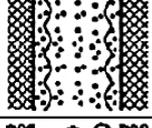
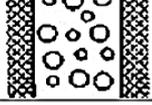
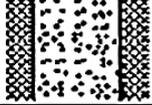
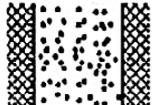
2.2.1 Conceitos Teóricos

Quando comparado aos escoamentos que contêm apenas uma fase, a modelagem de sistemas multifásicos apresenta um grau de maior complexidade. Devido às diferenças das propriedades dos fluidos escoantes, são originadas descontinuidades de difícil predição nas regiões onde ambas as fases estão em contato. Torna-se necessária a utilização de um modelo adequado para descrever a morfologia destas diversas interfaces ao longo do tempo e espaço, visto que as mesmas são móveis e deformáveis. Devido à sua natureza, escoamentos multifásicos podem ser classificados, tanto através das possíveis combinações de fases presentes, quanto com a estrutura da sua interface. Sistemas monofásicos, em contrapartida, classificam prioritariamente os regimes entre os laminares, os de transição ou os turbulentos (Ishii e Hibiki, 2006).

Ishii e Hibiki (2006) afirmam que, apesar de os escoamentos bifásicos serem facilmente classificados de acordo com as duas fases presentes, a segunda classificação, baseada nas estruturas interfaciais e na distribuição topográfica de cada fase, se mostra muito mais complexa, visto que ocorrem alterações nas regiões de contato interfásicas continuamente. A Tabela 2.1 mostra os diferentes padrões que podem ser encontrados quando se trabalha com um sistema de duas fases, separando-os em três classes principais: os escoamentos separados, os transitórios (ou mistos) e os dispersos; cada uma destas pode ser expandida entre diferentes

regimes, dependendo de características das fases presentes e das geometrias em consideração. Por exemplo, escoamentos dispersos são separados em diferentes regimes de acordo com qual é a fase dispersa em um meio contínuo – um escoamento de bolhas tem ar disperso sendo carregado por uma fase líquida, enquanto um escoamento de gotas consiste em gotículas líquidas sendo transportadas por uma corrente gasosa.

Tabela 2.1 - Padrões e regimes de escoamento em sistemas bifásicos.

Padrão	Regimes	Geometria	Configuração
Escoamento separado	Escoamento em camada		Película de líquido em gás. Película de gás em líquido.
	Escoamento anular		Líquido no centro e uma película de gás. Gás no centro e uma película de líquido.
	Escoamento de jato		Jato líquido em gás ou um jato gasoso em líquido.
Escoamento transitório ou misto	Escoamento pistonado		Gás embolsado no líquido
	Escoamento anular com bolhas		Bolhas de gás escoando dentro de uma camada de líquido com uma corrente de gás no centro.
	Escoamento anular com gotas		Uma corrente de gás transportando gotas, adicionalmente uma camada de líquido escoando na parede do tubo.
	Escoamento anular com gotas e bolhas		Uma corrente de gás envolvida com gotas e uma película de líquido com bolhas de gás.
Escoamento disperso	Escoamento de bolhas		Bolhas de gás transportadas por uma corrente de líquido.
	Escoamento de gotas		Gotas de líquido em uma corrente de gás.
	Escoamento particulado		Partículas sólidas carregadas por uma corrente de líquido ou gás.

Fonte: adaptado de Ishii e Hibiki (2006) *apud* (Ruas, 2016).

Enquanto os padrões dispersos são característicos por apresentarem diversas descontinuidades geradas pela dispersão de um fluido em um meio contínuo, os escoamentos separados consistem em duas fases divididas por uma interface bem definida, que pode ser uniforme ou oscilatória. Um exemplo seria o regime anular em um duto vertical, constituído de um gás, em alta velocidade, que se concentra na área central da tubulação enquanto empurra a fase líquida contra as paredes, que assume a forma de uma película ondulada.

Os escoamentos mistos combinam as características dos outros padrões. Para exemplificar os regimes pertencentes a esta classe, considera-se um gás sendo continuamente dispersado no interior de um duto preenchido de líquido. Supondo que, inicialmente, se observa um perfil disperso, conforme aumenta-se o fluxo de gás na injeção do sistema, é possível constatar que, por consequência, a concentração da fase gasosa também aumenta. Com isto, diferentes bolhas passam a interagir entre si, podendo se juntar e formar bolhas maiores (também chamadas de pistões de ar, ou "*slugs*") por efeito de coalescência, como nos regimes empistonados, já descritos na Tabela 2.1. Seguindo este procedimento, conforme aumenta-se a velocidade de ar, os pistões de ar começam a mostrar instabilidades, originando novas pequenas bolhas ou pistões (esse tipo de escoamento também é chamado de regime agitado turbulento, ou "*churn-turbulent flow*") por efeito de quebra (Barbosa Jr., 2010; Brauner e Barnea, 1986; Mishima e Ishii, 1984). A Figura 2.4 mostra fotografias das diferentes transições de regimes para um sistema gás-líquido, em um duto vertical.

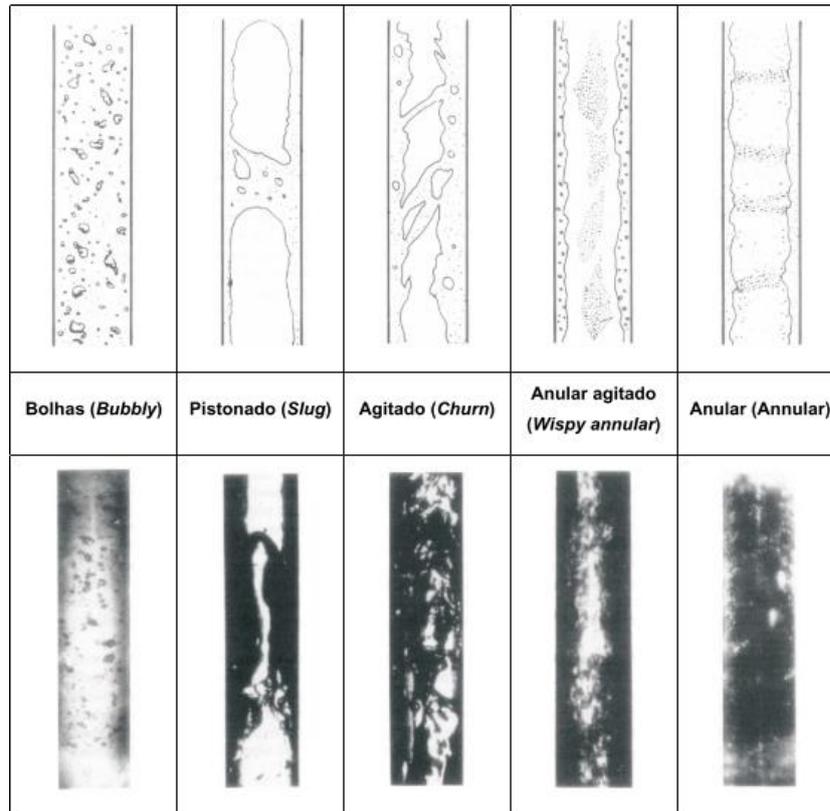


Figura 2.4 - Configurações de um escoamento bifásico gás-líquido em um duto vertical.

Fonte: adaptado de Collier e Thorne (1996) *apud* Paladino (2005).

De acordo com Mishima e Ishii (1984), tradicionalmente, os regimes dos sistemas bifásicos são identificados através de mapas de fluxo, obtidos através de observações experimentais. Gráficos deste tipo são comumente desenhados baseando-se em um sistema de coordenadas definido pelas velocidades superficiais das fases presentes, j_α . Fisicamente, este parâmetro é definido como a velocidade de uma fase α em um cenário hipotético de sistema monofásico e é calculado como a relação da velocidade da fase com a sua respectiva fração volumétrica. Mishima e Ishii (1984) também destacam que as estruturas dos escoamentos dependem diretamente de parâmetros como a fração volumétrica do ar e a área interfacial. A Figura 2.5 é um exemplo de mapa de fluxo, proposto por Mishima e Ishii (1984), para um duto com 25,4 mm de diâmetro em escoamento vertical entre ar e água à 25 °C e pressão atmosférica, e cujas curvas se baseiam em diferentes equações de transição entre regimes propostas pelos autores.

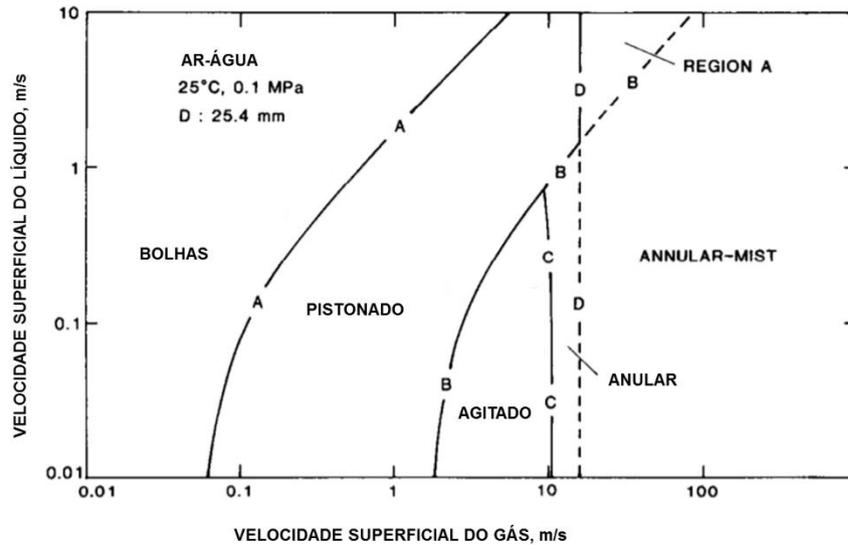


Figura 2.5 - Mapa de fluxo para o duto vertical estudado por Mishima e Ishii (1984).

Fonte: adaptado de Mishima e Ishii (1984).

De acordo com Urseanu (2000), o regime de escoamento de um sistema bifásico irá depender da velocidade da fase dispersa, do tipo de distribuidor de gás, do tamanho da coluna e da composição da fase líquida. Isto significa que não há nenhum mapa de fluxo universal, capaz de abranger todas as condições industriais possíveis de serem encontradas.

De acordo com Merchuk e Garcia Camacho (2010), há apenas dois regimes de interesse para fotobiorreatores, que são o de bolhas (homogêneo) e o agitado turbulento. O aumento da velocidade do gás injetado em uma coluna de bolhas, ou em um reator do tipo *airlift*, tem o efeito de aumentar a capacidade de mistura do meio de cultivo. Isto acarreta maior homogeneidade, em se tratando de fatores térmicos e de pH e um aumento dos coeficientes de transferência de massa. Entretanto, maiores campos de tensões cisalhantes são gerados, o que não é atrativo para algumas culturas de microalgas que podem ter a taxa de crescimento debilitada pelo dano celular proveniente da maior turbulência (Merchuk, Gluz e Mukmenev, 2000). Além disto, caso ocorra a transição de um padrão disperso para um regime agitado, o aumento do tamanho das bolhas, por efeito de coalescência, resulta em uma diminuição da transferência de CO_2 para o meio de cultivo (Behrens, 2005; Chiu *et al.*, 2009).

Por estes motivos, o emprego de menores velocidades superficiais de ar, o que caracterizaria um sistema bifásico como um escoamento disperso e de regime de

bolhas, se mostra vantajoso na aplicação em colunas de bolhas e reatores do tipo *airlift* para cultivo de microalgas. Este tipo de padrão pode também ser separado entre os fluxos de bolhas uniformes e distorcidas (Ruas, 2016).

Bolhas uniformes são aquelas que possuem aproximadamente o mesmo tamanho, têm formato esférico e não interagem entre si por efeitos de coalescência. Como consequência, a sua trajetória é tipicamente definida pelo meio contínuo, e não há diferença de velocidade entre as duas fases. Já as bolhas distorcidas tendem a sofrer pequenos efeitos de interação entre si, afetando a trajetória do seu escoamento e alterando a superfície da sua interface. Clift, Grace e Weber (1978), ao estudarem características do escoamento que afetam o formato de uma bolha, forneceram uma correlação que distribui as diferentes geometrias da mesma através dos valores de três números adimensionais característicos do sistema: o número de Reynolds de partícula (Re_p), que relaciona as forças inerciais com as forças viscosas presentes; o número de Eötvös (EO), que representa a relação das forças gravitacionais com as tensões superficiais dos fluidos presentes; e o número de Morton (Mo), que representa a relação do produto das forças gravitacionais e das viscosas com o produto das forças inerciais e das tensões superficiais. Estes três números adimensionais são mostrados a seguir, nas Equações 2.1, 2.2 e 2.3, respectivamente.

$$Re_p = \frac{\rho_c |\vec{U}_c - \vec{U}_d| d_B}{\mu_c} \quad (2.1)$$

$$EO = \frac{\vec{g}(\rho_c - \rho_d) d_B^2}{\sigma_s} \quad (2.2)$$

$$Mo = \frac{\mu_c^4 \vec{g}(\rho_c - \rho_d)}{\rho_c^2 \sigma_s^3} \quad (2.3)$$

onde ρ_c , ρ_d , \vec{U}_c , \vec{U}_d , d_B , μ_c , \vec{g} e σ_s representam, respectivamente, as massas específicas das fases contínua e dispersa, as velocidades das fases contínua e dispersa, o diâmetro de bolha, a viscosidade da fase contínua, a aceleração da gravidade e a tensão superficial entre as fases. A Figura 2.6 mostra a correlação gráfica de Clift, Grace e Weber (1978), utilizada para determinar o formato de bolha com base nestes números adimensionais.

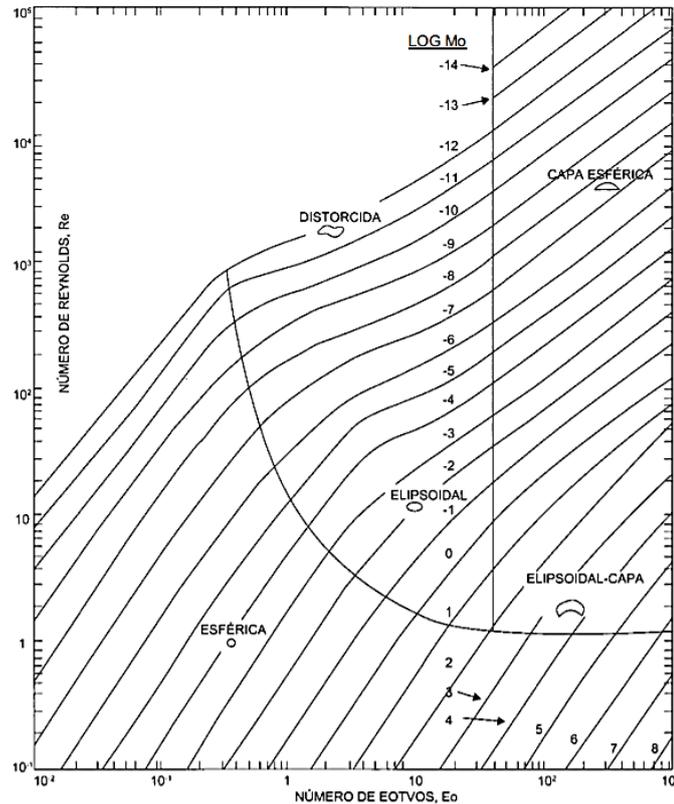


Figura 2.6 - Correlação de Clift, Grace e Weber (1978), separando os formatos de bolhas entre as esféricas, as distorcidas, as elipsodais, as elipsodais-capa e as capas esféricas, a partir de números adimensionais.

Fonte: Clift, Grace e Weber (1978) *apud* Carbone (2015).

2.2.2 Modelagem de Escoamentos Multifásicos Dispersos

Ao se modelar reatores do tipo *airlift*, engenheiros se deparam com a necessidade de resolver as equações de conservação para a descrição hidrodinâmica do problema, a fim de se otimizar a produtividade. Escoamentos monofásicos podem ser descritos com um grau menor de dificuldade – através da resolução simultânea das equações da continuidade, da conservação de energia (caso aplicável) e das equações de Navier-Stokes – quando comparados com sistemas multifásicos. Estes precisam levar em consideração fatores de interação entre as fases, na forma de termos fonte dentro das leis conservativas.

Dentre as diferentes formas de se modelar sistemas complexos, como biorreatores, a fluidodinâmica computacional (CFD – “*Computational Fluid Dynamics*”) surge como uma alternativa atraente na resolução das equações de conservação. Esta ferramenta baseia-se em métodos numéricos como o Método dos Volumes

Finitos (MVF) que, após dividir o volume reacional em pequenos volumes de controle, resolve as equações na forma discretizada a partir de um algoritmo numérico, tendo as devidas condições de contorno e condição inicial fornecidas. Através desta ferramenta, torna-se possível estudar detalhadamente o comportamento de parâmetros importantes para os biorreatores, como a influência de, por exemplo, fatores geométricos, da dispersão de ar, do cisalhamento, da influência da incidência de luz, dos perfis de velocidade, das distribuições de frações volumétricas e dos contornos de temperatura (Maliska, 1995; Rathore, Shekhawat e Loomba, 2016). A transferência de massa relativa ao CO_2 é outro parâmetro com potencial para ser estudado pela fluidodinâmica computacional. Entretanto, este tipo de modelagem ainda é um desafio, pois as transferências interfaciais para uma pluma de bolhas não têm o mesmo comportamento das relativas a bolhas isoladas, sofrendo alterações por efeitos de interação entre bolhas (Ayed, Chahed e Roig, 2007).

Com relação à modelagem do escoamento bifásico em fluidodinâmica computacional, diferentes métodos podem ser empregados para descrever o comportamento interfacial. Em se tratando de escoamentos que envolvem um determinado fluido sendo dispersado em uma fase contínua, uma abordagem vantajosa, em relação à morfologia das fases, é classificar os tipos de modelagem em dois grupos: os métodos Euler-Euler e os métodos Euler-Lagrange.

Uma abordagem Euleriana-Euleriana (também chamada de modelo de dois fluidos) considera que ambos os fluidos presentes são meios contínuos interpenetrantes e que a distribuição destes ao longo do sistema é determinada através da modelagem das interações entre as diferentes fases. Em uma coluna de bolhas, por exemplo, a abordagem Euleriana-Euleriana baseia-se na resolução das equações de conservação da massa, da quantidade de movimento e da energia para o ar e para a água, com o acréscimo de termos de transferência interfásica (Darmana, Deen e Kuipers, 2005; Sokolichin e Eigenberger, 1994). Um parâmetro de importância para esta modelagem é a fração volumétrica, visto que esta irá indicar a concentração de uma fase. Por exemplo, como o ar é considerado um meio contínuo, a fração volumétrica será responsável por indicar o número de bolhas presentes em um volume de controle. Com esta definição, a fração volumétrica pode ser formulada matematicamente de acordo com a Equação 2.4:

$$r_\alpha = \frac{V_\alpha}{V} \quad (2.4)$$

onde r_α e V_α correspondem, respectivamente, à fração volumétrica e ao volume de uma fase α presente em um volume V . Tendo isto como base e, considerando a conservação do volume das fases, estabelece-se que o somatório das frações volumétricas de todas as fases tem valor unitário, como mostra a Equação 2.5:

$$\sum_{\alpha=1}^{N_P} r_\alpha = 1 \quad \therefore \alpha = 1, 2, \dots, N_P \quad (2.5)$$

onde N_P é o número de fases presentes.

A metodologia Euleriana-Euleriana é muito empregada na resolução de problemas multifásicos, por apresentar maior grau de simplicidade e menor custo computacional quando comparada com outros métodos, ao mesmo tempo em que fornece resultados satisfatórios na predição de parâmetros hidrodinâmicos; é um modelo adequado para casos onde as fases estão misturadas e há considerável diferença de velocidade entre estas. Entretanto, nem sempre é uma abordagem adequada quando há grande margem de variação dos diâmetros das bolhas, visto que deve ser inserida uma equação a mais para cada tamanho considerado. Como alternativa, modelos Euler-Euler polidispersos podem ser implementados (como o modelo MUSIG – “*Multiple Size Group*”), que fazem tratativas sobre os diferentes diâmetros através de um método estatístico de balanço populacional. Entretanto, estes geralmente não consideram a influência que o diâmetro da partícula tem sobre a velocidade da mesma (Paladino, 2005).

Um caso especial do modelo Euler-Euler, que foi muito utilizado nos primeiros estudos computacionais de escoamentos bifásicos por sua maior simplicidade, é o modelo homogêneo. Este tipo de abordagem considera que não há diferenças significativas para as variáveis de transporte entre diferentes fases. Por exemplo, se é adotado um modelo homogêneo para a equação de conservação da quantidade de movimento, a velocidade relativa será nula. Matematicamente, isto quer dizer que os termos de transferência interfásica são muito grandes e ambos os fluidos compartilham o mesmo comportamento. A resolução das leis conservativas, segundo esta abordagem, irá abordar o emprego de propriedades físicas médias, que

dependerão das frações volumétricas de cada fase presente. Como consequência, utilizar uma modelagem homogênea reduz consideravelmente o custo computacional, mas a sua aplicação prática acaba sendo restrita para problemas onde há pequenas diferenças interfásicas das variáveis em questão (como nas velocidades em se tratando da quantidade de movimento, ou das temperaturas em relação à conservação de energia) (Ishii e Hibiki, 2006; Paladino, 2005).

Ao contrário da abordagem Euleriana-Euleriana, métodos Euler-Lagrange consideram apenas o líquido como um meio contínuo, descrito através das leis de conservação (massa, quantidade de movimento e energia), enquanto a fase dispersa é tratada como um conjunto de partículas, onde a trajetória de cada uma é calculada com base nas forças newtonianas que agem sobre as suas respectivas superfícies (Delnoij *et al.*, 1997).

De acordo com Jakobsen *et al.* (1997), o tratamento do meio disperso com uma abordagem Lagrangeana pode se mostrar vantajoso, visto que os cálculos das forças que agem sobre uma partícula são conceitualmente simples e produzem bons resultados. Além disto, este tipo de modelagem é mais prático ao considerar diferentes diâmetros de partículas, quando comparado com métodos Euler-Euler (onde, para cada tamanho considerado, seria necessário o acréscimo de outro conjunto de equações) e na consideração de fenômenos de quebra e coalescência. Entretanto, esta abordagem apresenta um número de aplicações disponíveis limitado, visto que é necessária uma quantidade de equações equivalente ao número de partículas presentes. Quando se deseja estudar sistemas com maiores concentrações da fase dispersa ou com pequenos diâmetros de partícula (nestes, mesmo com baixas frações volumétricas, teremos um alto número de elementos), a abordagem Euleriana-Lagrangeana se torna impraticável (Paladino, 2005).

No presente trabalho, será utilizada uma abordagem Euleriana-Euleriana para a representação do sistema bifásico. O meio de cultivo presente será uma fase contínua líquida, com injeção constante de ar disperso. A seguir, serão mostradas as leis de conservação de acordo com este modelo, bem como particularidades relacionadas aos termos considerados.

2.2.2.1 Equações Governantes para a Abordagem Euleriana-Euleriana

Quando se trata da abordagem Euleriana-Euleriana, deve-se levar em consideração que as leis de conservação estão sendo calculadas através de propriedades médias no tempo e no espaço reduzindo, assim, o custo computacional. Isso significa que, para um parâmetro φ qualquer relativo a uma fase α , φ_α , os seus valores médios no volume e no tempo são representados pelas Equações 2.6 e 2.7, respectivamente:

$$\langle \varphi_\alpha \rangle = \frac{1}{V_\alpha} \int_{V_\alpha} \varphi_\alpha(x_j, t) dV_\alpha \quad (2.6)$$

$$\overline{\langle \varphi_\alpha \rangle} = \frac{1}{\Delta t} \int_{\Delta t} \varphi_\alpha(x_j, t) dt \quad (2.7)$$

onde Δt é a variação do tempo t e x_j é a coordenada espacial na direção j , em coordenadas cartesianas. Para efeito de simplicidade, as barras e chaves não serão incluídas nas equações governantes, assim como está mostrado no manual do software empregado (ANSYS, 2015).

Para um escoamento multifásico, a equação da continuidade é representada pela Equação 2.8:

$$\frac{\partial(r_\alpha \rho_\alpha)}{\partial t} + \nabla \cdot (r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha) = \sum_{\beta=1}^{N_P} \Gamma_{\alpha\beta} \quad (2.8)$$

onde $\sum_{\beta=1}^{N_P} \Gamma_{\alpha\beta}$ é o termo fonte volumétrico de transferência de massa interfásica, que deve ser apenas implementado quando há mudança de fases no sistema.

A transferência de quantidade de movimento é representada pelas equações de Navier-Stokes aproximadas para um escoamento multifásico com abordagem Euleriana-Euleriana, e têm representação de acordo com a Equação 2.9:

$$\begin{aligned} \frac{\partial(r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha)}{\partial t} + \nabla \cdot (r_\alpha (\rho_\alpha \vec{U}_\alpha \vec{U}_\alpha)) &= -r_\alpha \nabla p'_\alpha + r_\alpha \rho_\alpha \vec{g} \\ + \nabla \cdot (r_\alpha \mu_{\alpha,eff} (\nabla \vec{U}_\alpha + (\nabla \vec{U}_\alpha)^T)) &+ \sum_{\beta=1}^{N_p} (\Gamma_{\alpha\beta}^+ \vec{U}_\beta - \Gamma_{\beta\alpha}^+ \vec{U}_\alpha) + M_\alpha \end{aligned} \quad (2.9)$$

onde p'_α e $\mu_{\alpha,eff}$ correspondem à pressão modificada (com acréscimo de um termo de energia cinética) e à viscosidade efetiva da fase α . O termo $\sum_{\beta=1}^{N_p} (\Gamma_{\alpha\beta}^+ \vec{U}_\beta - \Gamma_{\beta\alpha}^+ \vec{U}_\alpha)$ representa a transferência de quantidade de movimento em decorrência do transporte interfásico de massa. Já o termo M_α é igual à transferência de quantidade de movimento gerada por influência das forças interfaciais presentes sobre a fase α .

Devido à natureza do sistema a ser estudado, considerações especiais com relação à turbulência devem ser feitas. Este fenômeno pode ser definido através das irregularidades originadas no sistema, onde variações aleatórias são geradas no tempo e no espaço (Hinze, 1959). Quando em regime turbulento, grandezas como a velocidade, a pressão e a temperatura apresentam flutuações que devem ser estimadas. Em contrapartida, o escoamento aumenta a sua capacidade de mistura (De Bortoli, Andreis e Pereira, 2015), importante em sistemas como o do presente trabalho, que deseja homogeneizar a temperatura ao redor do reator.

Escoamentos turbulentos se originam das instabilidades em regimes laminares, que podem ser geralmente observadas quando altos números de Reynolds são encontrados. O termo $\mu_{\alpha,eff} (\nabla \vec{U}_\alpha + (\nabla \vec{U}_\alpha)^T)$, introduzido na Equação 2.9, será responsável por contabilizar a influência da turbulência dentro do sistema. Isto é válido ao se trabalhar com fluidos newtonianos e quando se considera a hipótese de Boussinesq, característica para modelos de turbulência baseados na equação de Navier-Stokes com aplicação da decomposição de Reynolds (RANS – “*Reynolds Averaged Navier-Stokes Equations*”).

A decomposição de Reynolds é uma hipótese que calcula uma variável pela sua separação em duas partes, o seu valor médio e as flutuações geradas da mesma, como pode ser visto na Equação 2.10:

$$\varphi = \bar{\varphi} + \varphi' \quad (2.10)$$

onde $\bar{\varphi}$ é o valor médio da variável φ , introduzido na Equação 2.7, e φ' são as flutuações detectadas da mesma variável ao longo do tempo.

Através dessas considerações, alguns modelos de turbulência calculam a viscosidade efetiva através da estimação de uma nova variável: a viscosidade turbulenta. Diferentes modelos podem ser empregados, com correlações singulares para a sua estimação. Dentre estes, a aplicação do modelo de duas equações $k - \varepsilon$ (Launder e Spalding, 1974) se mostra vantajosa em problemas de engenharia, onde ele é amplamente utilizado comercialmente devido à sua robustez e baixo custo computacional. Segundo esta abordagem, a viscosidade turbulenta, μ_t , é calculada através da Equação 2.11:

$$\mu_t = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (2.11)$$

onde k e ε correspondem à energia cinética turbulenta e à taxa de dissipação turbulenta e C_μ é uma constante do modelo.

Este seria o procedimento padrão para a implementação deste modelo de turbulência para um escoamento com apenas uma fase. Entretanto, para um sistema bifásico, este comportamento pode não ser representativo para ambos os meios. Para padrões dispersos, a turbulência do meio contínuo terá influência direta na outra fase, dando origem para modelos como a Equação Zero para a Fase Dispersa (“*Dispersed Phase Zero Equation*”), que pode ser vista na Equação 2.12 (ANSYS, 2015). A partir da próxima equação, será adotada uma notação para a fase α , em um sistema bifásico, onde c indicará uma grandeza referente à fase contínua, enquanto d representará a fase dispersa.

$$\mu_{t,d} = \frac{\rho_d \mu_{t,c}}{\rho_c Pr_t} \quad (2.12)$$

Este modelo calcula a viscosidade turbulenta dispersa ($\mu_{t,d}$) em função das massas específicas dos dois fluidos, da viscosidade turbulenta da fase contínua ($\mu_{t,c}$) e do número de Prandtl turbulento (Pr_t), cujo valor padrão é igual a uma unidade (ANSYS, 2015).

A determinação da viscosidade turbulenta da fase contínua se dá através da obtenção dos valores de k_c e ε_c . As duas equações diferenciais de transporte para estas grandezas foram representadas pelas Equações 2.13 e 2.14:

$$\frac{\partial(r_c \rho_c k_c)}{\partial t} + \nabla \cdot \left(r_c \left(\rho_c \vec{U}_c k_c - \left(\mu_c + \frac{\mu_{t,c}}{\sigma_k} \right) \nabla k_c \right) \right) = r_c (P_{k,c} - \rho_c \varepsilon_c) \quad (2.13)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial(r_c \rho_c \varepsilon_c)}{\partial t} + \nabla \cdot \left(r_c \left(\rho_c \vec{U}_c \varepsilon_c - \left(\mu_c + \frac{\mu_{t,c}}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon_c \right) \right) \\ = r_c \frac{\varepsilon_c}{k_c} (C_{\varepsilon 1} P_{k,c} - C_{\varepsilon 2} \rho_c \varepsilon_c) \end{aligned} \quad (2.14)$$

As constantes C_μ , $C_{\varepsilon 1}$, $C_{\varepsilon 2}$, σ_k e σ_ε , características do modelo $k - \varepsilon$, são equivalentes a 0,09, 1,44, 1,92, 1,00 e 1,30, respectivamente. Já o termo $P_{k,c}$, conhecido como taxa de produção de turbulência, pode ser calculado pela Equação 2.15, simplificada pra um escoamento incompressível:

$$P_{k,c} = \mu_{t,c} \left(\nabla \vec{U}_c + (\nabla \vec{U}_c)^T \right) \nabla \vec{U}_c \quad (2.15)$$

Estas constantes são características do modelo e foram determinadas empiricamente por Launder e Spalding (1974), sendo comumente empregadas em problemas de engenharia. Entretanto, quando o modelo $k - \varepsilon$ não reproduz resultados satisfatórios, recomenda-se ajustar os valores dessas constantes para obtenção de melhor desempenho (Pope, 2000). Uma outra alternativa bastante usual seria empregar modelos alterados, como o $k - \varepsilon$ RNG (de “*Re-Normalization Group*”) (Yakhot *et al.*, 1991), verificando se fornecem melhor reprodução de resultados. Esta se mostra uma alternativa vantajosa por também ser um modelo de baixo custo computacional e por reproduzir mais precisamente escoamentos com maiores recirculações internas. A abordagem RNG é baseada no modelo $k - \varepsilon$, padrão (“*standard k - \varepsilon*”) com alterações nas constantes referentes à equação da dissipação turbulenta ε_α (Equação 2.14), além da substituição de $C_{\varepsilon 1}$ pela função $C_{\varepsilon 1RNG}$:

$$\begin{aligned} \frac{\partial(r_c \rho_c \varepsilon_c)}{\partial t} + \nabla \cdot \left(r_c \left(\rho_c \vec{U}_c \varepsilon_c - \left(\mu_c + \frac{\mu_{t,c}}{\sigma_{\varepsilon RNG}} \right) \nabla \varepsilon_c \right) \right) \\ = r_c \frac{\varepsilon_c}{k_c} (C_{\varepsilon 1 RNG} P_{k,c} - C_{\varepsilon 2 RNG} \rho_c \varepsilon_c) \end{aligned} \quad (2.16)$$

onde:

$$C_{\varepsilon 1 RNG} = 1,42 - f_{\eta,c} \quad (2.17)$$

$$f_{\eta,c} = \frac{\eta_c \left(1 - \frac{\eta_c}{4,38} \right)}{(1 + \beta_{RNG} \eta_c^3)} \quad (2.18)$$

$$\eta_c = \sqrt{\frac{P_{k,c}}{\rho_c C_{\mu RNG} \varepsilon_c}} \quad (2.19)$$

onde as constantes $C_{\varepsilon 2 RNG}$, $\sigma_{\varepsilon RNG}$, β_{RNG} e $C_{\mu RNG}$ são iguais a 1,68, 0,7179, 0,012 e 0,085, respectivamente.

Além disto, em escoamentos dispersos, Sato e Sekoguchi (1975) constataram a necessidade de inserir um termo de acréscimo no cálculo da viscosidade turbulenta, em função da turbulência induzida pelas bolhas. Os autores tinham como objetivo formular uma relação teórica entre a velocidade da fase líquida e a fração volumétrica da fase dispersa, introduzindo o termo adicional à viscosidade turbulenta $\mu_{t,BIT}$ (onde “BIT” corresponde a “*bubble induced turbulence*” – a turbulência induzida pelas bolhas). A Equação 2.20 mostra a forma resultante da viscosidade turbulenta para modelos $k - \varepsilon$ bifásicos, enquanto que a Equação 2.21 representa a correlação do acréscimo de turbulência desenvolvida por Sato e Sekoguchi (1975).

$$\mu_{t,c} = \rho_c C_{\mu} \frac{k_c^2}{\varepsilon_c} + \mu_{t,BIT} \quad (2.20)$$

$$\mu_{t,BIT} = \rho_c C_{\mu p} r_d d_B |\vec{U}_d - \vec{U}_c| \quad (2.21)$$

onde $C_{\mu p}$ é uma constante do modelo, igual a 0,6.

Já a equação da conservação da energia, para uma abordagem Euleriana-Euleriana, é representada pela Equação 2.22:

$$\begin{aligned} \frac{\partial(r_\alpha \rho_\alpha h_{\alpha,tot})}{\partial t} - r_\alpha \frac{\partial p_\alpha}{\partial t} + \nabla \cdot (r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha h_{\alpha,tot}) = \nabla \cdot \left(r_\alpha \left(\lambda_\alpha \nabla T_\alpha + \frac{\mu_{t,\alpha}}{Pr_t} \nabla h_\alpha \right) \right) \\ + r_\alpha \nabla \cdot (\vec{U}_\alpha \cdot \vec{\tau}_\alpha) + S_{T,\alpha} + Q_\alpha + \sum_{\beta=1}^{N_P} (\Gamma_{\alpha\beta}^+ h_{\beta,tot} - \Gamma_{\beta\alpha}^+ h_{\alpha,tot}) \end{aligned} \quad (2.22)$$

onde λ_α , T_α , Pr_t , $\vec{\tau}_\alpha$, $S_{T,\alpha}$ e Q_α correspondem à condutividade térmica, à temperatura, ao número de Prandtl turbulento, ao tensor de tensões cisalhantes, ao termo de geração volumétrica de calor interno e ao termo de transferência interfacial de calor. O termo $r_\alpha \nabla \cdot (\vec{U}_\alpha \cdot \vec{\tau}_\alpha)$ representa a transferência volumétrica de calor em decorrência da dissipação viscosa, e é geralmente de valor negligenciável, a menos que se trate de escoamentos com altas velocidades ou com fluidos muito viscosos (De Bortoli, Andreis e Pereira, 2015). $\sum_{\beta=1}^{N_P} (\Gamma_{\alpha\beta}^+ h_{\beta,tot} - \Gamma_{\beta\alpha}^+ h_{\alpha,tot})$ corresponde ao termo energético em decorrência da transferência de massa, sendo negligenciável quando não há mudança de fases. O termo $h_{\alpha,tot}$ diferencia-se da entalpia estática h_α , pois este computa a contribuição da energia mecânica e da energia cinética turbulenta, como é mostrado na Equação 2.23 (ANSYS, 2015):

$$h_{\alpha,tot} = h_\alpha + \frac{1}{2} \vec{U}_\alpha \vec{U}_\alpha + k_\alpha \quad (2.23)$$

Para computar a distribuição das frações volumétricas ao longo do sistema pela abordagem Euleriana-Euleriana, a conservação do volume das fases também se estabelece como uma equação governante. Através da Equação 2.5, obtém-se:

$$\sum_{\alpha=1}^{N_P} \frac{1}{\rho_\alpha} \left(\frac{\partial(r_\alpha \rho_\alpha)}{\partial t} + \nabla \cdot (r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha) \right) = \sum_{\alpha=1}^{N_P} \frac{1}{\rho_\alpha} \left(\sum_{\beta=1}^{N_P} \Gamma_{\alpha\beta} \right) \quad (2.24)$$

Além disto, a abordagem Euleriana-Euleriana emprega a aplicação de uma restrição para a pressão. Para todas as fases presentes, o mesmo campo de pressões é exercido (ANSYS, 2015), ou seja:

$$p_\alpha = p \quad \therefore \alpha = 1, 2, \dots, N_P \quad (2.25)$$

2.2.2.2 Considerações sobre as Forças Interfaciais

As equações previamente descritas ainda não são o suficiente para descrever o comportamento do sistema, visto que os efeitos gerados pelas interações entre as fases contínua e dispersa precisam ser considerados. A injeção de gás em um meio líquido contínuo resulta na formação de uma pluma de bolhas, mas a presença de um líquido em movimento ao redor de uma bolha acaba produzindo variações locais nos campos de pressão e de tensão (Clift, Grace e Weber, 1978). O termo M_α , introduzido na Equação 2.9, corresponde à transferência de quantidade de movimento volumétrica originado pelas diferentes forças de arraste e de não-arraste decorrentes da interação entre as fases presentes, e será discutido a seguir, bem como alguns dos possíveis modelos a serem implementados na representação dos diferentes efeitos interfaciais.

A transferência de quantidade de movimento volumétrica decorrente das forças interfaciais que agem em uma fase α é representada pela Equação 2.26:

$$M_\alpha = M_\alpha^D + M_\alpha^L + M_\alpha^{VM} + M_\alpha^{WL} + M_\alpha^{TD} \quad (2.26)$$

onde M_α^D , M_α^L , M_α^{VM} , M_α^{WL} e M_α^{TD} representam, respectivamente, a quantidade de movimento decorrente das forças interfásicas de arraste (“*drag*”), de sustentação (“*lift*”), de massa virtual (“*virtual mass*”), de lubrificação de parede (“*wall lubrication*”) e de dispersão turbulenta (“*turbulent dispersion*”).

Os modelos empregados para a estimação destes termos são geralmente dependentes dos dimensionais já descritos nas Equações 2.1, 2.2 e 2.3: o número de Reynolds de partícula (Re_p), o número de Eötvös (EO) e o número de Morton (Mo), sendo os dois últimos responsáveis por caracterizar o formato de bolhas que escoam através de uma fase contínua (Suh *et al.*, 2017).

2.2.2.2.1 Força de Arraste

Dentre as diferentes forças interfaciais presentes em escoamentos multifásicos, a de maior representatividade na transferência de quantidade de movimento no sentido axial é a de arraste, sendo, inclusive, muitas vezes considerada como a única presente em colunas de bolhas (Jiang, Yang e Yang, 2016; Massart *et*

al., 2014). Esta surge em decorrência do cisalhamento entre fases, tendo direção contrária ao movimento da bolha e sendo proporcional à velocidade relativa entre os fluidos, tendo papel determinante na determinação da velocidade terminal da fase dispersa, bem como do tempo de residência das mesmas (Feng e Bolotnov, 2017; Monahan, Vitankar e Fox, 2005). O cálculo do arraste sobre a fase contínua é feito através da Equação 2.27:

$$M_c^D = \frac{3}{4} C_D \frac{r_d \rho_c}{d_B} |\vec{U}_d - \vec{U}_c| (\vec{U}_d - \vec{U}_c) \quad (2.27)$$

onde C_D é o coeficiente de arraste, cuja obtenção pode ser calculada a partir de diferentes modelos, dependendo do regime de escoamento e do formato da bolha.

Para escoamentos com baixos números de Reynolds, bolhas são geralmente consideradas como partículas sólidas esféricas, tendo o coeficiente de arraste calculado através da correlação de Schiller e Naumann (1933):

$$C_D^{esfera} = \max\left(\frac{24}{Re_p} (1 + 0,15 Re_p^{0,687}), 0,44\right) \quad (2.28)$$

Conforme se aumenta a velocidade do escoamento, as bolhas tendem a se deformar, tornando-se necessária a aplicação de outros modelos para o cálculo do arraste. Grace, Wairegi e Nguyen (1976) formularam um dos modelos mais empregados, por ser recomendado para escoamentos de bolhas e por levar em consideração a influência das distorções da geometria da fase dispersa (ANSYS, 2015). Aplicações do modelo de Grace, Wairegi e Nguyen (1976) em escoamentos multifásicos podem ser encontradas em estudos como o de Paladino (2005), de Suh *et al.* (2017), de Wang e Yao (2016) e de Yamoah *et al.* (2015). Para uma bolha elíptica, o coeficiente de arraste é calculado através da Equação 2.29:

$$C_D^{elipse} = \frac{4}{3} \frac{d_B \vec{g}}{U_{term}^2} \frac{\rho_c - \rho_d}{\rho_c} \quad (2.29)$$

onde U_{term} é a velocidade terminal das bolhas. O cálculo desta é feito através do número de Eötvös (Eo) e do número de Morton (M):

$$U_{term} = \frac{\mu_c}{\rho_c d_B} M^{-0,149} (J_D - 0,857) \quad (2.30)$$

onde:

$$J_D = \begin{cases} 0,94H^{0,757} & 2 < H_D \leq 59,3 \\ 3,42H^{0,441} & H_D > 59,3 \end{cases} \quad (2.31)$$

$$H_D = \frac{4}{3} EoM^{-0,149} \left(\frac{\mu_c}{\mu_{ref}} \right)^{-0,14} \quad (2.32)$$

μ_{ref} é a viscosidade de referência, tomada como $0,0009 \text{ kg.m}^{-1}.\text{s}^{-1}$, valor referente à da água à 25°C e 1 bar.

Já para velocidades em que a bolha assume o formato de capa esférica, assume-se que o coeficiente de arraste tem um comportamento constante, e o seu valor pelo modelo de Grace é igual a:

$$C_D^{capa\ esférica} = \frac{8}{3} \quad (2.33)$$

Computacionalmente, os três tipos de coeficientes são calculados. O critério adotado para qual destes será empregado é mostrado na Equação 2.34:

$$C_D = \max[C_D^{esférica}, \min(C_D^{elipse}, C_D^{capa\ esférica})] \quad (2.34)$$

As demais forças interfaciais presentes são geralmente agrupadas como as “forças de não-arraste” e, apesar de menos expressivas e menos estudadas do que o arraste, complementam os resultados obtidos, sendo responsáveis por alterar a distribuição das frações volumétricas e por computar variações nas velocidades.

2.2.2.2.2 Força de Sustentação

Em escoamentos bifásicos dentro de um sistema fechado, como no interior de um reator, gradientes de velocidade são formados (principalmente nas regiões mais próximas das paredes). Como mostra a Figura 2.7, uma bolha presente em um meio contínuo agitado, com um perfil de velocidades não constante, pode estar sujeita a uma rotação induzida por esta fase. A força de sustentação é responsável por capturar este fenômeno, sendo a mesma transversal ao escoamento. A consideração do termo M_α^L resulta em um maior espalhamento da pluma de bolhas presente, e este termo

geralmente é mais importante quando são formadas bolhas de maior diâmetro (Paladino, 2005). A Equação 2.35 formula a força de sustentação.

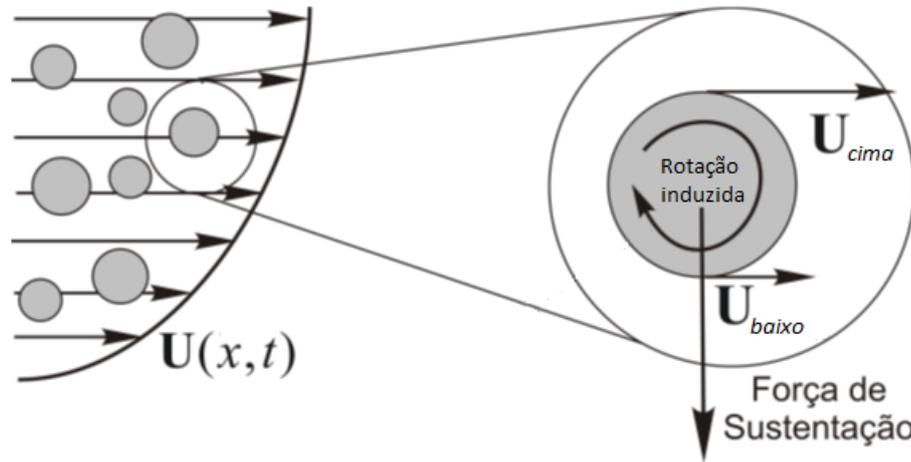


Figura 2.7 - Origem da força de sustentação.

Fonte: adaptado de Paladino (2005).

$$M_c^L = C_L r_d \rho_c (\vec{U}_d - \vec{U}_c) \times (\nabla \times \vec{U}_c) \quad (2.35)$$

onde C_L é o coeficiente de sustentação. Dentre os modelos disponíveis para estimar este parâmetro, o desenvolvido por Tomiyama (1998) se mostra vantajoso. Isto porque, assim como no modelo de Grace, Wairegi e Nguyen (1976) para o arraste, a distorção das bolhas foi considerada ao incluir o número de Eötvös, além do número de Reynolds de partícula, no cálculo do coeficiente de sustentação. Por este motivo, o modelo de Tomiyama se mostrou aplicável em outros estudos relacionados com escoamentos de bolhas, como os de Askari, Proulx e Passalacqua, (2018), de Guo e Chen (2017), de Masood, Rauh e Delgado (2014), de Saleh *et al.* (2018) e o de Suh *et al.* (2018). A Equação 2.36 mostra a formulação do coeficiente de sustentação de acordo com o modelo de Tomiyama (1998a), conforme especificado no Manual da ANSYS (2015):

$$C_L = \begin{cases} \min[0,288 \tanh(0,121 Re_p), f(Eo')] & Eo' \leq 4 \\ f(Eo') & 4 < Eo' \leq 10 \\ -0,27 & 10 < Eo' \end{cases} \quad (2.36)$$

onde Eo' é o número de Eötvös modificado, dependente da máxima dimensão horizontal da bolha, calculada pela correlação definida por Wellek, Agrawal e Skelland (1966):

$$Eo' = \frac{\vec{g}(\rho_c - \rho_d)d_H^2}{\sigma_s} \quad (2.37)$$

$$d_H = d_B(1 + 0,163Eo^{0,757})^{1/3} \quad (2.38)$$

e a função $f(Eo')$ pode ser então definida como:

$$f(Eo') = 0,00105Eo'^3 - 0,0159Eo'^2 - 0,0204Eo' + 0,474 \quad (2.39)$$

2.2.2.2.3 Força de Massa Virtual

De acordo com Paladino e Maliska (2004), a passagem de uma bolha em um meio líquido dormente resulta num aumento virtual da massa do fluido disperso, devido à interação viscosa entre as fases, resultando em um aumento das forças que agem no sentido contrário ao escoamento, como pode ser visualizado na Figura 2.8. A força de massa virtual pode ser então vista como a quantidade de movimento necessária para deslocar a fase contínua durante a passagem de uma bolha, e está associada com a aceleração do líquido devido à alteração da velocidade relativa (Filho, 1984; Paladino, 2005).

O cálculo desse termo é definido como o produto entre a massa virtual e a aceleração relativa entre as fases, como mostra a Equação 2.40 (ANSYS, 2015).

$$M_c^{VM} = r_d \rho_c C_{VM} \left(\frac{D_d \vec{U}_d}{Dt} - \frac{D_c \vec{U}_c}{Dt} \right) \quad (2.40)$$

onde D_α/Dt representa a derivada material com relação à fase α .

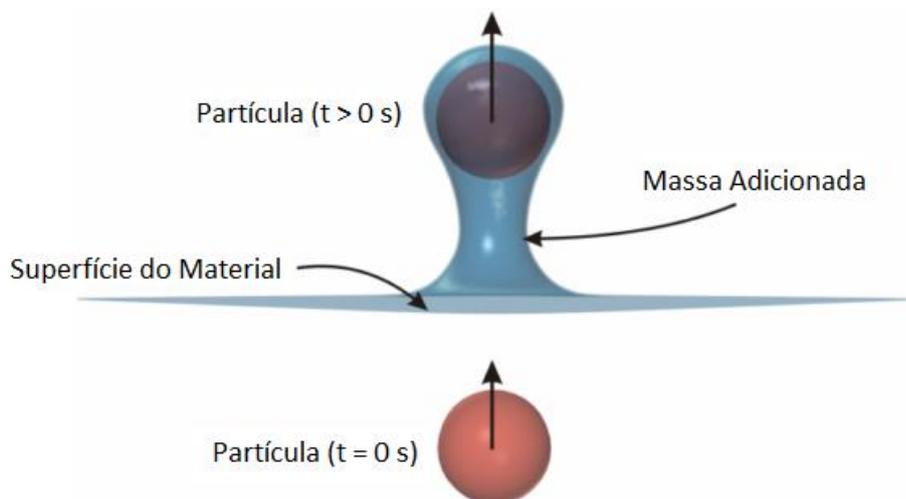


Figura 2.8 - Representação do conceito da massa virtual.

Fonte: adaptado de Rezende (2014).

Apesar do termo de massa virtual ser geralmente desprezado em alguns tipos de escoamento (onde o gás é a fase contínua ou entre líquidos imiscíveis), não se pode descartar essa influência quando a fase dispersa é muito menos densa do que a contínua, como em colunas de bolhas. Paladino e Maliska (2004) também observam que o uso dessa força acarreta em uma maior estabilidade numérica para cálculos em sistemas multifásicos.

O coeficiente de massa virtual, C_{VM} , corresponde fisicamente à relação entre o volume de líquido deslocado e o volume da bolha. De acordo com o Manual da ANSYS (2015), para um meio contínuo invíscido que envolve uma bolha, C_{VM} pode ser considerado constante e de valor igual a 0,5, apesar de ser constatado que o valor deste coeficiente é dependente do formato e da concentração do fluido disperso. Outros trabalhos na literatura empregaram este valor para o coeficiente de massa virtual em reatores do tipo *airlift* ou em colunas de bolhas, confirmando a aplicabilidade do mesmo (Bove, Solberg e Hjertager, 2004; Deen, Solberg e Hjertager, 2001; Delnoij *et al.*, 1997; Fraga *et al.*, 2016; Mudde e Simonin, 1999; Rosa *et al.*, 2015; Saleh *et al.*, 2018).

2.2.2.2.4 Força de Lubrificação de Parede

Apesar da força de sustentação representar coerentemente as distribuições laterais de plumas de bolhas, esta não leva em consideração a tendência da fase

dispersa de se acumular em regiões próximas – mas não imediatamente adjacentes – às paredes do sistema. Como consequência, concentrações irreais de gás tendem a se acumular junto às extremidades de reatores com escoamentos verticais, afetando a determinação de parâmetros relacionados à turbulência e à transferência de calor nessas regiões (Lubchenko *et al.*, 2018). Para contornar este problema, Antal, Lahey e Flaherty (1991) modelaram a força de lubrificação de parede, com direção oposta às paredes e, supostamente, resultante da condição de não-deslizamento que, devido à baixa velocidade da fase líquida nessas regiões, gera um gradiente de pressão responsável por empurrar as bolhas. A Equação 2.41 mostra a representação, proposta por Antal, Lahey e Flaherty (1991), desta força:

$$M_c^{WL} = -C_{WL} r_d \rho_c |\vec{U}_d - \vec{U}_c|^2 \vec{n}_W \quad (2.41)$$

onde \vec{n}_W representa o vetor normal unitário na direção contrária à parede e C_{WL} é o coeficiente de lubrificação de parede.

Dentre os modelos presentes na literatura para estimação de C_{WL} , o modelo de Frank *et al.* (2008) se mostra vantajoso para geometrias irregulares, visto que, ao contrário do modelo de Tomiyama (1998), este não é dependente da geometria do sistema (ANSYS, 2015), ao mesmo tempo em que considera a deformação das bolhas (ao contrário do modelo de Antal, Lahey e Flaherty, 1991). Outros trabalhos com colunas de bolhas ou reatores do tipo *airlift* que incluíram este modelo, com resultados concretos, podem ser encontrados na literatura (Bai, 2016; Masood, Rauh e Delgado, 2014; Nygren, 2014). A Equação 2.42 formula o cálculo deste coeficiente:

$$C_{WL} = C_W(Eo) \cdot \max \left\{ 0, \frac{1}{C_{WD}} \cdot \frac{1 - \frac{y_W}{C_{WC} d_B}}{y_W \cdot \left(\frac{y_W}{C_{WC} d_B} \right)^{p-1}} \right\} \quad (2.42)$$

onde C_{WC} , C_{WD} , e p são parâmetros do modelo, convencionalmente ajustados como iguais a 10, 6,8 e 1,7, respectivamente. Para escoamentos borbulhantes verticais, y_W é a distância até a parede mais próxima e $C_W(Eo)$ é um coeficiente definido por Tomiyama (1998) que correlaciona a força de parede com o número de Eötvös:

$$C_w(Eo) = \begin{cases} 0,47 & Eo < 1 \\ e^{-0,933Eo+0,179} & 1 \leq Eo \leq 5 \\ 0,00599Eo - 0,0187 & 5 < Eo \leq 33 \\ 0,179 & 33 < Eo \end{cases} \quad (2.43)$$

2.2.2.2.5 Força de Dispersão Turbulenta

Assim como as forças de sustentação e de lubrificação de parede, a dispersão turbulenta age lateralmente ao escoamento da fase dispersa. A justificativa da existência desta força se baseia na influência que a turbulência da fase contínua tem sobre a fase dispersa, causando difusão das bolhas localizadas em áreas com maior concentração de ar para regiões onde menores frações volumétricas se fazem presentes (Burns *et al.*, 2004).

Como consequência, a aplicação da força de dispersão turbulenta resulta em uma maior distribuição lateral de uma pluma de ar em escoamento vertical e em perfis de velocidade e de fração volumétrica com formatos mais planos, quando comparado com os resultantes apenas da força de sustentação. Lucas, Prasser e Manera (2005), inclusive, argumentam que a ativação da força de dispersão turbulenta tem efeito de estabilização em colunas de bolhas, corrigindo eventuais coeficientes de sustentação negativos.

Um dos primeiros modelos matemáticos relacionados à força de dispersão turbulenta foi o formulado por Lopez de Bertodano (1991), representado pela Equação 2.44:

$$M_c^{TD} = -C_{TD}\rho_c k_c \nabla r_c \quad (2.44)$$

onde C_{TD} é o coeficiente de dispersão turbulenta, geralmente considerado como uma constante. Porém, o Manual da ANSYS (2015) não aconselha o uso deste modelo por incertezas acerca o valor do coeficiente. Como alternativa, surge o modelo de Burns *et al.* (2004), que inclui na sua formulação matemática a influência do arraste sobre a dispersão:

$$M_c^{TD} = -C_{TD}C_D \frac{\mu_{t,c}}{\rho_c S c_{t,c}} \left(\frac{\nabla r_d}{r_d} - \frac{\nabla r_c}{r_c} \right) \quad (2.45)$$

onde $Sc_{t,c}$ é o número de Schmidt turbulento, de valor padrão igual a 0,9. Para este modelo, adota-se um valor unitário para C_{TD} , adequado para escoamentos com fases dispersas muito menos densas do que as fases contínuas, como pode ser visto em estudos como os de Liu *et al.* (2017), o de Lubchenko *et al.* (2018), o de Masood, Rauh e Delgado (2014) e o de Yamoah *et al.* (2015).

2.2.3 Revisão Bibliográfica de Simulações de Escoamentos em Reatores *Airlift*

Ao longo do Capítulo 2.2, foram fornecidos os principais conceitos teóricos relacionados à modelagem de escoamentos multifásico de acordo com uma metodologia Euleriana-Euleriana, provendo informações sobre os tipos de modelo mais adequados, em especial para as forças interfaciais, de acordo com outras publicações. A partir de agora será fornecido um maior detalhamento acerca de seletas publicações recentes que se basearam na aplicação de ferramentas computacionais para a predição de escoamentos multifásicos em reatores do tipo *airlift*. Entretanto, grande parte destas se destina a comparações dos diferentes modelos para os coeficientes das forças interfaciais, o que não é o principal foco do presente trabalho. Portanto, para esta seção, buscou-se dar maior ênfase a estudos direcionados à hidrodinâmica de fotobiorreatores destinados ao cultivo de microalgas.

Pawar (2018) estudou a hidrodinâmica de um biorreator do tipo *airlift* com circulação interna, de tubos concêntricos, para o cultivo de microalgas. Através do ANSYS CFX 15.0, foram modeladas três diferentes fases, sendo o ar uma fase dispersa lagrangeana, a água uma fase contínua líquida euleriana e as algas foram consideradas como sólidos eulerianos dispersos. O objetivo deste trabalho era estudar o efeito dos parâmetros ou constantes de simulação nas predições de um reator *airlift* para sistemas trifásicos, ao se alterar a configuração do duto interno, dando ênfase aos perfis de velocidade e ao cisalhamento decorrente do escoamento. O reator estudado era cilíndrico, com um diâmetro de 0,137 m e uma altura de 1,2 m. Diferentes diâmetros do duto interno foram testados, assim como também foram utilizados difusores de ar com um variado número de orifícios. Foi empregado o modelo de turbulência $k - \varepsilon$ padrão e diferentes testes foram realizados entre os modelos de arraste de Schiller e Naumann, de Grace e de Ishii e Zuber. A abordagem lagrangeana se mostrou vantajosa para a modelagem do gás disperso, fornecendo

resultados claros com relação à fração volumétrica tanto no *riser* quanto no *downcomer*. Os modelos de Grace e de Ishii e Zuber reproduziram melhor os resultados experimentais, enquanto que o uso de outras forças interfaciais (sustentação e lubrificação de parede) não resultaram em variações significativas para o escoamento. Para as velocidades superficiais de gás empregadas, que variaram de 0,005 a 0,04 m s⁻¹, a taxa de deformação não ultrapassou os valores críticos (estipulados em 100 s⁻¹), tendo uma média máxima igual a 23,52 s⁻¹.

Seo *et al.* (2012) estudaram, através do *software* FLUENT 6.3 (Fluent Co., NH, EUA), diferentes sistemas de colunas de bolhas para microalgas, realizando um estudo hidrodinâmico comparativo entre as possíveis abordagens matemáticas que podem ser empregadas para escoamentos multifásicos (neste trabalho, foram estudados os modelos Euleriano-Euleriano, Euleriano-Lagrangeano, VOF e o modelo homogêneo). O domínio computacional para esta etapa era bidimensional, consistindo em um quadrado cuja metade inferior representava o meio de cultivo, enquanto que a superior continha apenas ar. Baixas velocidades superficiais foram empregadas e, como os autores desejavam obter uma melhor visualização das bolhas formadas, foi escolhido o modelo VOF para a etapa subsequente, cujo objetivo era aumentar a eficiência de mistura. Para uma coluna de bolhas cilíndrica e de escala laboratorial, foi utilizado este modelo em regime transiente, cuja precisão foi comprovada comparando os resultados relativos aos tempos de residência com dados experimentais, quando diferentes velocidades superficiais de ar são impostas na entrada. Seo *et al.* (2012) concluem que, para esta coluna de bolhas, o aumento da taxa de injeção de bolhas de 0,1 para 0,2 vvm resultou em um aumento da eficiência de mistura igual a 14,9%, de acordo com o tempo de mistura, e de 22,8%, de acordo com a vazão interfacial.

Massart *et al.* (2014) realizaram um estudo numérico, através do uso do *software* FLUENT 6.3.26, com o objetivo de estabelecer e validar um modelo computacional baseado em um fotobiorreator do tipo placa plana, por onde desejava-se cultivar a microalga *Scenedesmus obliquus*. Também foi estimada a vazão ótima de entrada de ar, que foi a que resultou em uma maior produtividade de biomassa. De posse desta, verificou-se computacionalmente os parâmetros hidrodinâmicos através de uma análise em estado estacionário. O modelo computacional empregou uma abordagem Euleriana-Lagrangeana para representar as fases contínua e dispersa,

além de considerar um modelo de turbulência $k - \varepsilon$ padrão, bem como as forças de arraste e de massa virtual. Para as configurações estudadas, Massart *et al.* (2014) relatam que a vazão ótima de ar encontrada foi igual a $1,5 \text{ l min}^{-1}$, observando que valores menores acarretaram em sedimentação das espécies de alga, enquanto que valores mais elevados reduziram a produtividade em decorrência do aumento do cisalhamento. Com isto, o modelo computacional apontou uma vazão de líquido igual a $2,11 \text{ l min}^{-1}$ no *riser*, o que possibilitou o cálculo do tempo de mistura (igual a 312 s) e do coeficiente de transferência de massa entre o gás e o líquido (igual a $3 \cdot 10^{-4} \text{ s}^{-1}$).

García *et al.* (2012) desenvolveram, através do *software* ANSYS CFX 11.0, um modelo de escoamento multifásico com abordagem Euleriana-Euleriana para caracterizar parâmetros hidrodinâmicos globais de um fotobiorreator do tipo airlift com circulação interna, com o objetivo de realizar uma futura otimização do sistema para um cultivo de microalgas. O modelo foi baseado em um reator de 75 cm de altura e 25 cm de diâmetro, com um duto interno de 15 cm de diâmetro e quatro janelas localizadas no topo, permitindo a circulação da água. A turbulência na fase contínua foi modelada através do modelo $k - \varepsilon$ padrão, enquanto que na fase dispersa foi utilizada a abordagem da equação zero para a fase dispersa. Foram implementadas as forças interfaciais de arraste, de sustentação, de massa virtual e de dispersão turbulenta, porém não foram disponibilizadas informações com relação aos modelos utilizados para os coeficientes de cada força. Após os autores terem realizado simulações em estado transiente, com um tempo total de processo igual a 309 s, foram disponibilizados os perfis das médias temporais da fração volumétrica e das velocidades de ambas as fases, distribuídas radialmente, em cinco diferentes alturas, para casos que empregaram $2, 5$ e 8 l min^{-1} como vazões de entrada de ar. Os perfis de fração volumétrica e de velocidade do ar mostraram um comportamento semelhante em todas as vazões, com valores máximos em baixas alturas e simetria no centro. Já a fase líquida apresentou valores máximos em alturas intermediárias e com perfil assimétrico.

Jiang, Yang e Yang (2016) estudaram a hidrodinâmica local através do *riser* de um reator do tipo *airlift* com circulação externa. O objetivo era avaliar efeitos de um novo modelo para o termo de arraste, chamado de DBS, comparando tanto com dados experimentais relacionados à fração volumétrica de ar e à velocidade axial da fase

contínua quanto com resultados provenientes do uso dos modelos de Schiller e Naumann e de Tomiyama. A base do reator consistia em 60 entradas para a fase dispersa, cada uma com 4 mm de diâmetro, enquanto que o *riser* tinha 15 cm de diâmetro e 5 m de altura. A simulação foi realizada em estado transiente e com passo de tempo variável, sendo o maior valor deste igual a 0,005 s. Resultados foram dispostos ao se realizar uma média temporal após 50 s de processo. Jiang, Yang e Yang (2016) concluíram que o modelo DBS capturou fielmente as distribuições nos sentidos axiais e radiais para as frações volumétricas, sem precisar realizar ajustes de parâmetros, enquanto que o modelo de Schiller e Naumann subestimou as distribuições radiais quando baixas velocidades superficiais da fase dispersa foram empregadas. Já o modelo de Tomiyama superestimou os valores da distribuição radial quando altas velocidades superficiais foram impostas como condição de contorno. Para a fase líquida, a alteração dos modelos de arraste não provocou diferenças significativas, e todos os casos apresentaram consistência com os resultados experimentais quando esta fase foi estudada.

2.3 TRATAMENTOS ELÉTRICOS

Apesar de o cultivo de microalgas apresentar uma grande atratividade na questão ambiental e também uma produtividade de compostos de interesse competitiva com outras fontes de biomassa, ainda há a necessidade de implementar diferentes abordagens que garantam uma melhor relação custo-benefício neste tipo de bioprocessos, principalmente em sistemas fechados (Nezammahalleh *et al.*, 2016). Isto inclui não apenas o desenvolvimento de métodos que aumentem o crescimento populacional dos microrganismos, mas também que sejam capazes de auxiliar na extração de produtos, com a intenção de reduzir tanto o tempo de processamento quanto o uso de solventes. O uso das chamadas tecnologias emergentes, geralmente estudadas para aplicações no mercado de alimentos, mostra uma possível abordagem para atingir este fim. A aplicação destas tende a causar alterações na estrutura da parede celular de organismos de origem vegetal, o que pode ter efeito benéfico para o processo, tanto em relação à sua otimização quanto na questão da sustentabilidade (Chemat *et al.*, 2015; Rocha *et al.*, 2018).

Dentre os métodos comumente estudados, a aplicação de tecnologias com base no tratamento elétrico de biocompostos se mostra atraente. Segundo Rocha *et al.* (2018), o uso do campo elétrico como forma de processamento é particularmente interessante pela sua versatilidade, pelo seu fácil escalonamento, sua eficiência energética e pelos seus efeitos na estrutura da membrana celular. Deve-se ressaltar, no entanto, que esta abordagem não gera apenas efeitos elétricos. O meio de cultivo, eletricamente condutivo, se apresentará como uma resistência à passagem de corrente elétrica e, com isto, a energia será dissipada na forma de calor – o chamado efeito Joule (Goullieux e Pain, 2005; Pereira e Vicente, 2010). Isto faz com que diferentes tipos de processamento sejam desenvolvidos, onde alguns dão ênfase aos efeitos elétricos enquanto os demais são métodos baseados na influência térmica gerada (Rocha *et al.*, 2018).

2.3.1 Efeitos Térmicos e Elétricos

Quando é desejado o efeito térmico decorrente do campo elétrico, o processamento recebe o nome de aquecimento ôhmico. Este método consiste na aplicação de uma corrente alternada, através do uso de eletrodos, por um meio resistivo. Em bioprocessos, seja em microrganismos ou em alimentos, a presença de íons carregados acarretará, quando na presença de um campo elétrico externo, na agitação molecular dos mesmos, causando o aumento interno de temperatura (Sastry, Shynkaryk e Somavat, 2011).

O aquecimento ôhmico é um tratamento muito promissor como uma alternativa à pasteurização convencional – o método térmico de eliminação de patógenos com baixa resistência térmica e de inativação enzimática, muito utilizado na indústria de alimentos (Branco *et al.*, 2016) – que usualmente se dá através do contato do recipiente contendo o produto com um fluido aquecido ou vapor d'água. Como no aquecimento ôhmico o calor é gerado internamente, menores gradientes de temperatura são criados dentro de um mesmo produto quando comparados com tratamentos convencionais, que são muito dependentes das trocas por condução e convecção. Isto faz com que o tratamento ôhmico apresente uma grande vantagem, que é uma maior uniformidade térmica, possibilitando que tanto a parte líquida quanto partículas sólidas internas se aqueçam a uma mesma taxa (Goullieux e Pain, 2005).

Além disto, o aquecimento é muito mais rápido e evita a queima de parte dos produtos, visto que não há superfícies quentes envolvidas.

Segundo Ramaswamy *et al.* (2014), o aquecimento ôhmico também possui como vantagens, em relação ao aquecimento convencional, a geração de produtos de maior qualidade, em especial nos alimentos particulados (há menor degradação da textura, sabor e cor), o aumento percentual de partículas intactas devido à redução do cisalhamento, a redução da formação de incrustações e uma maior eficiência energética. Entretanto, a tecnologia de aquecimento ôhmico também apresenta algumas limitações; só é possível utilizar este tratamento em meios com conteúdo iônico (não pode-se realizar o tratamento em óleos, por exemplo). Há também a necessidade de substituir os eletrodos periodicamente devido à corrosão, fazendo com que a produção seja paralisada até que a troca dos mesmos seja efetivada. Além disto, o controle da taxa de aquecimento pode se mostrar como um desafio por causa da sua dependência da condutividade elétrica do material, uma propriedade física que, para biocompostos, tende a aumentar linearmente com a temperatura (Cappato *et al.*, 2017; Marra, 2014; Palaniappan e Sastry, 1991).

Outra consequência de tratamentos elétricos em biocompostos é o aumento da permeabilização da membrana celular. Este fenômeno, chamado de eletroporação ou eletropermeabilização, não está relacionado com o efeito Joule, tendo como origem os efeitos elétricos. Segundo Kusnadi e Sastry (2012), a aplicação de um campo elétrico externo tende a criar rupturas na estrutura da membrana celular de tecidos vegetais, aumentando a permeabilidade da mesma. Como consequência, a difusão mássica através destas interfaces tende a aumentar (tanto para dentro da célula quanto para o meio externo), bem como o número de poros presentes. Esta é uma propriedade que atrai bastante interesse a este tipo de processamento, visto que abre a possibilidade de aumentar a eficiência da extração de produtos de origem vegetal (Sensoy e Sastry, 2004).

Segundo Vorobiev e Lebovka (2009), há um valor crítico de potencial elétrico ao qual a membrana celular pode ser submetida. Quando excedido, o processo de eletroporação é considerado como irreversível e, portanto, resulta na desintegração da membrana e na subsequente morte celular. Uma permeabilização reversível é aquela em que os poros originados por efeitos elétricos se manifestam apenas

temporariamente, com recuperação da estrutura celular após a aplicação do tratamento.

O tipo de tratamento elétrico aplicado determinará a natureza da eletroporação, sendo a intensidade do campo elétrico aplicado a principal variável envolvida. Um exemplo disto é a aplicação do campo elétrico pulsado (PEF – “*Pulsed Electric Field*”), onde são empregados pulsos elétricos de intensidade acima de 1 kV cm^{-1} durante um curto período de tempo, resultando em uma permeabilização irreversível. Esta é também uma alternativa à pasteurização convencional, visto que se tem a intenção de causar a morte celular de patógenos através de um método não-térmico, tendo a vantagem de preservar nutrientes que se degradariam caso fossem submetidos a maiores temperaturas (Mahnič-Kalamiza, Vorobiev e Miklavčič, 2014; Salengke, Sastry e Zhang, 2012).

Já o campo elétrico moderado (MEF – “*Moderate Electric Field*”) é um tipo de tratamento elétrico mais brando. Segundo Sensoy e Sastry (2004), as intensidades de campo elétrico para este processamento variam entre 1 e 100 V cm^{-1} e não são empregados pulsos elétricos, mas sim uma corrente alternada com formato de onda controlável, com ou sem os efeitos de aquecimento ôhmico agregados. Esta abordagem tem a intenção de gerar, através de efeitos não-térmicos, uma eletroporação reversível na membrana celular de tecidos vegetais, facilitando na extração de produtos. Jaeschke *et al.* (2016) estudaram a aplicação do MEF como pré-tratamento para a extração de produtos provenientes da microalga *Heterochlorella luteoviridis* com o auxílio de etanol. Quando empregada uma intensidade de campo elétrico de 40 V cm^{-1} em conjunto de etanol, na concentração de $75 \text{ ml}/100 \text{ ml}$, foi obtido um rendimento de 73% na extração de carotenoides. Para este mesmo volume de álcool, o rendimento foi de 14%, quando não houve a aplicação do MEF como pré-tratamento, o que mostra a aplicabilidade deste processamento para a extração de determinados produtos de microalgas.

2.3.2 Modelagem dos Efeitos Eletrofluidodinâmicos

Apesar da simples natureza dos tratamentos elétricos, a aplicação de métodos computacionais na representação da sua modelagem ainda se mostra bastante útil para o desenvolvimento, o entendimento e a validação de uma tecnologia emergente

como esta. Ao se empregar esta abordagem numérica, é possibilitada a análise da influência de parâmetros relevantes, como o campo elétrico e a condutividade elétrica do meio presente. Além disto, também se possibilita a visualização da distribuição dos efeitos térmicos presentes por efeito Joule, incluindo zonas de subprocessamento e de superprocessamento, que podem ser posteriormente corrigidas através de alterações da geometria ou de condições do escoamento no modelo computacional (Marra, 2014).

Para um sistema permanente, por onde se mostra presente um campo elétrico externo, é possível calcular a distribuição do potencial elétrico (V_E) através da equação de Laplace, representada pela Equação 2.46, e da especificação das condições de contorno adequadas, o que pode ser feito ao se submeter os respectivos potenciais eficazes (V_{RMS}) nos eletrodos e a condição de fluxo nulo de corrente elétrica em paredes não condutoras (De Alwis e Fryer, 1990; Orangi, Sastry e Qiong, 1998).

$$\nabla \cdot (\sigma_E \nabla V_E) = 0 \quad (2.46)$$

onde σ_E é a condutividade elétrica do meio por onde o campo elétrico está sendo exercido. Como já havia sido previamente mencionado, esta propriedade física é fortemente dependente da temperatura, tendo, geralmente, um comportamento linear para alimentos e biocompostos.

De Alwis e Fryer (1990) observam que, em um processo com aplicação de uma corrente elétrica alternada, o fluxo desta variável torna-se dependente do tempo. Porém, os autores relatam que, a baixas frequências e para meios com baixas condutividades elétricas, as variações originadas por efeitos de deslocamento de corrente são de baixa ordem de grandeza, podendo ser ignorados. Neste caso, o sistema pode ser considerado como estacionário eletricamente, e o valor eficaz (o valor RMS – “*Root Mean Square*”) do potencial entre os eletrodos pode ser imposto nas condições de contorno. A Equação 2.47 mostra, para um sistema de corrente alternada com formato de onda senoidal, a definição do valor eficaz:

$$V_{RMS} = \frac{V_{m\acute{a}x}}{\sqrt{2}} \quad (2.47)$$

onde $V_{m\acute{a}x}$ é a tensão de pico. Tendo posse da distribuição do potencial elétrico, torna-se possível determinar, através das Equações 2.48 e 2.49, a intensidade do campo elétrico (\vec{E}) e a densidade de corrente (\vec{J}_E) em qualquer região do volume de controle, respectivamente.

$$\vec{E} = -\nabla V_E \quad (2.48)$$

$$\vec{J}_E = \sigma_E \vec{E} \quad (2.49)$$

A consideração de efeitos térmicos decorrentes do efeito Joule deve ser computada na equação da conservação da energia. Isto pode ser feito através do termo fonte, S , o que é coerente, visto que há a geração interna de calor neste tipo de processamento. Para um sistema que obedece a lei de Ohm, o termo de geração volumétrica de calor por resistência elétrica, S_E , pode ser descrito pela Equação 2.50:

$$S_E = \vec{J}_E \cdot \vec{E} = \sigma_E |\nabla V_E|^2 \quad (2.50)$$

2.3.3 Revisão Bibliográfica de Simulações de Tratamentos Elétricos

Com base nas equações previamente descritas e na implementação do termo de geração volumétrica na equação de conservação da energia, Marra (2014) estudou a influência de parâmetros de processo no aquecimento ôhmico do purê de batata com o auxílio do *software* baseado em elementos finitos COMSOL 3.4 (Comsol AB, Estocolmo, Suécia). Foi reproduzida uma célula com 7,2 cm de diâmetro interno e 11,5 cm de comprimento, dimensões do aparato utilizado experimentalmente. O estudo buscou otimizar o processamento através da alteração do coeficiente global de transferência de calor (U), da condutividade elétrica do alimento e da temperatura externa, com o objetivo de encontrar as condições onde se obtém o menor tempo de redução decimal para a bactéria *Escherichia coli*, um dos patógenos a ser eliminado durante a pasteurização. Também foi feita a comparação dos resultados modelados com os obtidos no experimento, que empregava 9 medidores de temperatura. Os resultados apontaram que, dependendo do coeficiente global de transferência de calor, possíveis zonas de subprocessamento podem ser formadas nas regiões adjacentes às paredes, que devem ter, portanto, um monitoramento mais cauteloso.

Jaeger, Meneses e Knorr (2009) utilizaram a fluidodinâmica computacional para encontrar os parâmetros geométricos e as condições de processo de uma câmara de tratamento com base no campo elétrico pulsado (PEF) com operação contínua. Com o auxílio do COMSOL Multiphysics, foi estudada a influência da inserção de grades (de metal ou de material isolante) transversalmente ao escoamento, com o objetivo de melhorar as características de mistura, de alterar a distribuição de campo elétrico e de reduzir regiões de superprocessamento entre os eletrodos. Foi afirmado que a inserção das grades teve efeito benéfico de homogeneização e de aumento de intensidade do campo elétrico, resultando em maior inativação da bactéria *Escherichia coli*. Além disto, menores gradientes de temperatura também foram gerados na região de tratamento. Jaeger, Meneses e Knorr (2009) concluem que o uso de grades, como as que foram empregadas, pode ser vantajoso para o tratamento de leite e de sucos de frutas, mas que alterações precisam ser realizadas ao se trabalhar com sistemas que contêm partículas sólidas ou com altas viscosidades.

Shynkaryk e Sastry (2012) modelaram o escoamento contínuo de um molho à base de frango, altamente viscoso, através de câmaras de cerâmica com eletrodos internos posicionados paralelamente, aplicando diferentes potenciais elétricos como condições de contorno. Foi utilizado neste estudo o *software* COMSOL 4.1, e os resultados apresentaram análises das distribuições de velocidade, de campo elétrico e de temperatura, traçando comparações entre duas possíveis geometrias para o processador. Foi relatado que o arranjo de eletrodos paralelos tem a vantagem de providenciar uma maior uniformidade na distribuição de corrente elétrica, mas que nos vértices e arestas dos mesmos há um grande aumento de intensidade de campo e, por consequência, pode gerar regiões de superprocessamento pela maior taxa de geração nas proximidades destas zonas. Por se tratar de um fluido muito viscoso, este efeito se acentua nas proximidades das paredes, onde há líquido de baixa velocidade e com maior tempo de processamento. Através da implementação de um inserto de formato especial no centro das câmaras, Shynkaryk e Sastry (2012) relatam que a distribuição de temperatura se mostrou mais homogênea, reduzindo a formação de zonas muito quentes.

Com o objetivo de estudar o comportamento térmico em um sistema de aquecimento ôhmico que contém alimentos com diferentes condutividades elétricas, Shim, Lee e Jun (2010) realizaram uma comparação entre um modelo computacional

e os resultados experimentais do processamento de cubos de cenoura, carne e batata, imersos em uma solução salina. Um sistema bidimensional foi construído no software Fluent® 6.1 (Fluent, Inc., Lebanon, New Hampshire) para realizar simulações em estado transiente com a aplicação de uma diferença de potencial efetiva de 38 V entre os eletrodos. Termopares foram inseridos no centro de cada alimento, fornecendo os dados que foram posteriormente comparados com os resultados computacionais. Shim, Lee e Jun (2010) afirmam que o modelo computacional foi validado com sucesso através do experimento, e observam que foi possível visualizar tanto as distorções do campo elétrico causadas pela diferença nas condutividades, quanto as zonas de superprocessamento no topo e na base da célula ôhmica, que podem ser corrigidas através da implementação de um mecanismo de convecção forçada.

O objetivo deste capítulo foi o de elaborar um estudo da fundamentação teórica acerca do problema estudado, de forma que seja possível a construção de um modelo matemático representativo tanto dos efeitos multifásicos quanto dos efeitos elétricos presentes. Foram referenciadas diversas publicações que empregaram uma abordagem computacional para a modelagem destes efeitos separadamente, mas, até o término da presente dissertação, não foram encontrados outros trabalhos na literatura cujo objetivo seria modelar as condições de um meio de cultivo para microrganismos quando fenômenos elétricos e multifásicos estão ambos presentes. Com base nesta fundamentação teórica, construiu-se nas etapas subsequentes do trabalho um modelo computacional capaz de realizar a predição de variáveis hidrodinâmicas de um fotobiorreator do tipo *airlift*, com o intuito de otimizar um posterior experimento de cultivo de microalgas através da alteração das condições de contorno presentes.

3 APRESENTAÇÃO DO PROBLEMA

Neste capítulo será descrito o sistema estudado no presente trabalho, que inclui o equipamento físico, com as respectivas dimensões do fotobiorreator do tipo *airlift* para o cultivo de microalgas com aplicação de um campo elétrico, bem como as propriedades físicas dos componentes. Posteriormente, serão também descritas as equações governantes empregadas no desenvolvimento do modelo computacional, bem como as condições de contorno e as condições iniciais consideradas.

3.1 SISTEMA FÍSICO

O equipamento estudado no presente trabalho foi baseado no projeto de Kochem *et al.*, (2014), que construíram um fotobiorreator do tipo *airlift* com circulação externa para analisar o cultivo das microalgas *Dunaliella tertiolecta* e *Chlorella minutissima*. A Figura 3.1(a) fornece as vistas ortogonais do novo sistema de cultivo, utilizado como base para as simulações do presente trabalho, enquanto que a Figura 3.1(b) mostra as delimitações de cada zona do reator.

A fim de permitir a entrada de luz, fornecida ao sistema através de um painel com lâmpadas eletrônicas, o volume reacional foi projetado com paredes transparentes de acrílico, com 6 mm de espessura. Internamente, há uma região de troca de calor, de seção retangular, que permite a entrada e saída de água através de tubos com 8 mm de diâmetro a uma temperatura controlada por um banho termostático, servindo como um mecanismo de controle para atingir estabilidade térmica. No presente trabalho, deseja-se estudar a influência da aplicação de um campo elétrico moderado sobre um meio de cultivo para a *Heterochlorella luteoviridis*. Com este fim, adicionou-se ao fotobiorreator dois eletrodos de titânio, de seção retangular, em posição paralela no *riser*, separados por uma distância de 115 mm e com as suas respectivas bases situadas 30 mm acima do fundo do reator, como também pode ser visto na Figura 3.1(a). A parte submersa dos eletrodos tem uma altura de 380 mm, com uma redução da seção transversal na altura de 250 mm, onde a largura passa de 14 para 5 mm, o que caracteriza estes eletrodos como irregulares. A espessura destes é igual a 1 mm e estes totalizam uma área submersa de 90,8 cm².

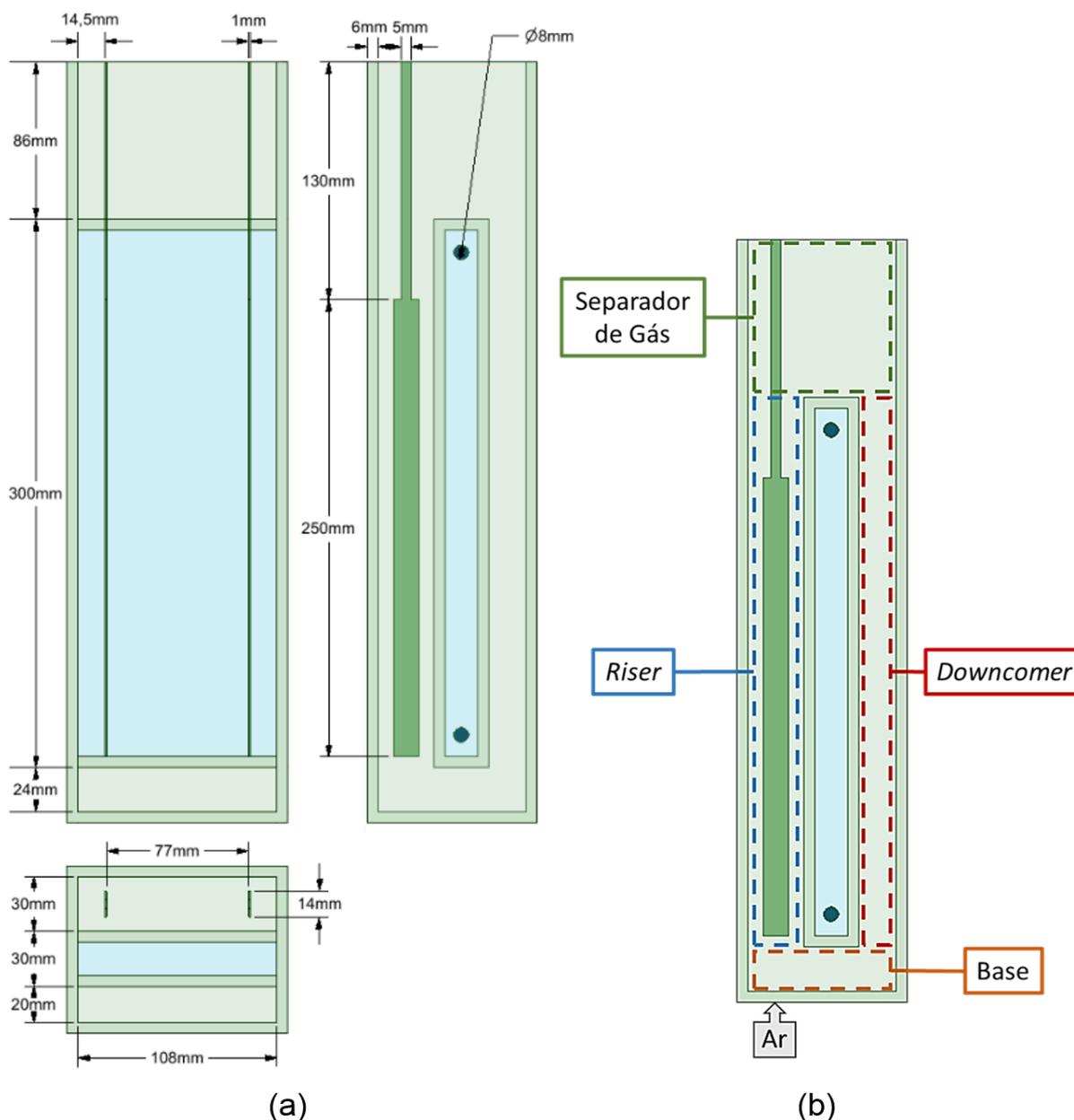


Figura 3.1 – Vistas ortogonais do fotobiorreator do tipo *airlift*, com as respectivas dimensões (a) e vista lateral, com as delimitações de cada zona do reator (b).

Fonte: elaborado pelo autor.

O método aplicado para o fornecimento de ar dentro do sistema se dá através do uso de uma pedra porosa de aquário, conectada por um tubo de silicone a um compressor de ar. Esta entrada de gás foi posicionada na base do fotobiorreator, na metade da distância total entre os eletrodos paralelos, localizados no *riser*.

O sistema para fornecimento de energia elétrica é constituído por um estabilizador conectado à rede local, que utiliza corrente alternada com frequência de

60 Hz. O controle do campo elétrico aplicado se deu através de um variador de tensão (*Sociedade Técnica Paulista LTDA*, modelo Varivolt, Brasil) conectado aos eletrodos, cujos limites operacionais vão de 0 a 220 V. Para a detecção do comportamento térmico do sistema, termopares do tipo *Pt-100* são posicionados no *riser* e no *downcomer*, e eles estão conectados a um sistema de aquisição de dados (*Novus*, modelo Field Logger, Brasil), que também monitora e coleta dados relativos à corrente elétrica e tensão, com um intervalo de coleta de 0,6 s.

Através deste sistema elétrico e de uma célula ôhmica de referência, com geometria conhecida, foram feitas medidas da condutividade elétrica do meio de cultivo em função da temperatura detectada pelos termopares. Isto pode ser realizado através da Equação 3.1, onde L é a distância entre os eletrodos (de 4,5 cm), A é a área da seção transversal (7,1 cm²), i é a corrente elétrica e V_E é o potencial elétrico aplicado.

$$\sigma_E = \frac{L \cdot i}{A \cdot V_E} \quad (3.1)$$

O meio de cultivo a ser empregado para a *Heterochlorella luteoviridis* seria o BG-11 modificado, descrito por Rippka *et al.* (1979). Este meio possui um pH entre 7,4 e 7,5 e consiste em água deionizada com a adição das seguintes soluções estoque (com as respectivas concentrações no meio): 1,5 g l⁻¹ de NaNO₃, 0,04 g l⁻¹ de K₂HPO₄·3H₂O, 0,075 g l⁻¹ de MgSO₄·7H₂O, 0,036 g l⁻¹ de CaCl₂·2H₂O, 0,006 g l⁻¹ de citrato férrico, 0,001 g l⁻¹ de EDTA dissódico, 0,02 g l⁻¹ de Na₂CO₃ e 0,006 g l⁻¹ de ácido cítrico. Além destes, adiciona-se mais uma solução de metais-traço (denominada de mistura A5 + Co), que contém a seguinte concentração de micronutrientes: 0,222 mg l⁻¹ de ZnSO₄·7H₂O, 1,81 mg l⁻¹ de MnCl₂·4H₂O, 0,0494 mg l⁻¹ de Co(NO₃)₂·6H₂O, 0,39 mg l⁻¹ de Na₂MoO₄·6H₂O, 0,3 mg l⁻¹ de Na₂MoO₄·2H₂O, 2,86 mg l⁻¹ de H₃BO₃ e 0,079 mg l⁻¹ de CuSO₄·5H₂O.

Através da utilização deste equipamento, estabeleceu-se como objetivo para o presente trabalho realizar a operação do cultivo da *Heterochlorella luteoviridis* em uma temperatura média de processo igual a 28 °C. É desejado estudar a influência de efeitos elétricos presentes e, portanto, diferentes intensidades de campo elétrico serão aplicadas. Porém, em virtude da presença do efeito Joule, torna-se necessário o emprego de um fluido de resfriamento em movimento na área de troca de calor para

que a temperatura do cultivo se estabilize. Isto pode ser feito com o auxílio do banho termostático, que injeta água no trocador de calor e a recebe de volta na saída do mesmo, através de um refluxo. Como cada caso empregará diferentes potenciais elétricos, as temperaturas de resfriamento necessárias para que o sistema se estabilize em 28 °C devem ser alteradas, compensando, assim, o aumento ou diminuição da taxa volumétrica de geração de calor.

Para simplificação do sistema, algumas considerações especiais sobre as propriedades físicas foram estabelecidas. Assumiu-se que a massa específica, condutividade térmica, calor específico e viscosidade dinâmica do meio contínuo são iguais as da água visto que o meio de cultivo é predominantemente composto por esta. A única propriedade física determinada experimentalmente foi a condutividade elétrica, uma vez que esta tem maior variação quando a solução apresenta sais na sua composição. Com o auxílio do sistema de coleta de dados, foi estabelecida uma relação linear entre a condutividade elétrica do meio e a temperatura detectada pelos termopares, que está presente na Tabela 3.1 junto das demais propriedades físicas do sistema. Para a fase dispersa, foi assumido um diâmetro de bolha constante de 3 mm, e uma tensão superficial entre as fases igual à 0,072 N m⁻¹ (Becker, Sokolichin e Eigenberger, 1994).

Tabela 3.1 – Propriedades físicas dos materiais do meio de cultivo.

Propriedade	Água	Ar
ρ [kg m ⁻³]	997,0	1,185
c_p [kJ kg ⁻¹ K ⁻¹]	4,182	1,004
λ [W m ⁻¹ K ⁻¹]	0,6069	0,0261
μ [kg m ⁻¹ s ⁻¹]	8,899.10 ⁻⁴	1,831.10 ⁻⁵
$\sigma_E(T)$ [S m ⁻¹]	0,0056.T – 1,4007	5,500.10 ⁻¹⁵
d_B [m]	–	0,003
σ_s [N m ⁻¹]	0,072	

Fonte: adaptado de ANSYS (2015).

3.2 MODELO COMPUTACIONAL

Com base nas equações descritas no Capítulo 2, foi elaborado um modelo computacional para o sistema físico proposto, onde foram agrupadas as leis

governantes deste sistema, as simplificações consideradas e as condições de contorno e iniciais envolvidas.

3.2.1 Equações Governantes

No Capítulo 2 foram apresentadas as equações governantes empregadas na solução de problemas multifásicos e eletrofluidodinâmicos em suas formas completas, ou seja, considerando todos os termos das equações governantes. A partir de agora, será apresentado o conjunto de equações na forma utilizada no presente trabalho, composto pelas equações referentes à conservação da massa (3.2), da quantidade de movimento (3.3), da energia (3.4), do volume das fases (3.5) e da corrente elétrica (3.6).

$$\frac{\partial(r_\alpha \rho_\alpha)}{\partial t} + \nabla \cdot (r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha) = 0 \quad (3.2)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial(r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha)}{\partial t} + \nabla \cdot (r_\alpha (\rho_\alpha \vec{U}_\alpha \vec{U}_\alpha)) &= -r_\alpha \nabla p' + r_\alpha \rho_\alpha \vec{g} \\ + \nabla \cdot \left(r_\alpha \mu_{\alpha,eff} (\nabla \vec{U}_\alpha + (\nabla \vec{U}_\alpha)^T) \right) &+ M_\alpha \end{aligned} \quad (3.3)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho_m h_m)}{\partial t} - \frac{\partial p_m}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_m \vec{U}_m h_m) \\ = \nabla \cdot \left(\lambda_m \nabla T_m + \frac{\mu_{t,m}}{Pr_t} \nabla h_m \right) + \sigma_{Em} |\nabla V_{Em}|^2 \end{aligned} \quad (3.4)$$

$$\sum_{\alpha=1}^{N_P} \frac{1}{\rho_\alpha} \left(\frac{\partial(r_\alpha \rho_\alpha)}{\partial t} + \nabla \cdot (r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha) \right) = 0 \quad (3.5)$$

$$\nabla \cdot (\sigma_E \nabla V_E) = 0 \quad (3.6)$$

Vale lembrar que, para um modelo Euleriano-Euleriano, é imposta uma condição de restrição à pressão, considerada a mesma para ambas as fases. Todos os termos que envolvem a mudança de fase no sistema foram desconsiderados. Para a equação da conservação da energia, primeiramente, negligenciou-se o termo de dissipação viscosa, o que pode ser justificado por se tratar de um sistema com baixas velocidades, com fluidos pouco viscosos e que não utiliza algum equipamento de agitação mecânica. Também não foi considerado nenhum mecanismo de transferência de calor radiativo neste procedimento. Além disto, foi implementado o

modelo homogêneo para a resolução desta lei de conservação. O principal motivo para isto foi a limitação do *software* empregado na aplicação de um modelo Euleriano-Euleriano acoplado com equações eletrofluidodinâmicas. Como consequência, a solução numérica apresentará a mesma distribuição de temperaturas para as duas fases. Entretanto, levando em consideração a grande diferença volumétrica entre a fase contínua e a dispersa, o baixo tempo de residência do ar no sistema (coluna pequena, com grande percentual de gás saindo do sistema sem recircular) e o fato de que está se trabalhando com baixas temperaturas (muito próximas à ambiente), a hipótese homogênea se apresenta como válida. O subscrito m é referente às propriedades de mistura empregadas por este modelo. A Equação 3.7 apresenta o comportamento da entalpia no sistema, sendo igual para ambos os fluidos; a Equação 3.8, por sua vez, representa a média realizada para as propriedades físicas envolvidas, como a massa específica, as condutividades térmica e elétrica e o termo de viscosidade turbulenta, representadas pela propriedade física genérica ϑ_m . Por fim, a Equação 3.9 dá a representação da velocidade de mistura considerada no cálculo da conservação da energia.

$$h_m = h_{tot,\alpha} \quad \therefore 1 \leq \alpha \leq N_P \quad (3.7)$$

$$\vartheta_m = \sum_{\alpha=1}^{N_P} r_\alpha \vartheta_\alpha \quad (3.8)$$

$$\vec{U}_m = \frac{1}{\rho_m} \sum_{\alpha=1}^{N_P} r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha \quad (3.9)$$

Estas considerações também são realizadas na Equação de Laplace, a lei de conservação da corrente elétrica. Ao invés de o sistema considerar um mesmo comportamento térmico para ambas as fases, será o potencial elétrico a variável compartilhada, e esta terá uma representação matemática análoga à Equação 3.7.

A escolha do modelo de turbulência que será aplicado no sistema, bem como das forças interfaciais presentes, representadas pelo termo M_α , será realizada através da validação do reator do tipo *airlift* estudado por Becker, Sokolichin e Eigenberger (1994), sendo esta etapa do projeto melhor detalhada posteriormente, na seção 4.3.2. Dentre os diferentes modelos de turbulência, foram estudados o $k - \varepsilon$ padrão e o $k -$

ε RNG, para a fase contínua e o *Dispersed Phase Zero Equation* para a fase discreta. Mais detalhes sobre a formulação destes modelos podem ser encontrados na Seção 2.2.2, assim como as especificações para as diferentes forças interfaciais consideradas: o modelo de Grace para o arraste, o de Tomiyama para a sustentação, o de Frank para a lubrificação de parede, o de Burns para a dispersão turbulenta e a consideração do coeficiente constante igual a 0,5 para a massa virtual.

3.2.2 Condições de Contorno e Condições Iniciais

A seguir, serão estabelecidas as condições de processo impostas no modelo computacional. Primeiramente, é necessário classificar o problema proposto de acordo com os diferentes casos analisados. Como se deseja estudar experimentalmente a influência da intensidade do campo elétrico sobre uma cultura de microalgas, uma aplicação de interesse para a metodologia computacional é a simulação com diferentes potenciais elétricos. Com isto, três diferenças de potenciais entre os eletrodos foram analisadas: 100, 120 e 140 V. Conseqüentemente, a taxa de geração de calor volumétrica irá variar com estas tensões, em virtude do efeito Joule, e se tornará necessário, para cada caso, inserir uma nova temperatura de resfriamento ao fluido que escoar no trocador de calor interno, possibilitando que o estado estacionário térmico seja atingido na faixa desejada, em 28 ± 1 °C.

Através do uso de um *software* de fluidodinâmica computacional, diferentes variáveis internas do fotobiorreator podem ser monitoradas no decorrer da simulação. Assim, se é desejado estabilizar a temperatura do sistema em 28 °C, pode ser realizado um estudo de caso em estado permanente, assumindo que os critérios de convergência sejam atingidos quando este valor foi obtido e se manteve constante ao longo do processo. Para isto, é necessário fornecer como condição de contorno de temperatura de resfriamento nas paredes do trocador de calor interno, que será aproximada como uma constante para estas superfícies no presente trabalho. Devido ao comportamento da condutividade elétrica do meio de cultivo (linearmente dependente da temperatura, o que torna a geração interna de calor variável), a estimação desta condição se mostra inviável analiticamente. Em virtude disto, a obtenção da mesma foi realizada por tentativa e erro, monitorando a média

volumétrica da temperatura do sistema e a sua estabilidade na faixa desejada, conforme a simulação prosseguia.

Também foi verificada a variação da vazão de ar injetado no sistema (representada por F_d). Como o que está sendo simulado é a aplicação a longo prazo de um campo elétrico no meio de cultivo, os procedimentos numéricos são realizados com a consideração de estado permanente. Entretanto, isto se mostra de difícil convergência em escoamentos bifásicos, devido ao perfil oscilatório da pluma de bolhas. A fim de se obter um comportamento mais estável da pluma, com um formato que se assemelha a uma simetria, foram estudadas baixas vazões de ar, em faixas que se aproximam de um regime homogêneo de bolhas. Para a entrada de gás (que, para facilitar a construção do sistema, foi desenhada como um quadrado na base do reator com 2 mm de largura), foram utilizadas vazões de 3,6 e 0,36 l h⁻¹, sendo que valores maiores acarretaram em respostas oscilatórias e que não atingiam a faixa de convergência estabelecida como desejada (no caso, não foi possível atingir valores residuais de ordem menor do que 10⁻³, quando 10⁻⁵ era o desejado). Para ambos os casos, especificou-se uma intensidade de turbulência média na entrada de ar equivalente a 5% para a solução dos modelos turbulentos empregados, sendo este o valor padrão do software. Nesta região, também foi especificada uma temperatura igual a 28 °C e um fluxo nulo de corrente elétrica.

As paredes externas do fotobiorreator, feitas de acrílico e com espessura de 6 mm, foram submetidas a um coeficiente global de transferência de calor (U_G) como condição de contorno térmica, em conjunto com uma temperatura ambiente assumida como 20 °C. Este coeficiente foi considerado como constante, e a estimativa do mesmo foi realizada através da Equação 3.10:

$$U_G = \frac{1}{\frac{1}{h_T^{ext}} + \frac{e_{acr}}{\lambda_{acr}}} \quad (3.10)$$

onde h_T^{ext} , e_{acr} e λ_{acr} representam, respectivamente, o coeficiente convectivo de transferência de calor com o meio externo (assumido como 10 W m⁻² K⁻¹), a espessura da parede de acrílico (6 mm) e a condutividade térmica da mesma (0,2 W m⁻¹ K⁻¹). Com estes valores, a Equação 3.22 resulta em 7,69 W m⁻² K⁻¹ para o coeficiente global de transferência de calor.

O topo do fotobiorreator se encontra aberto para a atmosfera. Dentre as possíveis condições de contorno a serem impostas nesta região foi definida a de degaseificação. Desta forma, a fase líquida identifica esta região como uma parede que impede a sua saída do domínio, ao mesmo tempo que permite que o gás disperso saia.

Foi imposta a todas as paredes do sistema (incluindo as dos eletrodos) uma condição de não-deslizamento para ambas as fases, o que resulta em vetores nulos de velocidade na camada adjacente às mesmas. Além disto, com relação às propriedades elétricas do domínio, todas as paredes de acrílico foram sujeitas a uma condição de fluxo nulo de corrente elétrica.

Para os eletrodos, submetidos a uma corrente alternada com diferença de potencial variável para cada caso estudado, foram especificados os potenciais elétricos. Como estes parâmetros têm comportamento senoidal com relação à tensão aplicada, mas com uma diferença de potencial constante, para manter um aquecimento simétrico foram impostas magnitudes iguais à metade do valor total em cada eletrodo, mas com sinais opostos. Por exemplo, para o caso com diferença de potencial eficaz igual a 100 V, a condição de contorno aplicada ao eletrodo 1 é um potencial de 50 V, enquanto que para o eletrodo 2 foi de – 50 V. Para a parte térmica, especificou-se as paredes dos eletrodos como adiabáticas, de maneira semelhante a outros trabalhos numéricos relacionados ao aquecimento ôhmico (Gerlach *et al.*, 2008; Shim, Lee e Jun, 2010).

Inicialmente, o sistema é assumido como um reator que contém apenas água no domínio. As velocidades para ambas as fases são consideradas nulas, assim como o fluxo de corrente elétrica. Para facilitar a convergência, assumiu-se que a temperatura inicial do sistema se encontra em 28 °C. A pressão inicial do sistema (P_0) foi escrita como uma função que descreve a pressão hidrostática local, conforme é mostrado na Equação 3.11.

$$P_0 = \rho_c \vec{g}(0,41 - y) \therefore 0 \leq y \leq 0,41[m] \quad (3.11)$$

onde y é a altura de um ponto arbitrário do fotobiorreator, em metros, e 0,41 m é a altura máxima do mesmo.

Com estas considerações, foi realizada a simulação computacional. Entretanto, a fim de se atingir a convergência em menor tempo de processo, foi adotado o seguinte procedimento:

- (1) primeiramente, não foram empregados os modelos térmicos e elétricos, apenas as equações da transferência de massa, de quantidade de movimento e do volume com o modelo de Grace como força interfacial. Foi realizada uma simulação com monitoração da fração volumétrica de ar dentro do reator, até a mesma se estabilizar em um valor constante;
- (2) utilizando a simulação anterior como condição inicial, foram incluídas as demais forças interfaciais e repetiu-se a simulação até se atingir a estabilidade;
- (3) novamente utilizando a solução anterior como condição inicial, incluiu-se os modelos térmico e elétrico. Para uma determinada diferença de potencial, estipulou-se uma condição de contorno térmica para a parede do trocador de calor. Foi realizada uma nova simulação com monitoramento da temperatura média no volume do reator, que deve ser mantida aproximadamente constante em 28 °C;
- (4) caso a temperatura aumentasse ou diminuísse com o número de iterações percorridas, cancelava-se o procedimento, ajustava-se a condição de contorno térmica na parede do trocador de calor e repetia-se o passo (3).

Dentre as opções de discretização disponíveis no *software* utilizado – o ANSYS CFX 18.2 – foi empregado um método de alta resolução (“*high resolution*”) para os termos advectivos e para os turbulentos. O acoplamento pressão-velocidade segue uma modificação do método de Rhie-Chow (1983), único modelo disponível no pacote computacional. A simulação se deu em estado estacionário, com um passo de tempo físico de 0,1 s.

4 METODOLOGIA NUMÉRICA

Neste capítulo serão descritos detalhes referentes à metodologia computacional empregada na modelagem do fotobiorreator. Estes incluem informações sobre os diferentes *softwares* empregados, sobre as malhas construídas para esta geometria (bem como da análise dos possíveis erros de discretização espacial envolvidos) e sobre a etapa de validação do modelo numérico, baseada em dois trabalhos disponíveis na literatura que têm abordagens semelhantes às do presente trabalho.

4.1 SOFTWARES EMPREGADOS

O *software* ANSYS CFX é uma ferramenta computacional que pode ser utilizada na representação de diferentes geometrias sob a influência de processos fluidodinâmicos. A abordagem empregada pelo ANSYS CFX é baseada na discretização das diferentes equações diferenciais derivadas das leis de conservação, que serão aplicadas ao longo de volumes de controle, definidos pela malha computacional construída pelo programador.

A metodologia aplicada por este *software* utiliza como princípio o método dos volumes finitos baseado em elementos (EbFVM – “*Element based Finite Volume Method*”). De acordo com Rezende (2014), esta abordagem associa os princípios de balanços por volumes de controle adotados pelo método clássico dos volumes finitos (FVM – “*Finite Volume Method*”) com a versatilidade geométrica do método dos elementos finitos (FEM – “*Finite Element Method*”). Isto é possível através da implementação de funções de forma (escritas em função do sistema de referência local dos elementos) que determinam como as diferentes propriedades do domínio computacional variam dentro do mesmo.

Quando a realização de análises experimentais se torna inviável, seja por questões de alto custo (de reagentes ou equipamentos) ou pela complexidade geométrica do sistema, o uso de ferramentas de fluidodinâmica computacional se torna uma alternativa para estimativas do problema a ser estudado. Vantagens desta metodologia são principalmente observadas pela facilidade na visualização e interpretação dos resultados obtidos, que poderão ser utilizados como parâmetros

para otimizar tanto a geometria do sistema quanto as condições empregadas neste para sua subsequente construção em escala laboratorial.

A construção da malha computacional foi realizada com o emprego do *software* ANSYS ICEM 18.2. Primeiramente, este permite que a geometria do sistema seja desenhada em uma abordagem semelhante a *softwares* como o Autodesk AutoCAD, inserindo pontos, curvas e superfícies. Após, é realizada uma separação do volume criado em blocos menores, onde as diferentes partes da malha computacional serão construídas após a especificação do número de elementos desejados por região.

Vale ressaltar que quanto maior o número de elementos, menor será o erro de discretização, mas maior será o custo computacional da simulação. Uma alternativa é refinar a malha localmente, e por isso é realizada uma fragmentação do volume total em blocos menores. Isto permite que erros de discretização sejam reduzidos nas regiões onde são esperados maiores gradientes das variáveis de processo, como paredes, entradas, saídas ou interfaces entre diferentes fases (Rezende, 2014).

O ANSYS CFX é um software que consiste de três diferentes módulos: o CFX-Pre, que permite interpretar a malha pré-estabelecida e aplicar diferentes condições de contorno e iniciais, bem como definir os modelos fluidodinâmicos presentes e a configuração do solver empregado para modelar o processo; o CFX-Solver Manager, onde são realizados os cálculos da simulação desejada e as curvas de convergência baseadas nos valores residuais são computadas; e o CFX-Post, módulo de pós-processamento que permite a visualização de contornos e vetores das diferentes variáveis presentes no sistema, bem como possibilita que dados em regiões de interesse sejam exportados.

Na etapa de pós-processamento podem ser extraídas informações relativas às variáveis de processo em diferentes pontos ou áreas de interesse, através da coleta dos valores (locais ou médios) da propriedade de interesse, das suas dispersões (por meio de vetores ou contornos) ou da construção de gráficos de variáveis de interesse que percorrem diferentes linhas. Além disto, o ANSYS CFD-Post também permite que novas variáveis, além das que são automaticamente calculadas durante a simulação, sejam escritas pelo operador, com base nos resultados.

Com isto, conforme são alteradas as condições de contorno, serão observados diferentes comportamentos no escoamento. Informações com relação ao movimento e concentração de ambas as fases podem ser visualizadas facilmente através da construção, tanto de contornos relativos às frações volumétricas, quanto de linhas de corrente específicas para cada fluido, possibilitando, também, a observação da qualidade de mistura e a formação de zonas de recirculação. Também pode-se visualizar a distribuição tanto dos vetores relativos ao campo elétrico através de planos que interseccionam os eletrodos, quanto dos perfis de temperatura, permitindo que se verifique a formação de regiões onde se acumulem valores térmicos além da faixa desejada de operação.

Uma variável de relativo interesse para os fotobiorreatores destinados ao cultivo de microalgas é a tensão de cisalhamento (τ), visto que esta pode influenciar a taxa de crescimento dos microrganismos quando o seu valor crítico é ultrapassado (Wang e Lan, 2018). O ANSYS CFD-Post permite a análise da taxa de cisalhamento ($\dot{\gamma}$), também chamada de taxa de deformação, definida pela Equação 4.1, conforme descrita pelo Manual da ANSYS (2015) (como a fase aquosa é a predominante dentro deste sistema, se calcula esta variável apenas para a fase contínua).

$$\dot{\gamma}_c = \left\{ 2 \left[\left(\frac{\partial U_{c,x}}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial U_{c,y}}{\partial y} \right)^2 + \left(\frac{\partial U_{c,z}}{\partial z} \right)^2 \right] + \left(\frac{\partial U_{c,x}}{\partial y} + \frac{\partial U_{c,y}}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial U_{c,y}}{\partial z} + \frac{\partial U_{c,z}}{\partial y} \right)^2 + \left(\frac{\partial U_{c,z}}{\partial x} + \frac{\partial U_{c,x}}{\partial z} \right)^2 \right\}^{\frac{1}{2}} \quad (4.1)$$

onde $U_{c,x}$, $U_{c,y}$ e $U_{c,z}$ são os componentes da velocidade da fase contínua nas direções x , y e z , respectivamente. De posse dos valores de $\dot{\gamma}_c$, a tensão de cisalhamento para um fluido newtoniano incompressível pode ser facilmente calculada através da Equação 4.8:

$$\tau_c = -\mu_c \dot{\gamma}_c \quad (4.2)$$

Uma outra variável de interesse que foi calculada durante as simulações é o fluxo de calor nas paredes do sistema (q_w). Com base nesta, é possível avaliar a transferência de calor convectiva, decorrente do movimento dos fluidos no interior do

reator. Isto foi feito através do cálculo dos coeficientes de transferência de calor convectivos médios (\bar{h}_T), de acordo com a Equação 4.3.

$$\bar{h}_T|_y = \left(\frac{\bar{q}_w}{T_w - \bar{T}_\infty} \right) |_y \quad (4.3)$$

onde T_w e \bar{T}_∞ são as temperaturas da parede e do fluido (média). Este procedimento foi realizado nas superfícies do trocador de calor interno para o *riser* e para o *downcomer* e o cálculo foi realizado através da construção de planos transversais à direção predominante do escoamento (direção y) em diferentes alturas, com \bar{q}_w e \bar{T}_∞ sendo médias superficiais destas grandezas em cada plano horizontal. Este procedimento foi realizado com a linguagem de expressão do CFX (CEL – “*CFX Expression Language*”) e o código empregado está disponível no Apêndice A.

4.2 ANÁLISE DE MALHA

Em uma simulação fluidodinâmica, é necessário construir uma malha computacional adequada para que seja possível descrever todos os fenômenos envolvidos. Isto significa que, quanto maior o número de elementos fornecidos, mais precisa será a solução obtida. Entretanto, isto aumenta consideravelmente o custo computacional envolvido, já elevado em geometrias complexas e tridimensionais. Uma maneira de contornar este problema é através do uso de volumes de controle com dimensões variadas, realizando um refinamento dos mesmos em regiões onde há maiores gradientes das variáveis de processo, como nas proximidades das paredes, das entradas e das saídas do sistema, enquanto as demais regiões podem ter uma malha mais grosseira. A partir disto, foram construídas diferentes malhas para o problema proposto, comparando resultados obtidos pelas mesmas através de uma análise de independência de malha e, assim, determinando a influência da malha computacional.

4.2.1 Malha Computacional

Através do ANSYS ICEM 18.2, foram construídas malhas estruturadas, contendo apenas elementos hexaédricos. As regiões de refinamento consideradas para cada domínio analisado no teste de independência de malha foram mantidas as

mesmas, alterando apenas o número de elementos. A Figura 4.1 mostra como foi montada a distribuição para um domínio com 1186772 elementos, em vistas ortogonais. Por esta imagem, é possível identificar qualitativamente as principais regiões de refino, nas proximidades das paredes e dos eletrodos.

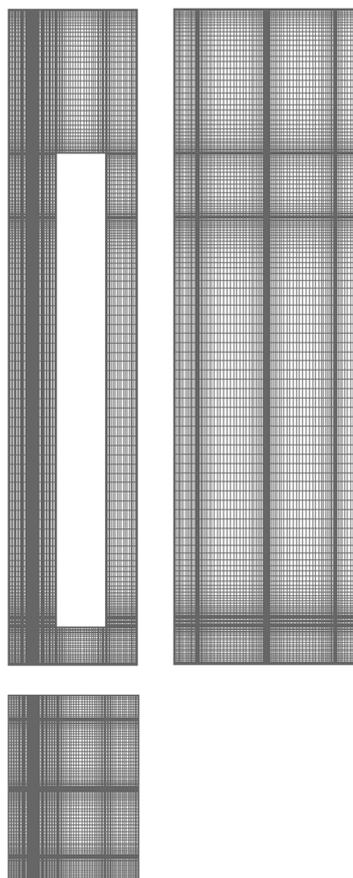


Figura 4.1 – Vistas ortogonais para uma malha computacional com 1186772 elementos.

Fonte: elaborado pelo autor.

Como pode ser visto na Figura 4.1, não foi construída uma malha interna para o trocador de calor, e a demarcação deste utiliza a localização das suas paredes externas, as que possuem contato com o meio de cultivo, como limite. Isto é justificado pelo custo computacional que seria acrescentado caso fosse simulado o mecanismo de troca térmica entre o fluido refrigerante, a parede de acrílico interna e o restante do escoamento multifásico. Entretanto, como este não é o principal foco do presente trabalho, foi realizada uma simplificação que assume que o trocador de calor é representado por superfícies com condições de contorno térmicas especificadas.

Com a intenção de facilitar a visualização da distribuição dos elementos ao longo da geometria do fotobiorreator, as figuras que serão mostradas a seguir

forneirão um detalhamento de regiões de interesse, juntamente com as respectivas vistas ortográficas. Como o presente trabalho emprega um domínio tridimensional, serão mostrados cortes em zonas de maior complexidade geométrica (como na intersecção com os eletrodos), permitindo melhor visualização destas e do refinamento empregado.

A Figura 4.2 é referente à vista frontal do reator. O detalhamento desta região foi feito em um corte no centro do *riser*, onde foi posta a entrada de ar (ênfatisada na Figura 4.2 através de uma elipse vermelha). Como pode ser visto, esta foi a zona com maior grau de refinamento juntamente com as paredes externas e as dos eletrodos (estes, assim como o trocador de calor interno, não possuem malha no seu interior e servem apenas como superfícies por onde são submetidas condições de contorno).

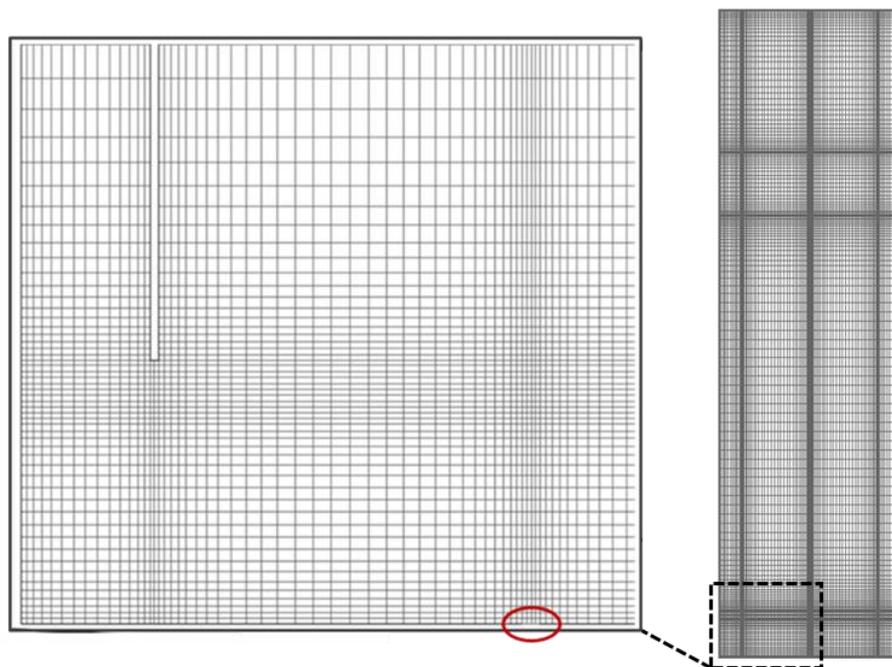


Figura 4.2 - Detalhe da vista frontal, com corte no centro do *riser*, onde se visualiza a entrada de ar (demarcada pela elipse vermelha).

Fonte: elaborado pelo autor.

A Figura 4.3, por sua vez, refere-se à vista lateral do reator, enfatizando o refinamento ao redor dos eletrodos. Para isto, esta imagem foi coletada em uma seção que intersecciona estas superfícies. Dois detalhamentos são fornecidos, sendo a Figura 4.3(a) referente ao topo do *riser*, por onde pode ser observada a redução da área transversal dos eletrodos, enquanto a Figura 4.3(b) destaca desde a base até o

início do *riser*. Por esta, nota-se grande concentração de elementos abaixo dos eletrodos, pois será nesta região que a entrada de ar está posicionada.

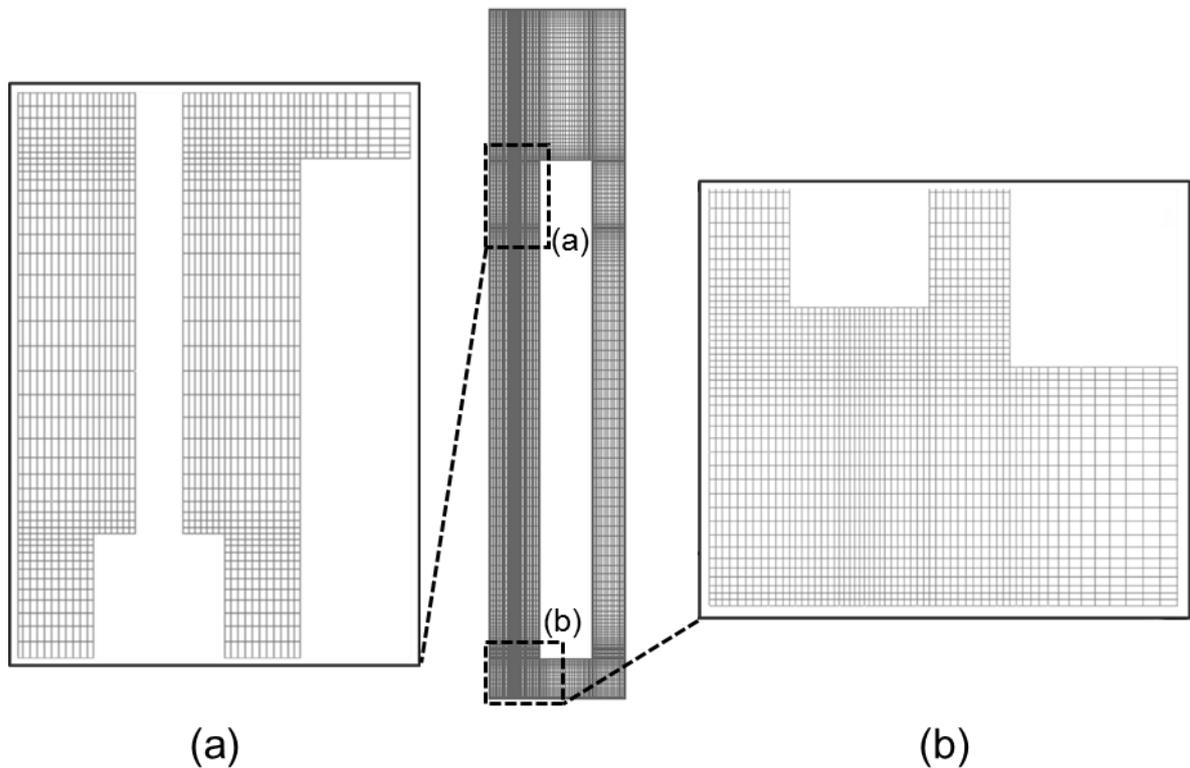


Figura 4.3 - Detalhe da zona superior (a) e da inferior do *riser* (b) na vista lateral, com seção posicionada em um dos eletrodos.

Fonte: elaborado pelo autor.

Com relação à vista superior, a Figura 4.4(a) mostra o topo do reator, enquanto a Figura 4.4(b), com um corte localizado na metade da altura total, exhibe, em outro ângulo, a diferença da largura dos eletrodos, ao mesmo tempo em que mostra com maior clareza o refinamento feito ao redor do trocador de calor interno.

Através destas figuras, observa-se que o *riser* apresenta um maior refinamento, quando comparado com o *downcomer*. Isto não é apenas justificado pela diferença entre os volumes das duas zonas, mas, como há um maior grau de complexidade geométrica (incluindo um maior número de paredes, por causa dos eletrodos), há maiores gradientes envolvidos no escoamento desta região. Além disto, o maior refino também é necessário para capturar efeitos de interação entre as duas fases presentes. Como se espera uma concentração muito maior de ar disperso no *riser*, é necessário um maior número de elementos para melhor descrição da pluma resultante de gás resultante. O mesmo também é válido para obter-se uma melhor observação dos vetores de campo elétrico, que têm influência muito maior nesta zona do que no

downcomer (visto que as paredes da região de resfriamento, com condição de contorno de fluxo zero de corrente elétrica, servem como uma barreira para a passagem de eletricidade).

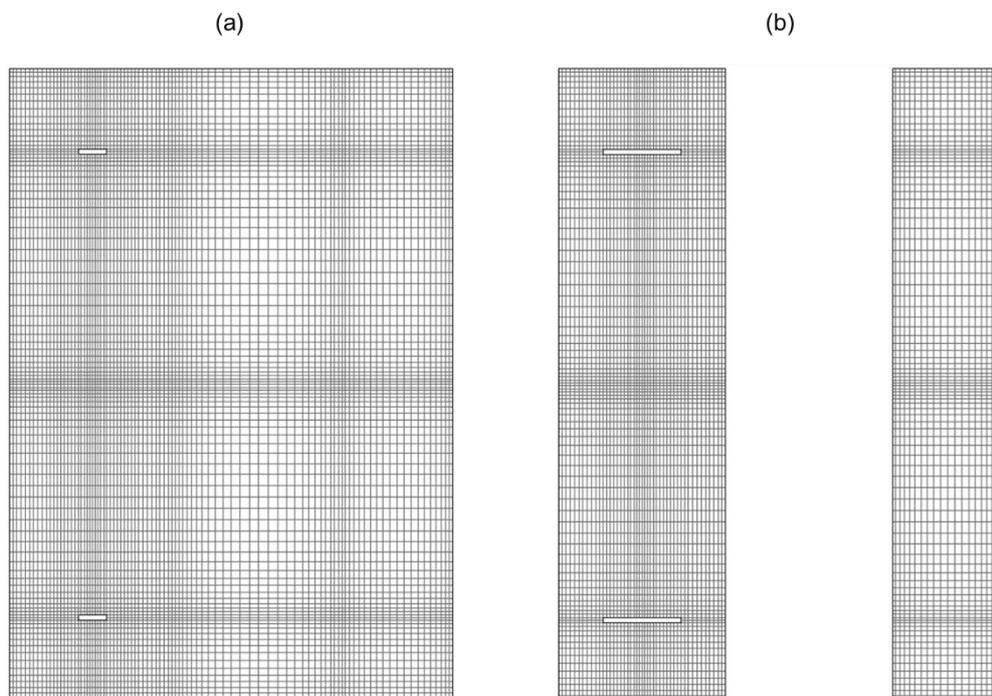


Figura 4.4 - Vista superior do biorreator, mostrando o topo do sistema (a) e um corte na metade da altura total do mesmo (b).

Fonte: elaborado pelo autor.

4.2.2 Convergência de Malha

A fim de se analisar a influência do número de elementos da malha computacional, é necessário verificar se a solução encontrada numericamente para um domínio seria a mesma para um mesmo sistema, mas com maior refinamento. Diferentes métodos para a estimação dos erros de discretização podem ser empregados. No presente trabalho, foi utilizada a abordagem sugerida pela ASME (A Sociedade Norte-Americana dos Engenheiros Mecânicos, “*American Society of Mechanical Engineers*”), descrita por Celik *et al.* (2008). Esta se baseia no cálculo do Índice de Convergência de Malha (o GCI, “*Grid Convergence Index*”) entre diferentes malhas, que serve como uma estimativa para o erro proveniente da discretização. Para a realização do método, devem ser efetivadas três simulações do processo para o mesmo domínio computacional, mas com uma diferença considerável de número de elementos presentes. A Tabela 4.1 apresenta os dados relativos para cada malha

testada no problema do fotobiorreator, onde o índice 1 é relativo à mais refinada, 2 à malha de referência (ou base) e 3 à mais grosseira.

Tabela 4.1 – Número de elementos por malha construída para o problema do fotobiorreator.

Domínio	Número de elementos (N_i)
Malha 1	2284944
Malha 2	1186772
Malha 3	418504

Fonte: elaborado pelo autor.

Em seguida, é calculado o fator de refinamento (Fr_{ji}) entre a malha de referência e a mais refinada (Fr_{21}) e entre a mais grosseira e a de referência (Fr_{32}). Para uma malha estruturada tridimensional, isto pode ser realizado através da Equação 4.4:

$$Fr_{ji} = \left(\frac{N_j}{N_i} \right)^{1/3} \quad (4.4)$$

Subsequentemente, deve ser escolhido um parâmetro (φ_i) de relevância para o processo, que é obtido nas soluções para cada malha. A partir da análise comparativa deste, será realizado o cálculo do GCI. O método descrito ainda emprega o uso da ordem aparente (O_p), calculada iterativamente através da Equação 4.5:

$$O_p = \frac{\left| \ln \left| \frac{\delta_{32}}{\delta_{21}} \right| + \ln \left(\frac{(Fr_{21})^{O_p} - \text{sign} \left(\frac{\delta_{32}}{\delta_{21}} \right)}{(Fr_{32})^{O_p} - \text{sign} \left(\frac{\delta_{32}}{\delta_{21}} \right)} \right) \right|}{\ln(Fr_{21})} \quad (4.5)$$

onde o operador *sign* retorna um valor unitário positivo quando a respectiva operação retorna um resultado maior do que zero ou um valor unitário negativo, caso se resulte o contrário. A variável δ_{ji} representa a diferença entre os parâmetros da solução numérica em diferentes malhas, sendo definida como:

$$\delta_{ji} = \varphi_j - \varphi_i \quad (4.6)$$

Com isto, é efetivado o cálculo para o GCI entre duas malhas. A Equação 4.7 mostra como isto pode ser realizado, empregando um fator de segurança igual a 1,25.

$$GCI_{ji} = \frac{1,25\epsilon_{ji}^a}{(Fr_{ji})^{O_P} - 1} \cdot 100\% \quad (4.7)$$

onde ϵ_{ji}^a é o erro relativo aproximado, definido pela Equação 4.8:

$$\epsilon_{ji}^a = \left| \frac{\varphi_j - \varphi_i}{\varphi_i} \right| \quad (4.8)$$

Vieira *et al.* (2018), ao estudarem numericamente os parâmetros hidrodinâmicos de uma coluna de bolhas através de um modelo de balanço populacional, empregaram o método GCI para a verificação do domínio computacional em relação à independência da malha. O parâmetro escolhido para concretizar esta análise foi a média das velocidades ao longo da coluna. Como resultado, foi obtido um GCI_{21} e um GCI_{32} iguais a 2,6% e 6,4%, respectivamente. Estes autores observam que, para simulações baseadas na decomposição de Reynolds (RANS), um valor de GCI menor do que 5% é considerado como aceitável, o que justifica o uso da malha de referência (erro de apenas 2,6% quando comparada com a mais refinada).

No presente trabalho, será utilizada esta mesma abordagem, mas coletando separadamente as médias das velocidades para o *riser* e o *downcomer*. Além disto, também serão analisados, pelo método GCI, os coeficientes de transferência de calor médios nestas duas zonas do fotobiorreator, as frações volumétricas médias da fase dispersa e os perfis de temperatura obtidos ao longo de uma linha vertical que percorre todo o *riser*, posicionada acima do centro da entrada de ar. O caso analisado, em relação à independência de malha, empregou uma diferença de potencial de 100 V, uma temperatura de resfriamento de 289,9 K e uma vazão de ar igual a 3,6 l h⁻¹ e que empregava o modelo de turbulência $k - \epsilon$ padrão.

4.3 COMPARAÇÕES

Para comprovar que a abordagem matemática empregada é coerente com o processo simulado no presente trabalho, torna-se necessário realizar uma comparação com resultados de outros casos (com sistemas semelhantes, tanto física quanto geometricamente) encontrados na literatura, tanto experimentais quanto computacionais. Entretanto, devido à escassez de publicações que empregassem o

aquecimento ôhmico em sistemas bifásicos, esta etapa foi separada em duas partes: a primeira baseando-se no trabalho de Shim, Lee e Jun (2010), para a validação do modelo térmico, e a segunda relativa ao estudo de Becker, Sokolichin e Eigenberger (1994), relacionado com a abordagem multifásica utilizando um modelo Euleriano-Euleriano em um reator do tipo *airlift* com circulação externa.

4.3.1 Modelo Eletrofluidodinâmico

O estudo de Shim, Lee e Jun (2010), utilizado para a validação do modelo ôhmico, consiste na passagem de uma corrente alternada, com um potencial elétrico eficaz de 38 V, através de três cubos de diferentes alimentos (cenoura, carne e batata) imersos em uma solução com 3% de cloreto de sódio, conforme mostrado na Figura 4.5. Os objetivos deste trabalho eram construir um sistema de aquecimento ôhmico com altas frequências de ondas quadradas pulsadas e validar o modelo computacional desenvolvido para este tipo de processamento em diferentes alimentos, quando modelado um sistema bidimensional. Com esta finalidade, medições das condutividades elétricas dos diferentes componentes foram realizadas experimentalmente, em função da temperatura. Entretanto, valores para as demais propriedades físicas dos materiais não foram fornecidas por Shim, Lee e Jun (2010), e tiveram que ser coletados através de outras publicações para realizar a validação. A Tabela 4.2 fornece os valores empregados para caracterizar os alimentos nesta etapa, sendo que os valores da condutividade elétrica são os mesmos empregados por Shim, Lee e Jun (2010) e os das demais propriedades físicas podem ser encontrados através dos respectivos artigos apontados, para cada valor, em sobrescrito. Para a detecção das temperaturas, foram colocados três diferentes termopares dentro da célula ôhmica, um no centro de cada cubo de alimento.

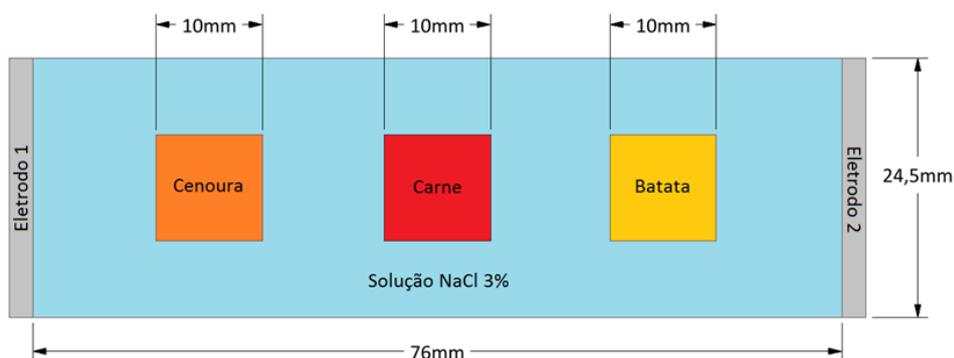


Figura 4.5 - Geometria estudada na validação do aquecimento ôhmico.

Fonte: adaptado de Shim, Lee e Jun (2010).

Tabela 4.2 – Propriedades físicas dos materiais.

Parte	ρ [kg m ⁻³]	c_p [kJ kg ⁻¹ K ⁻¹]	λ [W m ⁻¹ K ⁻¹]	$\sigma_E(T)$ [S m ⁻¹]
Cenoura	1025 ^a	3,69 ^a	0,608 ^a	0,0051. $T - 1,3064$ ($T < 330$ K)
				0,0226. $T - 7,0250$ ($T < 330$ K)
Carne	1093 ^b	3,21 ^b	0,494 ^b	0,0310. $T - 6,7701$
Batata	1100 ^c	3,60 ^c	0,500 ^c	0,0072. $T - 1,8284$ ($T < 325$ K)
				0,0318. $T - 9,7887$ ($T < 325$ K)
NaCl 3%	1018 ^d	4,02 ^e	0,600 ^f	0,1018. $T - 24,997$

Fonte: Shim, Lee e Jun (2010), para as condutividades elétricas. Demais valores foram encontrados nos trabalhos indicados pelos índices em sobrescrito: a – Mihoubi, Timoumi e Zagrouba (2009); b – Jin e Xu (2006); c – Chourasia e Goswami (2007); d – Wang, He e Zu (2016); e – Ozbek e Phillips (1980); f – Chen (1982).

O modelo proposto tem como objetivo calcular os perfis de temperatura e a distribuição do campo elétrico em função do tempo de processamento. Shim, Lee e Jun (2010) assumiram que a contribuição do termo convectivo de transferência de calor é pouco significativa em comparação com os termos decorrentes da condução e da geração e, por isso, este não foi considerado. O sistema então pode ser modelado como se os quatro componentes se comportassem como sólidos com diferentes propriedades físicas, em contato por interfaces. Considerando os calores específicos e as massas específicas dos materiais como constantes e aplicando as hipóteses acima, a equação da conservação da energia assume a forma simplificada indicada pela Equação 4.9. Além desta, a equação de Laplace (Equação 2.46), para a conservação da corrente elétrica, é também empregada, sendo responsável pela distribuição do potencial elétrico ao redor do sistema.

$$\rho c_P \frac{\partial T}{\partial t} = \nabla \cdot (\lambda \nabla T) + \sigma_E(T) |\nabla V_E|^2 \quad (4.9)$$

Para as condições de contorno do sistema, foram feitas considerações nas diferentes partes presentes com relação às características térmicas e elétricas. Shim, Lee e Jun (2010) aplicaram uma diferença de potencial eficaz de 38 V entre os eletrodos de aço inoxidável e consideraram as paredes do sistema como isoladas termicamente. Inicialmente, descrevem que o sistema está sujeito à uma temperatura de 20 °C e que não há passagem de corrente elétrica.

A Tabela 4.3 lista as condições impostas, conforme descritas por Shim, Lee e Jun (2010), de acordo com as opções disponíveis no ANSYS CFX 18.2. Para as interfaces entre a solução de cloreto de sódio e os diferentes alimentos, são consideradas leis de conservação que permitem o fluxo da grandeza em questão (seja a temperatura ou a corrente elétrica) através de ambos os lados de uma determinada interface.

Tabela 4.3 - Condições de contorno e iniciais para as diferentes partes do sistema, conforme impostas no ANSYS CFX 18.2.

	Condições térmicas	Condições elétricas
Eletrodo 1	Adiabático	Tensão prescrita (38 V)
Eletrodo 2	Adiabático	Tensão prescrita (0 V)
Demais paredes	Adiabático	Fluxo elétrico nulo
Interfaces	Fluxo interfacial conservativo	Fluxo interfacial conservativo
Condições iniciais	Temperatura prescrita (293 K)	Tensão prescrita (0 V)

Fonte: Shim, Lee e Jun (2010).

A malha computacional, desenvolvida através do ANSYS ICEM 18.2 para a validação, possuía 9577 elementos internos, com refinamento nas regiões próximas às paredes e às interfaces (onde há maiores gradientes térmicos, tornando necessário o refino para capturar com maior precisão a variação térmica nesses pontos). A Figura 4.6 mostra tanto a malha empregada quanto a de 2200 elementos e sem refinamento desenvolvida por Shim, Lee e Jun (2010).

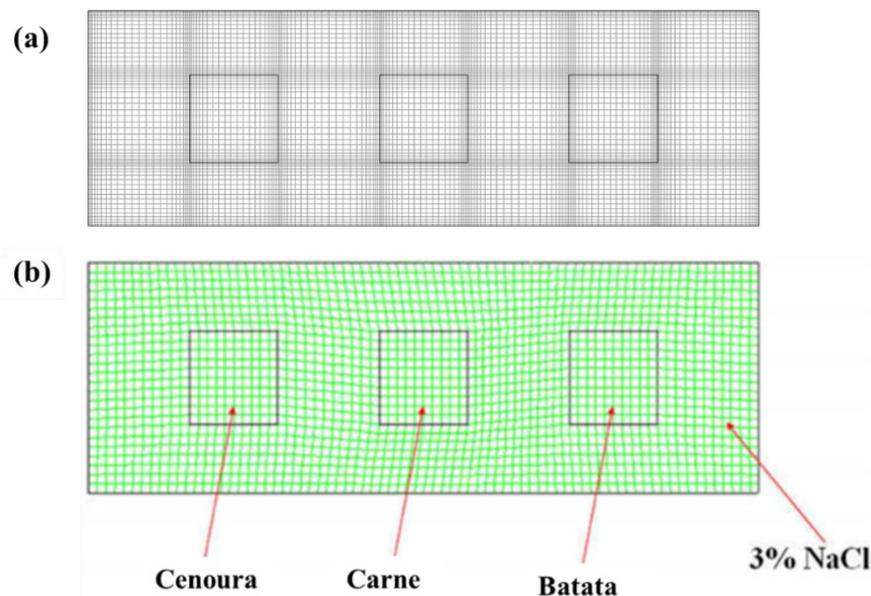


Figura 4.6 - Malha computacional utilizada na validação (a) e a construída por Shim, Lee e Jun (2010) (b).

Fonte: adaptado de Shim, Lee e Jun (2010).

O tempo total de experimento foi de 250 segundos. A modelagem computacional empregou uma análise em estado transiente, com passo temporal de 0,01 s. Para comparação com os dados experimentais, foram coletadas as temperaturas no centro de cada alimento durante este período de tempo, visto que o experimento possuía termopares localizados nessas posições.

4.3.2 Modelo Multifásico

Para validar o modelo multifásico, comparações com o estudo realizado por Becker, Sokolichin e Eigenberger (1994) foram realizadas. A geometria construída por estes autores, que pode ser visualizada na Figura 4.7, foi o principal motivo para a escolha deste trabalho na etapa de validação, visto que esta apresenta grande semelhança com a do fotobiorreator apresentado no Capítulo 3.1. O sistema consistia em um reator do tipo *airlift* de circulação externa (causada por um bloco de seção trapezoidal situado na região central), inicialmente preenchido apenas com água e com duas entradas de 4 cm de diâmetro na base, por onde ar à $1,5 \text{ cm.s}^{-1}$ (metade para cada dispersor) seria subsequentemente injetado.

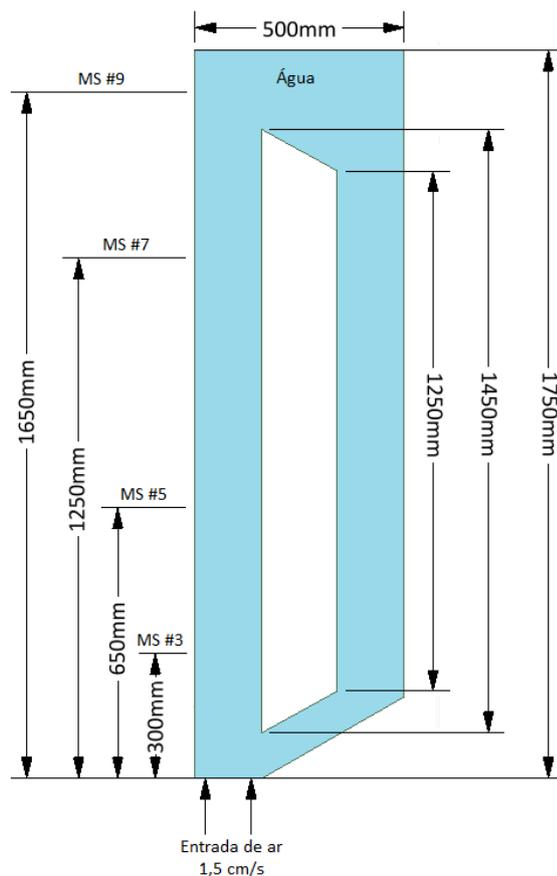


Figura 4.7 - Geometria estudada na validação do modelo multifásico, com as regiões de coleta de dados marcadas por MS #3, MS #5, MS #7 e MS #9.

Fonte: adaptado de Becker, Sokolichin e Eigenberger (1994).

A validação do modelo computacional foi feita através da comparação com os resultados experimentais presentes. Através de uma análise por Anemometria à Laser Doppler (*“Laser Doppler Anemometry”* – LDA) e por um sensor de fibra ótica com canais duplos, Becker, Sokolichin e Eigenberger (1994) obtiveram as magnitudes das velocidades, tanto da fase contínua quanto da dispersa, em quatro diferentes alturas localizadas no *riser*. Estas zonas de coleta de dados foram nomeadas MS #3, MS #5, MS #7 e MS #9, localizadas 300, 650, 1250 e 1650 mm acima da zona de injeção de ar, respectivamente.

Até a conclusão do presente trabalho, não foi possível concluir os estudos laboratoriais do fotobiorreator com aplicação de campo elétrico moderado, incluindo a coleta dos perfis de velocidade presentes. Como consequência, os resultados experimentais apresentados por Becker, Sokolichin e Eigenberger (1994) se tornam o outro motivo para a escolha deste trabalho na etapa de validação, pois estes permitem

que seja feita uma análise tanto da agitação fornecida pela interação entre as fases (propriedade de muita importância quando aplicado um campo elétrico, fornecendo dados quanto à homogeneidade térmica) quanto da distribuição do ar injetado, o que serviria como um indicativo do quão adequados são os modelos empregados para as forças interfaciais em sistemas semelhantes.

Para a modelagem matemática deste problema, foram empregadas as equações de balanços e de turbulência para escoamentos multifásicos, além dos modelos descritos para as forças interfaciais, conforme especificadas no Capítulo 2.2.2. O modelo empregou a equação da conservação da massa, a equação da conservação da quantidade de movimento e a conservação do volume das fases eulerianas para um escoamento bifásico. Para a turbulência, foram feitos testes comparativos entre o modelo $k - \varepsilon$ padrão e o $k - \varepsilon$ RNG (para a fase contínua), para verificar se há diferenças significativas e qual destes gera perfis de velocidade mais semelhantes aos resultados experimentais. A fase dispersa empregou o modelo de turbulência *Dispersed Phase Zero Equation*. Com relação às forças interfaciais, foram considerados os modelos de Grace para o arraste, o de Tomiyama para a sustentação, o de Frank para a lubrificação de parede e um coeficiente constante e igual a 0,5 para a massa virtual. Além disto, foram feitos testes com e sem a aplicação da força de dispersão turbulenta, visto que a inclusão da mesma geralmente traz instabilidades à solução numérica. Com base nos resultados, avaliou-se se a contribuição agregada pelo modelo de Burns compensaria o maior gasto computacional.

O sistema foi separado em três diferentes partes: entradas, saída e paredes. Para cada uma delas, foram impostas diferentes condições de contorno. Como previamente mencionado, ambas as entradas, localizadas na zona inferior do *riser*, têm diâmetro de 4 cm e sobre estas foi imposta uma velocidade de $0,75 \text{ cm.s}^{-1}$ da fase dispersa, além de considerar uma intensidade de turbulência de 5%, a padrão do ANSYS CFX e utilizada para a resolução das equações do modelo $k - \varepsilon$. No topo do reator, foi imposta uma condição de degaseificação ("*degassing*"), responsável por manter a fase contínua dentro da geometria, ao mesmo tempo que permite a saída do ar injetado. As paredes foram consideradas como lisas ("*smooth wall*"), e foram impostas condições de não-deslizamento para ambas as fases nestas regiões,

tornando nulas as velocidades adjacentes às paredes. Inicialmente, considerou-se que o sistema consistia apenas na fase contínua, e todas as velocidades eram iguais à zero.

A malha computacional desenvolvida no ANSYS ICEM 18.2 possuía 32566 elementos, com refinamento nas regiões próximas às paredes, às entradas de ar e ao topo do reator. A análise foi feita em estado estacionário e a convergência da solução foi verificada através de dois parâmetros: da análise dos valores residuais (cujo valor deveria ser menor que 10^{-5}) e do monitoramento da fração volumétrica da fase dispersa dentro do volume total do reator (quando esta se torna constante por mais de 20 iterações).

5 RESULTADOS

A seguir, serão discutidos os resultados obtidos nas diferentes etapas do presente trabalho, começando pelas validações realizadas para os modelos eletrofluidodinâmico e o multifásico, com posterior análise da independência de malha do fotobiorreator. Após isto, serão analisados diferentes resultados referentes a parâmetro de processo em zonas de interesse do fotobiorreator.

5.1 VALIDAÇÃO PARA O MODELO ELETROFLUIDODINÂMICO

A primeira etapa da validação do experimento relacionado ao aquecimento ôhmico de diferentes alimentos se baseou em uma comparação qualitativa dos contornos de temperatura obtidos. A Figura 5.1 apresenta tanto os resultados das simulações realizadas por Shim, Lee e Jun (2010) (Figura 5.1(a)) quanto os obtidos no presente trabalho (Figura 5.1(b)), em cinco diferentes tempos de processamento que abrangem de 50 a 250 segundos.

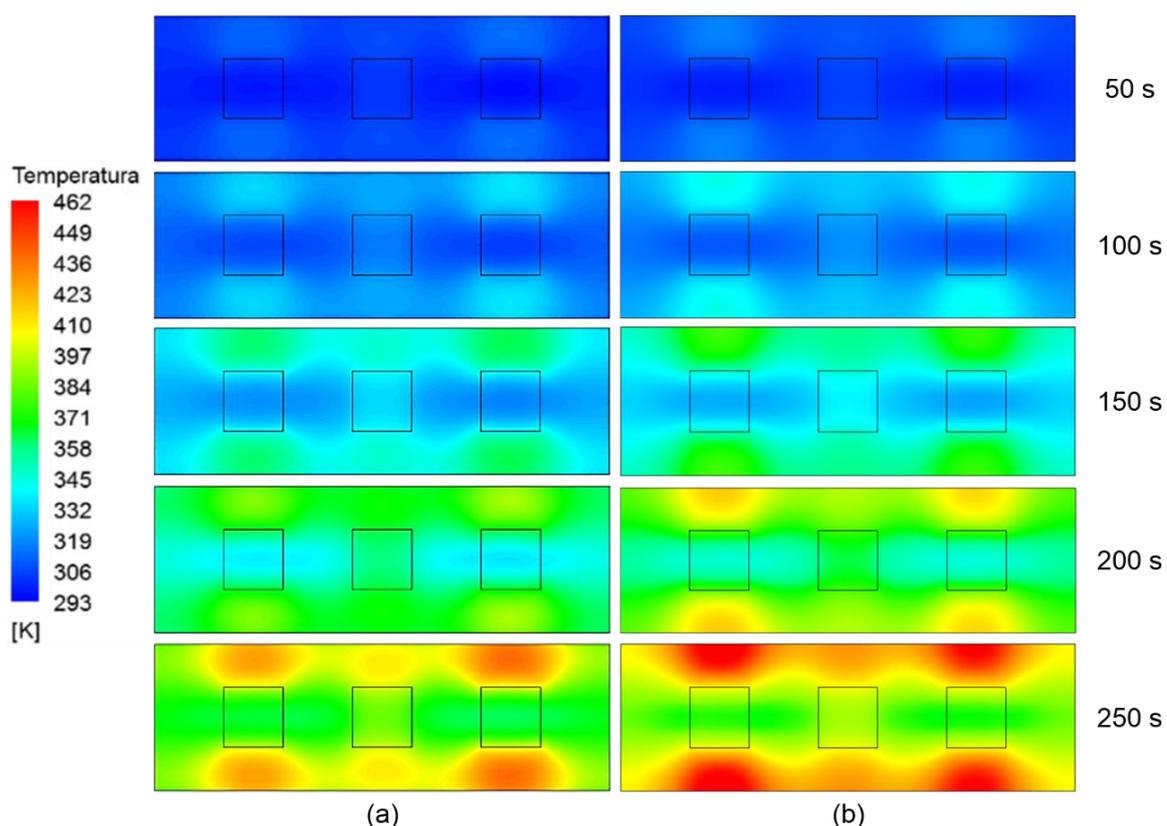


Figura 5.1 – Contornos de temperatura obtidos numericamente por Shim, Lee e Jun (2010) (a) e no presente trabalho (b) ao longo do processamento.

Fonte: adaptado de Shim, Lee e Jun (2010).

Na Figura 5.1, observa-se que as zonas de maiores temperaturas se concentraram, em ambos os casos, na solução contendo cloreto de sódio (3%), especialmente acima e abaixo da cenoura e da batata. O cubo de carne, posicionado no centro, apresentou menores variações térmicas com o fluido que o circunda, quando comparado aos demais alimentos. Além disto, os espaçamentos entre os diferentes compostos foram as zonas de fluido que apresentaram as menores taxas de aquecimento.

Para estabelecer uma comparação quantitativa entre os resultados numéricos do presente trabalho (●) com os obtidos numericamente (○) e experimentalmente (×) por Shim, Lee e Jun (2010), foram coletadas as temperaturas no centro de cada alimento ao longo dos 250 segundos de operação. A Figura 5.2 estabelece este comparativo através de três gráficos, referentes à cenoura (a), à carne (b) e à batata (c).

Shim, Lee e Jun (2010) argumentaram que, ao comparar com os resultados experimentais, o modelo computacional desenvolvido foi considerado como validado por apresentar erros de predição menores do que 8 °C. A exceção foi com a carne, cuja diferença de temperaturas no último passo de tempo chegava a valores maiores do que 20 °C. Como justificativa para este comportamento, Shim, Lee e Jun (2010) explicam que, ao longo do processamento, não havia como manter o cubo de carne fixo no termopar, devido a efeitos de inchamento que deixavam este pedaço solto e comprometiam a detecção experimental da temperatura que, teoricamente, deveria ser mais elevada do que as dos demais alimentos, já que a carne possui uma maior condutividade elétrica e, conseqüentemente, uma maior geração interna de calor seria observada (analisando os pontos experimentais, as temperaturas obtidas para a carne foram menores ou iguais às dos outros dois alimentos, em todos os passos de tempo).

Quando comparado com o modelo computacional desenvolvido por Shim, Lee e Jun (2010), o presente trabalho se mostrou satisfatório, mantendo-se abaixo do limite de 8 °C para diferença entre os resultados preditos e os detectados. Para a cenoura, foram obtidas temperaturas do ponto central mais próximas dos valores experimentais (com um erro médio de 11,4%, não considerando o último ponto, aos 250 segundos) do que o modelo de Shim, Lee e Jun (onde o erro médio foi de 14,3%). Com relação à batata, o presente modelo se distanciou dos resultados experimentais

por uma pequena margem (erro médio de 13,1%) quando comparado com os resultados numéricos de Shim, Lee e Jun (erro médio de 10,4%).

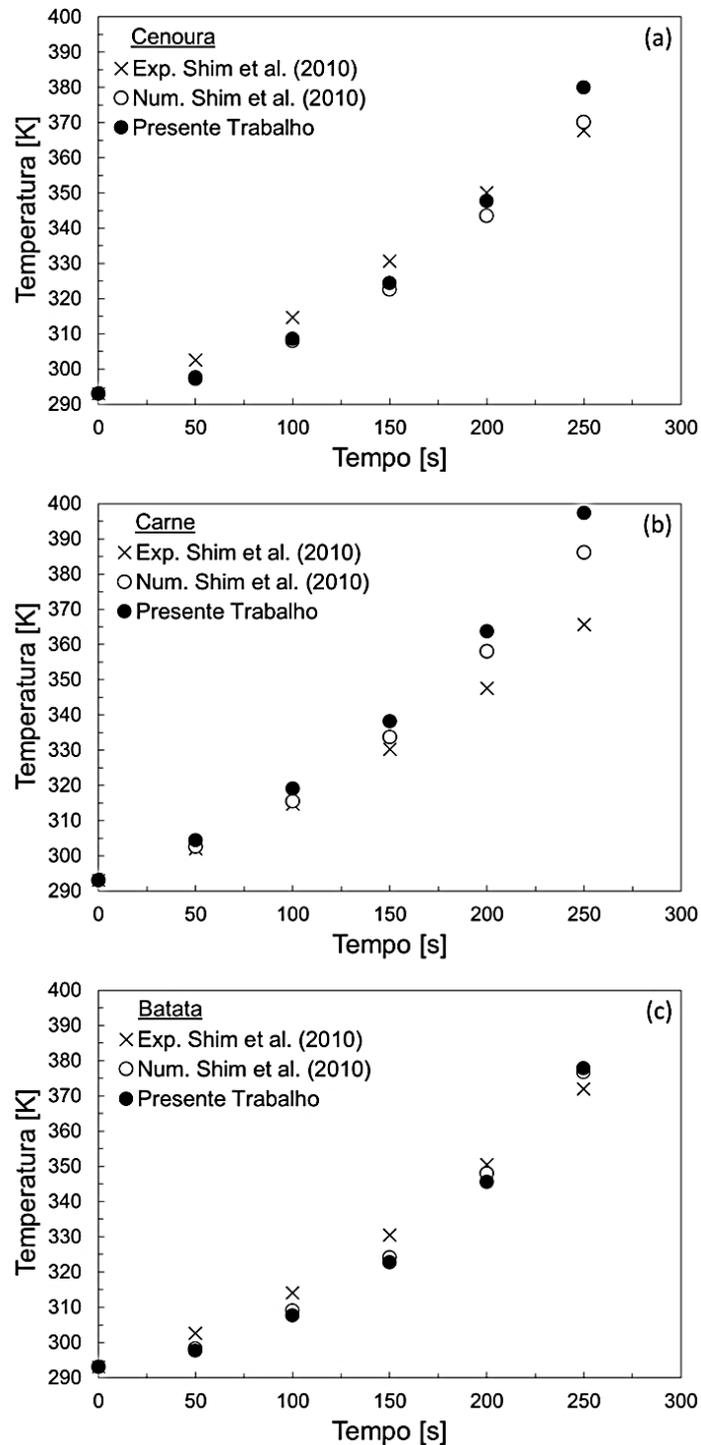


Figura 5.2– Comparação das temperaturas no centro da cenoura (a), da carne (b) e da batata (c) ao longo do tempo.

Fonte: adaptado de Shim, Lee e Jun (2010).

Apesar de o presente trabalho ter empregado as mesmas características fenomenológicas que as apresentadas por Shim, Lee e Jun (2010), era esperada uma maior aproximação com os resultados experimentais por ter sido utilizada uma malha computacional mais refinada. O surgimento de erros pode ter sido em decorrência das propriedades físicas utilizadas no presente trabalho, visto que Shim, Lee e Jun (2010) apenas especificaram as condutividades elétricas. No presente trabalho, as condutividades térmicas, as massas específicas e os calores específicos dos quatro componentes estudados foram considerados como valores constantes, encontrados em outros trabalhos. Porém, todas estas propriedades são influenciadas pela temperatura, o que pode ter causado alguns dos efeitos observados, como a maior taxa de aquecimento encontrada entre os dois últimos tempos analisados em comparação com a observada por Shim, Lee e Jun (tanto experimentalmente quanto numericamente). Além disto, não foi especificado o tipo de carne presente, o que pode ter sido a causa para este alimento apresentar os maiores erros quando comparado com a predição numérica de Shim, Lee e Jun (assumiu-se o uso de carne suína cozida).

5.2 OBSERVAÇÕES QUANTO AO EXPERIMENTO DE SHIM, LEE E JUN (2010)

De Alwis e Fryer (1990), ao estudarem a influência da orientação de um alimento sólido em um meio líquido (com condutividades elétricas diferentes) durante um processo de aquecimento ôhmico, obtiveram uma distribuição térmica semelhante ao do presente trabalho, quando o líquido possuía maior condutividade do que o alimento. A formação de zonas quentes no topo e na base da célula ôhmica pode ter sido em decorrência da maior densidade de corrente elétrica presente nestas regiões, como é mostrado na Figura 5.3, referente ao último passo de tempo da simulação.

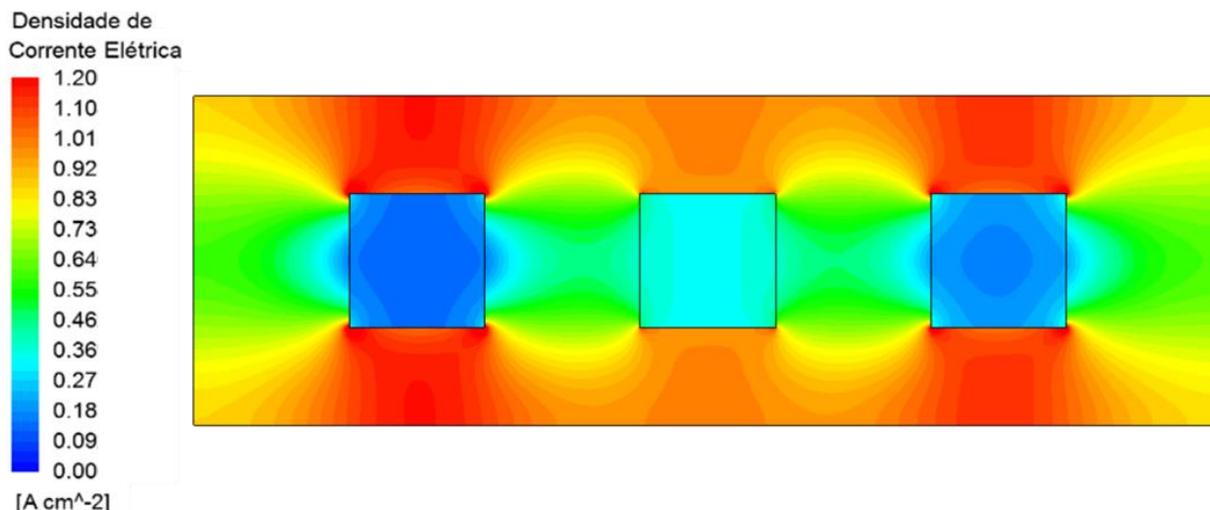


Figura 5.3 – Contornos da densidade de corrente elétrica após 250 segundos de processo.

Fonte: elaborado pelo autor.

De acordo com De Alwis e Fryer (1990), o caminho preferencial a ser percorrido pela corrente elétrica será aquele que possuir a maior condutividade elétrica (a solução salina, no presente trabalho). Por isto, apenas uma pequena porção de carga passará pelos meios mais resistivos (em especial a cenoura e a batata, menos condutivas do que a carne), o que justifica as menores taxas de aquecimento dentro dos alimentos e nos espaçamentos entre os mesmos, visto que este é um caminho com maiores obstáculos para a passagem da corrente elétrica. Este comportamento pode ser melhor visualizado na Figura 5.4, que mostra detalhadamente os vetores referentes à passagem de corrente ao redor da cenoura (pouco condutiva). A presença deste alimento causa uma grande distorção no fluxo elétrico, que busca contornar o cubo e forma uma grande concentração de vetores com altas magnitudes nas proximidades dos vértices deste sólido, formando regiões com maiores intensidades de corrente.

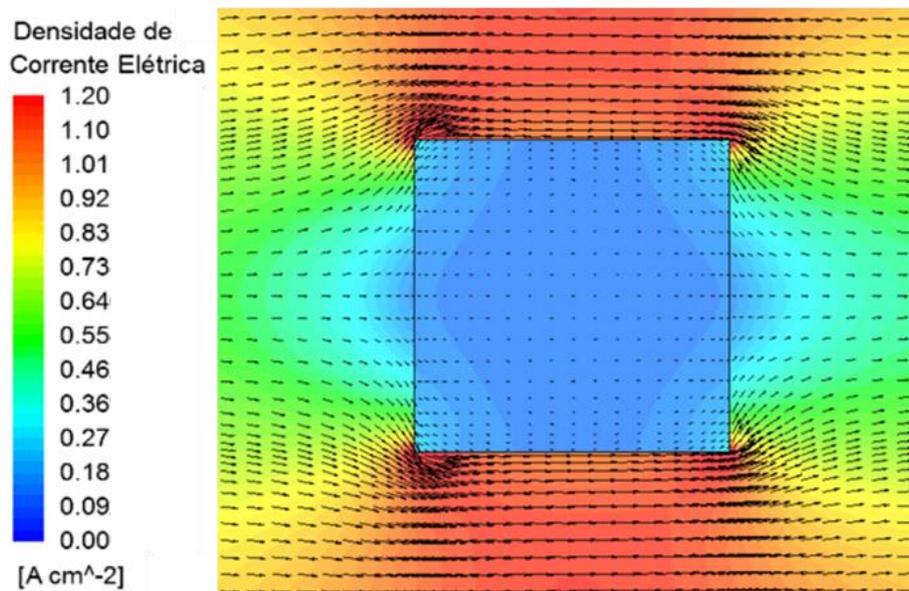


Figura 5.4 – Vista detalhada da distribuição dos vetores de densidade de corrente elétrica ao redor do cubo de cenoura.

Fonte: elaborado pelo autor.

5.3 VALIDAÇÃO PARA O ESCOAMENTO MULTIFÁSICO

A fim de se validar o modelo bifásico empregado, foram realizadas comparações com os resultados experimentais obtidos por Becker, Sokolichin e Eigenberger (1994). Dentre estes, está uma fotografia da vista lateral do reator do tipo *airlift* em um determinado tempo de processo, com a intenção de mostrar a distribuição das bolhas injetadas na base da coluna. A Figura 5.5 fornece os contornos da fração volumétrica de ar para os diferentes casos simulados no presente trabalho, com a intenção de realizar uma análise qualitativa que identifique qual modelo, dentre os estudados, resulta em um padrão de escoamento mais próximo da realidade.

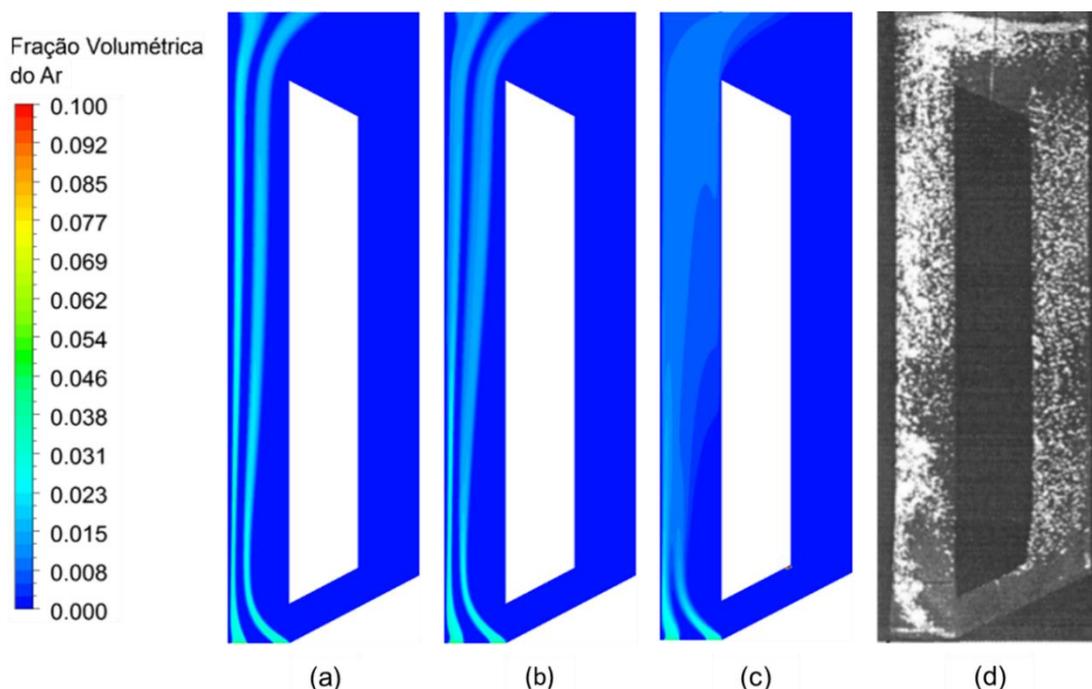


Figura 5.5 – Comparação qualitativa entre os contornos de fração volumétrica do ar para as simulações com modelo de turbulência $k - \varepsilon$ padrão (a), $k - \varepsilon$ RNG (b) e $k - \varepsilon$ RNG com dispersão turbulenta (c), em contraste com uma foto do experimento (d).

Fonte: adaptado de Becker, Sokolichin e Eigenberger (1994).

Como pode ser observado nas Figs. 5.5(a-c), os três modelos apresentaram plumas de bolhas com um padrão de dispersão semelhante ao do experimento (Fig. 5.5(d)). Isto pode ser verificado na base, onde o jato de fase dispersa é distorcido para a esquerda, e ao longo do *riser*, por onde as bolhas entram de forma concentrada nas proximidades da parede esquerda e vão se espalhando conforme sobem até o topo do reator, a região onde há o maior espalhamento. O modelo de turbulência $k - \varepsilon$ padrão, representado pela Figura 5.5(a), resultou em duas plumas bem definidas, que permanecem separadas durante todo o tempo de residência do ar no reator. Este modelo também foi o que resultou em um menor espalhamento das bolhas, visto que os contornos da fase dispersa fornecem as plumas mais finas e com maiores frações volumétricas de ar.

Apesar de ter acrescentado custo computacional, a substituição do modelo de turbulência para o $k - \varepsilon$ RNG resultou em um maior espalhamento das bolhas, como pode ser visto na Figura 5.5(b). Quando comparado com o $k - \varepsilon$ padrão, o modelo RNG resultou em plumas mais próximas entre si, com menores concentrações de ar nas regiões superiores do *riser* e mais próximas de um contato com as paredes desta

zona do reator. Ao implementar a força interfacial de dispersão turbulenta, o que pode ser visto na Figura 5.5(c), estas características se tornaram ainda mais acentuadas. A inclusão deste termo fez com que as duas plumas se misturassem, formando o perfil mais disperso de ar dentre os casos simulados, com a fase gasosa atingindo as regiões adjacentes às duas paredes do *riser*, ao mesmo tempo em que apresentou os contornos de frações volumétricas menos concentrados.

Ao se observar a Figura 5.5(d), observa-se a presença de ar, em menores concentrações, por todo o *downcomer*, o que não é possível de se visualizar através dos contornos de fração volumétrica. Na realidade, em todos os casos simulados, houve recirculação das bolhas para o *downcomer*, mas em quantidades tão pequenas que impossibilitavam a observação em uma escala linear de cores dos contornos. A Figura 5.6(a) fornece os contornos da fração volumétrica de ar em uma escala logarítmica quando o modelo de turbulência $k - \varepsilon$ RNG e a dispersão turbulenta foram implementados, comparando com a fotografia do experimento (Figura 5.6(b)).

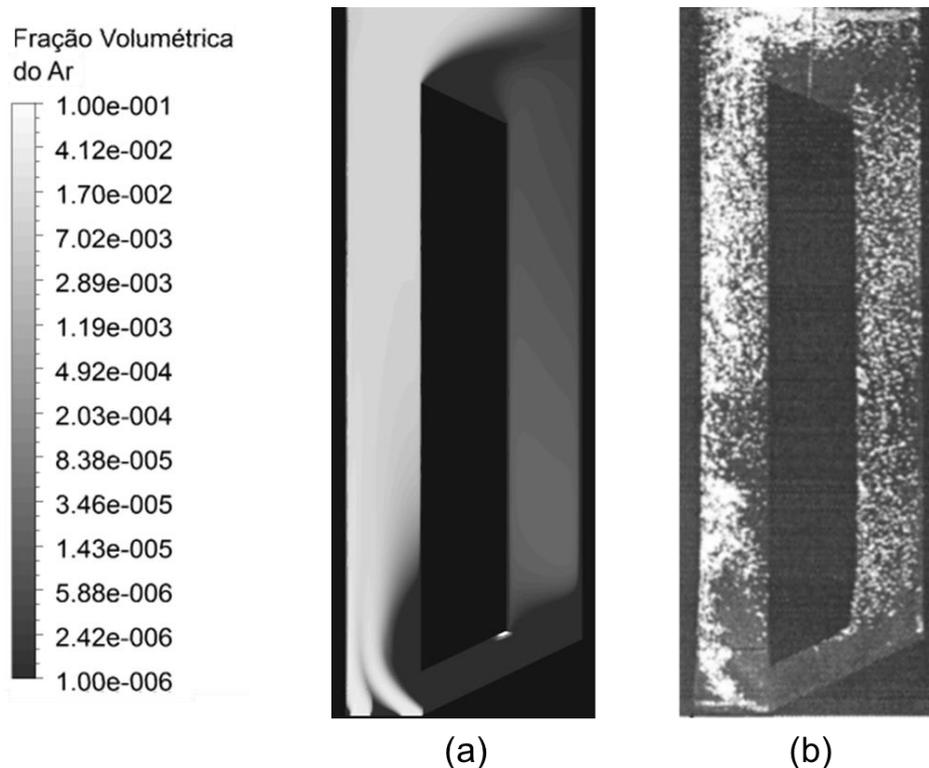


Figura 5.6 – Comparação qualitativa entre os contornos, em escala logarítmica, de fração volumétrica do ar para a simulação com modelo de turbulência $k - \varepsilon$ RNG e dispersão turbulenta (a), em contraste com uma foto do experimento (b).

Fonte: adaptado de Becker, Sokolichin e Eigenberger (1994).

Com os contornos fornecidos na Figura 5.6(a), pode-se destacar a presença, em menores concentrações, de ar recirculando o reator. Para os modelos que não empregaram a dispersão turbulenta, a visualização deste fenômeno só foi possível ao se reduzir a escala de cores para valores até 10^{-9} . Entretanto, o estudo de Becker, Sokolichin e Eigenberger (1994) não fornece dados quantitativos quanto à fração volumétrica, dificultando a conclusão acerca de qual dos casos simulados é o mais próximo da realidade a partir desta variável.

Além disto, na interseção entre a base e o *downcomer*, é formada uma aglomeração de bolhas presas dentro de uma recirculação da fase aquosa. Burns *et al.* (2001) realizaram um estudo numérico com o *software* CFX-5 tomando como base os resultados obtidos por Becker, Sokolichin e Eigenberger (1994) em relação ao reator do tipo *airlift*, chegando ao mesmo problema com o acúmulo de bolhas nesta região. Burns *et al.* (2001) relatam que, para simulações em estado estacionário, isto estabelece um limite mínimo para os resíduos obtidos, causando dificuldades para o sistema atingir a convergência por este critério. No presente trabalho, todos os casos simulados resultaram na formação desta zona, mas em intensidades diferentes. A inclusão da força de dispersão turbulenta fez com que este acúmulo de bolhas se acentuasse, o que pode ter sido a causa para o aumento do tempo de simulação no caso que empregou o modelo de Burns em conjunto com o $k - \varepsilon$ RNG.

A Figura 5.7 apresenta, para as quatro diferentes alturas analisadas no *riser*, os perfis de velocidades das fases contínua e dispersa dos casos que empregam o modelo de turbulência $k - \varepsilon$ padrão (linha tracejada), o $k - \varepsilon$ RNG (linha pontilhada) e o $k - \varepsilon$ RNG com dispersão turbulenta (linha contínua), em contraste com os pontos obtidos experimentalmente por Becker, Sokolichin e Eigenberger (1994) (representados pelos círculos pretos). A abscissa dos gráficos representa a posição analisada do *riser*, onde 0 mm corresponde à parede esquerda e 160 mm à parede direita. A Figura 5.7 separa oito gráficos em um arranjo de quatro linhas e duas colunas, onde cada linha representa uma altura de coleta dos pontos (primeira linha é a zona mais próxima da base, enquanto a última é a mais próxima do topo do reator) e as colunas estão separadas por fase (primeira coluna coleta as velocidades do ar, enquanto a segunda mostra as velocidades da água).

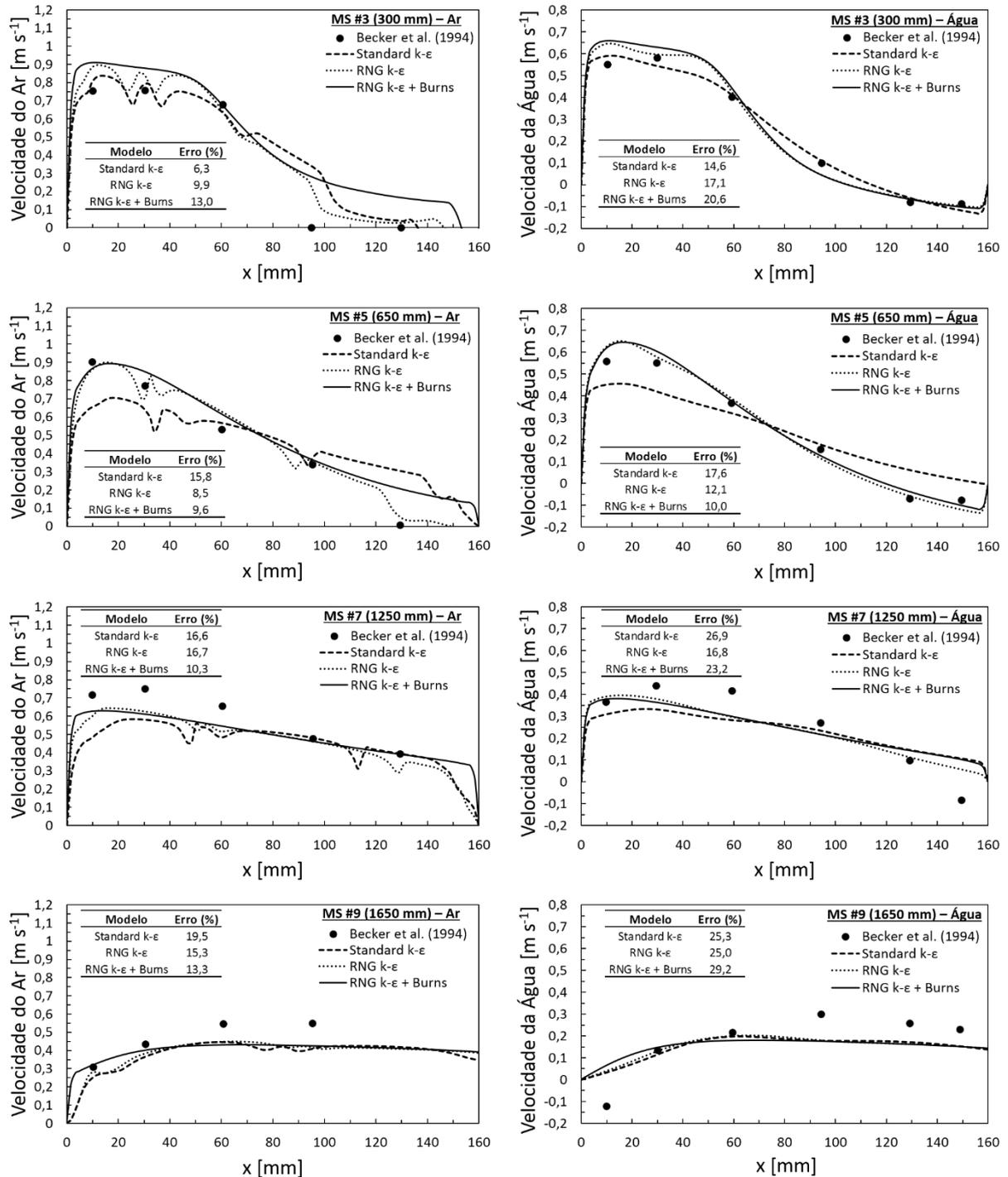


Figura 5.7 – Perfis de velocidade das fases contínua e dispersa em diferentes alturas.

Fonte: adaptado de Becker, Sokolichin e Eigenberger (1994).

Analisando a fase contínua, a influência do modelo de turbulência teve maior participação nas regiões mais baixas do reator (MS #3 e MS #5), onde a aplicação do modelo RNG detectou perfis mais semelhantes com os resultados experimentais do que o modelo padrão, tendo maiores magnitudes de velocidades nas proximidades com a parede esquerda. Nas duas zonas mais elevadas do riser (MS #7 e MS #9), o

tipo do modelo de turbulência teve pouca influência, visto que os perfis obtidos para os diferentes casos foram muito próximos entre si. O último ponto experimental obtido na altura MS #7 (o mais próximo da parede direita) foi o que apresentou maiores erros quando comparado com as simulações. Segundo Becker, Sokolichin e Eigenberger (1994), a velocidade neste ponto era, aproximadamente, $-0,085 \text{ m s}^{-1}$, sugerindo que, naquela região, há uma recirculação da fase aquosa. Isto também foi observado nas regiões inferiores, tanto experimentalmente quanto computacionalmente. Entretanto, para a altura MS #7, todas as predições numéricas resultaram em valores positivos, o que significa que os modelos não previram com precisão a altura máxima de recirculação de líquido. Isto também foi observado experimentalmente no primeiro ponto da região MS #9, onde é formada uma pequena recirculação de água próxima à parede esquerda, mas que não pôde ser detectada tanto nos perfis mostrados na Figura 5.7 quanto em outros trabalhos encontrados na literatura baseados no mesmo estudo (Burns *et al.*, 2001; COMSOL, 2013).

Os perfis de velocidade para a fase dispersa tiveram comportamentos semelhantes aos da fase contínua. O modelo RNG mostrou maiores velocidades do que o $k - \varepsilon$ padrão nas proximidades da parede esquerda para as regiões mais baixas (MS #3 e MS #5). Entretanto, em alturas mais elevadas, ambos os modelos resultaram em perfis muito semelhantes. A inclusão do modelo de Burns para a força de dispersão turbulenta estabilizou os perfis de velocidades do ar, onde oscilações tinham a tendência de surgir no espaço entre as duas plumas, uma região de baixa concentração de gás. De acordo com Lucas, Prasser e Manera (2005), a distribuição das velocidades é um efeito esperado pela dispersão turbulenta. Entretanto, deve-se levar em consideração que a inclusão desta força, além de ter aumentado consideravelmente o custo computacional, resultou em maiores erros de predição para a fase dispersa nas proximidades com a parede direita nas regiões mais baixas (MS #3 e MS #5). Já para a fase contínua, o modelo de Burns não resultou em diferenças significativas em comparação com o modelo $k - \varepsilon$ RNG sem dispersão turbulenta, para todas as alturas.

Para ambas as fases, os três modelos empregados tiveram resultados satisfatórios, quando comparados com os pontos experimentais. Maiores diferenças entre os valores preditos e os experimentais surgiram em alguns pontos isolados nas

regiões superiores (MS #7 e MS #9). O uso do modelo $k - \varepsilon$ padrão acarretou em melhores resultados na região MS #3 (com erros médios de 6,3% e de 14,6% para o ar e para a água, respectivamente), enquanto que na zona MS #5, os perfis de velocidades resultantes do modelo $k - \varepsilon$ RNG foram os que mostraram os menores erros médios quando comparados com os resultados experimentais (8,5% para o ar e 12,1% para a água). Conclui-se que ambos os modelos são adequados para o emprego no fotobiorreator e, levando em consideração o menor custo computacional, o modelo $k - \varepsilon$ padrão foi escolhido para as etapas subsequentes do presente trabalho. A força de dispersão turbulenta não se mostrou efetiva o suficiente para justificar o surgimento das instabilidades numéricas ou o aumento do custo computacional gerados por esta. Qualitativamente, o modelo de Burns aparentou influenciar positivamente a distribuição das frações volumétricas, mas, por falta de dados quantitativos com relação a esta variável, apenas os perfis de velocidade das diferentes fases foram considerados nesta etapa da validação. Por este motivo, a força de dispersão turbulenta será desprezada na modelagem do fotobiorreator para microalgas.

5.4 HIDRODINÂMICA DO FOTOBIORREATOR

Após a conclusão da etapa de validação, empregou-se o modelo computacional no fotobiorreator especificado no Capítulo 3.1. Serão apresentados, a seguir, os resultados obtidos para esta geometria, primeiramente com relação à independência de malha e posteriormente discutindo sobre os parâmetros estudados.

5.4.1 Independência de Malha

Para o estudo da independência de malha, foi empregado o método GCI na análise de um caso com o modelo de turbulência $k - \varepsilon$ padrão, conforme especificado no final do Capítulo 4.2.2. A Tabela 5.1 apresenta os resultados obtidos no teste de malha, conduzidos através do uso dos coeficientes de transferência de calor convectivos médios e das velocidades médias das fases através do *riser* e do *downcomer* como parâmetros significativos ao processo, além das frações volumétricas de ar médias.

Tabela 5.1 – Resultados do teste de independência de malha.

Parâmetro	Malha 1 (Refinada)	Malha 2 (Base)	Malha 3 (Grosseira)	GCI_{21} [%]	GCI_{32} [%]
N_i [-]	2284944	1186772	418504	-	-
$\bar{h}_{T,riser}$ [$W\ m^{-2}\ K^{-1}$]	479,70	477,11	471,86	3,268	3,962
$\bar{h}_{T,downcomer}$ [$W\ m^{-2}\ K^{-1}$]	375,07	376,16	380,47	0,374	0,735
$\bar{U}_{c,riser}$ [$m\ s^{-1}$]	0,0325	0,0325	0,0328	0,026	0,112
$\bar{U}_{c,downcomer}$ [$m\ s^{-1}$]	0,0414	0,0415	0,0422	0,270	0,642
$\bar{r}_d \cdot 10^4$ [-]	4,440	4,448	4,468	0,528	0,749

Fonte: elaborado pelo autor.

Através da análise desta tabela, observa-se um erro de discretização de aproximadamente 3,3% para o coeficiente de transferência de calor no *riser*, enquanto que para os demais parâmetros foram observados valores de GCI menores do que 1%. Estes são índices menores do que o limite estipulado de 5%, indicando que a malha base pode ser considerada como independente. A Figura 5.8 descreve um outro comparativo entre as malhas, através dos perfis de temperatura no *riser* coletados em uma linha vertical, posicionada no centro da entrada de ar. Também foi empregado o método GCI nestes perfis, e os seus resultados estão dispostos na Figura 5.9.

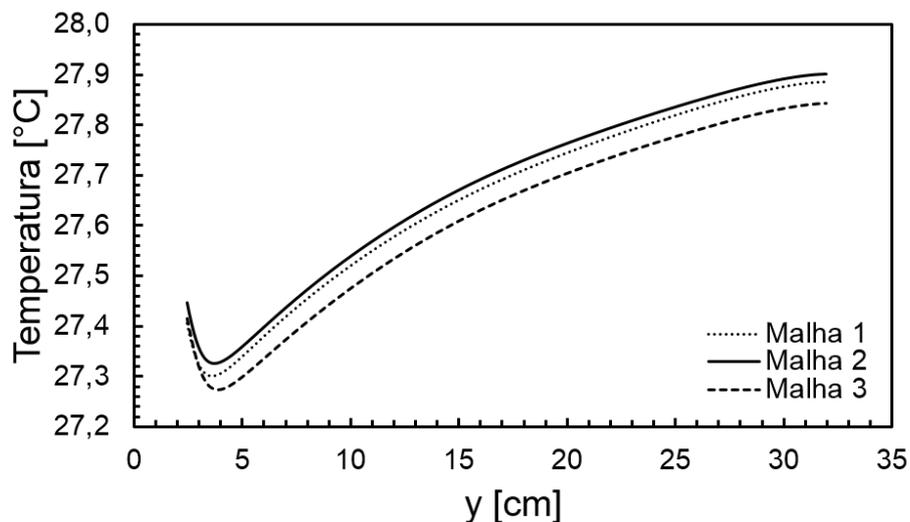


Figura 5.8 – Perfis de temperatura das diferentes malhas através de uma linha vertical que percorre o *riser*, posicionada no centro da entrada de ar.

Fonte: elaborado pelo autor.

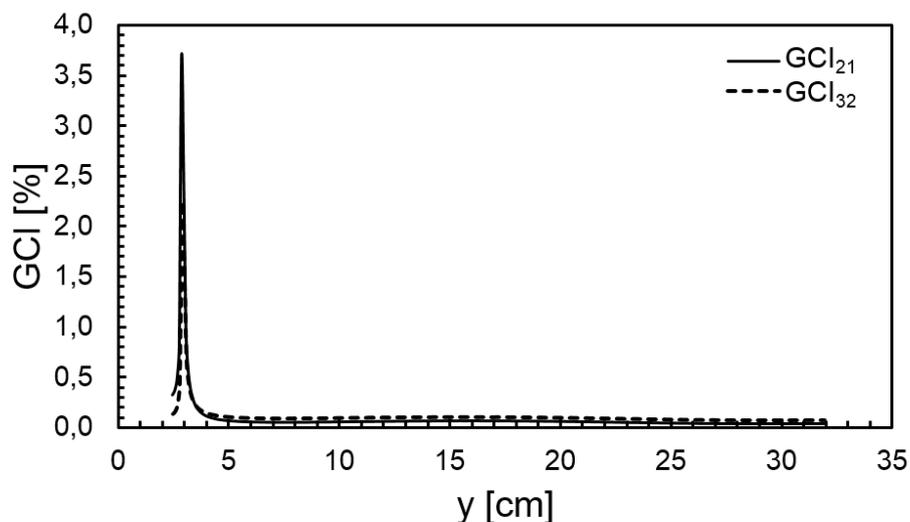


Figura 5.9 – Valores de GCI para os perfis de temperatura da Figura 5.8.

Fonte: elaborado pelo autor.

A diferença máxima de temperaturas foi de, aproximadamente, $0,03\text{ }^{\circ}\text{C}$ entre as malhas refinada e base, e de $0,063\text{ }^{\circ}\text{C}$ entre a base e a grosseira. Ambas representam uma variação insignificante para a faixa desejada do processo, que deve permanecer entre $28 \pm 1\text{ }^{\circ}\text{C}$. Os baixos valores de GCI, mostrados na Figura 5.9, mostram uma faixa de erros que, predominantemente, estão abaixo de $0,3\%$, com exceção de um pico local formado no começo do *riser*, onde são obtidos valores de GCI em torno de 4% (o que também é um valor abaixo do limite) em decorrência da grande proximidade das temperaturas entre as três malhas nesta zona. Através destas análises, observa-se que a malha base, de 1186772 elementos, pode ser considerada independente, tendo em vista que, ao se dobrar o número de elementos, foram obtidos índices de convergência de malha menores do que o limite estabelecido de 5% , sendo esta a malha que será utilizada nas próximas etapas do presente trabalho.

5.4.2 Distribuição das Fases

Primeiramente, foram estabelecidos casos onde os modelos térmico e elétrico não foram implementados, apenas com a injeção de ar no meio aquoso a fim de se obter uma solução estável no estado estacionário. Monitorando-se tanto a fração volumétrica de ar dentro do volume computacional (até que a mesma fique aproximadamente constante) quanto os critérios de convergência (valores residuais

menores do que 10^{-5}), foram obtidos resultados, após aproximadamente 250 iterações, para casos que empregaram vazões iguais a $3,6$ e a $0,36 \text{ l h}^{-1}$ de ar, com o emprego do modelo de turbulência $k - \varepsilon$ padrão. A Figura 5.10(a) mostra a distribuição, em uma vista isométrica, da fração volumétrica de ar (em escala logarítmica) ao redor do fotobiorreator quando uma vazão de $3,6 \text{ l h}^{-1}$ é empregada como condição de contorno; já a Figura 5.10(b) faz o mesmo para uma vazão igual a $0,36 \text{ l h}^{-1}$.

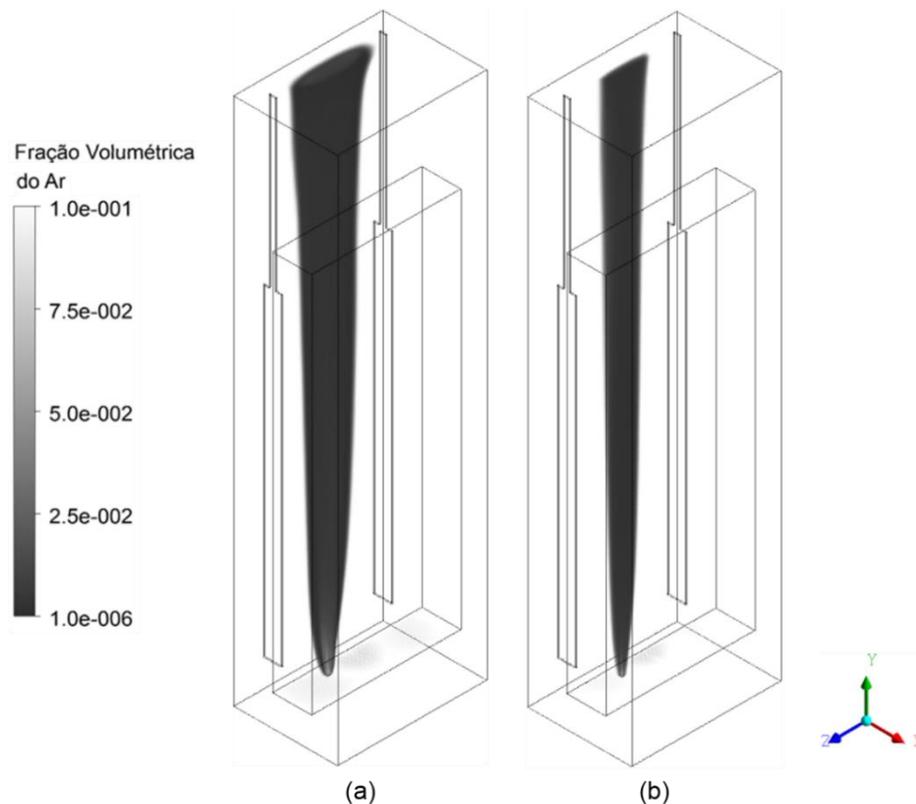


Figura 5.10 – Distribuição da fração volumétrica de ar no interior do reator com uma vazão de $3,6 \text{ l h}^{-1}$ (a) e de $0,36 \text{ l h}^{-1}$, com um modelo de turbulência $k - \varepsilon$ padrão (regiões mais transparentes correspondem às com menores frações volumétricas).

Fonte: elaborado pelo autor.

Foram empregadas baixas vazões com a intenção de se atingir um perfil aproximadamente simétrico e homogêneo. O emprego de vazões maiores do que a de $3,6 \text{ l h}^{-1}$, através de uma pequena entrada, resultou em oscilações na pluma de bolhas, tornando impossível de se atingir convergência em estado estacionário conforme os critérios adotados. As distribuições mostradas nas Figuras 5.10(a e b) revelam plumas com um perfil aproximadamente simétrico ao longo do eixo z , com centro na entrada de ar, como pode ser melhor visualizado nas Figuras 5.11(a) e (b),

que detalham os contornos de fração volumétrica do ar em uma vista frontal que intersecciona o ponto de injeção de ar para as vazões de 3,6 e 0,36 l h⁻¹, respectivamente.

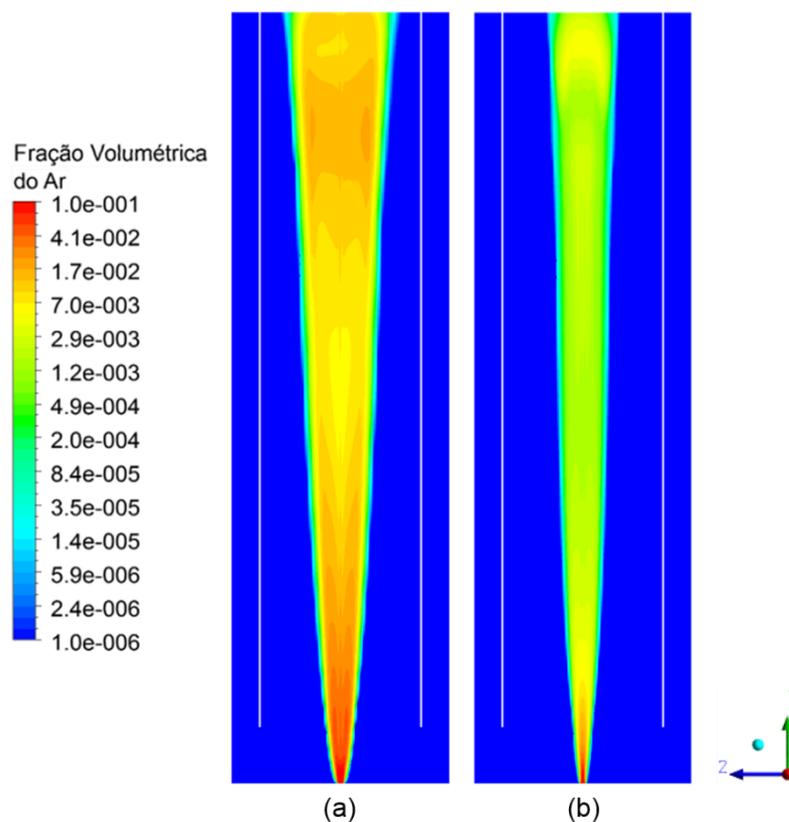


Figura 5.11 – Mapa de cores de fração volumétrica do ar, em escala logarítmica, através de um plano, em vista frontal, que faz intersecção com o centro da entrada de ar quando a vazão de entrada é igual a 3,6 l h⁻¹ (a) e a 0,36 l h⁻¹ (b).

Fonte: elaborado pelo autor.

Para esta geometria e posição do injetor, as bolhas se concentraram no centro do *riser*, com maior espalhamento conforme sobem em direção à zona de separação de gás, onde o espalhamento foi maior. Como esperado, o caso com maior vazão resultou em uma pluma de aspecto mais volumoso, com bolhas mais dispersas radialmente quando comparado com o reator que empregava 0,36 l h⁻¹ de ar.

Com uma escala logarítmica de valor mínimo igual a 10⁻⁶, não foi possível verificar frações volumétricas significativas de ar no *downcomer*. Isto não quer dizer que não há recirculação da fase dispersa. Este fenômeno, inclusive, é observado em pequenas proporções através da aglomeração de uma fina camada de ar na base do trocador de calor (observa-se, nas Figura 5.10(a) e 5.10(b), sombras quase que

transparentes e adjacentes a esta superfície, em especial no caso com maior vazão). Este acúmulo do ar é decorrente da formação de uma recirculação da fase contínua logo abaixo do trocador de calor, que faz com que o ar que vem do *downcomer* fique retido nesta região. Tal fato pode ser visto na Figura 5.12, que mostra os contornos de fração volumétrica da fase dispersa, em uma vista lateral que intersecciona a entrada de ar para o caso de maior vazão (Figura 5.12(a)), juntamente com o detalhamento da região inferior, com o acréscimo dos vetores de velocidade da fase contínua (Figura 5.12(b)). Além das oscilações na pluma, esta retenção de ar se mostrou como uma outra complicação para que os critérios de convergência fossem atingidos nos testes com vazões maiores do que $3,6 \text{ l h}^{-1}$, visto que o acúmulo de ar se acentuava com o número de iterações percorridas.

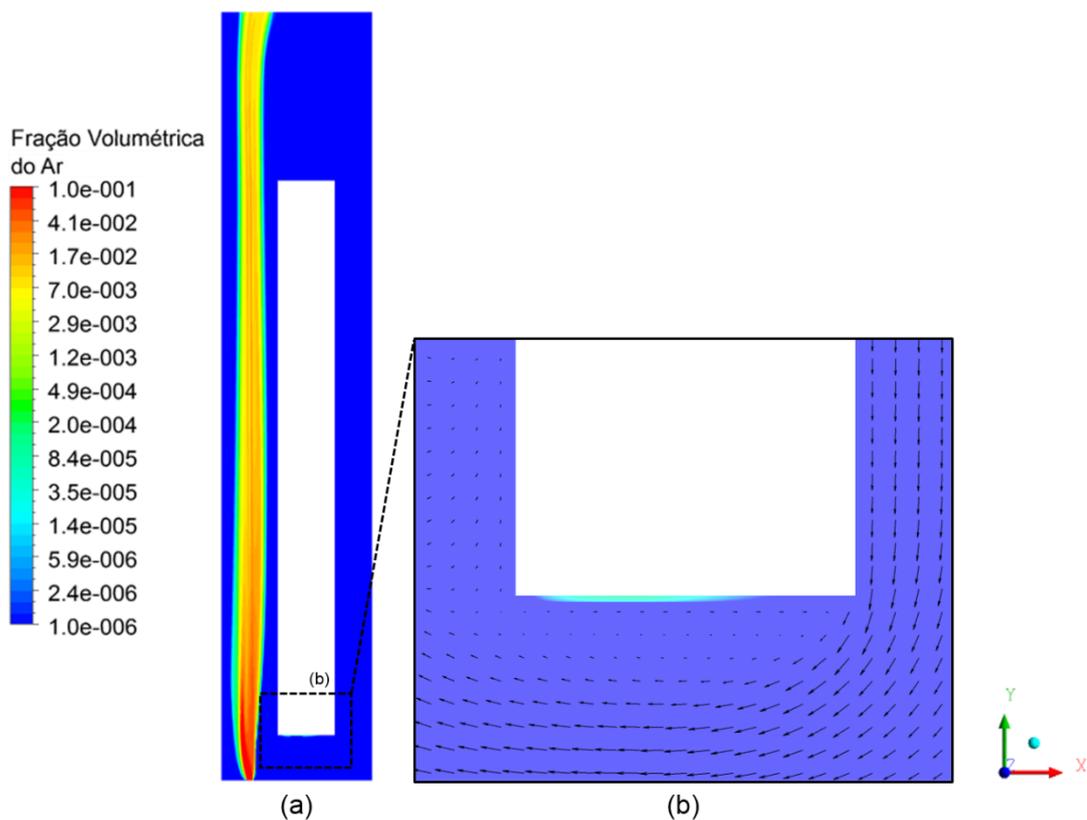


Figura 5.12 – Mapa de cores de fração volumétrica da fase dispersa ($F_d = 3,6 \text{ l h}^{-1}$), em escala logarítmica, através de um plano, em vista lateral, que faz intersecção com a entrada de ar (a) com detalhamento na parede inferior do trocador de calor (b).

Fonte: elaborado pelo autor.

Com a intenção de detalhar a trajetória da fase contínua ao longo do fotobiorreator, as Figuras 5.13(a) e 5.13(b) mostram as linhas de corrente da água,

quando são injetados 3,6 e 0,36 l h⁻¹ de ar, respectivamente. Estes resultados são fornecidos em uma vista isométrica onde o *riser* pode ser observado de forma frontal.

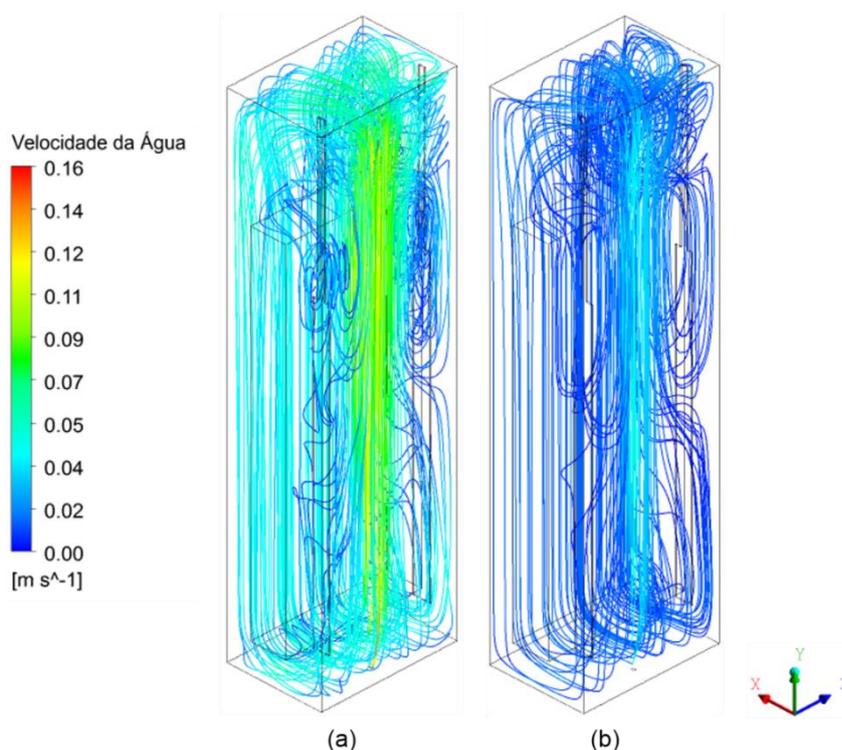


Figura 5.13 – Linhas de corrente para a fase contínua no interior do reator quando se emprega uma vazão de ar igual a 3,6 l h⁻¹ (a) e a 0,36 l h⁻¹ (b), com um modelo de turbulência $k - \varepsilon$ padrão.

Fonte: elaborado pelo autor.

A região central do *riser*, logo acima da entrada de ar, foi onde se concentraram as maiores velocidades da fase aquosa. Esta região foi onde a pluma de bolhas se fez mais presente, e foi também por onde as linhas de corrente do *riser* se distribuíram da maneira mais ordenada e paralela. Entretanto, ao se afastar da pluma, as linhas de corrente começam a mostrar um escoamento de água mais caótico e com a formação de algumas zonas de recirculação. O aumento da vazão causou maior desordem das linhas de corrente, o que se observa na região superior do *riser* na Figura 5.13(b), onde são formadas duas zonas de recirculação mais bem definidas e simétricas do que as observadas na Figura 5.13(a). Ao migrar do separador de gás para o *downcomer*, as linhas de corrente da água se arranjaram de maneira mais ordenada, tendo um comportamento semelhante a linhas paralelas por toda a trajetória dentro desta zona.

A fim de se obter uma visão mais detalhada do escoamento, a Figura 5.14 fornece os vetores de velocidade da água através de seis planos (com uma distância entre estes de 5 cm) paralelos ao escoamento no *riser* e no *downcomer*, para o caso com vazão igual a $3,6 \text{ l h}^{-1}$.

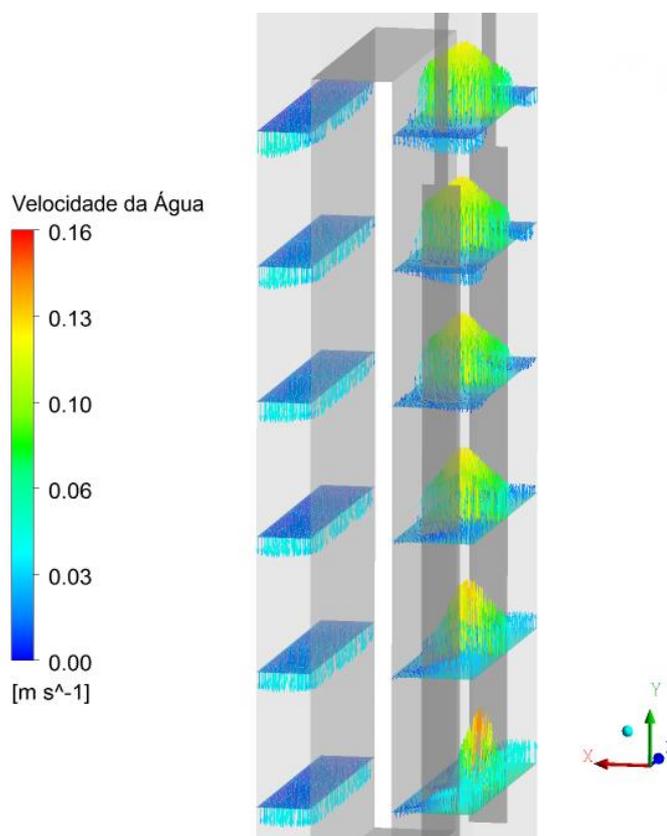


Figura 5.14 – Vetores de velocidade da água através de 6 planos perpendiculares ao escoamento no *riser* e no *downcomer*, com distância de 5 cm entre planos ($F_d = 3,6 \text{ l h}^{-1}$).

Fonte: elaborado pelo autor.

Observando o plano inferior do *riser*, nota-se que, no centro deste, predominam as maiores magnitudes de velocidade, bem como há uma concentração de vetores nas proximidades da parede externa, paralela ao trocador de calor. Conforme aumenta a altura, maior é a dispersão destes vetores e, a partir do quinto plano, verifica-se vetores de velocidade com direção contrária ao escoamento, já previamente apontados como zonas de recirculação através das linhas de corrente, nas proximidades com os eletrodos.

Através de todos os planos do *downcomer*, as velocidades se configuraram de maneira mais uniforme, quando comparadas com as do *riser*. Não foi verificada a formação de recirculações nesta zona. O plano superior do *downcomer* foi o que

apresentou um perfil mais variado, onde menores velocidades podem ser detectadas nas proximidades da parede do trocador de calor. Dois planos abaixo deste, menores variações dos vetores de velocidade já são detectadas, com exceção das proximidades com as paredes, devido à condição de não-deslizamento.

5.4.3 Efeitos Térmicos

Após a obtenção do padrão de escoamento das diferentes fases, foram estabelecidos diferentes casos a serem estudados, com aplicação de diferentes condições de contorno relacionadas a parâmetros de importância para o processo. A diferença de potencial é a variável de maior interesse para o presente trabalho e, por consequência, foram estudados casos com diferentes potenciais elétricos impostos aos eletrodos. Para se atingir, em estado estacionário, uma temperatura média igual a 28 °C, foram utilizadas diferentes temperaturas de resfriamento (T_{resf}), referentes às paredes do trocador de calor interno. A Tabela 5.2 coleta os resultados obtidos para os casos onde o modelo de turbulência $k - \varepsilon$ padrão foi empregado, com três diferentes potenciais elétricos e com duas vazões impostas na entrada de ar. Não foi possível concluir os estudos térmicos em conjunto do modelo de turbulência $k - \varepsilon$ RNG, por questões de oscilações acerca da convergência dos valores residuais.

Tabela 5.2 – Temperaturas de resfriamento necessárias para atingir uma média de 28 °C com o modelo de turbulência $k - \varepsilon$ padrão, com diferentes vazões e potenciais elétricos.

Caso	ΔV [V]	F_d [l h ⁻¹]	T_{resf} [K]
1	100	3,60	288,9
2	120	3,60	283,5
3	140	3,60	277,1
4	100	0,36	272,0

Fonte: elaborado pelo autor.

Devido ao efeito Joule, quanto maior a diferença de potencial aplicada, maior a taxa de geração interna de calor. Como compensação, deve-se diminuir a temperatura do fluido refrigerante que passa pelo trocador de calor, como ocorre no Caso 3, onde foi imposta a menor temperatura de resfriamento em conjunto com o maior potencial elétrico (dentro os casos com vazão de 3,6 l h⁻¹ de ar). Não foram estudados casos com maiores tensões do que 140 V, visto que a temperatura do fluido refrigerante

empregado no trocador de calor (água) já estava muito próxima do seu ponto de congelamento, o que não seria viável para uma posterior análise experimental.

As Figuras 5.15 e 5.16 dispõem, para os quatro diferentes casos, os contornos de temperatura sobre dois planos que interseccionam a entrada de ar, sendo a primeira em uma vista frontal e a segunda em uma lateral. As paredes dos eletrodos foram as regiões onde se acumularam as maiores temperaturas do sistema. Shynkaryk e Sastry (2012), ao estudarem, por métodos computacionais, o escoamento de um alimento líquido de alta viscosidade em um aquecedor ôhmico contínuo, também observam maior concentração de altas temperaturas nas proximidades dos eletrodos. Este é um efeito esperado, levando em consideração que, nestas zonas, há concentração de líquido com baixas velocidades e sob a influência de maiores densidades de corrente elétrica.

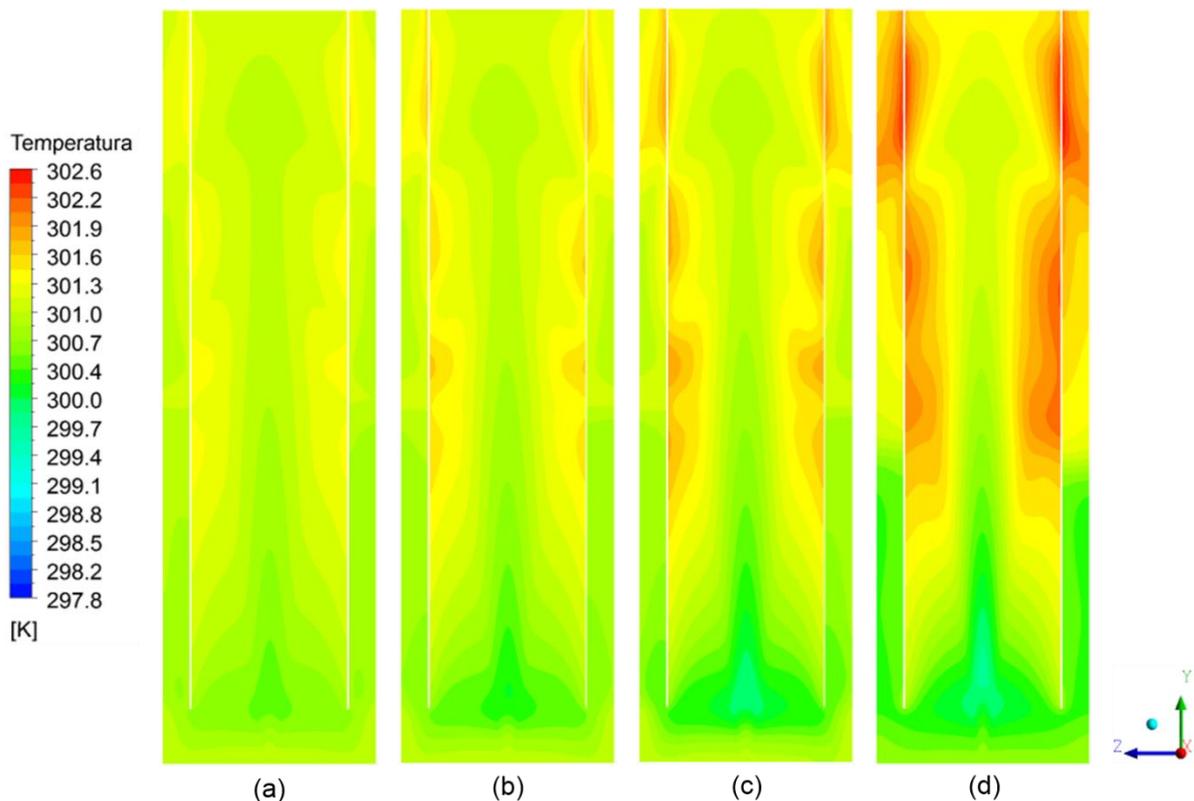


Figura 5.15 – Contornos de temperatura através de um plano, em vista frontal, que faz intersecção com a entrada de ar para os casos 1 (a), 2 (b), 3 (c) e 4 (d).

Fonte: elaborado pelo autor.

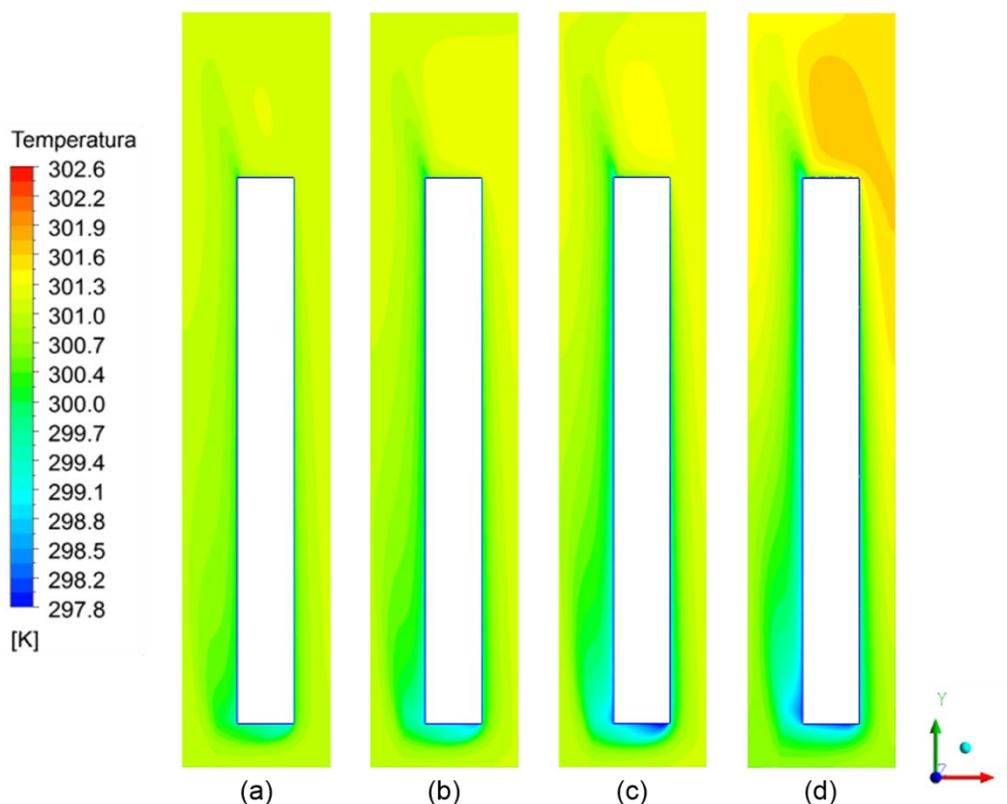


Figura 5.16 – Contornos de temperatura através de um plano, em vista lateral, que faz intersecção com a entrada de ar para os casos 1 (a), 2 (b), 3 (c) e 4 (d).

Fonte: elaborado pelo autor.

Nas Figuras 5.15(a), (b) e (c) e 5.16(a), (b) e (c), faz-se um comparativo dos resultados referentes aos contornos de temperatura, baseando-se na influência do potencial elétrico aplicado. Com o aumento da tensão, zonas quentes se tornaram mais aparentes e se acumularam nas proximidades dos eletrodos, em especial na passagem para o separador de gás, onde o resfriamento provocado pelo trocador de calor tem menor influência, ao mesmo tempo em que ainda é gerado calor, devido à presença dos eletrodos nesta zona. O Caso 3, que emprega uma diferença de potencial de 140 V, é um bom exemplo deste comportamento, mostrando regiões mais quentes quando comparado com os Casos 1 e 2. Em contrapartida, a região inferior do sistema apresentou zonas mais frias, onde subprocessamento pode ser observado, principalmente no Caso 3; isso ocorre porque estão sendo empregadas menores temperaturas de resfriamento no trocador de calor interno. Como não há geração de calor no *downcomer*, todo o fluido que circula por esta zona será resfriado e, conseqüentemente, entrará no *riser* a baixas temperaturas.

Apesar de os perfis de temperatura terem atingido o estado estacionário nos diferentes casos, é importante ressaltar que o aumento do potencial elétrico resultou em maiores gradientes de temperatura. O Caso 1, que empregou a menor tensão, mostrou-se como o mais homogêneo termicamente, apresentando um valor mínimo de temperatura igual a 26,03 °C (dentro das temperaturas não-adjacentes às paredes do trocador de calor) e um máximo de 28,40 °C. Já para o Caso 3, com a maior diferença de potencial aplicada, foram encontrados um mínimo de 24,27 °C e um máximo de 28,94 °C. Os valores máximos não se mostraram muito diferentes da temperatura ótima (28 °C, tendo uma diferença menor do que 1 °C para os três casos), mas os mínimos ficaram abaixo da faixa desejada, chegando a até, aproximadamente, 4 °C a menos do que a temperatura ótima, para o Caso 3. Os mínimos locais foram encontrados em uma pequena região, logo abaixo do trocador de calor, que pode ser considerada como uma zona de subprocessamento, cuja formação deve ser evitada.

A vazão do ar injetado também influenciou o comportamento térmico do sistema, bem como as condições para se atingir o estado estacionário. Isto pode ser visto ao se comparar os dois casos que empregaram uma diferença de potencial de 100 V, o Caso 1 (Figuras 5.15(a) e 5.16(a)) e o Caso 4 (Figuras 5.15(d) e 5.16(d)), onde o último empregava uma vazão de ar dez vezes menor do que o primeiro. Como consequência, foi necessário diminuir a temperatura de resfriamento até -1,15 °C para que o sistema se estabilizasse em 28 °C com a vazão de ar reduzida. Entretanto, este é um valor que está abaixo do ponto de congelamento da água (fluido refrigerante), sendo inviável para o processo real. Além disto, a redução da vazão resultou em um sistema menos homogêneo termicamente, criando uma zona superaquecida que abrange, aproximadamente, todo o separador de gás, com temperatura máxima igual a 29,40 °C. Também se desenvolveu uma zona fria (não-adjacente à parede do trocador de calor) na base do reator que atinge um mínimo de 24,76 °C.

Analisando-se as Figuras 5.16(a-c) podem ser observadas duas regiões características, uma logo acima e outra abaixo do trocador de calor, onde se acumulam as maiores e menores temperaturas locais destas vistas laterais, respectivamente. As Figuras 5.17(a-b) fornecem um detalhamento da vista lateral referente ao Caso 3 nas regiões mais quente e mais fria, respectivamente, com a inclusão dos vetores de velocidade da água.

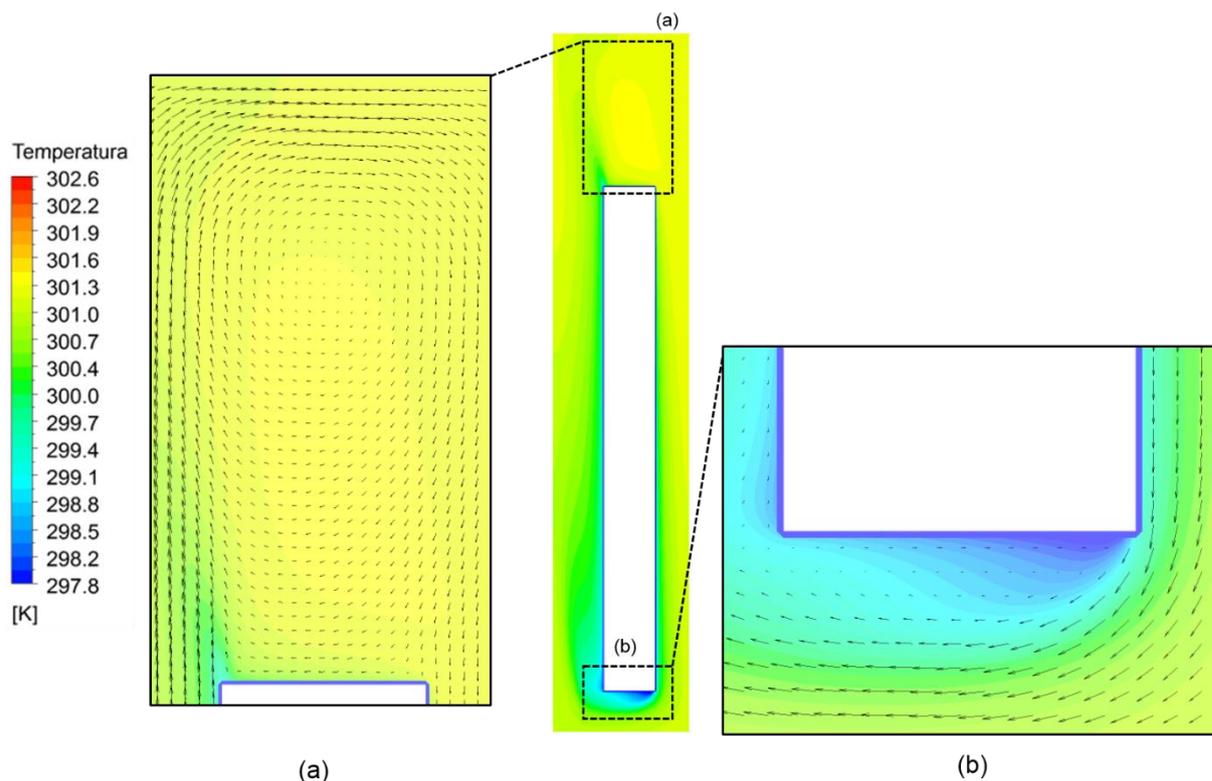


Figura 5.17 – Detalhamento nas regiões superior (a) e inferior (b) dos contornos de temperatura em vista lateral para o Caso 3.

Fonte: elaborado pelo autor.

Como pode ser visto através dos vetores, há a formação de recirculações na água. Estas aumentam a tendência de reter o fluido nas zonas detalhadas na Figura 5.17, sem que ele possa ser resfriado no *downcomer*, onde há maior influência da refrigeração decorrente do trocador de calor (quando na recirculação superior), e nem aquecido no *riser*, onde se observa o maior aquecimento em decorrência da presença dos eletrodos (quando na recirculação inferior). Como esta variação térmica não é desejada, alternativas devem ser buscadas para contornar este problema, como a modificação da geometria retangular do trocador de calor a fim de reduzir a formação das recirculações abaixo do mesmo. Isto poderia incluir uma geometria semelhante à do reator do tipo *airlift* construído por Becker, Sokolichin e Eigenberger (1994) (que utilizava um bloco trapezoidal para separar o *riser* do *downcomer*) ou um arredondamento do topo e da base do trocador de calor, como havia sido feito no fotobiorreator construído por Kochem et al. (2014). Supõe-se que estas modificações poderiam ter um efeito benéfico ao sistema, evitando o subprocessamento local excessivo quando baixas temperaturas de resfriamento são necessárias.

A Figura 5.18 mostra os resultados dos perfis de temperatura para os casos 1(a), 2(b), 3(c) e 4(d), observados através de planos em vista superior que interseccionam tanto o *riser* (parte inferior de cada plano) quanto o *downcomer* (parte superior de cada plano), nas alturas de 5, 15 e 25 cm.

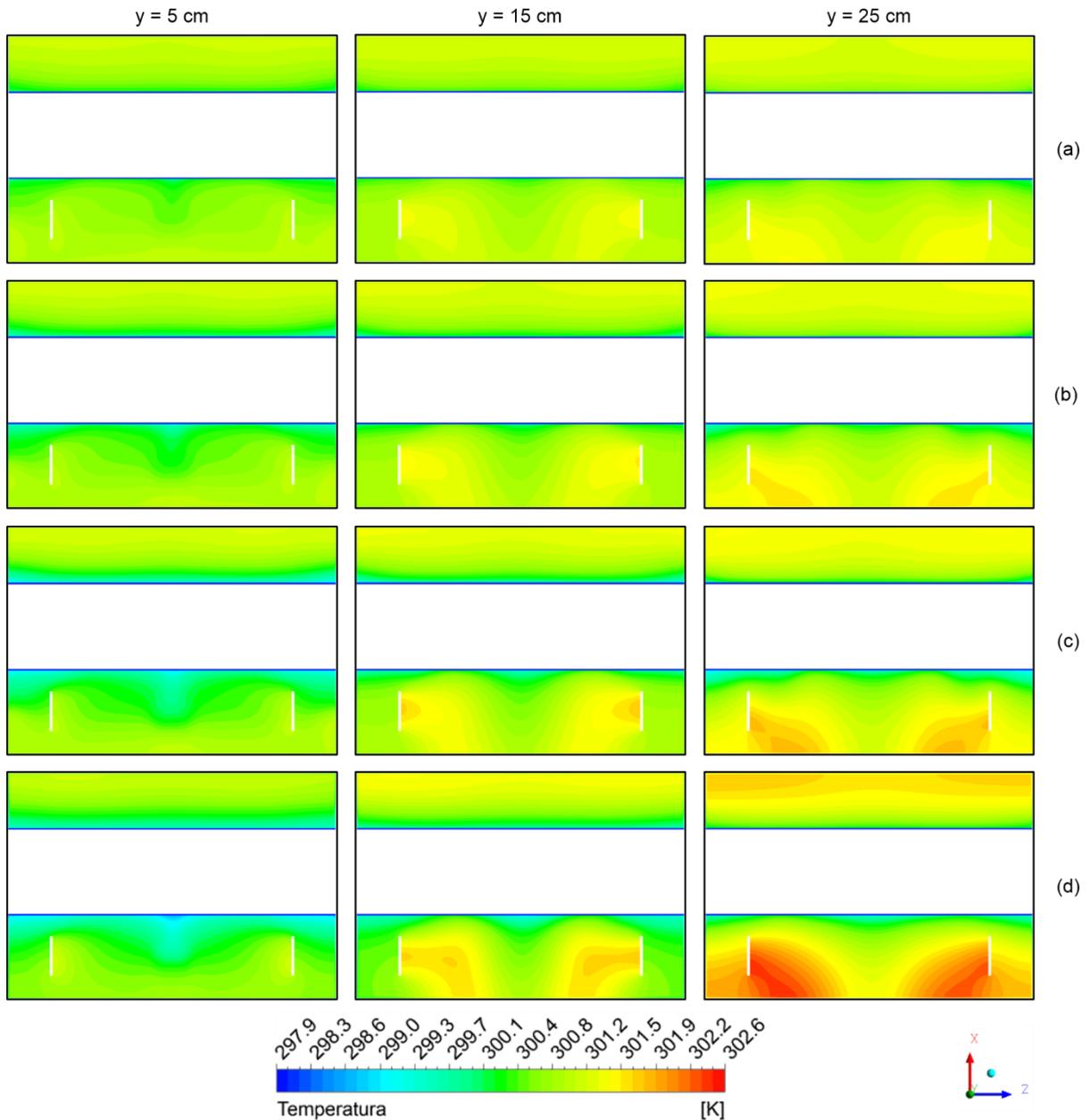


Figura 5.18 – Contornos de temperatura através de planos, em vista superior, que interseccionam o reator nas alturas de 5, 15 e 25 cm, para os casos 1 (a), 2 (b), 3 (c) e 4 (d).

Fonte: elaborado pelo autor.

Através destes contornos, observa-se maiores temperaturas médias em alturas mais elevadas. Também é relatada uma maior uniformidade térmica no *downcomer* do que no *riser*. Além disto, como já havia sido mostrado nos planos frontal e lateral,

o Caso 1 (Figura 5.18(a)) foi o que se mostrou como o mais homogêneo termicamente, enquanto que o Caso 4 (Figura 5.18(d)), de menor vazão, também foi o que resultou em maiores gradientes térmicos quando vistas superiores são analisadas.

No centro do *riser*, para cada plano superior, foram reportadas menores temperaturas quando comparado com as proximidades das paredes dos eletrodos. Esta seria a zona por onde a pluma de bolhas se fez mais presente e, como consequência, há maiores velocidades envolvidas na direção axial. Supõe-se que estas variações térmicas envolvidas logo acima do injetor de gás sejam decorrentes de uma maior transferência de calor por convecção, resultando em um maior resfriamento do fluido contínuo onde há maior movimento do mesmo.

Através do uso do código apresentado no Apêndice A, foram calculados os coeficientes médios de transferência de calor convectiva em função da altura das paredes do trocador de calor no *riser* e no *downcomer* (são utilizadas médias superficiais de temperatura e do fluxo de calor na parede para cada altura). Os resultados para estas duas zonas estão dispostos, respectivamente, nas Figuras 5.19(a) e 5.19(b), para os casos que empregaram uma vazão de $3,6 \text{ l h}^{-1}$. Já a Figura 5.19(c) mostra a variação dos coeficientes convectivos nestas duas zonas quando empregada uma vazão de $0,36 \text{ l h}^{-1}$ e uma diferença de potencial de 100 V.

Analisando as Figuras 5.19(a) e 5.19(b), não são observadas diferenças entre os coeficientes convectivos quando diferentes arranjos de tensões elétricas e temperaturas de resfriamento no trocador de calor são empregados. A máxima diferença encontrada entre os coeficientes convectivos dos diferentes casos, para uma mesma altura, foi de $0,30 \text{ W m}^{-2} \text{ K}^{-1}$ no *riser* e $0,24 \text{ W m}^{-2} \text{ K}^{-1}$ no *downcomer*. A vazão de ar foi o fator que mais influenciou nos resultados relativos aos coeficientes convectivos, visto que os perfis desta variável tiveram menores magnitudes ao se empregar uma vazão de $0,36 \text{ l h}^{-1}$ (Figura 5.18(c)) quando comparados com os casos onde o ar entrava no sistema à $3,6 \text{ l h}^{-1}$, tanto para o *riser* quanto para o *downcomer*.

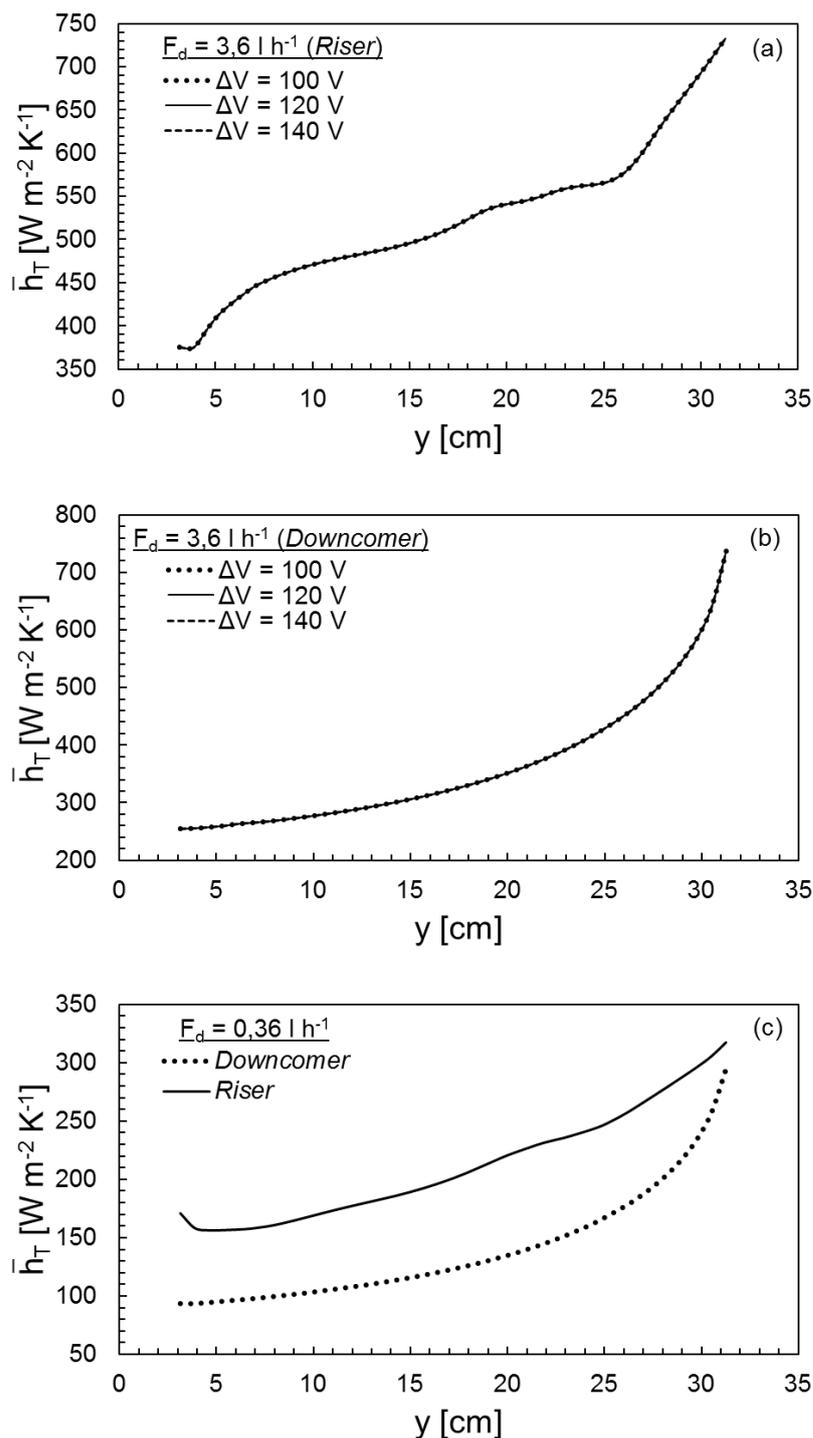


Figura 5.19 – Variação dos coeficientes de transferência de calor convectivo em função da altura no *riser* (a) e no *downcomer* (b) ($F_d = 3,6 \text{ l h}^{-1}$) quando diferentes tensões elétricas são aplicadas e em ambas as zonas quando $\Delta V = 100 \text{ V}$ e $F_d = 0,36 \text{ l h}^{-1}$ (c).

Fonte: elaborado pelo autor.

Através do *riser* tem-se um perfil majoritariamente crescente para o coeficiente convectivo, com relação à altura. Nos casos onde uma vazão de $3,6 \text{ l h}^{-1}$ foi utilizada, este perfil se mostrou como não-linear, com maiores coeficientes angulares nas

proximidades da base e do separador de gás, enquanto que, na região intermediária do *riser*, um menor crescimento do coeficiente convectivo foi percebido. Para uma vazão de $0,36 \text{ l h}^{-1}$, o perfil do coeficiente convectivo também se mostrou como crescente em relação à distância percorrida (com exceção de um pequeno decréscimo na proximidade com a base, o que supõe-se ser devido aos maiores gradientes de velocidade envolvidos na transição da base para o *riser*, algo que também foi observado na vazão de $3,6 \text{ l h}^{-1}$), mas, ao contrário dos casos de maior vazão, não foram relatadas muitas oscilações relacionadas ao coeficiente angular, resultando em uma curva com comportamento mais semelhante ao de uma reta.

As Figuras 5.20(a) e 5.20(b) mostram os contornos obtidos através da parede do *riser* relativos ao coeficiente convectivo, quando vazões de $3,6$ e de $0,36 \text{ l h}^{-1}$, respectivamente, são empregadas. Estes campos foram obtidos de maneira semelhante ao do cálculo dos coeficientes médios em função da altura, com a diferença de ter sido empregado um valor constante para a temperatura do fluido (T_{∞}), através da média volumétrica desta variável no *riser*. Além disto, foram também desenhados os vetores de velocidade da água através de um plano paralelo e adjacente à esta parede, bem como indica-se a altura de 25 cm no caso de $3,6 \text{ l h}^{-1}$, onde, a partir desta, havia sido reportado, na Figura 5.19(a), um considerável aumento no coeficiente médio de convecção.

A distribuição dos contornos relativos aos coeficientes convectivos através do *riser* mostra uma concentração de valores elevados no centro do trocador de calor, que ultrapassam $900 \text{ W m}^{-2} \text{ K}^{-1}$. Supõe-se que isto seja devido à incidência dos vetores de velocidade em decorrência da dispersão da pluma de bolhas, visto que esta não se faz presente nas proximidades da parede nas regiões inferiores do *riser*, como já havia sido mostrado na Figura 5.14. Já os mínimos locais, com valores inferiores a $300 \text{ W m}^{-2} \text{ K}^{-1}$, foram encontrados nas laterais da metade da altura do *riser*, onde há baixas velocidades no sentido axial em decorrência das recirculações formadas paralelamente ao movimento da pluma (já mostrada na Figura 5.10). Isto significa que, por influência tanto da posição e da geometria do injetor quanto da vazão imposta, foram visualizadas descontinuidades na distribuição dos coeficientes convectivos na parede do *riser*, resultando em uma transferência de calor convectiva entre os fluidos

e o trocador de calor mais acentuada nas porções onde há maiores velocidades (onde a pluma se fez mais presente).

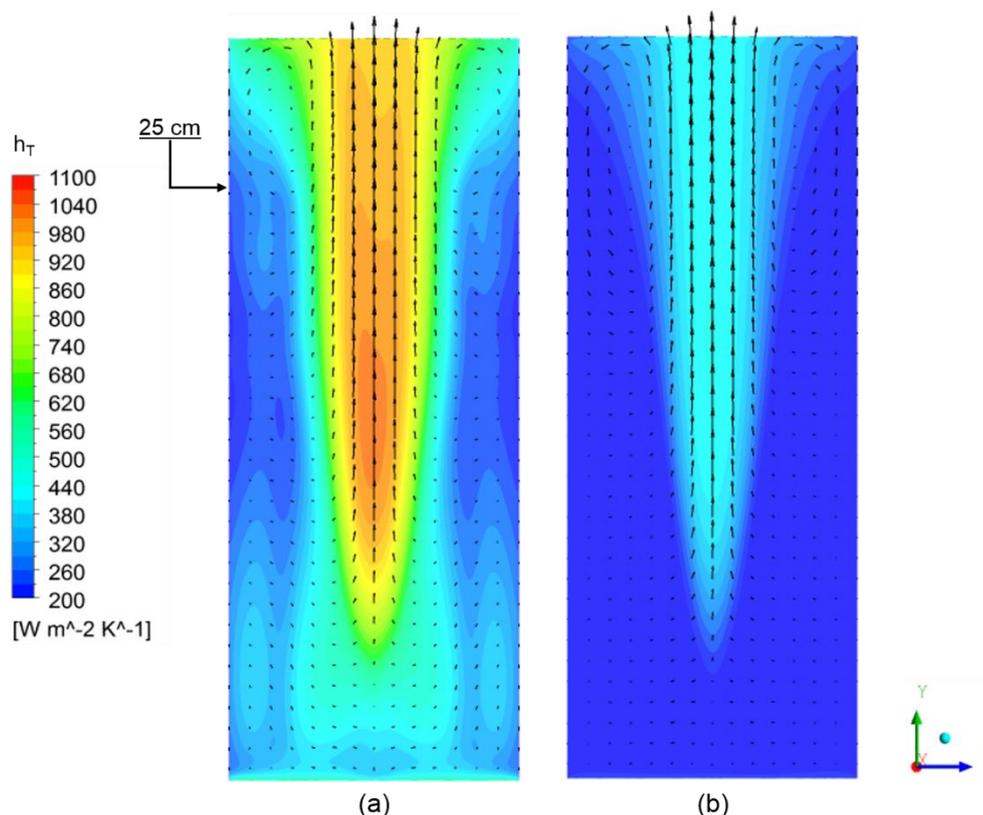


Figura 5.20 – Contornos dos coeficientes de transferência de calor convectivo ao longo do *riser* quando são aplicadas vazões de ar iguais a $3,6 l h^{-1}$ (a) e a $0,36 l h^{-1}$ (b), com vetores de velocidades sobrepostos através de um plano paralelo e adjacente à parede.

Fonte: elaborado pelo autor.

Após a altura de 25 cm, observa-se uma elevação dos coeficientes convectivos locais, o que sugere uma maior movimentação do fluido nesta região. Supõe-se que isto possa ser devido a recirculações com maiores magnitudes de velocidade nas laterais da pluma, ou por influência da proximidade com o separador de gás, visto que na transição para esta zona há uma expansão repentina da seção transversal ao escoamento do *riser*, resultando em maiores gradientes de velocidade (uma suposição análoga à mencionada como justificativa para o aumento da convecção na transição entre a base e o *riser*).

Estes resultados reportam a baixa uniformidade da transferência de calor no *riser*, sendo decorrentes da consideração de que o ar é injetado através de uma pequena pedra porosa. Supõe-se que a alteração da geometria deste injetor,

buscando uma maior distribuição da fase dispersa ao longo de todo o *riser*, possibilitaria uma transferência de calor mais uniforme nesta zona.

Já no *downcomer*, os perfis das médias dos coeficientes convectivos mostraram um comportamento semelhante para as duas vazões. A entrada desta zona apresentou as maiores médias de transferência convectiva, com decaimento rápido na direção do escoamento até atingir alturas intermediárias, a partir de onde ocorrem menores variações do coeficiente convectivo.

Supõe-se que a região superior apresenta maiores coeficientes convectivos devido aos maiores gradientes de velocidade ali presentes, visto que a entrada do *downcomer* pode ser caracterizada como uma contração repentina da seção do separador de gás, que já era uma região com elevada recirculação e agitação, como havia sido mostrado na Figura 5.17(a). Ao longo do caminho percorrido nesta zona, os vetores de velocidade se estabilizam, os seus gradientes para uma mesma seção diminuem (como já havia sido mostrado na Figura 5.14) e os coeficientes convectivos também se reduzem e se distribuem de maneira mais homogênea, resultando em uma transferência convectiva de calor mais uniforme entre a parede do trocador de calor e o fluido que escoava no reator, quando comparado com o *riser*.

5.4.4 Corrente Elétrica

A fim de se analisar os efeitos elétricos, foram calculadas as médias de densidade de corrente elétrica ao longo da altura do reator. Este procedimento foi realizado através da construção de planos horizontais que interseccionam a base, o *riser* e o separador de gás, calculando os respectivos valores médios para cada altura (cujo código está disponível no Apêndice B). A Figura 5.21 mostra os resultados gráficos deste cálculo para os diferentes casos, além de fornecer delimitações com relação às transições de uma zona do reator para outra, onde (a) corresponde à base, (b) ao *riser* e (c) ao separador de gás. Vale ressaltar que a influência de fatores elétricos no *downcomer* não foi considerada por dois motivos: pela ausência de eletrodos nesta zona e pela obstrução causada pelas paredes do trocador de calor, que agem como isolantes elétricos e dificultam a passagem da corrente até o *downcomer*.

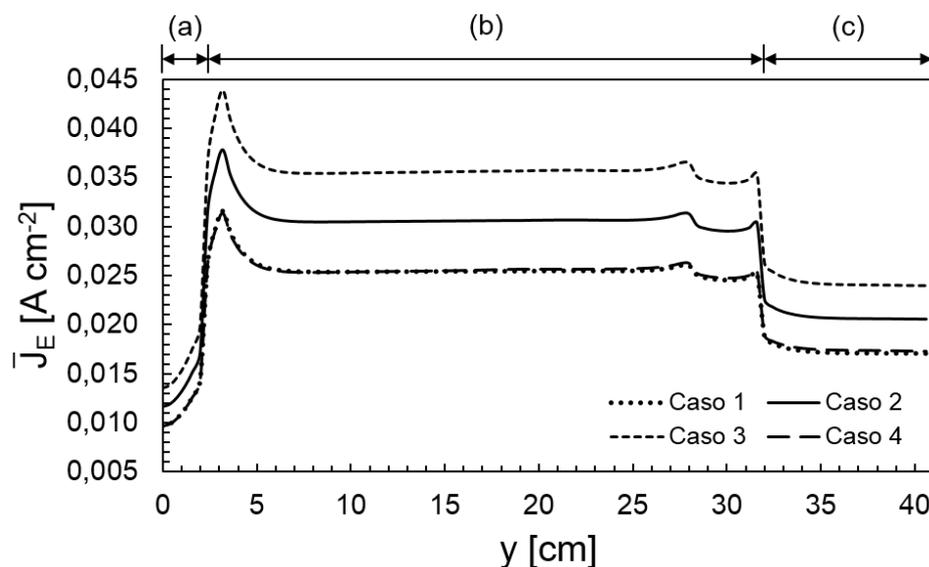


Figura 5.21 – Variação das densidades de corrente elétrica médias nos quatro casos estudados, com delimitações nas transições entre diferentes zonas em relação à altura, onde (a) representa a base, (b) o *riser* e (c) o separador de gás.

Fonte: elaborado pelo autor.

Como era esperado, a elevação do potencial elétrico aplicado resultou em um aumento proporcional da densidade de corrente. O Caso 3 (com uma diferença de potencial igual a 140 V) resultou em densidades de corrente médias 40% maiores do que as do Caso 1 (cuja diferença de potencial empregada correspondia a 100 V). Já o Caso 2, que aplicava 120 V entre os eletrodos, resultou em densidades de corrente médias 20% maiores do que as do Caso 1. Levando em consideração que o cálculo desta variável é feito através do produto entre o campo elétrico e a condutividade elétrica do meio (que é dependente da temperatura), observa-se que esta propriedade física pouco impactou a distribuição da corrente.

Isto também pode ser concluído ao comparar os Casos 1 e 4, ambos com aplicação de uma mesma diferença de potencial, mas com vazões de ar diferentes, o que acabou resultando em alterações nos perfis de temperatura. Comparando os resultados obtidos entre estes dois casos, o Caso 1 mostrou maiores densidades de corrente médias nas regiões inferiores do reator (onde as temperaturas são maiores do que as do Caso 4), porém isto se inverteu nas regiões superiores (onde as temperaturas do Caso 4 são maiores). A máxima diferença entre os resultados, para uma mesma altura, foi de $2,55 \cdot 10^{-4}$ A cm⁻², um valor de ordem tão baixa que dificulta a visualização de diferenças entre as curvas destes dois casos na Figura 5.21.

Avaliando-se os resultados reportados na Figura 5.21, observa-se que o *riser* (região (b)) se mostrou como a zona com maior densidade de corrente elétrica, seguido pelo separador de gás (região (c)) e, por último, a base (região (a)). Esta última zona mostrou, predominantemente, baixa distribuição de corrente elétrica, o que já era esperado quando se leva em consideração o menor contato que a mesma tem com os eletrodos (a transição base-*riser* se dá a uma altura de 2,4 cm, enquanto que os eletrodos são posicionados a partir de 3 cm até o topo do reator).

Analisando a região (b) da Figura 5.21, correspondente ao *riser*, observa-se que, apesar das médias das densidades de corrente elétrica terem se mantido predominantemente constantes, três diferentes picos são formados: na proximidade com a base, na altura de 3 cm (que será chamado de Pico 1); em 28 cm (Pico 2); em 32 cm, na transição entre o *riser* e o separador de gás (Pico 3). A fim de indicar a localização da formação destes picos no fotobiorreator, a Figura 5.22 mostra os campos de densidade de corrente elétrica para os Casos 1 (a), 2 (b) e 3 (c), através de um plano lateral, adjacente e paralelo a um dos eletrodos.

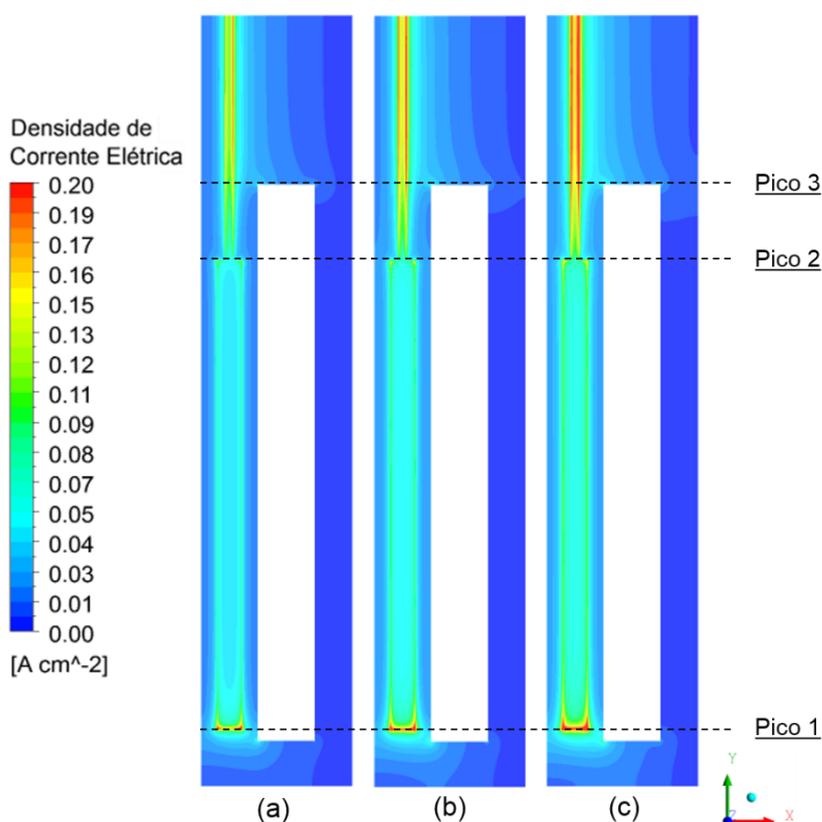


Figura 5.22 – Campos de densidade de corrente elétrica através de um plano, em vista lateral, paralelo e adjacente a um dos eletrodos, para os casos 1 (a), 2 (b) e 3 (c).

Fonte: elaborado pelo autor.

A partir dos contornos fornecidos pela Figura 5.22, é relatada a formação dos Picos 1 e 2 na base do eletrodo e na região onde se dá a redução da área superficial do mesmo, respectivamente. As Figuras 5.23(b) e 5.23(c) fornecem o detalhamento dos contornos para o Caso 3 (a) nas posições dos Picos 1 e 2, respectivamente, com o auxílio de vetores de corrente elétrica que tangenciam este plano lateral, facilitando a identificação de regiões com contornos mais intensos.

Há maiores densidades de corrente nas proximidades com as arestas e com os vértices dos eletrodos. Shynkaryk e Sastry (2012) reportam que o arranjo em paralelo entre os eletrodos ainda é a configuração mais atrativa para tratamentos elétricos por garantir maior uniformidade de campo elétrico ao redor das superfícies dos eletrodos, mas notam a presença de maiores intensidades de correntes nas arestas dos mesmos, que podem acarretar em zonas de superaquecimentos locais. Como há um maior número de vértices nas regiões dos Picos 1 e 2, estas serão as zonas de maior densidade de corrente elétrica.

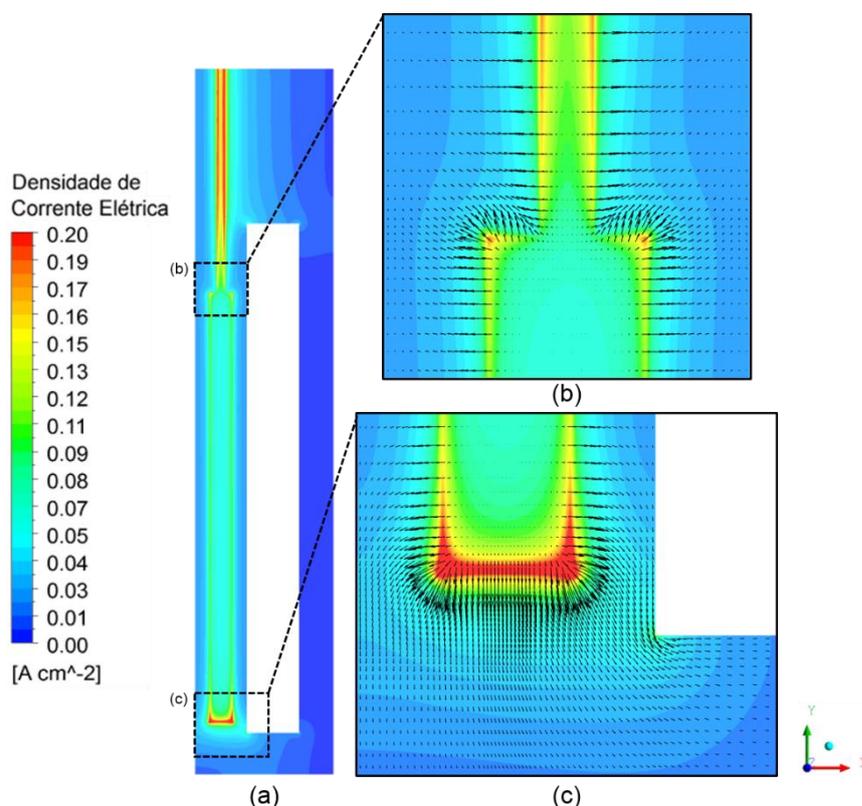


Figura 5.23 – Detalhamento das regiões onde são formados os Picos 1(b) e 2 (c) para os contornos resultantes do Caso 3 com relação à densidade de corrente elétrica através de um plano lateral, paralelo e adjacente ao eletrodo positivo (a).

Fonte: elaborado pelo autor.

Já o Pico 3 é originado na transição entre o *riser* e o separador de gás. A Figura 5.24(b) mostra, para o Caso 3, esta região de forma detalhada, com o auxílio dos vetores de corrente elétrica que tangenciam o plano lateral desenhado na Figura 5.22(a).

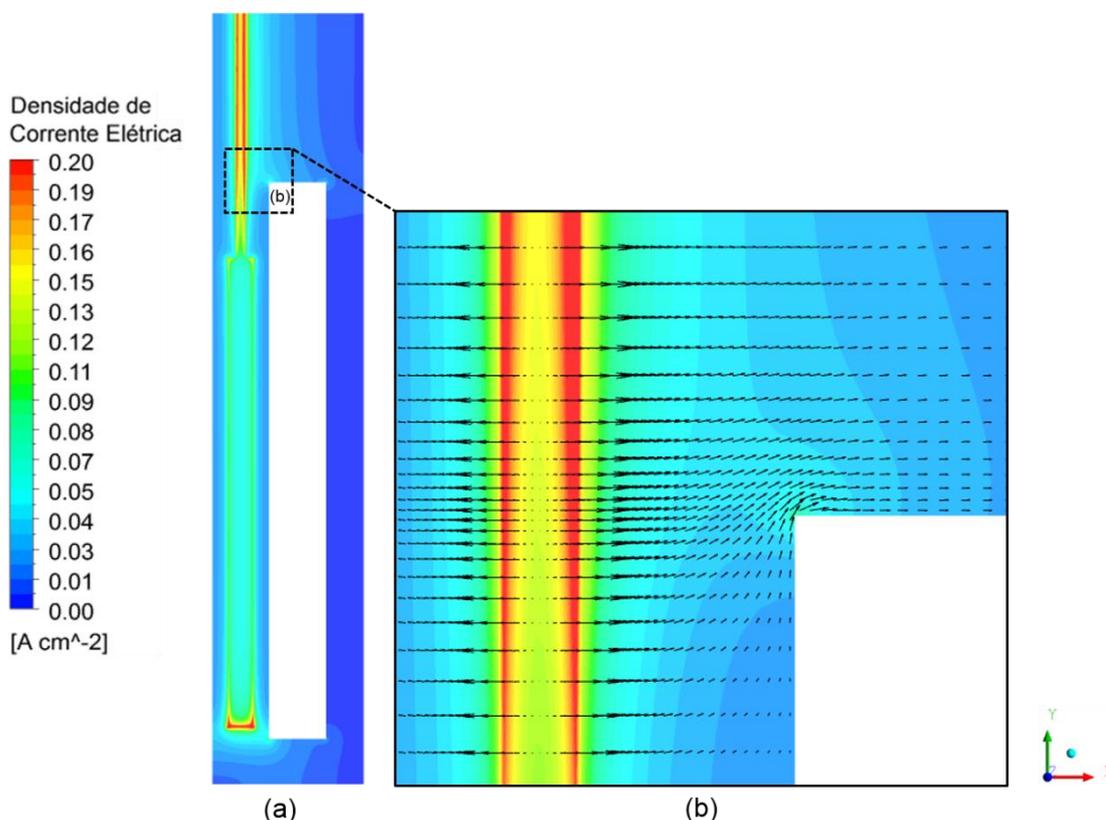


Figura 5.24 – Detalhamento da região onde é formado o Pico 3 (b) para os contornos resultantes do Caso 3 com relação à densidade de corrente elétrica através de um plano lateral, paralelo e adjacente ao eletrodo positivo (a).

Fonte: elaborado pelo autor.

Por meio desta figura, observa-se que o aumento da densidade de corrente elétrica ocorre no entorno da aresta entre as paredes lateral e superior do trocador de calor. Como esta superfície é constituída de um material de baixa condutividade elétrica, parte da corrente que havia entrado pelo *riser* busca contorná-la para chegar ao separador de gás, como pode ser visto na Figura 5.24(b), com o auxílio dos vetores de densidade de corrente elétrica. Estes vetores oriundos do *riser* somam-se aos que já haviam entrado no separador de gás (em alturas mais elevadas dos eletrodos) e geram um aumento da densidade de corrente nas arestas do trocador de calor, de maneira semelhante ao que havia sido previamente relatado no Capítulo 5.2, referente a observações com relação ao experimento de Shim, Lee e Jun (2010). Este efeito

também pode ser observado na aresta inferior do trocador de calor (Figura 5.23 (c)), próxima a entrada do *riser*, mas o gráfico da Figura 5.21 não detecta esta alteração pela maior influência da base do eletrodo, que originou o Pico 1. Jaeger, Meneses e Knorr (2009) observaram um efeito semelhante, ao inserirem uma grade (construída com um isolante elétrico) transversalmente a um escoamento que seria submetido a um tratamento com campo elétrico pulsado, visto que os contornos de campo elétrico mostraram distorções na passagem das grades, com maiores intensidades locais entre os vãos desta peça.

A fim de fornecer informações relacionadas à distribuição da densidade de corrente elétrica, as Figuras 5.25(a-c) mostram os campos desta variável através de um plano frontal posicionado entre o centro dos dois eletrodos, quando são empregadas diferenças de potencial iguais a 100, 120 e 140 V, respectivamente.

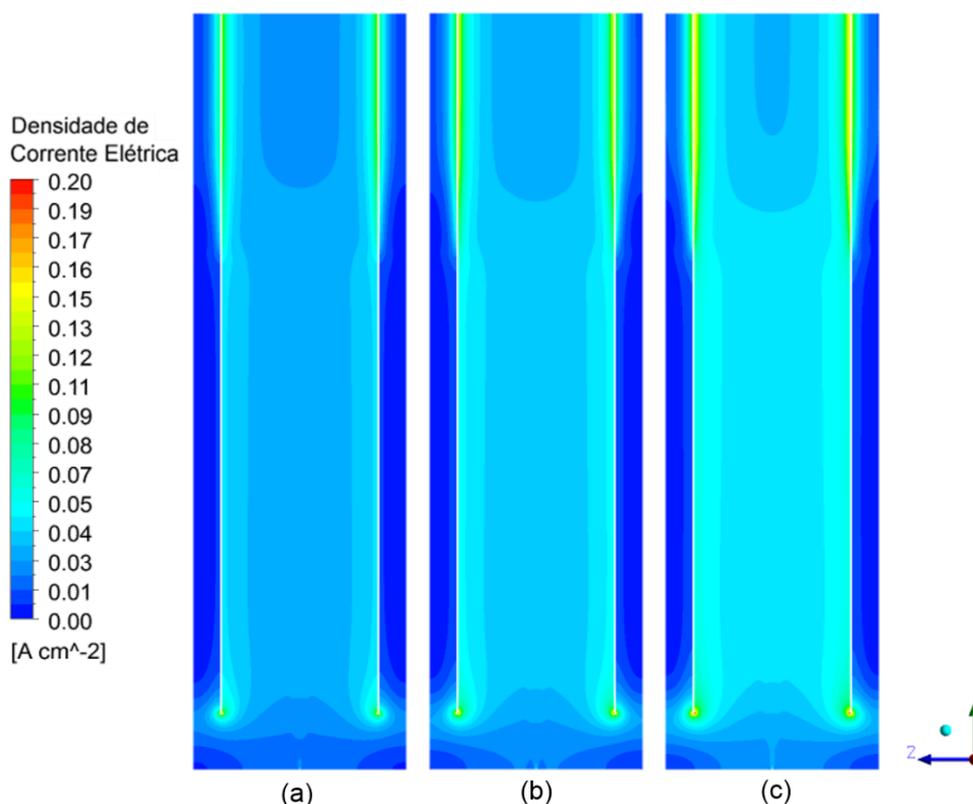


Figura 5.25 – Campos de densidade de corrente elétrica através de um plano, em vista frontal, posicionado entre o centro dos dois eletrodos quando é empregada uma diferença de potencial igual a 100 (a), 120 (b) e 140 V (c).

Fonte: elaborado pelo autor.

Como pode ser visto, acima da base há uma distribuição uniforme de corrente elétrica em grande parte dos eletrodos. Entretanto, aos 28 cm de altura, onde ocorre a diminuição da área dos eletrodos, os contornos de maior intensidade se acumulam nas proximidades dos eletrodos, enquanto que o centro do plano frontal começa a mostrar uma diminuição na densidade de corrente elétrica. O emprego desta geometria irregular limita a vantagem fornecida pelo arranjo de eletrodos em paralelo, pois diminui a uniformidade do campo elétrico e pode ser o responsável por descontinuidades térmicas, como o aumento local de temperaturas nas proximidades destas paredes no separador de gás, já presenciado na Figura 5.15.

Conclui-se que este tipo de eletrodo não é o mais indicado para um tratamento elétrico experimental com uma cultura de microalgas, sendo preferível que a sua área transversal seja mantida constante. Além disto, alterações nas arestas e nos vértices dos eletrodos podem também ter um efeito benéfico para o tratamento, diminuindo o aumento excessivo da densidade de corrente elétrica nas proximidades destas regiões. Tungjtkusolmun *et al.* (2000), ao estudarem, através do método dos elementos finitos, possíveis alterações nas extremidades de eletrodos destinados a ablação cardíaca por radiofrequência, reduziram em mais de 50% a densidade de corrente elétrica nas extremidades dos eletrodos ao alterarem a curvatura dos vértices, que, quando formados por duas arestas com um ângulo de 90°, resultavam em um superprocessamento local com temperatura máxima de 87,5 °C, para uma tensão de 25 V. O emprego de uma abordagem semelhante poderia resultar em uma maior uniformidade térmica e elétrica, o que seria desejado no tratamento experimental de culturas de microalgas.

5.4.5 Cisalhamento

Outro fator de importância a ser observado no interior do fotobiorreator é a tensão de cisalhamento formada pelo escoamento. Como fora previamente mencionado, o crescimento de uma cultura de microalgas é afetado por esta grandeza, criando a necessidade de se estabelecer uma tensão crítica para as diferentes espécies dos microrganismos. A Figura 5.26 (a) estabelece a distribuição da taxa de cisalhamento da fase contínua ($\dot{\gamma}_c$), em uma vista isométrica, através do volume do reator para os casos onde foi empregada uma vazão de ar de 3,6 l h⁻¹.

Além disto, as Figuras 5.26(b) e 5.26(c) mostram os contornos para esta variável nos planos frontal e lateral, respectivamente, posicionados sobre a entrada de ar.

De acordo com os resultados mostrados nas Figuras 5.26(a-c), as taxas de cisalhamento se distribuem de forma não-uniforme, tendo maiores magnitudes nas proximidades da entrada de ar, da pluma de bolhas e dos vértices das superfícies sólidas. De acordo com Esperança (2018), este comportamento é derivado da elevada velocidade relativa entre as duas fases nas proximidades da injeção de ar e das mudanças de direção dos vetores de velocidade nas proximidades dos vértices.

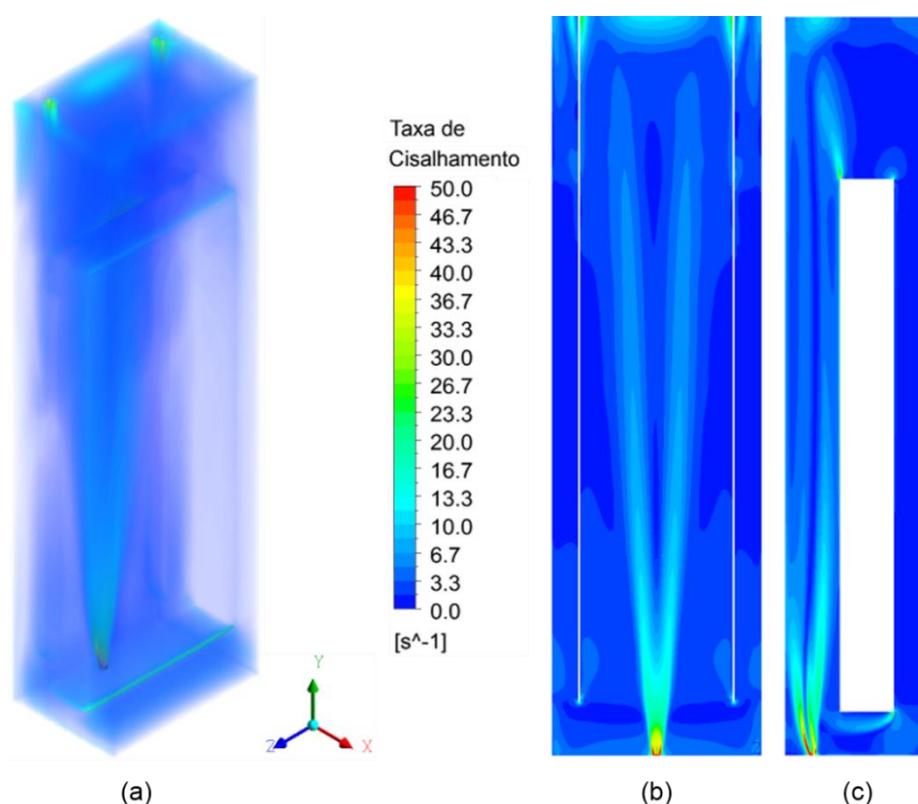


Figura 5.26 – Distribuição da taxa de cisalhamento no interior do reator (a) (regiões mais transparentes correspondem às com menores intensidades de cisalhamento) e em vistas nos planos frontal (b) e lateral (c), posicionados sobre a entrada de ar (vazão de 3,6 l h⁻¹).

Fonte: elaborado pelo autor.

Mavaddat *et al.* (2014), realizaram um estudo computacional sobre os fatores hidrodinâmicos de um biorreator do tipo *airlift* com circulação interna (tubular, com tubos concêntricos) através do *software* Fluent 6.3.26 (Fluent Inc., Canonsburg, PA, Estados Unidos). Estes autores observaram um maior cisalhamento nas mesmas regiões do presente trabalho, mas, ao obterem uma tensão de cisalhamento média menor do que 0,07 Pa, quando aplicada uma vazão de ar igual a 50 l min⁻¹,

constatarem que esta não era uma variável de importância crítica (como era o esperado para reatores com agitação pneumática).

A fim de se analisar o cisalhamento nas diferentes regiões do reator, a Tabela 5.3 coleta os valores médios encontrados no presente trabalho para a taxa de cisalhamento em cada zona do fotobiorreator, para as diferentes vazões de ar.

Tabela 5.3 – Valores médios referentes à taxa de cisalhamento nas diferentes zonas do fotobiorreator, bem como a média global, quando diferentes vazões de ar são empregadas.

Zona	$\bar{\gamma}_c$ [s ⁻¹] ($F_d = 3,6$ l h ⁻¹)	$\bar{\gamma}_c$ [s ⁻¹] ($F_d = 0,36$ l h ⁻¹)
Base	3,71	0,93
<i>Riser</i>	2,79	0,90
Separador de Gás	2,57	0,80
<i>Downcomer</i>	0,95	0,19
Média	2,34	0,67

Fonte: elaborado pelo autor.

Para ambas as vazões estudadas, foram observadas maiores médias das taxas de cisalhamento na base, enquanto que as menores se faziam presentes no *downcomer*. Já Esperança (2018), ao estudar por métodos computacionais a distribuição das taxas de cisalhamento em diferentes configurações de biorreatores do tipo *airlift* com circulação interna, obteve maiores valores médios para esta variável no *riser*. Entretanto, esta diferença pode ter sido gerada em decorrência da posição do injetor de ar (no presente trabalho, este se situava na zona inferior da base, enquanto que nas geometrias estudadas por Esperança (2018), era posicionado na intersecção entre a base e o *riser*). Como um elevado grau de cisalhamento é formado nas proximidades com os orifícios das entradas de ar, a posição do injetor será determinante para definir qual a zona onde há maior fricção. Além disto, Esperança (2018) também constatou que as menores médias de taxa de cisalhamento foram observadas no *downcomer*, justificando este comportamento ordenado, quase que com vetores paralelos, e de baixas magnitudes da velocidade da fase líquida nesta zona.

Com base nos resultados de taxas de cisalhamento, foram calculadas as tensões de cisalhamento médias e máximas para as diferentes vazões de ar empregadas no fotobiorreator, a fim de verificar se os valores referentes ao

cisalhamento estão abaixo das tensões críticas estabelecidas para a respectiva cultura de microalgas. Os resultados referentes a este cálculo estão dispostos na Tabela 5.4. Entretanto, até o término do presente trabalho, não foram encontrados dados referentes ao grau de sensibilidade da *Heterochlorella luteoviridis* na literatura, apenas para algumas outras algas verdes. Os valores críticos destas espécies foram encontrados em trabalhos como o de Khoo, Lam e Lee (2016), para a *Chlorella vulgaris* em uma coluna de bolhas (foi encontrado um ponto ótimo para o crescimento dos microrganismos a uma vazão de 9 l min⁻¹, mas observaram a ocorrência de morte celular induzida pelo cisalhamento quando empregada uma vazão de 11 l min⁻¹ de ar), e o de Leupold *et al.* (2013), para culturas de *Chlorella vulgaris*, de *Scenedesmus obliquus* e de *Chlamydomonas reinhardtii* em um tanque agitado (com valores críticos de tensão de cisalhamento variando entre 0,2 e 0,9 Pa, dependendo do microrganismo).

Tabela 1.4 – Valores médios e máximos referentes à tensão de cisalhamento quando diferentes vazões de ar são empregadas.

F_d [l h ⁻¹]	$\bar{\tau}_c$ [Pa]	$\tau_c^{m\acute{a}x}$ [Pa]
0,36	0,001	0,033
3,60	0,002	0,099

Fonte: elaborado pelo autor.

Observando os valores máximos das tensões obtidas e comparando-os com os valores críticos reportados por Leupold *et al.* (2013), percebe-se que estes resultados mostram o baixo grau de cisalhamento presente. Isto já era esperado, visto que foram injetadas baixas vazões de ar, com a intenção de se obter um regime próximo do homogêneo. Ambos os valores máximos foram encontrados na entrada da fase dispersa. Tomando-se como referência os valores críticos descritos por Leupold *et al.* (2013), é possível afirmar que a morte celular por efeito de cisalhamento não é esperada neste sistema, com estas condições de vazão (a tensão máxima para os casos com maior vazão no presente trabalho é aproximadamente 50% do valor crítico da *Chlamydomonas reinhardtii*, que se mostrou como a espécie mais sensível dentre as encontradas na literatura). Entretanto, seria ainda necessária a realização de um estudo específico de sensibilidade para chegar a esta conclusão quando a *Heterochlorella luteoviridis* é a espécie de microalga cultivada.

6 CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

No presente trabalho, foi apresentado um modelo numérico, construído através do *software* ANSYS CFX 18.2, com o objetivo de estudar um fotobiorreator do tipo *airlift* com circulação externa, destinado a tratamentos elétricos em culturas de microalgas, e que atinja o estado estacionário com uma temperatura média de 28 °C. Isto permite que parâmetros relacionados com a hidrodinâmica do processo sejam obtidos, possibilitando a identificação tanto da influência das condições de contorno impostas quanto dos potenciais defeitos decorrentes da geometria do reator.

Para a elaboração do modelo computacional, foi realizada uma revisão bibliográfica baseada nos conceitos de modelagem de escoamentos multifásicos e de tratamentos elétricos. Após isto, foi realizada uma etapa de validação de dois trabalhos encontrados na literatura, a fim de comprovar a efetividade tanto das equações utilizadas quanto das considerações e simplificações estabelecidas. O modelo térmico/elétrico utilizado no presente trabalho foi validado com base no estudo de Shim, Lee e Jun (2010), enquanto que as considerações sobre o modelo multifásico, bem como sobre as forças interfaciais empregadas, foram validadas através do trabalho de Becker, Sokolichin e Eigenberger (1994).

Após a validação, um estudo de independência de malha através do método GCI, tal qual descrito por Celik *et al.* (2008), foi realizado, com a conclusão de que uma malha de 1186772 elementos, construída através do *software* ANSYS ICEM 18.2, pode ser considerada independente, resultando em baixos erros de discretização espacial.

A fim de obter uma solução em estado estacionário, baixas vazões de ar, injetado através de uma pequena entrada representativa de uma pedra porosa de aquário, foram utilizadas. Acima de uma vazão de 3,6 l h⁻¹, não foi possível obter um estado estacionário. Foram realizados estudos com esta e com uma vazão dez vezes menor. Resultados mostraram a formação de uma pluma de bolhas, predominante através do *riser* e com baixa circulação em direção ao *downcomer*. Maiores velocidades se concentraram no centro da pluma, com a formação de recirculações paralelas ao escoamento desta, no *riser*, e tanto acima quanto abaixo do trocador de calor interno. O *downcomer* foi a zona com maior uniformidade de velocidades.

O aumento da diferença de potencial entre os eletrodos acarretou em maiores gradientes de temperatura ao longo do sistema. Regiões com potencial superprocessamento podem ser localizadas nas proximidades das regiões superiores das paredes dos eletrodos, enquanto que se observa um maior subprocessamento ao longo de uma recirculação situada abaixo do trocador de calor, atingindo 24,27 °C quando uma diferença de potencial igual a 140 V é aplicada em conjunto com uma temperatura de resfriamento de 4 °C. Supõe-se que a alteração da geometria do trocador de calor poderia ter efeito benéfico para esta zona, resultando em uma diminuição das recirculações e possibilitando aumento da transferência de calor entre o fluido e a parede. Além disto, devido à geometria da entrada de ar, ocorreu transferência de calor convectiva não uniforme ao longo do *riser*, onde os coeficientes convectivos de calor eram muito maiores nas proximidades com a pluma de bolhas.

Foram empregados eletrodos irregulares, com diminuição da sua área transversal nas proximidades com o separador de gás. Isto resultou em uma distribuição não-uniforme da corrente elétrica, formando uma região de alta densidade de corrente quando a área é alterada. Acima deste ponto, uma grande concentração de corrente ao redor das paredes dos eletrodos é formada (causando maior geração de calor por efeito Joule), ao mesmo tempo em que se reduz a densidade de corrente elétrica na metade da distância entre os eletrodos. Estes resultados sugerem que a geometria dos eletrodos deve ser alterada, mantendo constante a área e modificando a curvatura nos vértices e nas arestas dos mesmos, obtendo uma distribuição mais uniforme de corrente elétrica para o reator.

Para as baixas vazões empregadas, o cisalhamento não mostrou ser um fator limitante para futura aplicação em uma cultura de microalgas. As regiões de maior concentração de cisalhamento foram nas proximidades com a pedra porosa, com a pluma de bolhas e com as arestas do trocador de calor e dos eletrodos.

Observando os diferentes resultados obtidos, conclui-se que a implementação de um modelo computacional previamente ao experimento permitiu a visualização de diferentes variáveis hidrodinâmicas dentro do sistema, o que inclui a detecção de possíveis adversidades ao crescimento de uma cultura de microalgas, que podem ser reduzidas através de modificações da geometria do sistema.

Com base nos resultados obtidos no presente trabalho, sugere-se, para trabalhos futuros:

- o estudo do fotobiorreator com o emprego de diferentes modelos de turbulência;
- alterar a geometria do sistema, com diferentes regiões de entrada de ar e alterando as curvaturas das superfícies sólidas;
- realizar simulações em regime transiente, subsequentemente aumentando as vazões de entrada de ar;
- adicionar uma terceira fase euleriana, que representaria uma porção sólida para as algas;
- realizar comparações com dados obtidos experimentalmente.

REFERÊNCIAS

ANTAL, S. P.; LAHEY, R. T.; FLAHERTY, J. E. Analysis of phase distribution in fully developed laminar bubbly two-phase flow. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 17, n. 5, p. 635–652, 1991.

ANSYS, **CFX theory guide**, SAS IP, Inc, 2015.

ASKARI, E.; PROULX, P.; PASSALACQUA, A. Modelling of bubbly flow using CFD-PBM solver in OpenFOAM: Study of local population balance models and extended quadrature method of moments applications. **ChemEngineering**, v. 2, n. 1, p. 1–23, 2018.

AYED, H.; CHAHED, J.; ROIG, V. Hydrodynamics and mass transfer in a turbulent buoyant bubbly shear layer. **AIChE Journal**, v. 53, n. 11, p. 2742–2753, 2007.

BAI, H. **Investigation of momentum exchange term closures for the Eulerian-Eulerian model applied to bubbly flows**. Dissertação de Mestrado – Iowa State University, Iowa, p. 98, 2016.

BARBOSA Jr., J. R. Aspectos fenomenológicos e modelagem de escoamentos bifásicos líquido-gás. *In*: RODRIGUEZ, O. M. H. (Ed.). **I Escola Brasileira de Escoamentos Multifásicos**. São Carlos, 2010.

BECKER, S.; SOKOLICHIN, A.; EIGENBERGER, G. Gas-liquid flow in bubble columns and loop reactors: Part I. Detailed modelling and numerical simulation. **Chemical Engineering Science**, v. 49, n. 24, p. 5735–5746, 1994.

BEHRENS, P. W. Photobioreactors and fermentors: The light and dark sides of growing algae. *In*: ANDERSEN, R. A. (Ed.). **Algal Culturing Techniques**. First ed. Phycological Society of America: Elsevier, 2005. p. 189–203. ISBN: 0-12-088426-7.

BIRD, R. B.; STEWART, W. E.; LIGHTFOOT, E. N. **Transport phenomena**. 2nd. ed. John Wiley & Sons, Inc., 2002.

BITOG, J. P. *et al.* Application of computational fluid dynamics for modeling and designing photobioreactors for microalgae production: A review. **Computers and Electronics in Agriculture**, v. 76, n. 2, p. 131–147, 2011.

BOVE, S.; SOLBERG, T.; HJERTAGER, B. H. Numerical aspects of bubble column simulations. **International Journal of Chemical Reactor Engineering**, v. 2, n. August 2015, p. 1–22, 2004.

BRANCO, I. G. *et al.* Influence of pasteurization on antioxidant and in vitro anti-

proliferative effects of jambolan (*Syzygium cumini* (L.) Skeels) fruit pulp. **Industrial Crops and Products**, v. 89, p. 225–230, 2016.

BRAUNER, N.; BARNEA, D. Slug/churn transition in upward gas-liquid flow. **Chemical Engineering Science**, v. 41, n. 1, p. 159–163, 1986.

BURNS, A. D. *et al.* The Favre averaged drag model for turbulent dispersion in Eulerian multi-phase flows. **5th International Conference on Multiphase Flow**, n. 392, p. 1–17, 2004.

BURNS, A. *et al.* Application of coupled solver technology to CFD modelling of multiphase flows with CFX. **Chemie Ingenieur Technik**, v. 73, n. 6, p. 638–638, 2001.

BUSTILLOS, L. G. T. **Microalgae and other phototrophic bacteria: Culture, processing, recovery and new products**. Nova Science Publishers Inc., Hauppauge. p. 41-58. ISBN 978-1-63482-078-3.

CAPPATO, L. P. *et al.* Ohmic heating in dairy processing: Relevant aspects for safety and quality. **Trends in Food Science and Technology**, v. 62, n. February, p. 104–112, 2017.

CARBONE, L. C.; NIECKELE, A. O. **Simulação numérica de um misturador gás-líquido para estações de bombeio**. Dissertação de Mestrado - Departamento de Engenharia Mecânica, Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, 2015. p.136.

CELIK, I. B. *et al.* Procedure for estimation and reporting of uncertainty due to discretization in CFD applications. **Journal of Fluids Engineering**, v. 130, n. 7, p. 078001, 2008.

CHAUMONT, D. Biotechnology of algal biomass production: a review of systems for outdoor mass culture. **Journal of Applied Phycology**, v. 5, n. 6, p. 593–604, 1993.

CHEMAT, F. *et al.* Solvent-free extraction of food and natural products. **TrAC – Trends in Analytical Chemistry**, v. 71, June 2018, p. 157–168, 2015.

CHEN, C. Specific heat capacities of aqueous sodium chloride solutions at high pressures. **Journal of Physical and Chemical Reference Data**, vol. 27, no. 3. 1982, 356-358.

CHEN, G. Q.; CHEN, Feng. Growing phototrophic cells without light. **Biotechnology Letters**, v. 28, n. 9, p. 607–616, 2006.

CHEN, J. *et al.* The potential of microalgae in biodiesel production. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 90, March, p. 336–346, 2018.

CHISTI, Y. Pneumatically agitated bioreactors in industrial and environmental bioprocessing: hydrodynamics, hydraulics, and transport phenomena. **Applied Mechanics Reviews**, v. 51, n. 1, p. 33, 1998.

CHISTI, Y.; MOO-YOUNG, M. Improve the performance of airlift reactors. **Chemical Engineering Progress**, 1993.

CHIU, S. Y. *et al.* The air-lift photobioreactors with flow patterning for high-density cultures of microalgae and carbon dioxide removal. **Engineering in Life Sciences**, v. 9, n. 3, p. 254–260, 2009.

CHOURASIA, M. K.; GOSWAMI, T. K. Steady state CFD modeling of airflow, heat transfer and moisture loss in a commercial potato cold store. **International Journal of Refrigeration**, v. 30, p. 672–689, 2007.

CLIFT, R.; GRACE, J. R.; WEBER, M. E. **Bubbles, drops, and particles**. Courier Corporation, 2005.

COLLIER, J. G.; THOME, J. R., (1996), Convective boiling and condensation, **Oxford Engineering Science Series**, 3^a Edição, 1996.

COMSOL. **Flow in an airlift loop reactor**. p. 1–22, 2013.

DARMANA, D.; DEEN, N. G.; KUIPERS, J. A. M. Detailed modeling of hydrodynamics, mass transfer and chemical reactions in a bubble column using a discrete bubble model. **Chemical Engineering Science**, v. 60, n. 12, p. 3383–3404, 2005.

DE ALWIS, A. A. P.; FRYER, P. J. A finite element analysis of heat generation and transfer during ohmic heating of food. **Chemical Engineering Science**, v. 45, n. 6, p. 1547–1559, 1990.

DE BORTOLI, A. L.; ANDREIS, G. S. L.; PEREIRA, F. N. **Modeling and simulation of reactive flows**. 1. ed. Elsevier Science Publishing Co Inc, 2015. 212p.

DE OLIVEIRA, M. A. C. L. *et al.* Growth and chemical composition of *Spirulina maxima* and *Spirulina platensis* biomass at different temperatures. **Aquaculture International**, v. 7, n. 4, p. 261–275, 1999.

DEBOWSKI, M. *et al.* Microalgae – Cultivation Methods. **Polish Journal of Natural Sciences**, v. 27, n. 2, p. 151–164, 2012.

DEEN, N. G.; SOLBERG, T.; HJERTAGER, B. H. Large eddy simulation of the Gas–Liquid flow in a square cross-sectioned bubble column. **Chemical Engineering Science**, v. 56, n. 21–22, p. 6341–6349, 2001.

DELNOIJ, E. *et al.* Dynamic simulation of dispersed gas-liquid two-phase flow

using a discrete bubble model. **Chemical Engineering Science**, v. 52, n. 9, p. 1429–1458, 1997.

ESPERANÇA, M. N. **Contribuição ao estudo do desempenho de biorreatores airlift de circulação interna: análise das condições operacionais e da geometria do equipamento**. Tese de Doutorado – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos. São Carlos, 2018. p. 221.

FENG, J.; BOLOTNOV, I. A. Effect of the wall presence on the bubble interfacial forces in a shear flow field. **International Journal of Multiphase Flow**, 2017.

FILHO, P. F. L. H. **Avaliação experimental do coeficiente de massa virtual apoiada em uma formulação objetiva**. Dissertação de Mestrado – Programa de Pós-Graduação de Engenharia, Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, 1984. p. 95.

FRAGA, B. *et al.* A LES-based Eulerian-Lagrangian approach to predict the dynamics of bubble plumes. **Ocean Modelling**, v. 97, p. 27–36, 2016.

FRANK, T. *et al.* Validation of CFD models for mono- and polydisperse air-water two-phase flows in pipes. **Nuclear Engineering and Design**, v. 238, n. 3, p. 647–659, 2008.

GARCÍA, S. *et al.* CFD Simulation of multiphase flow in an airlift column photobioreactor for the cultivation of microalgae. **ASME 2012 6th International Conference on Energy Sustainability, Parts A and B**, v. 16, n. 6, p. 1253, 2012.

GERLACH, D. *et al.* Numerical simulations of pulsed electric fields for food preservation: A review. **Innovative Food Science and Emerging Technologies**, v. 9, n. 4, p. 408–417, 2008.

GOULLIEUX, A.; PAIN, J. P. Ohmic Heating. In: SUN, D. –W. (Ed.). **Emerging Technologies for Food Processing**. Italy: Elsevier Academic Press, 2005. p. 468–505. ISBN 978-0-12-676757-5.

GRACE, J. R.; WAIREGI, T.; AND NGUYEN, T. H., Shapes and velocities of single drops and bubbles moving freely through immiscible liquids, **Chemical Engineering Research and Design**, vol. 54, p. 167, 1976.

GRIMA, E. M., FERNÁNDEZ SEVILLA, J. M.; ACIÉN FERNÁNDEZ, F. G. Microalgae, mass culture methods. In: FLICKINGER, M. C. (Ed.). **Encyclopedia of Industrial Biotechnology: Bioprocess, Bioseparation and Cell Technology**. New York: John Wiley & Sons, 2010.

GUO, X.; CHEN, C. Simulating the impacts of internals on gas–liquid hydrodynamics of bubble column. **Chemical Engineering Science**, v. 174, p. 311–325, 2017.

HAMOOD-UR-REHMAN, M. **Mixing characteristics of external loop airlift bioreactor using electrical resistance tomography**. Dissertação de Mestrado – Program of Chemical Engineering, Ryerson University. Toronto, 2012. p. 144.

HINZE, J. O. **Turbulence**, McGraw-Hill, New York, 1959.

ISHII, M.; HIBIKI, T. **Thermo-fluid dynamics of two-phase flow**. Springer Science + Business Media, Inc. New York. 2006. ISBN-10: 0-387-28321-8.

JAEGER, H.; MENESES, N.; KNORR, D. Impact of PEF treatment inhomogeneity such as electric field distribution, flow characteristics and temperature effects on the inactivation of *E. coli* and milk alkaline phosphatase. **Innovative Food Science and Emerging Technologies**, v. 10, n. 4, p. 470–480, 2009.

JAESCHKE, D. P. *et al.* Carotenoid and lipid extraction from *Heterochlorella luteoviridis* using moderate electric field and ethanol. **Process Biochemistry**, v. 51, n. 10, p. 1636–1643, 2016.

JAKOBSEN, H. A.; SANNÆ, B. H.; GREVSKOTT, S.; SVENDSEN, H. F. Modeling of vertical bubble-driven flows. **Industrial & Engineering Chemistry Research**. v. 36, n. 14, p. 4052-4074, 1997.

JIANG, X.; YANG, N.; YANG, B. Computational fluid dynamics simulation of hydrodynamics in the riser of an external loop airlift reactor. **Particuology**, v. 27, p. 95–101, 2016.

JIN, T. X.; XU, L. Development and validation of moisture movement model for vacuum cooling of cooked meat. **Journal of Food Engineering**, v. 75, p. 333–339, 2006.

JORQUERA, O. *et al.* Comparative energy life-cycle analyses of microalgal biomass production in open ponds and photobioreactors. **Bioresource Technology**, v. 101, n. 4, p. 1406–1413, 2010.

KHOO, C. G.; LAM, M. K.; LEE, K. T. Pilot-scale semi-continuous cultivation of microalgae *Chlorella vulgaris* in bubble column photobioreactor (BC-PBR): Hydrodynamics and gas – liquid mass transfer study. **Algal Research**, v. 15, p. 65–76, 2016.

KIRAN, B.; KUMAR, R.; DESHMUKH, D. Perspectives of microalgal biofuels as a renewable source of energy. **Energy Conversion and Management**, v. 88, p. 1228–

1244, 2014.

KOCHEM, L. H. *et al.* Characterization of a novel flat-panel airlift photobioreactor with an internal heat exchanger. **Chemical Engineering & Technology**, 37, n. 1, p. 59–64, 2014.

KUSNADI, C.; SASTRY, S. K. Effect of temperature on salt diffusion into vegetable tissue. **International Journal of Food Properties**, v. 15, n. 5, p. 1148–1160, 2012.

LAUNDER, B. E.; SPALDING, D. B. The numerical computation of turbulent flows. **Computer Methods in Applied Mechanics and Engineering**, v. 3, n. 2. p. 269–289, 1974.

LEUPOLD, M. *et al.* Influence of mixing and shear stress on *Chlorella vulgaris*, *Scenedesmus obliquus*, and *Chlamydomonas reinhardtii*. **Journal of Applied Phycology**, v. 25, n. 2, p. 485-495, 2013.

LIU, Z. *et al.* Population balance modeling of polydispersed bubbly flow in continuous casting using average bubble number density approach. **Powder Technology**, v. 319, p. 139–147, 2017.

LOPEZ DE BERTODANO, M. L., **Turbulent bubbly flow in a triangular duct**, Tese de Doutorado – Rensselaer Polytechnic Institute, Troy New York, 1991.

LUBCHENKO, N. *et al.* A more fundamental wall lubrication force from turbulent dispersion regularization for multiphase CFD applications. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 98, p. 36–44, 2018.

LUCAS, D.; PRASSER, H. M.; MANERA, A. Influence of the lift force on the stability of a bubble column. **Chemical Engineering Science**, v. 60, n. 13, p. 3609–3619, 2005.

MAHNIČ-KALAMIZA, S.; VOROBIEV, E.; MIKLAVČIČ, D. Electroporation in food processing and biorefinery. **Journal of Membrane Biology**, v. 247, n. 12, p. 1279–1304, 2014.

MALISKA, C. R. **Transferência de calor e mecânica dos fluidos computacional**, LTC. Rio de Janeiro, 1995.

MARRA, F. Mathematical model of solid food pasteurization by ohmic heating: Influence of process parameters. **The Scientific World Journal**, v. 2014, 2014.

MASOOD, R. M. A.; RAUH, C.; DELGADO, A. CFD simulation of bubble column flows: An explicit algebraic Reynolds stress model approach. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 66, p. 11–25, 2014.

MASSART, A. *et al.* Experimental characterization and numerical simulation of the hydrodynamics in an airlift photobioreactor for microalgae cultures. **Algal Research**, v. 6, Part B, p. 210–217, 2014.

MATA, T. M.; MARTINS, A. A.; CAETANO, N. S. Microalgae for biodiesel production and other applications: A review. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 14, n. 1, p. 217–232, 2010.

MAVADDAT, P. *et al.* Modeling and CFD-PBE simulation of an airlift bioreactor for PHB production. **Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering**, v. 9, n. 4, p. 562–573, 2014.

MERCHUK J.; CAMACHO, F. G. Bioreactors: Airlift reactors. *In*: FLICKINGER, M. C. (Ed.). **Encyclopedia of Industrial Biotechnology: Bioprocess, Bioseparation and Cell Technology**. New York: John Wiley & Sons, 2010.

MERCHUK, J. C.; GLUZ, M.; MUKMENEV, I. Comparison of photobioreactors for cultivation of the red microalga *Porphyridium sp.* **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, v. 75, n. 12, p. 1119–1126, 2000.

MIHOUBI, D.; TIMOUMI, S.; ZAGROUBA, F. Process intensification modelling of convective drying of carrot slices with IR heat source. **Chemical Engineering and Processing**, v. 48, p. 808–815, 2009.

MISHIMA, K.; ISHII, M. Flow regime transition criteria for upward two-phase flow in vertical tubes. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 27, n. 5, p. 723–737, 1984.

MOHD UDAIYAPPAN, A. F. *et al.* A review of the potentials, challenges and current status of microalgae biomass applications in industrial wastewater treatment. **Journal of Water Process Engineering**, v. 20, p. 8–21, 2017.

MONAHAN, S. M.; VITANKAR, V. S.; FOX, R. O. CFD predictions for flow-regime transitions in bubble columns. **AIChE Journal**, v. 51, n. 7, p. 1897–1923, 2005.

MUDDE, R. F.; SIMONIN, O. Two- and three-dimensional simulations of a bubble plume using a two-fluid model. **Chemical Engineering Science**, v. 54, n. 21, p. 5061–5069, 1999.

NEZAMMAHALLEH, H. *et al.* Effect of moderate static electric field on the growth and metabolism of *Chlorella vulgaris*. **Bioresource Technology**, v. 218, p. 700–711, 2016.

NYGREN, A. C. L. **Simulation of bubbly flow in a flat bubble column**. Dissertação de Mestrado – Faculty of Engineering, Lund University. Lund, Suécia,

2014. p.69.

ORANGI, S.; SASTRY, S.; QIONG, L. I. A numerical investigation of electroconductive heating in solid-liquid mixtures. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 41, n. 14, p. 2211–2220, 1998.

OZBEK, H.; PHILLIPS, S. L. Thermal conductivity of aqueous sodium chloride solutions from 20 to 330 °C, **Journal of Chemical & Engineering Data**. 1980, 25 (3), 263-267.

PALADINO, E. E.; MALISKA, C. R. Virtual mass in accelerated bubbly flows. **Proceedings of 4th European Thermal Sciences**, 29th–31st March, National Exhibition Centre, Birmingham, UK, 2004. p. 1–15.

PALADINO, E. E. **Estudo do escoamento multifásico em medidores de vazão do tipo pressão diferencial**. Tese de Doutorado – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 2005. p.263.

PALANIAPPAN, S.; SASTRY, S. K. Electrical conductivity of selected juices: influences of temperature, solids content, applied voltage, and particle size. **Journal of Food Process Engineering**, v. 14, p. 247–260, 1991.

PAWAR, S. B. Computational fluid dynamics (CFD) analysis of airlift bioreactor: effect of draft tube configurations on hydrodynamics, cell suspension, and shear rate. **Bioprocess and Biosystems Engineering**, v. 41, n. 1, p. 31–45, 2018.

PEREIRA, R. N.; VICENTE, A. A. Environmental impact of novel thermal and non-thermal technologies in food processing. **Food Research International**, v. 43, n. 7, p. 1936–1943, 2010.

POPE, S. B. **Turbulent flows**. Cambridge Un. Press, v. 1, 2000. p.771.

POSTEN, C.; CHEN, S. F. (Ed.). **Microalgae biotechnology**. Springer International Publishing, 2016.

RAMASWAMY, H. S. *et al.* **Ohmic heating in food processing**. Taylor & Francis Group, LLC 2014.

RAMOS, V. S. **Projeto, montagem e instrumentação de um reator “airlift” para “stripping” de etanol**. Dissertação de Mestrado – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 2014. p.64.

RATHORE, A. S.; SHEKHAWAT, L. K.; LOOMBA, V. (2016). Computational fluid dynamics for bioreactor design. *In*: MANDENIUS, C. (Ed.). **Bioreactors**. Chapter 10, 2016.

RENAUD, S. M. *et al.* Effect of temperature on growth, chemical composition and fatty acid composition of tropical Australian microalgae grown in batch cultures. **Aquaculture**, v. 211, n. 1–4, p. 195–214, 2002.

REZENDE, R. V. P. **Modelo de fechamento para o tensor de interface no modelo de dois fluidos: Modelagem matemática e simulação numérica**. Tese de Doutorado – Programa de Pós-graduação em Química, Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 2014. p.255.

RHIE, C. M.; CHOW, W. L. Numerical study of the turbulent flow past an airfoil with trailing edge separation. **AIAA Journal**, v. 21, n. 11, p. 1525–1532, 1983.

RIPPKA, R. *et al.* Generic assignments, strain histories and properties of pure cultures of cyanobacteria. **Microbiology**, v. 111, n. 1, p. 1–61, 1979.

ROCHA, C. M. R. *et al.* Electric field-based technologies for valorization of bioresources. **Bioresource Technology**, v. 254, n. January, p. 325–339, 2018.

RODRÍGUEZ, J. J. G. *et al.* Causes of shear sensitivity of the toxic dinoflagellate *Protoceratium reticulatum*. **Biotechnology Progress**, v. 25, n. 3, p. 792–800, 2009.

ROSA, L. M. *et al.* Influence of interfacial forces on the mixture prediction of an anaerobic sequencing batch reactor (ASBR). **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 32, n. 2, p. 531–542, 2015.

RUAS, P. H. D. **Análise teórica do escoamento bifásico e/ou dois-fluidos imiscíveis anular ascendente via GITT**. Dissertação de Mestrado – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Universidade Federal da Paraíba. João Pessoa, 2016. p.95.

SALEH, S. N. *et al.* CFD assesment of uniform bubbly flow in a bubble column. **Journal of Petroleum Science and Engineering**, v. 161, n. April 2017, p. 96–107, 2018.

SALENGKE, S.; SASTRY, S. K.; ZHANG, H. Q. Pulsed electric field technology: Modeling of electric field and temperature distributions within continuous flow PEF treatment chamber. **International Food Research Journal**, v. 19, n. 3, p. 1137–1144, 2012.

SASTRY, S. K.; SHYNKARYK, M.; SOMAVAT, R. Ohmic and moderate electric field processing: developments and new applications. **11th International Congress on Engineering and Food**, Athens, Greece. 2011.

SATO, Y.; SEKOGUCHI, K. Liquid velocity distribution in two-phase bubble flow. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 2, n. 1, p. 79–95, 1975.

SCHILLER, L.; NAUMANN, A. A drag coefficient correlation. **Zeitschrift des Vereins Deutscher Ingenieure**, v. 77, p. 318-320, 1933.

SCHMIDT-DANNERT, C.; LEE, P. C. Carotenoids, microbial processes. *In*: FLICKINGER, M. C. (Ed.). **Encyclopedia of Industrial Biotechnology: Bioprocess, Bioseparation and Cell Technology**. New York: John Wiley & Sons, 2010.

SCOPARO, C. H. G. **Remoção de CO₂ em fotobiorreatores utilizando efluentes petroquímicos**. Dissertação de Mestrado – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 2010. p.145.

SENSOY, I.; SASTRY, S. K. Extraction using moderate electric fields. **Journal of Food Science**, v. 69, n. 1, p. 7–13, 2004.

SEO, I. H. *et al.* Numerical investigation of a bubble-column photo-bioreactor design for microalgae cultivation. **Biosystems Engineering**, v. 113, n. 3, p. 229–241, 2012.

SHIM, J. Y.; LEE, S. H.; JUN, S. Modeling of ohmic heating patterns of multiphase food products using computational fluid dynamics codes. **Journal of Food Engineering**, v. 99, n. 2, p. 136–141, 2010.

SHYNKARYK, M.; SASTRY, S. K. Simulation and optimization of the ohmic processing of highly viscous food product in chambers with sidewise parallel electrodes. **Journal of Food Engineering**, v. 110, n. 3, p. 448–456, 2012.

SINGH, P. *et al.* Investigation of combined effect of nitrogen, phosphorus and iron on lipid productivity of microalgae *Ankistrodesmus falcatus* KJ671624 using response surface methodology. **Biochemical Engineering Journal**, v. 94, p. 22–29, 2015.

SPOLAORE, P. *et al.* Commercial applications of microalgae. **Journal of Bioscience and Bioengineering**, v. 101, n. 2, p. 87–96, 2006.

SUH, J. W. *et al.* Development of numerical Eulerian-Eulerian models for simulating multiphase pumps. **Journal of Petroleum Science and Engineering**, v. 162, n. October 2017, p. 588–601, 2017.

TOMIYAMA, A., 1998. Struggle with computational bubble dynamics. *In*: **ICMF'98, 3rd International Conference on Multiphase Flow**, Lyon, France, June 8–12, 1998, p. 1–18.

TREDICI, M. R., CHINI ZITTELLI, G.; RODOLFI, L. Photobioreactors. *In*: FLICKINGER, M. C. (Ed.). **Encyclopedia of Industrial Biotechnology: Bioprocess, Bioseparation and Cell Technology**. New York: John Wiley & Sons, 2010.

TUNGJITKUSOLMUN, S. *et al.* Finite element analyses of uniform current density electrodes for radio-frequency cardiac ablation. **IEEE Transactions on Bio-medical Engineering**, v. 47, n. 1, p. 32–40, 2000.

UGWU, C. U.; AOYAGI, H.; UCHIYAMA, H. Photobioreactors for mass cultivation of algae. **Bioresource Technology**, v. 99, n. 10, p. 4021–4028, 2008.

URSEANU, M. **Scaling up bubble column reactors**. Tese de Doutorado – Faculteit der Natuurwetenschappen, University of Amsterdam. Amsterdam, The Netherlands, 2000. p.181.

VERLAAN, P. **Modelling and characterization of an airlift-loop bioreactor**. Tese de Doutorado – Wageningen University. Wageningen, The Netherlands, 1987. p.129.

VIEIRA, C. B. *et al.* Hydrodynamics of bubble columns: Turbulence and population balance model. **ChemEngineering**, v. 2, n. 1, p. 12, 2018.

VOROBIEV, E.; LEOVKA, N. **Electrotechnologies for extraction from food plants and biomaterials**. New York: Springer, 2008

WANG, Y.; HE, W.; ZHU, H. Computational fluid dynamics (CFD) based modelling of osmotic energy generation using pressure retarded osmosis (PRO). **Desalination**, v. 389, p. 98–107, 2016.

WANG, C.; LAN, C. Q. Effects of shear stress on microalgae – A review. **Biotechnology Advances**, v. 36, n. 4, p. 986–1002, 2018.

WANG, Q.; YAO, W. Computation and validation of the interphase force models for bubbly flow. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 98, p. 799–813, 2016.

WELLEK, R. M.; AGRAWAL, A. K; SKELLAND, A. H. (1966), Shape of liquid drops moving in liquid media. **AIChE Journal**, 12: 854-862.

YAKHOT, V. *et al.* Development of turbulence models for shear flows by a double expansion technique. **Physics of Fluids A: Fluid Dynamics**, v. 4, n. 7, p. 1510-1520, 1991.

YAMOAH, S. *et al.* Numerical investigation of models for drag, lift, wall lubrication and turbulent dispersion forces for the simulation of gas-liquid two-phase flow. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 98, p. 17–35, 2015.

ZENG, X. *et al.* Microalgae bioengineering: From CO₂ fixation to biofuel production. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 15, n. 6, p. 3252–3260, 2011.

APÊNDICE A – CÓDIGO PARA O CÁLCULO DO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR CONVECTIVO

```

!open(OUT, ">D:\Matheus\CoeficienteConvectivo.txt");

!$miny = 1*minVal("Y","ACRWALL"); # com ACRWALL sendo a parede do trocador de calor
!$maxy = 1*maxVal("Y","ACRWALL");
!$maxx = 1*maxVal("X","ACRWALL");
!$minx = 1*minVal("X","ACRWALL");
!$nslice = 40; # serão criados 40 planos perpendiculares ao eixo y
!$ystep = ($maxy - $miny)/$nslice;

PLANE: Plano Varredura
  Normal = 1,0,0
  Option = ZX Plane
  X = 0.0[mm]
  Y = $miny
  Z = 0.0 [mm]
  Visibility = On
END

ISO CLIP: Iso Clip Parede
  Apply Instancing Transform = On
  Apply Texture = Off
  Blend Texture = On
  Colour = 0.75, 0.75, 0.75
  Colour Map = Rainbow
  Colour Mode = Variable
  Colour Scale = Linear
  Colour Variable = Water.Wall Heat Flux
  Colour Variable Boundary Values = Hybrid
  Culling Mode = No Culling
  Domain List = /DOMAIN GROUP:All Domains
  Draw Faces = On
  Draw Lines = Off
  Instancing Transform = /DEFAULT INSTANCE TRANSFORM:Default Transform
  Iso Clip Geometry = Lines Only
  Lighting = On
  Line Colour = 0, 0, 0
  Line Colour Mode = Default
  Line Width = 1
  Location List = /PLANE:Plano Varredura
  Max = 0.16 [W m^-2]
  Min = -0.04 [W m^-2]
  Range = Local

```

Render Edge Angle = 0 [degree]
Specular Lighting = On
Surface Drawing = Smooth Shading
Texture Angle = 0
Texture Direction = 0 , 1 , 0
Texture File =
Texture Material = Metal
Texture Position = 0 , 0
Texture Scale = 1
Texture Type = Predefined
Tile Texture = Off
Transform Texture = Off
Transparency = 0.0
Visibility = On

ISO CLIP LIMITER: Iso Clip Limiter 1

 Limiter Operation = Less Or Equal To #Greater Or Equal To #Less Or Equal To
 Value = \$minx
 Variable = X
 Variable Boundary Values = Hybrid

END

ISO CLIP LIMITER: Iso Clip Limiter 2

 Limiter Operation = Less Or Equal To
 Value = 290 [K]
 Variable = Water.Temperature
 Variable Boundary Values = Hybrid

END

OBJECT VIEW TRANSFORM:

 Apply Reflection = Off
 Apply Rotation = On
 Apply Scale = On
 Apply Translation = Off
 Principal Axis = Z
 Reflection Plane =
 Reflection Plane Option = XY Plane
 Rotation Angle = 0.0 [degree]
 Rotation Axis From = 0 [cm], 0 [cm], 0 [cm]
 Rotation Axis To = 0 [cm], 0 [cm], 0 [cm]
 Rotation Axis Type = Principal Axis
 Scale Vector = 1 , 1 , 1
 Translation Vector = 0 [cm], 0 [cm], 0 [cm]
 X = 0.0 [cm]
 Y = 0.0 [cm]
 Z = 0.0 [cm]

```
END
END

ISO CLIP: Iso Clip Varredura
  Apply Instancing Transform = On
  Apply Texture = Off
  Blend Texture = On
  Colour = 0.75, 0.75, 0.75
  Colour Map = Default Colour Map
  Colour Mode = Constant
  Colour Scale = Linear
  Colour Variable = Pressure
  Colour Variable Boundary Values = Hybrid
  Culling Mode = No Culling
  Domain List = /DOMAIN GROUP:All Domains
  Draw Faces = On
  Draw Lines = Off
  Instancing Transform = /DEFAULT INSTANCE TRANSFORM:Default Transform
  Iso Clip Geometry = Lines Only
  Lighting = On
  Line Colour = 0, 0, 0
  Line Colour Mode = Default
  Line Width = 1
  Location List = /PLANE:Plano Varredura
  Max = 0.0 [Pa]
  Min = 0.0 [Pa]
  Range = Global
  Render Edge Angle = 0 [degree]
  Specular Lighting = On
  Surface Drawing = Smooth Shading
  Texture Angle = 0
  Texture Direction = 0 , 1 , 0
  Texture File =
  Texture Material = Metal
  Texture Position = 0 , 0
  Texture Scale = 1
  Texture Type = Predefined
  Tile Texture = Off
  Transform Texture = Off
  Transparency = 0.0
  Visibility = On

ISO CLIP LIMITER: Iso Clip Limiter 1
  Limiter Operation = Less Or Equal To #Greater Or Equal To #Less Or Equal To
  Value = $minx
  Variable = X
```

```

    Variable Boundary Values = Hybrid
END

OBJECT VIEW TRANSFORM:
    Apply Reflection = Off
    Apply Rotation = Off
    Apply Scale = Off
    Apply Translation = Off
    Principal Axis = Z
    Reflection Plane Option = XY Plane
    Rotation Angle = 0.0 [degree]
    Rotation Axis From = 0 [m], 0 [m], 0 [m]
    Rotation Axis To = 0 [m], 0 [m], 0 [m]
    Rotation Axis Type = Principal Axis
    Scale Vector = 1 , 1 , 1
    Translation Vector = 0 [m], 0 [m], 0 [m]
    X = 0.0 [m]
    Y = 0.0 [m]
    Z = 0.0 [m]
END

END

LIBRARY:
    CEL:
        EXPRESSIONS:
            WaterHTC = (ave(Water.Wall Heat Flux)@Iso Clip Parede) /
                ((minVal(Water.Temperature)@Iso Clip Parede) -
                areaAve(Water.Temperature)@Iso Clip Varredura)
        END
    END

END

! my $fileName = getValue("DATA READER", "Current Results File");
! print(OUT "$fileName");
! print(OUT "\n");

! printf(OUT "%12s %15s\n", "Y Location", "Heat Transfer Coefficient");

!for ($Y = $miny; $Y <= $maxy+$ystep; $Y += $ystep) {

PLANE: Plano Varredura
    Y = $Y
END

USER SCALAR VARIABLE: WaterWHTC
    Boundary Values = Conservative

```

```
Calculate Global Range = Off
Expression = WaterHTC
Recipe = Expression
Variable to Copy = Pressure
Variable to Gradient = Pressure
END

! ($WaterWHTC) = evaluate('WaterHTC');

! printf (OUT "%12.4f %15.6f \n", $Y, $WaterWHTC);

!}

!close(OUT);
```

APÊNDICE B – CÓDIGO PARA O CÁLCULO DAS DENSIDADES DE CORRENTE ELÉTRICA MÉDIAS ATRAVÉS DA ALTURA DO REATOR

```
!open(OUT, ">D:\Matheus\CorrenteMedia.txt");
```

```
!$minyr = 1*minVal("Y","ACRWALL");
!$maxyr = 1*maxVal("Y","ACRWALL");
!$maxxr = 1*maxVal("X","ACRWALL");
!$minxr = 1*minVal("X","ACRWALL");
!$nslicer = 74;
!$ystepr = ($maxyr - $minyr)/$nslicer;
```

```
!$minyb = 1*minVal("Y","WALL");
!$maxyb = 1*minVal("Y","ACRWALL");
!$maxxb = 1*maxVal("X","WALL");
!$minxb = 1*minVal("X","WALL");
!$nsliceb = 12;
!$ystepb = ($maxyb - $minyb)/$nsliceb;
```

```
!$minygs = 1*maxVal("Y","ACRWALL");
!$maxygs = 1*maxVal("Y","WALL");
!$maxxgs = 1*maxVal("X","WALL");
!$minxgs = 1*minVal("X","WALL");
!$nslicegs = 22;
!$ystepgs = ($maxygs - $minygs)/$nslicegs;
```

```
PLANE: Plano Base
  Normal = 1,0,0
  Option = ZX Plane
  X = 0.0[mm]
  Y = $minyb
  Z = 0.0 [mm]
  Visibility = On
END
```

```
PLANE: Plano Riser
  Normal = 1,0,0
  Option = ZX Plane
  X = 0.0[mm]
  Y = $minyr
  Z = 0.0 [mm]
  Visibility = On
END
```

```
PLANE: Plano GS
```

```
Normal = 1,0,0
Option = ZX Plane
X = 0.0[mm]
Y = $minygs
Z = 0.0 [mm]
Visibility = On
END

ISO CLIP: Iso Clip Riser
  Apply Instancing Transform = On
  Apply Texture = Off
  Blend Texture = On
  Colour = 0.75, 0.75, 0.75
  Colour Map = Rainbow
  Colour Mode = Variable
  Colour Scale = Linear
  Colour Variable = Water.Wall Heat Flux
  Colour Variable Boundary Values = Hybrid
  Culling Mode = No Culling
  Domain List = /DOMAIN GROUP:All Domains
  Draw Faces = On
  Draw Lines = Off
  Instancing Transform = /DEFAULT INSTANCE TRANSFORM:Default Transform
  Iso Clip Geometry = Lines Only
  Lighting = On
  Line Colour = 0, 0, 0
  Line Colour Mode = Default
  Line Width = 1
  Location List = /PLANE:Plano Riser
  Max = 0.16 [W m^-2]
  Min = -0.04 [W m^-2]
  Range = Local
  Render Edge Angle = 0 [degree]
  Specular Lighting = On
  Surface Drawing = Smooth Shading
  Texture Angle = 0
  Texture Direction = 0 , 1 , 0
  Texture File =
  Texture Material = Metal
  Texture Position = 0 , 0
  Texture Scale = 1
  Texture Type = Predefined
  Tile Texture = Off
  Transform Texture = Off
  Transparency = 0.0
  Visibility = On
```

```

ISO CLIP LIMITER: Iso Clip Limiter 1
  Limiter Operation = Less Or Equal To
  Value = $minxr
  Variable = X
  Variable Boundary Values = Hybrid
END

```

```

OBJECT VIEW TRANSFORM:
  Apply Reflection = Off
  Apply Rotation = On
  Apply Scale = On
  Apply Translation = Off
  Principal Axis = Z
  Reflection Plane =
  Reflection Plane Option = XY Plane
  Rotation Angle = 0.0 [degree]
  Rotation Axis From = 0 [cm], 0 [cm], 0 [cm]
  Rotation Axis To = 0 [cm], 0 [cm], 0 [cm]
  Rotation Axis Type = Principal Axis
  Scale Vector = 1 , 1 , 1
  Translation Vector = 0 [cm], 0 [cm], 0 [cm]
  X = 0.0 [cm]
  Y = 0.0 [cm]
  Z = 0.0 [cm]
END

```

```

END

```

```

LIBRARY:

```

```

  CEL:

```

```

    EXPRESSIONS:

```

```

      WaterACDb = areaAve(Water.Current Density)@Plano Base
      WaterACDr = areaAve(Water.Current Density)@Iso Clip Riser
      WaterACDgs = areaAve(Water.Current Density)@Plano GS

```

```

    END

```

```

  END

```

```

END

```

```

! my $fileName = getValue("DATA READER", "Current Results File");
! print(OUT "$fileName");
! print(OUT "\n");

```

```

! printf(OUT "%12s %15s\n", "Y Location", "ACD");

```

```

!for ($Y = $miny; $Y <= $maxy; $Y += $step) {

```

```

PLANE: Plano Base
Y = $Y
END

USER SCALAR VARIABLE: WaterWACDb
  Boundary Values = Conservative
  Calculate Global Range = Off
  Expression = WaterACDb
  Recipe = Expression
  Variable to Copy = Pressure
  Variable to Gradient = Pressure
END

! ($WaterWACDb) = evaluate('WaterACDb');

! printf (OUT "%12.4f %15.6f \n", $Y, $WaterWACDb);

!}

!for ($Y = $minyr; $Y <= $maxyr; $Y += $ystepr) {

  PLANE: Plano Riser
  Y = $Y
  END

  USER SCALAR VARIABLE: WaterWACDr
    Boundary Values = Conservative
    Calculate Global Range = Off
    Expression = WaterACDr
    Recipe = Expression
    Variable to Copy = Pressure
    Variable to Gradient = Pressure
  END

  ! ($WaterWACDr) = evaluate('WaterACDr');

  ! printf (OUT "%12.4f %15.6f \n", $Y, $WaterWACDr);

!}

!for ($Y = $minygs; $Y <= $maxygs+$ystepgs; $Y += $ystepgs) {

  PLANE: Plano GS
  Y = $Y
  END

```

```
USER SCALAR VARIABLE: WaterWACDgs
  Boundary Values = Conservative
  Calculate Global Range = Off
  Expression = WaterACDgs
  Recipe = Expression
  Variable to Copy = Pressure
  Variable to Gradient = Pressure
END

! ($WaterWACDgs) = evaluate('WaterACDgs');

! printf (OUT "%12.4f %15.6f \n", $Y, $WaterWACDgs);

!}

!close(OUT);
```