NILO HENRIQUE MEIRA FORTES

**Estudo da distribuição do tempo de residência em um processo de pasteurização
assistido por micro-ondas**

São Paulo

2018

NILO HENRIQUE MEIRA FORTES

**Estudo da distribuição do tempo de residência em um processo de pasteurização
assistido por micro-ondas**

Dissertação apresentada à Escola Politécnica da
Universidade de São Paulo para a obtenção do título
de Mestre em Ciências.

Área de concentração: Engenharia Química

Orientador: Prof. Dr. Jorge Andrey Wilhelms Gut

São Paulo

2018

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

Este exemplar foi revisado e corrigido em relação à versão original, sob responsabilidade única do autor e com a anuência de seu orientador.

São Paulo, _____ de _____ de _____

Assinatura do autor: _____

Assinatura do orientador: _____

Catálogo-na-publicação

Fortes, Nilo Henrique Meira

Estudo da distribuição do tempo de residência em um processo de pasteurização assistido por micro-ondas / N. H. M. Fortes -- versão corr. -- São Paulo, 2018.

132 p.

Dissertação (Mestrado) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Química.

1.Convolução numérica 2.Distribuição do tempo de residência 3.Modelos de escoamento 4.Pasteurização I.Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia Química II.t.

AGRADECIMENTOS

Primeiramente, agradeço à Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo (FAPESP) pelo auxílio financeiro para desenvolvimento deste trabalho, por meio do FoRC - Centro de Pesquisa em Alimentos (Processo 2013/07914-8) ao CNPq pela bolsa de mestrado (Processo 131784/2016-1).

Ao orientador, Jorge Andrey Wilhelms Gut, pela confiança depositada, paciência, conselhos, dedicação ao trabalho e ensinamentos dos mais diversos possíveis que contribuíram para o meu crescimento pessoal e profissional.

Aos funcionários e professores do Departamento de Engenharia Química da Escola Politécnica da USP e do FoRC pelo apoio institucional.

À família, por todo o apoio emocional e financeiro, carinho e confiança.

Aos colegas e amigos, em especial do Laboratório de Engenharia de Alimentos, que me acolheram ao novo ambiente universitário e me ajudaram na realização deste trabalho.

RESUMO

O processo de pasteurização tem como objetivo garantir a segurança e qualidade nutricional do alimento e aumentar sua vida de prateleira. O conhecimento da distribuição do tempo de residência (DTR) do alimento em cada etapa do processo contínuo é importante para uma avaliação adequada do processo e das alterações que causa no alimento. Este trabalho tem como objetivo estudar a DTR em um processo de pasteurização contínuo assistido por micro-ondas aplicado a alimentos líquidos e propor modelos de escoamento para representá-la. Para isso, foram realizados experimentos de estímulo-resposta com alimentação tipo pulso por técnica condutimétrica utilizando uma solução saturada de NaCl como traçador. Com isso, foram obtidas as curvas de DTR do sistema completo, dos trocadores de calor das seções de pré-aquecimento e resfriamento, de seis tubos de retenção com diferentes diâmetros e comprimentos (volumes entre 40 e 125 mL) e do sistema de aquisição de dados de condutividade elétrica. Os experimentos foram realizados em quatro vazões volumétricas (0,5, 0,7, 0,9 e 1,1 L/min), a temperatura ambiente (19 a 26 °C) e como fluido de trabalho foi utilizada uma corrente de alimentação de água com concentração 0,5 g/L de NaCl para estabilizar a leitura de condutividade elétrica. Foram realizadas três repetições por vazão para o processo completo, trocadores de calor e tubos de retenção, e cinco repetições por vazão para o sistema de aquisição de dados, dada a maior sensibilidade. Observou-se a necessidade de realizar o procedimento de convolução numérica para avaliar a distorção na curva de DTR do processo causada pelo escoamento na célula do sistema de aquisição de dados. Foram testados cinco modelos de escoamento: dispersão axial, compartimentado PFR+CSTR, tanques em série, convecção generalizada e y -laminar. O critério de ajuste dos modelos foi a minimização do erro quadrático entre valores experimentais e calculados da curva $E(t)$. Os modelos de dispersão axial e y -laminar foram o que apresentaram melhor ajuste para os tubos de retenção e o modelo de convecção generalizada apresentou melhor ajuste para os trocadores de calor. O regime de escoamento durante os experimentos variou entre laminar e de transição (valores de Reynolds entre 1259 e 4238). Os resultados para o sistema completo e trocadores de calor foram satisfatórios, para os tubos de retenção foi observada uma grande incerteza nos valores dos parâmetros e foi observada a importância da convolução numérica em sistemas de pequeno volume.

Palavras-chave: Convolução numérica. Distribuição do tempo de residência. Modelos de escoamento. Pasteurização.

ABSTRACT

Pasteurization process aims to ensure the safety and nutritional quality of the food and increase its shelf life. The knowledge of residence time distribution (RTD) of the food in each step of continuous processes is important to evaluate the process and changes that it causes in foods. This work aims to study the RTD in a continuous pasteurization process assisted by microwave applied to liquid foods and propose flow models to represent it. For this reason, stimulus-response experiments by pulse injection were conducted by conductimetric technique using a saturated solution of NaCl as a tracer. Thus, it was obtained the RTD of the complete process, heat exchangers of preheating section and cooling section, six retention tubes with different diameters and lengths (volumes between 40 and 125 mL) and of the electrical conductivity data acquisition system. The experiments were carried out at four volumetric flow rates (0.5, 0.7, 0.9 and 1.1 L/min), at room temperature (19 to 26 °C) and water with 0.5 g/L of NaCl was used as the work fluid to stabilize the electrical conductivity reading. Three repetitions per volumetric flow rate were performed for the complete process, heat exchangers and holding tubes, and five repetitions per volumetric flow rate were performed for the data acquisition system, given the higher sensibility. It was observed the need to apply the numerical convolution procedure to evaluate the distortion in the RTD curve of the process caused by the flow through the data acquisition system. Five flow models were tested: axial dispersion, PFR+CSTR association, tanks in series, generalized convection and y -laminar. The adjustment criterion of the parameters was the minimization of the quadratic error between experimental and calculated $E(t)$ values. The axial dispersion and y -laminar models provided the best adjustments for the holding tubes and the generalized convection model provided the best adjustment for the heat exchangers. The flow regime during the experiments varied between laminar and transition (Reynolds values between 1259 and 4238). The results for the complete system and heat exchangers were satisfactory, for the holding tubes was observed a great uncertainty in the parameters values and was observed the importance of numerical convolution in small volume systems.

Keywords: Numerical convolution. Residence time distribution. Flow models. Pasteurization.

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.2.1	Exemplo de relação entre a população de microrganismos viáveis e o tempo em processo isotérmico	26
Figura 3.2.2	Comparação entre curvas de letalidade de um processo térmico nas condições ideal (a) e real (b)	29
Figura 3.4.1	Desenvolvimento da camada limite em um tubo com escoamento laminar	32
Figura 3.5.1	Métodos de injeção do traçador	36
Figura 3.5.2	Normalização da curva $E(t)$ ou distribuição do tempo de residência	37
Figura 3.5.3	Exemplo de curva $F(t)$ de distribuição do tempo de residência	38
Figura 3.5.4	Efeito da variância sobre as curvas de concentração do traçador em função do tempo	39
Figura 3.6.1	Curva do histórico de temperatura e letalidade do processo de pasteurização de gema de ovo	41
Figura 3.7.1	Espalhamento do traçador de acordo com o modelo de dispersão axial	43
Figura 3.7.2	Condições de contorno aberta e fechada para o modelo de dispersão axial	44
Figura 3.7.3	Curvas adimensionais de DTR para o modelo de dispersão axial variando o parâmetro do modelo	45
Figura 3.7.4	Curvas de DTR para o modelo de tanques em série	46
Figura 3.7.5	Escoamento de um fluido de acordo com o modelo de convecção generalizada para escoamento laminar	47
Figura 3.7.6	Influência da escolha da condição de contorno sobre o modelo de convecção generalizada para escoamento laminar em tubos retos	48
Figura 3.7.7	Modelo compartimentado composto por um PFR e um CSTR ideais associados em série	49
Figura 3.7.8	Curvas $E_{\theta}(\theta)$ para o modelo y-laminar com variação no parâmetro do modelo	51
Figura 3.8.1	Dedução da integral de convolução	51
Figura 4.1	Pasteurizador <i>Microwave Lab25 - UHT/HTST EHVH</i>	53
Figura 4.2	Esquema da unidade de processamento térmico e posição dos controladores e sensores distribuídos ao longo do processo	54

Figura 4.1.1	Condutivímetro YSI modelo 3200	55
Figura 4.1.2	Células de fluxo YSI: modelo 3255 (a) e 3445 (b)	56
Figura 4.1.3	Esquema de injeção do traçador no sistema completo (a), trocadores de calor (b) e tubo de retenção (c)	56
Figura 4.1.4	Curvas de condutividade elétrica em função da concentração e temperatura	57
Figura 4.1.5	Influência do sistema de aquisição de dados na determinação da DTR de um processo genérico	58
Figura 4.1.6	Curva de calibração da bomba	60
Figura 4.2.1	Fotografia do sistema de aquisição de dados (célula 3255)	61
Figura 4.2.2	Obtenção da DTR do sistema de aquisição de dados (célula 3255) com destaque para a injeção do traçador	62
Figura 4.3.1	Tubos de retenção utilizados para obtenção da DTR	62
Figura 4.4.1	Injeção do traçador nos trocadores de calor das seções de pré-aquecimento (a) e resfriamento (b)	65
Figura 4.5.1	Injeção do traçador no sistema completo	66
Figura 5.1.1	Curvas (a) $E(t)$ e (b) $F(t)$ obtidas para o sistema de aquisição de dados (célula 3445) na vazão de 0,720 L/min	67
Figura 5.1.2	Dados experimentais do sistema de aquisição de dados (célula 3445) na vazão de 0,481 L/min ajustados ao modelo de dispersão axial	69
Figura 5.1.3	Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica para o sistema de aquisição de dados (célula 3445)	70
Figura 5.1.4	Curvas (a) $E(t)$ e (b) $F(t)$ obtidas para o sistema de aquisição de dados (célula 3255) na vazão de 0,481 L/min	71
Figura 5.1.5	Dados experimentais do sistema de aquisição de dados (célula 3255) na vazão de 0,481 L/min ajustados ao modelo de dispersão axial	73
Figura 5.1.6	Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica para o sistema de aquisição de dados (célula 3255)	74
Figura 5.2.1	Curvas (a) $E(t)$ e (b) $F(t)$ obtidas para o tubo de retenção 6 na vazão de 0,481 L/min	76
Figura 5.2.2	Resultados do ajuste dos modelos matemáticos dos dados experimentais do tubo de retenção 1 para todas as vazões	77

Figura 5.2.3	Resultados do ajuste dos modelos matemáticos dos dados experimentais do tubo de retenção 2 para todas as vazões	78
Figura 5.2.4	Resultados do ajuste dos modelos matemáticos dos dados experimentais do tubo de retenção 3 para todas as vazões	79
Figura 5.2.5	Resultados do ajuste dos modelos matemáticos dos dados experimentais do tubo de retenção 4 para todas as vazões	80
Figura 5.2.6	Resultados do ajuste dos modelos matemáticos dos dados experimentais do tubo de retenção 5 para todas as vazões	81
Figura 5.2.7	Resultados do ajuste dos modelos matemáticos dos dados experimentais do tubo de retenção 6 para todas as vazões	82
Figura 5.2.8	Dados experimentais dos tubos de retenção 1 (a) e 2 (b) na vazão 0,720 L/min com ajuste do modelo de dispersão axial e sua convolução	86
Figura 5.2.9	Dados experimentais dos tubos de retenção 3 (a) e 4 (b) na vazão 0,720 L/min com ajuste do modelo de dispersão axial e sua convolução	86
Figura 5.2.10	Dados experimentais dos tubos de retenção 5 (a) e 6 (b) na vazão 0,720 L/min com ajuste do modelo de dispersão axial e sua convolução	86
Figura 5.2.11	Dados experimentais dos tubos de retenção 1 (a) e 2 (b) na vazão 0,720 L/min com ajuste do modelo γ -laminar e sua convolução	87
Figura 5.2.12	Dados experimentais dos tubos de retenção 3 (a) e 4 (b) na vazão 0,720 L/min com ajuste do modelo γ -laminar e sua convolução	87
Figura 5.2.13	Dados experimentais dos tubos de retenção 5 (a) e 6 (b) na vazão 0,720 L/min com ajuste do modelo γ -laminar e sua convolução	87
Figura 5.2.14	Variação do parâmetro Pe em base logarítmica com o número de Reynolds para os tubos de retenção 1 (a) e 2 (b)	88
Figura 5.2.15	Variação do parâmetro Pe em base logarítmica com o número de Reynolds para os tubos de retenção 3 (a) e 4 (b)	88
Figura 5.2.16	Variação do parâmetro Pe em base logarítmica com o número de Reynolds para os tubos de retenção 5 (a) e 6 (b)	89
Figura 5.2.17	Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 1 para o modelo de dispersão axial	90

Figura 5.2.18	Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 2 para o modelo de dispersão axial	90
Figura 5.2.19	Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 3 para o modelo de dispersão axial	91
Figura 5.2.20	Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 4 para o modelo de dispersão axial	91
Figura 5.2.21	Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 5 para o modelo de dispersão axial	91
Figura 5.2.22	Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 6 para o modelo de dispersão axial	92
Figura 5.2.23	Variação do parâmetro γ com o número de Reynolds para os tubos de retenção 1 (a) e 2 (b)	93
Figura 5.2.24	Variação do parâmetro γ com o número de Reynolds para os tubos de retenção 3 (a) e 4 (b)	94
Figura 5.2.25	Variação do parâmetro γ com o número de Reynolds para os tubos de retenção 5 (a) e 6 (b)	94
Figura 5.2.26	Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 1 para o modelo γ -laminar	95
Figura 5.2.27	Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 2 para o modelo γ -laminar	96
Figura 5.2.28	Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 3 para o modelo γ -laminar	96
Figura 5.2.29	Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 4 para o modelo γ -laminar	96
Figura 5.2.30	Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 5 para o modelo γ -laminar	97
Figura 5.2.31	Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 6 para o modelo γ -laminar	97
Figura 5.2.32	Curvas de DTR do tubo de retenção 1 em diferentes vazões obtidas a partir dos modelos ajustados de dispersão axial (a) e γ -laminar (b)	100
Figura 5.2.33	Curvas de DTR do tubo de retenção 2 em diferentes vazões obtidas a partir dos modelos ajustados de dispersão axial (a) e γ -laminar (b)	100

Figura 5.2.34	Curvas de DTR do tubo de retenção 3 em diferentes vazões obtidas a partir dos modelos ajustados de dispersão axial (a) e γ -laminar (b)	100
Figura 5.2.35	Curvas de DTR do tubo de retenção 4 em diferentes vazões obtidas a partir dos modelos ajustados de dispersão axial (a) e γ -laminar (b)	101
Figura 5.2.36	Curvas de DTR do tubo de retenção 5 em diferentes vazões obtidas a partir dos modelos ajustados de dispersão axial (a) e γ -laminar (b)	101
Figura 5.2.37	Curvas de DTR do tubo de retenção 6 em diferentes vazões obtidas a partir dos modelos ajustados de dispersão axial (a) e γ -laminar (b)	101
Figura 5.3.1	Curvas (a) $E(t)$ e (b) $F(t)$ obtidas para o trocador de calor da seção de pré-aquecimento na vazão de 0,481 L/min	102
Figura 5.3.2	Resultados do ajuste dos modelos matemáticos para o trocador de calor da seção de pré-aquecimento para todas as vazões	104
Figura 5.3.3	Dados experimentais do trocador de calor da seção de pré-aquecimento na vazão de 0,918 L/min ajustados ao modelo de convecção generalizada e sua convolução	106
Figura 5.3.4	Variação do parâmetro n com o número de Reynolds para o trocador de calor da seção de pré-aquecimento	107
Figura 5.3.5	Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica para o trocador de calor da seção de pré-aquecimento	107
Figura 5.3.6	Curvas de DTR do trocador de calor da seção de pré-aquecimento em diferentes vazões obtidas a partir do modelo ajustado de convecção generalizada	109
Figura 5.3.7	Curvas (a) $E(t)$ e (b) $F(t)$ obtidas para o trocador de calor da seção de resfriamento na vazão de 0,481 L/min	109
Figura 5.3.8	Resultados do ajuste dos modelos matemáticos para o trocador de calor da seção de resfriamento para todas as vazões	111
Figura 5.3.9	Dados experimentais do trocador de calor da seção de resfriamento na vazão de 1,117 L/min ajustados ao modelo de convecção generalizada e sua convolução	113
Figura 5.3.10	Variação do parâmetro n com o número de Reynolds para o trocador de calor da seção de resfriamento	114
Figura 5.3.11	Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica para o trocador de calor da seção de resfriamento	114

Figura 5.3.12	Curvas de DTR do trocador de calor da seção de resfriamento em diferentes vazões obtidas a partir do modelo ajustado de convecção generalizada	115
Figura 5.4.1	Curvas (a) $E(t)$ e (b) $F(t)$ obtida para o sistema completo na vazão de 0,720 L/min	116
Figura 5.4.2	Resultados do ajuste dos modelos matemáticos para o sistema completo em todas as vazões	118
Figura 5.4.3	Dados experimentais do sistema completo na vazão de 0,720 L/min ajustados ao modelo y -laminar e de dispersão axial	119
Figura 5.4.4	Variação do parâmetro y do modelo de DTR com o número de Reynolds para o sistema de pasteurização completo	120
Figura 5.4.5	Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica para o sistema completo	122
Figura 5.4.6	Variação do parâmetro Pe do modelo de DTR com o número de Reynolds para o sistema de pasteurização completo	122
Figura 5.4.7	Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica para o sistema completo	122
Figura 5.4.8	Curvas de DTR do sistema completo em diferentes vazões obtidas a partir do modelo ajustado y -laminar	124

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1.1	Relação entre os valores propostos e calculados de vazão volumétrica com o uso de potência da bomba	61
Tabela 4.3.1	Especificações dos tubos de retenção analisados	64
Tabela 5.1.1	Resultados do ajuste dos modelos de DTR para o sistema de aquisição de dados (célula 3445) na vazão de 0,481 L/min	69
Tabela 5.1.2	Valores ajustados do tempo médio de residência e do parâmetro do modelo de dispersão axial para o sistema de aquisição de dados (célula 3445) em função da vazão	70
Tabela 5.1.3	Resultados do ajuste dos modelos de DTR para o sistema de aquisição de dados (célula 3255) na vazão de 0,481 L/min	73
Tabela 5.1.4	Valores ajustados do parâmetro do modelo de dispersão axial para o sistema de aquisição de dados (célula 3255) em função da vazão	74
Tabela 5.2.1	Comparação entre o volume medido e o volume nominal dos tubos de retenção	76
Tabela 5.2.2	Resumo do ajuste dos modelos de DTR para o tubo de retenção 1	84
Tabela 5.2.3	Resumo do ajuste dos modelos de DTR para o tubo de retenção 2	84
Tabela 5.2.4	Resumo do ajuste dos modelos de DTR para o tubo de retenção 3	85
Tabela 5.2.5	Resumo do ajuste dos modelos de DTR para o tubo de retenção 4	85
Tabela 5.2.6	Resumo do ajuste dos modelos de DTR para o tubo de retenção 5	85
Tabela 5.2.7	Resumo do ajuste dos modelos de DTR para o tubo de retenção 6	86
Tabela 5.2.8	Comparação dos volumes medidos com os volumes ativos dos tubos de retenção de acordo com o modelo de dispersão axial	99
Tabela 5.3.1	Resumo do ajuste dos modelos para o trocador de calor da seção de pré-aquecimento	106
Tabela 5.3.2	Resumo do ajuste dos modelos para o trocador de calor da seção de resfriamento	113
Tabela 5.4.1	Resumo do ajuste dos modelos para o sistema completo	120
Tabela 5.4.2	Tempos de residência mínimo ($t_{\min}$), médio (t_m) e máximo ($t_{\max}$) do sistema completo em função da vazão volumétrica	124

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

CSTR	<i>Continuous Stirred Tank Reactor</i>
DTR	Distribuição do Tempo de Residência
EHEDG	<i>European Hygienic Equipment Design Group</i>
FDA	<i>Food and Drug Administration</i>
LCD	<i>Liquid Crystal Display</i>
MSEQ	Minimização da soma dos erros quadráticos
PFR	<i>Plug Flow Reactor</i>
FoRC	<i>Food Research Center</i>

LISTA DE SÍMBOLOS

C	Concentração molar total [mol/m ³]
C_α	Concentração molar da espécie α [mol/m ³]
$C(t)$	Concentração de saída do traçador no tempo t [kg/m ³]
$C_{entrada}$	Concentração do traçador na entrada do sistema [kg/m ³]
$C_{saída}$	Concentração do traçador após atravessar o sistema [kg/m ³]
$\mathfrak{D}$	Coeficiente de difusão molecular [m ² /s]
D	Tempo de redução decimal [s]
D_a	Coeficiente de dispersão axial [m ² /s]
D_t	Diâmetro do tubo de seção circular [m]
D_{ref}	Tempo de redução decimal na temperatura de referência [s]
e	Número de Euler [-]
E_a	Energia de ativação [J/mol]
$E(t)$	Função distribuição do tempo de residência [1/s]
$E_\theta(\theta)$	Função adimensional distribuição do tempo de residência [-]
$f_{(t < t_1)}$	Fração de material mais nova que a idade t_1 [-]
$f_{(t > t_1)}$	Fração de material mais velho que a idade t_1 [-]
F_T	Tempo necessário para atingir dado grau de esterilização a temperatura constante [min ou s]
$F(t)$	Função distribuição cumulativa do tempo de residência [-]
$F_{T_{ref}}$	Tempo necessário para atingir dado grau de esterilização na temperatura de referência [min ou s]
i	Instante discreto de tempo i [-]
j	Instante discreto de tempo j [-]
k	Constante cinética [1/s]
k_{ref}	Constante cinética na temperatura de referência [1/s]
l	Dimensão característica da geometria [m]
L	Função letalidade [-]
m	Parâmetro do modelo de convecção generalizada adimensional [-]
m_1	Massa do tubo de retenção seco [g]
m_2	Massa do tubo de retenção preenchido com água [g]
$m_{água}$	Massa de água que preencheu o tubo [g]

n	Parâmetro do modelo de convecção generalizada [-]
N	População final de organismos viáveis [UFC/g] (Equação 2.2.1) ou parâmetro do modelo de tanques em série [-] (Equação 2.7.5)
N_0	População inicial de organismos viáveis [UFC/g]
Pe	Número de Peclet [-]
P_{bomba}	Potência da bomba em relação à máxima [%]
Q	Vazão volumétrica [m³/s ou L/min]
r	Coordenada radial [m]
R	Constante universal dos gases [J/(mol.K)]
R_i	Raio interno do tubo [m]
Re	Número de Reynolds [-]
R_α	Taxa molar de produção da espécie α por uma reação química homogênea [mol/(s.m³)]
SV	Valor de esterilização [-]
t	Tempo de processo isotérmico (Equação 2.2.1) [s ou min] ou tempo de processamento [s ou min]
t_0	Tempo inicial [s]
t_m	Tempo médio de residência experimental [s]
t_{max}	Tempo máximo de residência [s]
t_{min}	Tempo mínimo de residência [s]
$t_{m,aj}$	Tempo médio de residência ajustado [s]
$t_{m,aj}'$	Tempo médio de residência reajustado [s]
$t_{m, \text{ sist aquisição}}$	Tempo médio de residência do sistema de aquisição de dados [s]
$t_{m, \text{ sist completo}}$	Tempo médio de residência do sistema completo [s]
$t_{m,1}$	Tempo médio de residência ajustado para o tubo de retenção 1 [s]
$t_{m,2}$	Tempo médio de residência ajustado para o tubo de retenção 2 [s]
$t_{m,3}$	Tempo médio de residência ajustado para o tubo de retenção 3 [s]
$t_{m,4}$	Tempo médio de residência ajustado para o tubo de retenção 4 [s]
$t_{m,5}$	Tempo médio de residência ajustado para o tubo de retenção 5 [s]
$t_{m,6}$	Tempo médio de residência ajustado para o tubo de retenção 6 [s]
t'	Tempo de permanência do traçador no sistema [s]
$t_{m,1}'$	Tempo médio de residência reajustado para o tubo de retenção 1 [s]

$t_{m,2}'$	Tempo médio de residência reajustado para o tubo de retenção 2 [s]
$t_{m,3}'$	Tempo médio de residência reajustado para o tubo de retenção 3 [s]
$t_{m,4}'$	Tempo médio de residência reajustado para o tubo de retenção 4 [s]
$t_{m,5}'$	Tempo médio de residência reajustado para o tubo de retenção 5 [s]
$t_{m,6}'$	Tempo médio de residência reajustado para o tubo de retenção 6 [s]
T	Temperatura [°C ou K]
$T_{máx}$	Temperatura máxima do conjunto de dados [K]
T_{min}	Temperatura mínima do conjunto de dados [K]
T_{ref}	Temperatura de referência do processo térmico [°C ou K]
u	Velocidade média do escoamento [m/s]
$v(r)$	Velocidade em função do raio [m/s]
v_{max}	Velocidade máxima [m/s]
v^*	Velocidade molar média [m/s]
V	Volume interno do sistema [m³ ou L]
V_{ativo}	Volume ativo do sistema [m³ ou L]
V_d	Volume da região de estagnação ou volume morto [m³ ou L]
V_m	Volume da região de escoamento com mistura perfeita [m³ ou L]
V_p	Volume da região de escoamento pistonado [m³ ou L]
$V_{nominal}$	Volume nominal do tubo de retenção [mL]
V_{medido}	Volume medido do tubo de retenção [mL]
x_α	Fração molar da espécie α [-]
y	Parâmetro do modelo y-laminar [-]
z	Parâmetro de inativação térmica ou parâmetro z [°C]

Símbolos gregos

Γ	Função gama [-]
θ	Tempo adimensional [-]
θ_0	Tempo inicial adimensionalizado [-]
θ_i	Parâmetro do modelo laminar modificado (adimensional) [-]
μ	Viscosidade [Pa.s]
π	Constante pi [$\pi = 3,1416$]
ρ	Densidade [kg/m³]

$\rho_{\text{água}}$	Densidade da água [kg/m ³]
σ	Condutividade elétrica [μs/cm]
σ^2	Variância de uma curva do traçador ou função distribuição [s ²]
τ	Tempo espacial ou tempo de residência teórico [s]
τ_p	Tempo espacial da região de escoamento pistonado [s]

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO.....	20
2	OBJETIVOS.....	23
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	24
3.1	Processamento térmico de alimentos líquidos.....	24
3.2	Conceitos de inativação térmica de microrganismos e enzimas.....	25
3.3	Trocadores de calor em processos de pasteurização.....	30
3.4	Escoamento em tubos.....	31
3.5	Distribuição do tempo de residência (DTR).....	34
3.5.1	Experimentos de estímulo-resposta.....	35
3.5.2	Determinação da DTR.....	37
3.5.3	Função F.....	38
3.5.4	Tempo médio de residência.....	38
3.5.5	Variância.....	39
3.5.6	Funções adimensionais.....	39
3.6	DTR em tubos de retenção.....	40
3.7	Modelos teóricos de distribuição do tempo de residência	42
3.7.1	Modelo de dispersão axial.....	42
3.7.2	Modelo de tanques em série.....	45
3.7.3	Modelo de convecção generalizada para escoamento laminar.....	47
3.7.4	Modelo compartimentado PFR+CSTR.....	49
3.7.5	Modelo γ -laminar.....	50
3.8	Convolução de sinais.....	51
4	MATERIAIS E MÉTODOS.....	53
4.1	Distribuição do tempo de residência pela técnica condutimétrica.....	54
4.1.1	Influência do escoamento na distribuição do tempo de residência.....	59
4.2	Distribuição do tempo de residência do sistema de aquisição de dados.....	61
4.3	Distribuição do tempo de residência dos tubos de retenção.....	62
4.4	Distribuição do tempo de residência dos trocadores de calor.....	64
4.5	Distribuição do tempo de residência do sistema completo.....	65

5	RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	67
5.1	Resultados da DTR do sistema de aquisição de dados.....	67
5.1.1	Célula 3445.....	67
5.1.2	Célula 3255.....	71
5.2	Resultados da DTR dos tubos de retenção.....	75
5.3	Resultados da DTR dos trocadores de calor.....	102
5.3.1	Trocador de calor da seção de pré-aquecimento.....	102
5.3.2	Trocador de calor da seção de resfriamento.....	109
5.4	Resultados da DTR do sistema completo.....	116
6	CONCLUSÕES	125
	REFERÊNCIAS.....	127

1 INTRODUÇÃO

A busca por alimentos mais práticos para o consumo, com alta qualidade nutricional e sensorial, maior durabilidade e com propriedades similares ao do alimento fresco, é algo que os consumidores têm procurado cada vez mais nos últimos anos. Aliado a isso, surge a necessidade de aumentar a taxa de produção de alimentos com essas características para atender a demanda dos consumidores (PEREIRA; VICENTE, 2010; GUT; TADINI, 2016; ZINK, 1997).

O tratamento térmico contínuo é um dos métodos mais utilizados para preservar alimentos e aumentar sua vida de prateleira por conta do efeito do calor sobre a inativação de microrganismos e enzimas indesejados. Dentre os tipos de tratamento térmico existentes, a pasteurização é um tratamento brando, pois é realizado em temperaturas inferiores a 100 °C. Nos processos de pasteurização são observadas poucas alterações nutricionais e sensoriais no alimento processado, ao custo de uma menor durabilidade quando comparado a alimentos submetidos a processos mais rigorosos, como a esterilização comercial (AWUAH; RAMASWAMY; ECONOMIDES, 2007; LEWIS; HEPPELL, 2000).

O processo de pasteurização contínuo consiste em aquecer o alimento até a temperatura de inativação térmica (destruição do agente patogênico e/ou deteriorador mais resistente no alimento), seguido de um período de retenção nesta temperatura e, por fim, resfriamento do produto. Normalmente são utilizados trocadores de calor de placas ou tubulares para as etapas de aquecimento e resfriamento de alimentos líquidos pouco viscosos, como leite e sucos de frutas (MAO et al., 2011; SINGH; HELDMAN, 2009).

As alterações nutricionais de alimentos submetidos a processos térmicos, geralmente estão relacionadas à etapa de aquecimento. No aquecimento indireto, caso dos trocadores de calor, pelo fato da transferência de calor ser lenta há aumento no tempo de exposição do alimento à alta temperatura. Como resultado disso, pode haver perda de atributos de qualidade (AWUAH; RAMASWAMY; ECONOMIDES, 2007; RAWSON et al., 2011).

Por conta disso, tem-se buscado tecnologias alternativas para o aquecimento dos alimentos durante o processo de pasteurização, tendo como objetivo principal reduzir as alterações nos atributos de qualidade (características físicas, químicas, nutricionais e sensoriais). As principais tecnologias estudadas são: aquecimento ôhmico, aquecimento dielétrico, aquecimento por rádio frequência e aquecimento por micro-ondas, sendo que esses processos podem ser utilizados isoladamente ou combinados com tecnologias já existentes. O diferencial dessas técnicas está no modo de transferência de calor, que se destacam por conta

do aquecimento volumétrico e mais rápido (FELLOWS, 2006; PEREIRA; VICENTE, 2010; RAWSON et al., 2011).

O aquecimento por micro-ondas ocorre em materiais que tem capacidade de absorver a energia de micro-ondas, aplicada na faixa de 300 MHz a 300 GHz, e convertê-la em calor. O aquecimento pode ocorrer mediante os mecanismos dipolar e iônico. No mecanismo dipolar, moléculas polares, como a água, constantemente se realinham na direção do campo elétrico. Por conta da alta frequência desse campo, as moléculas se movimentam rapidamente e geram calor por atrito. O aquecimento também pode ocorrer por conta da migração de íons influenciados pelo campo elétrico, sendo que essa movimentação gera energia em forma de calor (CHANDRASEKARAN; RAMANATHAN; BASAK, 2013; PEREIRA; VICENTE, 2010).

Essa tecnologia possui diversas aplicações na área de secagem, pasteurização, esterilização, descongelamento e cozimento de alimentos. Ela apresenta algumas vantagens sobre o aquecimento convencional, como: aquecimento volumétrico, redução do tempo de processamento e menor degradação dos atributos de qualidade. Porém, o grande problema dessa tecnologia é a uniformidade do aquecimento. Algumas regiões do alimento, seja ele líquido, sólido ou uma mistura desses, podem ser aquecidas mais rápido do que outras, comprometendo a uniformidade do tratamento térmico (CHANDRASEKARAN; RAMANATHAN; BASAK, 2013).

Em processos térmicos contínuos de alimentos líquidos, a eficiência da transferência de calor tem grande importância, sendo que cada alimento apresenta um comportamento diferente em termos de taxa transferência de calor. Quanto mais alta essa taxa, mais rápido o alimento atinge a temperatura de processo desejada. De maneira geral, deve-se evitar que alimentos recebam um tratamento térmico muito intenso, de forma que a qualidade do produto final seja prejudicada. Nesse aspecto, a Distribuição do Tempo de Residência (DTR) e a temperatura são fatores decisivos para avaliar o nível do tratamento térmico aplicado ao alimento (VAN BOEKEL et al., 2010).

A análise da DTR de processos térmicos contínuos de alimentos líquidos tem sido aplicada para avaliar os efeitos dos parâmetros do processo, como o tempo e a temperatura, sobre as características do escoamento e qualidade final do produto. A viscosidade, densidade e o regime de escoamento (laminar, turbulento ou de transição) têm influência sobre o tempo de residência e sobre o processo de transferência de calor no alimento. A qualidade final do produto está relacionada ao tempo mínimo de residência necessário para inativação de microrganismos e/ou enzimas sensíveis a alta temperatura que podem colocar em risco a

segurança do produto para o consumidor. Portanto, a análise da DTR tem grande importância na otimização e dimensionamento de processos térmicos (TORRES; OLIVEIRA, 1998).

O nível do tratamento térmico deve ser avaliado a fim de se verificar a efetividade do tratamento sobre a inativação dos agentes deteriorantes de alimentos (enzimas e microrganismos). Tradicionalmente é utilizado o conceito de letalidade, uma função que avalia a influência do tempo e da temperatura em tratamentos térmicos. O tempo de exposição à alta temperatura deve ser suficiente para inativar o alvo do processo (agente deteriorante mais termorresistente) e causar o mínimo de alterações nutricionais e sensoriais no alimento (AWUAH; RAMASWAMY; ECONOMIDES, 2007; LUND, 1987).

A United States Food and Drug Administration (FDA), agência federal do EUA responsável por estabelecer normas e diretrizes relacionadas à produção de alimentos e medicamentos, considera que a inativação do alvo do processo térmico ocorre na etapa de retenção. Portanto, o tempo de residência dessa seção tem influência direta sobre o nível do tratamento térmico. Sendo assim, o tubo de retenção deve ser dimensionado cuidadosamente levando em conta a faixa de vazão operacional e as dimensões do tubo, parâmetros importantes na determinação da DTR de tubos de retenção. (AWUAH; RAMASWAMY; ECONOMIDES, 2007; SARGHINI, SILANO, MASI, 2011).

Dentro deste cenário, o Centro de Pesquisas em Alimentos (FoRC - Food Research Center), na área de Novas Tecnologias e Inovação, estuda a pasteurização contínua assistida por micro-ondas de alimentos líquidos. É utilizada uma unidade piloto com vazões de 0,5 L/min até 3,0 L/min para processar alimentos de baixa viscosidade, tais como água de coco, suco de maçã e suco de laranja. Para a análise e modelagem matemática do processo, dados de DTR do produto nas várias etapas do processo (pré-aquecedor, aquecedor por micro-ondas, tubo de retenção, resfriador) são necessárias. Estes dados, combinados com a distribuição de temperatura do produto, permitem a predição do efeito da temperatura sobre letalidade e atributos do alimento.

2 OBJETIVOS

Considerando o contexto apresentado na seção anterior, o presente trabalho propõe o estudo da distribuição do tempo de residência (DTR) de uma unidade piloto de pasteurização contínua assistida por micro-ondas. Para cumprir esse objetivo geral, foram propostos os seguintes objetivos específicos:

- a) Estudar a DTR do sistema completo de pasteurização;
- b) Estudar a DTR dos diferentes tubos de retenção disponíveis, trocadores de calor (seção de pré-aquecimento e seção de resfriamento) e também do sistema de aquisição de dados para corrigir eventuais interferências nos resultados por convolução numérica;
- c) Avaliar a relação entre o tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica e comparar o tempo médio de residência experimental com o tempo espacial para os sistemas analisados;
- d) Determinar qual modelo matemático melhor descreve o escoamento nos sistemas analisados, assim como a relação do parâmetro do melhor modelo com o número de Reynolds.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Processamento térmico de alimentos líquidos

O uso de calor na indústria de alimentos tem grande importância em processos de conservação, visto que é possível inativar agentes deterioradores e/ou patogênicos (microrganismos e enzimas) presentes no alimento por meio da alta temperatura. Os principais métodos utilizados atualmente para a conservação de alimentos utilizando o calor são os processos de pasteurização e esterilização comercial (GUT; TADINI, 2016).

Esses processos consistem em aquecer o alimento até a temperatura de inativação do agente patogênico e/ou deteriorador mais resistente no alimento, seguido de um período de retenção na temperatura de processo e por fim resfriamento do alimento. Um dos fatores mais importantes nesse tipo de tratamento é o tempo de retenção, que deve ser especificado com cuidado para produzir produtos inócuos, mas com qualidade e eficiência (GUT; TADINI, 2016; SINGH; HELDMAN, 2009).

A pasteurização é um processo térmico em condições mais brandas do que de esterilização comercial, que proporciona menor vida útil (tempo de prateleira), mas melhor preservação de atributos de qualidade do alimento. Isso porque são causadas poucas alterações químicas e sensoriais durante o processo de pasteurização, visto que são utilizadas temperaturas abaixo de 100 °C. As características químicas estão relacionadas à composição do alimento, enquanto as características sensoriais estão relacionadas à aparência, odor, gosto e textura do alimento (LEWIS; HEPPELL, 2000; MINIM; SILVA, 2016).

A esterilização comercial é um processo térmico que é realizado em temperaturas acima de 100 °C. Por se tratar de um tratamento térmico severo, muitas vezes há redução da qualidade nutricional e sensorial do alimento. Como resultado desse processo, a vida de prateleira do alimento pode exceder o período de seis meses (superior à vida de prateleira de alimentos pasteurizados, geralmente refrigerados), armazenado a temperatura ambiente.

Geralmente, as condições de referência utilizadas nos processos de esterilização em alimentos de baixa acidez (pH maior que 4,5) são: manter uma temperatura de 121,1 °C por três minutos. Essas condições são necessárias para inativar esporos da bactéria *Clostridium botulinum*, que apresentam alta resistência térmica (LEWIS; HEPPELL, 2000; SINGH; HELDMAN, 2009).

Esporos bacterianos são mecanismos de defesa de bactérias acionados quando as bactérias se encontram em condições desfavoráveis ao seu desenvolvimento, de modo que a resistência dos esporos é superior à das células vegetativas. Quando expostos a condições

favoráveis ao seu desenvolvimento, os esporos podem germinar e voltar a exercer atividade deteriorante ou patogênica.

O pH do alimento tem influência sobre o desenvolvimento de microrganismos deterioradores e/ou patogênicos e germinação dos esporos. As bactérias têm preferência por meios com pH próximo do neutro, enquanto fungos e leveduras se desenvolvem melhor em condições ácidas. Por conta da importância do pH no processamento de alimentos, existe uma classificação dos alimentos de acordo com sua acidez: alimentos ácidos tem pH menor que 4,5 e alimentos pouco ácidos tem pH maior que 4,5. No caso de alimentos líquidos, como sucos de fruta, manter o pH abaixo de 4,0 normalmente garante que os esporos de bactérias não se desenvolvam (FALGUERA; IBARZ, 2014; GUT; TADINI, 2016; LEWIS; HEPPELL, 2000).

A bactéria *Clostridium botulinum* geralmente é o alvo de processos térmicos, já que ela é produtora da toxina responsável por causar o botulismo, doença altamente letal. Seus esporos não germinam e não se desenvolvem em pH menor que 4,5 (GUT; TADINI, 2016; LEWIS; HEPPELL, 2000).

A inativação dos esporos desse microrganismo garante que outras bactérias de menor resistência térmica sejam também inativadas e se mostrou como uma condição adequada para garantir a segurança e qualidade de muitos alimentos de baixa acidez. Porém, em alguns alimentos, existem microrganismos deterioradores não patogênicos mais termorresistentes que o *Clostridium botulinum*, como o *Geobacillus stearothermophilus*. Portanto, esses devem ser considerados para dimensionar o processo e garantir a inocuidade do alimento (GUT; TADINI, 2016; GUTIERREZ, 2010; LEWIS; HEPPELL, 2000).

3.2 Conceitos de inativação térmica de microrganismos e enzimas

Durante o processo térmico a taxa de inativação do microrganismo ou enzima, geralmente é logarítmica e de primeira ordem. Pelo fato da alta temperatura ser letal aos microrganismos e às enzimas, este processo é dependente da temperatura e do tempo de exposição e deve seguir até que seja atingido o nível de letalidade desejado (GUT; TADINI, 2016).

Os microrganismos podem ser classificados de acordo com a faixa de temperatura na qual seu crescimento é ótimo. Os microrganismos psicrófilos têm crescimento otimizado na faixa de -10 °C a 10 °C; os microrganismos mesófilos têm crescimento otimizado na faixa de 10 °C e 40 °C e são os mais numerosos; os microrganismos termófilos têm crescimento

otimizado na faixa de 40 °C e 80 °C, sendo esses os mais preocupantes para a indústria alimentícia por conta da alta resistência térmica (GUT; TADINI, 2016).

A inativação microbiana geralmente tem cinética de primeira ordem, na qual a taxa de decréscimo de organismos viáveis é diretamente proporcional à população instantânea. Isso pode ser observado na Figura 3.2.1, na qual os pontos experimentais se alinham como uma reta em um gráfico semilogarítmico que relaciona o logaritmo do número de microrganismos viáveis (N) com o tempo de processo isotérmico.

Figura 3.2.1 – Exemplo de relação entre a população de microrganismos viáveis e o tempo em processo isotérmico

Fonte: GUT; TADINI, 2016.

A reta ajustada na Figura 3.2.1 indica que a cada intervalo de tempo de 3,68 min a população de microrganismos é dividida por um fator de 10, ou seja, reduzida em 90% neste exemplo. Devido ao fato da inativação ser exponencial, o número de organismos sobreviventes matematicamente não atinge o zero. Ou seja, não se pode prever uma esterilidade absoluta (ausência de microrganismos patogênicos ou deteriorante) (GUT; TADINI, 2016; LEWIS, 2006; PELEG, 2006).

Industrialmente é utilizado o conceito de esterilidade comercial, que se refere às condições atingidas em um produto alimentício, resultante do processo térmico, que o torne livre de esporos de microrganismos capazes de se reproduzirem no alimento sob condições normais de armazenamento. As condições atingidas dependem do microrganismo alvo do tratamento térmico, contanto que a taxa de sobrevivência desses microrganismos tenha sido reduzida de tal forma que o produto alimentício possa ser considerado um produto estável (GUT; TADINI, 2016; PELEG, 2006).

O tempo, a uma temperatura constante, requerido para reduzir a população de um microrganismo ou atividade enzimática de interesse em um fator de 10 é chamado de tempo de redução decimal (D), definido pela Equação (3.2.1), na qual t é o tempo do processo isotérmico, N_0 é o número inicial de microrganismos por unidade de massa ou volume ou a atividade enzimática inicial e N é o número de microrganismos por unidade de massa ou volume que podem permanecer viáveis após o processo térmico ou atividade enzimática residual (BIGELOW, 1921).

$$\log\left(\frac{N}{N_0}\right) = -\frac{t}{D} \quad (3.2.1)$$

O grau de esterilização de um processo térmico é representado pelo valor de esterilização (SV), que representa o número de reduções decimais sobre N . É definido pela Equação (3.2.2) (GUT; TADINI, 2016).

$$SV = -\log\left(\frac{N}{N_0}\right) \quad (3.2.2)$$

Dessa forma pode-se introduzir o conceito F (Equação 3.2.3), que representa o tempo necessário de tratamento térmico para atingir um dado valor de SV .

$$F = -\log\left(\frac{N}{N_0}\right) D = SV \cdot D \quad (3.2.3)$$

O valor de D para um indicador biológico é específico para uma temperatura. A dependência de D com a temperatura pode ser quantificada pelo parâmetro z , definido como a variação temperatura requerida para uma mudança no valor de D por um fator de 10 e válido para um intervalo de temperatura específico. É calculado pela Equação (3.2.4), em que T é a temperatura do processo, T_{ref} é a temperatura de referência e D_{ref} é o tempo de redução decimal na temperatura de referência (GUT; TADINI, 2016; PELEG, 2006; RAO; RIZVI; DATTA, 2005).

$$\log\left(\frac{D}{D_{ref}}\right) = -\frac{(T - T_{ref})}{z} \quad (3.2.4)$$

Valores de z pequenos (5 °C a 10 °C) significam que o indicador biológico é sensível a pequenas variações na temperatura, enquanto valores de z elevados (20 °C a 25 °C) indicam que são necessárias grandes mudanças na temperatura para alterar o tempo de redução decimal. Geralmente, em mudanças químicas induzidas pelo calor que provocam a degradação de vitaminas e pigmentos, os valores de z são superiores aos de inativação de microrganismos. (GUT; TADINI, 2016).

Conhecidas as relações entre o tempo e a temperatura requeridos para atingir certo grau de esterilização, é introduzido o conceito de letalidade térmica. Define-se F_{ref} como o tempo necessário para atingir o valor de esterilização desejado na temperatura de referência e F o tempo necessário para atingir o valor de esterilização desejado em uma temperatura qualquer, desde que seja constante.

Combinando a Equação (3.2.3) com a Equação (3.2.4), obtém-se a Equação (3.2.5a) ou a Equação (3.2.5b), que representam o tempo necessário para atingir dado grau de esterilização a temperatura constante em uma temperatura qualquer (GUT; TADINI, 2016; LEWIS; HEPPELL; 2000).

$$\log\left(\frac{F}{F_{T_{ref}}}\right) = \frac{(T_{ref} - T)}{z} \quad (3.2.5a)$$

$$F = F_{T_{ref}} 10^{\frac{(T_{ref}-T)}{z}} \quad (3.2.5b)$$

Geralmente, o processamento térmico de alimentos não é isotérmico, já que o alimento é exposto a diferentes temperaturas durante as etapas de aquecimento e resfriamento (RENNIE; RAGHAVAN, 2010). Para avaliar isso, é considerado que o processo com temperatura variável seja equivalente a uma sequência de processos isotérmicos de duração muito curta ($F = \Delta t$), válido para a cinética de primeira ordem. Partindo da Equação (3.2.5b) na temperatura ideal e fazendo $F = \Delta t$, tem-se a Equação (3.2.6) (GUT; TADINI, 2016).

$$F_{T_{ref}} = 10^{\frac{(T-T_{ref})}{z}} \Delta t \quad (3.2.6)$$

Tornando infinitesimal o intervalo de tempo ($\Delta t \rightarrow dt$) na Equação (3.2.6) e integrando de 0 a t obtém-se a função letalidade (L), calculada a partir do histórico de tempo-temperatura do produto e do parâmetro cinético z , conforme mostra a Equação (3.2.7) (GUT; TADINI, 2016; RAO; RIZVI; DATTA, 2005).

$$F_{T_{ref}} = \int_0^t 10^{\frac{(T-T_{ref})}{z}} dt = \int_0^t L dt \quad (3.2.7)$$

Na Figura 3.2.2 são mostradas as curvas de letalidade ideal e real de um processo. A condição ideal considera que o aquecimento e o resfriamento se dão de forma instantânea (Figura 3.2.2a), o que não ocorre na prática conforme pode ser visto na Figura 3.2.2b. Para atingir a letalidade desejada, o valor de F na curva real deve ser maior que o valor de F na condição ideal (GUT; TADINI, 2016).

Em alguns casos, as etapas de aquecimento e resfriamento se dão de maneira tão rápida que se tornam pouco significativas quando comparadas à etapa de retenção. Porém, há

casos em que as etapas de aquecimento e resfriamento podem ser significativas. Sendo assim, é necessário avaliar cada etapa e processo individualmente para analisar a contribuição de cada etapa às alterações térmicas (AGUIAR, 2009; LEWIS, 2006).

Figura 3.2.2 – Comparação entre curvas de letalidade de um processo térmico nas condições ideal (a) e real (b)

Fonte: GUT; TADINI, 2016.

Uma alternativa ao modelo $D-z$ (definido na Equação 3.2.4) para avaliar o efeito da temperatura na inativação de microrganismos é a equação de Arrhenius, também chamada de modelo $k-E_a$. Esse modelo relaciona a constante de velocidade de uma reação de primeira ordem com o recíproco da temperatura absoluta, conforme mostrado na Equação (3.2.8):

$$\ln\left(\frac{k}{k_{ref}}\right) = -\left(\frac{E_a}{R}\right)\left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}}\right) \quad (3.2.8)$$

na qual k é a constante cinética (s^{-1}) a uma temperatura absoluta T (K), k_{ref} é a constante cinética conhecida (s^{-1}) na temperatura de referência T_{ref} (K), E_a é a energia de ativação (J/mol) e R é a constante universal dos gases (J/(mol·K)). A relação entre os modelos $D-z$ e $k-E_a$ é dada pela Equação (3.2.9), na qual T_{min} e $T_{máx}$ representam as temperaturas absolutas mínima e máxima do conjunto de dados disponível, respectivamente. Cada modelo trata de maneira diferente a dependência da temperatura sobre o parâmetro cinético (BERK, 2009; GUT; TADINI, 2016).

$$E_a = \frac{2,3026 \cdot R \cdot T_{min} \cdot T_{máx}}{z} \quad (3.2.9)$$

Embora a teoria tenha sido desenvolvida para processos descontínuos em que a temperatura do alimento varia em função do tempo, ela pode ser adotada para processos contínuos usando, por exemplo, o tempo médio de residência associado ao perfil de temperatura experimentado ao longo do processo. O tempo mínimo de residência pode ser usado alternativamente já que está associado à partícula com menor exposição ao calor. Desta forma o estudo da DTR de um processo térmico é necessário para a avaliação da letalidade.

3.3 Trocadores de calor em processos de pasteurização

A seleção do trocador de calor adequado é muito importante no processamento de alimentos fluidos, visto que apresentam uma grande variedade de propriedades reológicas que têm forte influência sobre a troca térmica e escoamento. Dentre as diversas propriedades, a que recebe maior destaque é a viscosidade aparente pelo fato de afetar tanto o escoamento como a transferência de calor. Nos sistemas de pasteurização, os principais equipamentos de troca térmica utilizados são (SINGH; HELDMAN, 2009):

- a) Trocador de calor de placas;
- b) Trocador de calor tubular;
- c) Trocador de calor de superfície raspada.

O trocador de calor de placas é utilizado para fluidos considerados pouco viscosos (viscosidade aparente menor do que 5 Pa.s). É amplamente utilizado na indústria de leite e de bebidas em geral por conta da facilidade de limpeza e manutenção, capacidade pode ser aumentada pela adição de mais placas, reaproveitamento de energia (seção de regeneração) e por exigir um capital para investimento menor quando comparado a outros trocadores de calor em padrões sanitários (SINGH; HELDMAN, 2009).

Em processos alimentícios, o trocador de calor tubular é mais adequado para o aquecimento e/ou resfriamento de alimentos com partículas em suspensão, como fibras, e com viscosidade baixa ou média, como maionese, polpas e alguns produtos lácteos. O canal de escoamento do trocador tubular é maior quando comparado ao trocador de calor de placas, o que diminui a chance de surgirem problemas de entupimento (KAKAÇ; LIU, 2002; LEWIS; HEPPELL, 2000; SINGH; HELDMAN, 2009).

No caso de produtos alimentícios de elevada viscosidade, com partículas em suspensão e que podem causar incrustação nos equipamentos e tubulações, a utilização do trocador de calor tubular de superfície raspada oferece mais vantagens por conta da constante raspagem mecânica nas paredes que diminui a resistência à transferência de calor. Por outro lado, o volume de produção nesse equipamento é relativamente reduzido, já que a velocidade de rotação das lâminas do processo de raspagem deve ser controlada de forma que não provoque alterações nas características sensoriais do alimento, mas que seja suficiente para garantir uma boa taxa de transferência de calor (LEWIS; HEPPELL, 2000; SINGH; HELDMAN, 2009).

Ebrahimzadeh et al. (2016) desenvolveram seu trabalho em um trocador de calor de placas e comentaram sobre a grande variedade de aplicações desse equipamento, dentre elas a

indústria de alimentos. Além disso, fizeram uma comparação entre um trocador de calor de placas e um trocador de calor casco e tubos pelo fato de possuírem aplicações semelhantes.

O trocador de calor de placas normalmente tem maior eficiência térmica, é mais compacto e apresenta maior eficiência de limpeza, quando comparado ao trocador de calor tipo casco e tubos. Nos casos em que o alimento apresenta alta viscosidade ou a pressão e temperatura de operação são elevadas, o trocador de calor de placas não é recomendado. Nesses casos, trocadores de calor mais robustos, como o casco e tubos ou duplo tubo, são mais adequados. Portanto, a escolha do trocador de calor deve levar em conta as limitações do equipamento e do processo (GUT; SONG, 2016).

No estudo realizado por Sugai (2007) foram utilizados um trocador de calor tubular e um trocador de calor de placas para o processamento térmico de purê de manga. Nesse caso, o trocador tubular foi mais adequado, porque este produto causou entupimento nos canais de escoamento do trocador de calor a placas por conta da alta viscosidade do alimento.

Todos os trocadores de calor citados possuem, com suas respectivas restrições e condições operacionais, aplicação em processos de pasteurização. Sendo assim, esses equipamentos devem ser escolhidos de acordo com as características do alimento processado e em conjunto com o estudo do escoamento de todo o sistema para se obter um processo com um bom rendimento e um produto final com boa qualidade.

3.4 Escoamento em tubos

O escoamento de líquidos tem grande influência no desenvolvimento de um processo, desde o ponto de vista técnico e econômico. As propriedades do líquido, a vazão operacional, a temperatura do sistema e o diâmetro da tubulação estão relacionados ao regime de escoamento que influi nas operações de mistura e nos processos de transferência de calor, massa e quantidade de movimento. Portanto, é fundamental ter conhecimento do escoamento do processo para se desenvolver um processo economicamente viável, com bom volume de produção e produtos de qualidade (FELLOWS, 2006).

O estudo da deformação da matéria tanto de líquidos como de sólidos é chamada de reologia. No caso de líquidos, o comportamento reológico está relacionado ao comportamento de um fluido quando nele é aplicada uma força cisalhante sobre determinada área (tensão cisalhante). Fluidos que possuem taxa de deformação proporcional à tensão de cisalhamento aplicada, são chamados de fluidos Newtonianos (água, óleo e ar, por exemplo). Já no caso de fluidos que não possuem taxa de deformação proporcional à tensão de cisalhamento aplicada,

são chamados de fluidos não Newtonianos (sangue, pastas e soluções de polímeros, por exemplo) (ÇENGEL, 2006; FELLOWS, 2006).

Considerando um fluido Newtoniano escoando em um tubo com diâmetro fixo, baixos valores de vazão geralmente resultam em um fluxo laminar que é caracterizado pelo movimento de camadas adjacentes de fluido sem que haja mistura significativa entre elas. A velocidade do fluido é nula na superfície do tubo, aumenta conforme as camadas se distanciam da superfície do tubo e é máxima no centro, resultando em um perfil parabólico de velocidade (FELLOWS, 2006; RAO; LONCIN, 1974).

No caso de a velocidade do fluido ultrapassar uma velocidade crítica, o escoamento passa para o regime turbulento, caracterizado por flutuações de velocidade e formação de turbilhões, que promovem uma maior taxa de mistura. Porém, a transição do regime laminar para o regime turbulento não ocorre subitamente. A transição ocorre em alguma região na qual o escoamento oscila entre laminar e turbulento, até se tornar completamente turbulento. Esse fenômeno depende principalmente da geometria do canal de escoamento, do tipo de superfície (rugosa ou lisa), das propriedades do fluido (densidade e viscosidade), da temperatura da superfície, entre outros fatores (ÇENGEL, 2006; MCCABE; SMITH; HARRIOTT, 1993).

Quando um fluido com velocidade uniforme entra em um tubo de paredes rígidas, o fluido diretamente em contato com a superfície do tubo tem velocidade nula por conta da condição de contorno de não escorregamento na parede. Isso faz com que os elementos de fluido de camadas adjacentes tenham sua velocidade reduzida gradualmente por conta do atrito no escoamento. Para compensar essa redução na velocidade, a velocidade no centro do tubo aumenta para manter a vazão mássica constante, resultando na formação de um gradiente de velocidade ao longo do tubo conforme mostrado na Figura 3.4.1 (ÇENGEL, 2006).

Figura 3.4.1 – Desenvolvimento da camada limite em um tubo com escoamento laminar

Fonte: Adaptado de ÇENGEL, 2006.

A camada limite é uma fronteira hipotética que se inicia a partir da parede do tubo, acompanha o sentido do escoamento e o divide o escoamento em duas regiões: a região entre a camada limite e a parede, na qual os efeitos viscosos e a mudança da velocidade são significativos, e a região contornada pela camada limite, na qual os efeitos viscosos podem ser desprezados e a velocidade permanece constante na direção axial. Há, portanto, uma região onde há o desenvolvimento do perfil de escoamento (região de entrada) e a região de escoamento plenamente desenvolvido, em que o perfil de velocidade permanece constante ao longo do tempo, sendo esta a condição mais adequada para se realizar análises do escoamento (ÇENGEL, 2006).

O número de Reynolds é o número adimensional que caracteriza o tipo de escoamento para uma geometria específica. No caso do escoamento de fluidos Newtonianos em tubos de seção circular, o regime laminar apresenta número de Reynolds menor que 2100, o regime de transição entre 2100 e 4000 e o regime turbulento maior que 4000 (ÇENGEL, 2006; MCCABE; SMITH; HARRIOTT, 1993).

A Equação (3.4.1) mostra a definição do número de Reynolds, na qual ρ é a densidade do fluido, u é a velocidade média do escoamento, D_t é o diâmetro interno do tubo de seção circular e μ é a viscosidade Newtoniana do fluido (MCCABE; SMITH; HARRIOTT, 1993).

$$Re = \frac{\rho u D_t}{\mu} \quad (3.4.1)$$

Existem três modelos idealizados de escoamento que são bastante comuns e considerados referências na literatura e no projeto de equipamentos como reatores, trocadores de calor e colunas de recheio: o escoamento pistonado, o escoamento com mistura perfeita e o escoamento laminar. O escoamento pistonado é caracterizado pelo escoamento ordenado, ou seja, não há mistura ou difusão ao longo do percurso do fluido (mistura axial) e o tempo de residência deve ser o mesmo para todos os elementos de fluido da mesma seção transversal (LEVENSPIEL, 2000).

No escoamento com mistura perfeita, todo o conteúdo do sistema está bem agitado e uniforme, de modo que a corrente de saída tenha composição igual à do fluido que está dentro do sistema. O terceiro modelo é o de escoamento laminar, no qual a velocidade é máxima no centro do tubo e diminui conforme se aproxima das paredes do tubo, e não há mistura axial entre as camadas. Esse modelo é importante em processos alimentícios pelo fato do escoamento em tubos de retenção geralmente apresentar escoamento laminar, dada faixa de viscosidade dos alimentos líquidos (LEVENSPIEL, 2000; RAO; LONCIN, 1974).

Entretanto, o escoamento real nos equipamentos raramente apresenta comportamento totalmente ideal. Na prática, há ação da gravidade, rugosidade da parede, acessórios de tubulação, variação de temperatura e densidade, entre outros fatores que contribuem para o desvio do comportamento ideal. Além disso, existem fenômenos que ocorrem durante o escoamento que são considerados como desvios do escoamento ideal, como (BUTT, 2000; FOGLER, 2006):

- a) Volume morto – Ocorre em regiões do equipamento que tenham algum tipo de obstrução ao escoamento, em que o fluido fica estagnado e tem pouco contato com a região de escoamento ativo. Por conta disso, o volume ativo do equipamento torna-se menor do que o volume total.
- b) Escoamento preferencial – Ocorre quando uma parcela de fluido tende a escoar por um caminho mais fácil, seja por conta da geometria do equipamento ou por regiões que ofereçam baixa resistência ao escoamento. Portanto, alguns elementos de fluido atravessam o sistema mais rápido, o que torna o tempo de residência das partículas heterogêneo.
- c) Curto-circuito – Ocorre quando parcelas de fluido não percorrem todo o equipamento e, por conta disso, o tempo de residência dessas parcelas é reduzido.

É importante que esses desvios sejam estudados para adquirir conhecimento do que ocorre dentro do equipamento e se possível devem ser evitados, já que esses tipos de escoamento diminuem o desempenho do equipamento e das operações que nele ocorrem. Nesse aspecto, a determinação da distribuição do tempo de residência é um recurso útil que caracteriza o padrão de escoamento e auxilia na detecção de possíveis problemas no escoamento por meio da análise de curvas e de parâmetros obtidos, e predizer a conversão ou a concentração na saída do equipamento (FOGLER, 2006; LEVENSPIEL, 2000).

3.5 Distribuição do Tempo de Residência (DTR)

Assumindo escoamento ideal por um sistema, sem mudanças de densidade e em regime permanente, o tempo necessário para um elemento de fluido atravessar todo o sistema é chamado de tempo espacial ou tempo de residência teórico (τ), que é calculado pela razão entre o volume interno do sistema (V) e a vazão volumétrica (Q) conforme Equação (3.5.1) (LEVENSPIEL, 2000).

$$\tau = \frac{V}{Q} \quad (3.5.1)$$

O tempo médio de residência experimental (t_m) pode diferir do tempo de residência teórico por conta da formação de zonas de estagnação ou de recirculação dentro do equipamento. Isso faz com que o volume ativo do escoamento seja inferior ao volume interno do equipamento, resultando em $t_m < \tau$. Sendo assim, a determinação do volume ativo do equipamento ou processo é importante para o estudo da DTR.

O volume ativo corresponde à região acessível do equipamento na qual o material é continuamente renovado, conforme Equação (3.5.2), sendo Q a vazão volumétrica que escoar através do sistema. Consequentemente o volume morto (V_d) é definido por meio da Equação (3.5.3) (FOGLER, 2006; GUT, 2012):

$$t_m = \frac{V_{ativo}}{Q} \quad (3.5.2)$$

$$V_d = V - V_{ativo} \quad (3.5.3)$$

Os desvios do escoamento real fazem com que os elementos de fluido que passam por um sistema adotem diferentes rotas e, consequentemente, diferentes tempos para atravessá-lo. Ou seja, cada elemento de fluido tem uma idade na saída que é associada ao seu tempo de permanência dentro do sistema. A distribuição desses tempos para cada parcela de fluido avaliada desde a entrada até a saída do sistema é conhecida como distribuição da idade de saída do fluido ou distribuição do tempo de residência, representada pela letra E , do inglês *exit* (LEVENSPIEL, 2000).

3.5.1 Experimento de estímulo-resposta

A curva da função E pode ser obtida por meio dos experimentos de estímulo-resposta que consistem em inserir um composto denominado traçador no fluido que percorre o sistema e medir sua concentração em função do tempo na saída do sistema. O traçador é qualquer composto que é incorporado ao fluido de trabalho, permitindo investigar seu comportamento ao longo de um determinado processo (BEDMAR, 1972). Além disso, o traçador deve ter propriedades similares ao fluido de trabalho (principalmente a densidade e a viscosidade), ser atóxico, inerte e sua detecção deve ser precisa e eficiente (NIGAM; SAXENA, 1986).

Existem diversos métodos para injeção do traçador conforme mostrado na Figura 3.5.1, porém os dois métodos mais utilizados são a alimentação em pulso e a alimentação em degrau porque são mais fáceis de serem implementados, além de fornecerem funções importantes para a DTR de maneira mais direta (FOGLER, 2006).

De maneira geral, a alimentação em pulso consiste em inserir uma quantidade conhecida do traçador o mais rápido possível (instantaneamente) na entrada do sistema que se deseja obter a DTR e medir a concentração da solução em função do tempo na saída do mesmo.

Figura 3.5.1 – Métodos de injeção do traçador

Fonte: LEVENSPIEL, 2000.

A partir dos dados de concentração de saída do traçador, $C(t)$, em função do tempo (t) , é possível traçar a curva a curva $E(t)$ em função do tempo por meio da Equação (3.5.4), sendo esta obtida diretamente pela alimentação tipo pulso (FOGLER, 2006).

$$E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^{\infty} C(t)dt} \quad (3.5.4)$$

A alimentação em degrau fornece diretamente a distribuição cumulativa $F(t)$ que também é importante para a análise da DTR. Em um instante anterior a injeção do traçador, o fluido de trabalho escoava normalmente sob vazão volumétrica constante, sendo que nenhum traçador percorre o sistema. No instante $t \geq 0$, o traçador é inserido a uma taxa constante na entrada do sistema e inicia-se o processo de medição da concentração em função do tempo na saída. A injeção do traçador é mantida até que a concentração da saída seja igual à concentração da entrada, que indica o fim do experimento. A relação entre as curvas F e E é dada pela Equação (3.5.5), sendo que F é adimensional (FOGLER, 2006).

$$F(t) = \int_0^t E(t)dt \quad (3.5.5)$$

Geralmente a alimentação em pulso é mais simples e vantajosa quando comparada à alimentação em degrau, já que é uma maneira mais direta de se obter a curva E , precisa de uma menor quantidade de traçador por experimento e apresenta resultados satisfatórios, desde que se garanta que haja pouca dispersão entre o ponto de injeção e a entrada do sistema e que

a injeção seja eficiente para tempos de residência pequenos (FOGLER, 2006; GUTIERREZ; DIAS; GUT, 2010).

3.5.2 Determinação da DTR

Os ensaios para obtenção do histórico de concentração em função do tempo são muito importantes porque a partir dessas informações é possível calcular todas as funções e parâmetros da DTR. A aquisição dos dados experimentais é feita de acordo com o tipo de traçador utilizado. Geralmente são utilizados traçadores óticos nos quais a aquisição de dados é feita por espectroscopia de absorção ou traçadores condutimétricos quando o traçador é um composto que tem capacidade de conduzir corrente elétrica (GAO; MUZZIO; IERAPETRITOU, 2012; OHLWEILER, 1981; SASSAKI, 2005).

A distribuição do tempo de residência do fluido, representada pela função E , é definida como a fração de fluido saindo do sistema que permaneceu no sistema por determinado tempo e tem unidade tempo^{-1} (FOGLER, 2006). A curva $E(t)$ possui uma forma normalizada, de forma que a área sob a curva é unitária conforme mostrado na Figura 3.5.2.

Figura 3.5.2 – Normalização da curva $E(t)$ ou distribuição do tempo de residência

Fonte: LEVENSPIEL, 2000.

A área total da curva tem valor unitário e é representada pela Equação (3.5.6).

$$\int_0^{\infty} E(t)dt = 1 \quad (3.5.6)$$

A fração mais nova que a idade t_1 pode ser calculada por meio da Equação (3.5.7).

$$f_{(t < t_1)} = \int_0^{t_1} E(t)dt \quad (3.5.7)$$

A fração de material mais velha que a idade t_1 , que permanece no sistema por um tempo maior pode ser calculada pela Equação (3.5.8).

$$f_{(t > t_1)} = \int_{t_1}^{\infty} E(t)dt = 1 - \int_0^{t_1} E(t)dt \quad (3.5.8)$$

3.5.3 Função F

A função $F(t)$ representa a fração do líquido saindo do reator que permaneceu no reator por um tempo menor que t . É conhecida como função de distribuição cumulativa, que resulta da integração da curva $E(t)$ no tempo conforme foi definido na Equação (3.5.5). A Equação (3.5.9) mostra que a curva $E(t)$ também pode ser obtida pela diferenciação da curva $F(t)$ (FOGLER, 2006).

$$E(t) = \frac{dF(t)}{dt} \quad (3.5.9)$$

Não é recomendado utilizar a Equação (3.5.9) para obtenção da função $E(t)$, porque a diferenciação de dados experimentais discretos pode gerar grandes erros (FOGLER, 2006). Um exemplo da curva $F(t)$ é mostrado na Figura 3.5.3.

Figura 3.5.3 – Exemplo de curva $F(t)$ de distribuição do tempo de residência

Fonte: FOGLER, 2006.

3.5.4 Tempo médio de residência

O tempo médio de residência experimental (t_m) é calculado pela Equação (3.5.10) utilizando os dados da curva de concentração em função do tempo, obtidos por meio dos experimentos realizados com a função pulso e sob vazão constante (FOGLER, 2006; LEVENSPIEL, 2000).

$$t_m = \frac{\int_0^{\infty} tC(t)dt}{\int_0^{\infty} C(t)dt} = \int_0^{\infty} tE(t)dt \quad (3.5.10)$$

Enquanto o tempo espacial é utilizado para o tratamento de reatores ideais, o tempo médio de residência pode ser utilizado tanto para reatores reais como ideais, já que o seu cálculo leva em conta as não idealidades do escoamento. A comparação entre τ e t_m permite verificar o quanto o escoamento real está próximo do escoamento ideal, já que o tempo

espacial considera o volume interno total do sistema (situação ideal), enquanto o tempo médio de residência considera o volume ativo (situação real) (FOGLER, 2006).

3.5.5 Variância

A variância representa o quadrado do espalhamento da distribuição, tem unidade $(\text{tempo})^2$ e pode ser obtida pela Equação (3.5.11). Ela é útil para quantificar a dispersão como mostrado na Figura 3.5.4, na qual a curva A apresenta um comportamento próximo de um escoamento com mistura perfeita e a curva B se aproxima de um escoamento pistonado (FOGLER, 2006; LEVENSPIEL, 2000).

$$\sigma^2 = \int_0^{\infty} (t - t_m)^2 E(t) dt \quad (3.5.11)$$

Figura 3.5.4 – Efeito da variância sobre as curvas de concentração do traçador em função do tempo

Fonte: LEVENSPIEL, 2000.

3.5.6 Funções adimensionais

O objetivo de criar uma função de DTR adimensional é tornar possível a comparação direta do escoamento dentro de sistemas de diferentes tamanhos. O tempo adimensional (θ) é definido em termos do tempo médio de residência conforme Equação (3.5.12) (FOGLER, 2006):

$$\theta = \frac{t}{t_m} \quad (3.5.12)$$

Da mesma forma, a distribuição do tempo de residência, $E(t)$, pode ser representada na forma adimensional, $E_\theta(\theta)$, de acordo com a Equação (3.5.13).

$$E_\theta(\theta) = t_m E(t) \quad (3.5.13)$$

3.6 DTR em tubos de retenção

A etapa de retenção é muito importante para o processamento térmico, visto que é a etapa na qual o alimento passa por um tubo por determinado tempo sob temperatura constante, denominada temperatura de pasteurização, até atingir o grau de inativação de agentes deterioradores e/ou patogênicos desejado para o processo (RENNIE; RAGHAVAN, 2010).

Quando um alimento líquido escoar através de um tubo de retenção, nem todos os elementos de fluido possuem o mesmo tempo de residência. Há, portanto, uma distribuição do tempo de residência no tubo de retenção. Como o nível de inativação é dependente do tempo de exposição do alimento à alta temperatura, a DTR do tubo de retenção tem influência direta sobre a letalidade do processo (LUND, 1987; SANCHO; RAO, 1992).

A geometria do tubo de retenção tem influência sobre o escoamento do fluido e, conseqüentemente, sobre a DTR. A presença de mistura radial em tubos de retenção helicoidais promove transferência de quantidade de movimento dos elementos de fluido de maior velocidade para os elementos de fluido de menor velocidade, tornando o perfil de velocidade do fluido e a DTR mais uniformes (SARGHINI; SILANO; MASI, 2011). Além disso, Koutsky e Adler (1964) observaram que, para tubos helicoidais, a transição do escoamento laminar para turbulento ocorre de maneira mais gradual e em valores mais elevados de Reynolds quando comparado a tubos retos.

Na pasteurização de alimentos viscosos, não é seguro assumir escoamento pistonado ao longo do processo e que todas as partículas tenham o mesmo tempo de residência no tubo de retenção. O perfil de velocidades dentro de tubos é parabólico quando o escoamento é laminar e o fluido é Newtoniano, sendo que a velocidade máxima ocorre no centro do tubo. É possível dimensionar o tubo levando em conta apenas a velocidade máxima para cálculos de letalidade, mas neste caso o tubo será superdimensionado e a qualidade do produto final pode ser prejudicada, já que a velocidade próxima às paredes do tubo é menor (JUNG; FRYER, 1999; LEWIS; HEPPELL, 2000; TOLEDO, 2007).

Ndoye et al. (2012) avaliaram a DTR de um trocador de calor tubular e de um tubo de retenção helicoidal no processamento térmico de uma suspensão de proteína do soro do leite. Os resultados desse trabalho mostraram que a agregação de proteína durante o processo causa alterações no escoamento, como a redução do tempo mínimo de residência e aumento da velocidade axial.

Krishnan e Aravamudan (2013) apresentam uma discussão a respeito da influência de partículas em suspensão em alimentos líquidos sobre a transferência de calor em um tubo de retenção, alertando para o fato de que diferentes tamanhos de partícula resultam em diferentes tempos de residência para cada partícula que, por sua vez, afetam a letalidade do processo e a qualidade do produto final. Além disso, o processo de otimização do tratamento térmico de alimentos líquidos com partículas em suspensão é mais complexo por conta da transferência de calor entre o líquido e as partículas e por se tratar de um fluido não-Newtoniano.

A United States Food and Drug Administration (FDA) considera a letalidade no tubo de retenção como sendo a base do processamento térmico, enquanto as contribuições adicionais à letalidade nas seções de aquecimento e resfriamento são consideradas como fatores de segurança do processo (AWUAH; RAMASWAMY, ECONOMIDES, 2007). Apesar disso, alguns autores defendem que as seções de aquecimento e resfriamento contribuem significativamente com a letalidade do processo, enquanto outros defendem que essas contribuições podem ser desprezadas (RENNIE; RAGHAVAN, 2010).

O estudo realizado por Gut et al. (2005) sobre a pasteurização de gema de ovo em um trocador de calor de placas indica que, nesse caso, a letalidade das etapas de aquecimento e de resfriamento não contribuem significativamente com a letalidade do processo, conforme mostrado na Figura 3.6.1. É possível observar que os valores na curva de letalidade são baixos durante as etapas de aquecimento e resfriamento.

Figura 3.6.1 – Curva do histórico de temperatura (T) e letalidade (L_t) do processo de pasteurização de gema de ovo

Fonte: Adaptado de GUT et al., 2005.

Kechichian et al. (2012) fizeram a modelagem de um processamento térmico contínuo de suco de graviola em um trocador de calor tubular levando em conta fatores que

normalmente são desconsiderados na avaliação e desenvolvimento dos processos de transferência de calor, letalidade e escoamento. Os resultados obtidos mostraram que as seções de aquecimento e resfriamento têm uma importante contribuição na letalidade do processo e que há troca de calor suficiente entre o ambiente e o tubo de retenção para causar alterações significativas no valor da letalidade no tubo.

3.7 Modelos teóricos de distribuição de tempo de residência

Os modelos de DTR representam o escoamento em sistemas reais e são úteis para diagnosticar problemas de escoamento, sendo que cada tipo de modelo representa desvios do escoamento ideal partindo de diferentes hipóteses. Neste trabalho serão considerados modelos com apenas um parâmetro para avaliar os desvios do comportamento ideal em um sistema operando em condições reais, o que torna o tratamento matemático mais simples (LEVENSPIEL, 2000; RAO; LONCIN, 1974).

O modelo compartimentado PFR+CSTR faz a comparação entre o escoamento real com os escoamentos pistonado e mistura perfeita associados em série (LEVENSPIEL, 2000). Fillaudeau, Le-nguyen e André (2009) utilizaram o modelo compartimentado contendo um PFR e dois CSTR em série (modelo de 2 parâmetros) para representar o fluxo através de um aquecedor tubular de efeito Joule e concluíram que o modelo representou satisfatoriamente o escoamento no sistema real.

Os modelos de dispersão e de tanques em série tratam de desvios do escoamento pistonado e se aplicam para escoamento turbulento em tubos e escoamento laminar em tubos longos (LEVENSPIEL, 2000). No modelo de convecção generalizada o espalhamento na DTR é atribuído exclusivamente ao perfil de velocidade laminar (GUTIERREZ; DIAS; GUT, 2010). Pegoraro, Marangoni e Gut (2012) desenvolveram o modelo γ -laminar. É um modelo generalizado de DTR baseado no perfil de velocidade do escoamento turbulento em tubos mas com comportamento laminar, na qual um parâmetro γ é responsável pela modificação do perfil de velocidade.

3.7.1 Modelo de dispersão axial

Supondo a injeção de um traçador em pulso ideal no fluido que entra em um sistema, observa-se que esse pulso se espalha à medida que atravessa o sistema conforme mostrado na Figura 3.7.1. Essa dispersão é causada por não idealidades no escoamento, sendo este o objeto de análise deste modelo.

Figura 3.7.1 – Espalhamento do traçador de acordo com o modelo de dispersão axial

Fonte: Adaptado de LEVENSPIEL 2000.

Para caracterizar o espalhamento de acordo com esse modelo é considerado que um processo similar ao de difusão molecular seja imposto ao escoamento pistonado, chamado de dispersão longitudinal ou dispersão axial (LEVENSPIEL, 2000). O grupo adimensional que caracteriza o espalhamento do traçador ao longo do sistema é o número de Peclet (Pe) definido na Equação (3.7.1), na qual l é a dimensão característica (m), u é a velocidade média do escoamento (m/s) e D_a é o coeficiente de dispersão axial (m^2/s).

$$Pe = \frac{u \cdot l}{D_a} \quad (3.7.1)$$

O coeficiente de dispersão representa o processo de espalhamento de acordo com seu valor da seguinte maneira (LEVENSPIEL, 2000):

- a) Altos valores de D_a significam um espalhamento rápido de traçador;
- b) Baixos valores de D_a significam um espalhamento lento de traçador;
- c) D_a nulo significa espalhamento inexistente, logo, escoamento pistonado.

Quando Pe tende ao infinito, o efeito da dispersão é desprezível, caso do escoamento pistonado ideal. Já quando Pe tende a zero, o efeito da dispersão é infinitamente alto, caso do escoamento com mistura perfeita (NAUMAN, 1987).

O processo de mistura envolve embaralhamento e redistribuição dos elementos de fluido devido ao surgimento de vórtices e turbilhões ao longo do equipamento, sendo que estes distúrbios podem ocorrer por conta de fluxo molecular e/ou convectivo. Esses fenômenos são explicados pela equação da continuidade, apresentada na Equação (3.7.2) na forma de fluxo mássico (BIRD; STEWART; LIGHTFOOT, 2012).

$$\frac{\partial C_\alpha}{\partial t} = \nabla^2 x_\alpha \cdot C \cdot \mathfrak{D} - (\nabla \cdot C_\alpha v^*) + R_\alpha \quad (3.7.2)$$

Sendo $\mathfrak{D}$ o coeficiente de difusão molecular, C a concentração molar total, x_α a fração molar da espécie α , C_α a concentração molar da espécie α , v^* a velocidade molar média e R_α a taxa molar de produção da espécie α por uma reação química homogênea.

Considerando apenas difusão molecular na direção x , as contribuições à mistura do fluido na direção x podem ser descritas em função do coeficiente de dispersão axial (D_a). Além disso, considerando que não há reação química e que a difusão ocorre apenas na direção longitudinal. Portanto, a forma final da Equação (3.7.2) é apresentada na Equação (3.7.3), que coincide com a definição da Lei de Fick simplificada (BIRD; STEWART; LIGHTFOOT, 2012; LEVENSPIEL, 2000).

$$\frac{\partial C_\alpha}{\partial t} = D_a \frac{\partial^2 C_\alpha}{\partial x^2} \quad (3.7.3)$$

Para o desenvolvimento da Equação (3.7.3) são consideradas duas condições de contorno que afetam a forma da curva resultante do traçador. Quando o escoamento não é perturbado ao passar pelos contornos da região de entrada e saída do sistema, a condição de contorno é de sistema aberto. Quando há perturbação no escoamento ao passar pelos contornos da região de entrada e saída do sistema, a condição de contorno é de sistema fechado (LEVENSPIEL, 2000). Na Figura 3.7.2 é mostrada uma representação dessas condições de contorno.

Figura 3.7.2 – Condições de contorno aberta e fechada para o modelo de dispersão axial

Fonte: Adaptado de LEVENSPIEL, 2000.

Geralmente a solução analítica da Equação (3.7.3) para obter a curva E com uma das condições de contorno não é simples, porém existem vários modelos disponíveis na literatura que fornecem soluções aproximadas com boa precisão (GUT, 2012). Neste trabalho, foi escolhido o modelo de dispersão representado pela Equação (3.7.4), que é uma aproximação

da solução analítica da Equação (3.7.3) para condição de contorno de sistema fechado, cujo parâmetro é o número de Peclet (GOUVÊA; PARK; GIUDICI, 1990).

$$E_{\theta}(\theta) = \sqrt{\frac{Pe + 1}{4 \cdot \pi \cdot \theta^3}} \cdot \exp\left(\frac{-(Pe + 1) \cdot (1 - \theta)^2}{4 \cdot \theta}\right) \quad (3.7.4)$$

A Equação (3.7.4) é uma adaptação do trabalho de Nauman (1985) para um estímulo pulso e tem validade para $Pe > 16$. Nos casos em que forem obtidos valores menores que 16, o número de Peclet pode ser usado como um parâmetro empírico do modelo, mas não para cálculos de dispersão. Apesar disso, essa equação continua sendo coerente em termos de DTR.

Na Figura 3.7.3 são apresentadas curvas de DTR para diversos valores de Pe segundo a Equação (3.7.4). Quando Pe tende ao infinito a curva se aproxima do delta de Dirac, característica do reator de fluxo pistonado (PFR – *Plug Flow Reactor*). Já quando Pe apresenta valores abaixo de 50, há alta dispersão no escoamento, característica do tanque de mistura perfeita (CSTR – *Continuous Stirred Tank Reactor*) (LEVENSPIEL, 2000).

Figura 3.7.3 – Curvas adimensionais de DTR para o modelo de dispersão axial variando o parâmetro do modelo

Fonte: Adaptado de GUTIERREZ; DIAS; GUT, 2010.

3.7.2 Modelo de tanques em série

Este modelo pode ser usado toda vez que o modelo de dispersão for usado. Tanto o modelo de tanques em série como o de dispersão axial apresentam resultados semelhantes. O modelo de tanques em série é mais versátil quando comparado ao de dispersão axial, já que pode ser utilizado com qualquer cinética de reação e qualquer arranjo de compartimentos com ou sem reciclo (LEVENSPIEL, 2000).

O modelo de tanques em série é baseado no escoamento através de uma série de tanques de mistura perfeita, que tem como parâmetro o número de tanques (N) (LEVENSPIEL, 2000). Para valores de N muito grandes ($N \rightarrow \infty$) o comportamento do sistema se aproxima ao de um PFR, enquanto que para valores de N muito pequenos ($N \rightarrow 1$) o comportamento do sistema se aproxima ao escoamento com mistura perfeita de um CSTR (GAO; MUZZIO; IERAPETRITOU, 2012). Na Figura 3.7.4 são mostradas as curvas obtidas por esse modelo.

Figura 3.7.4 – Curvas de DTR para o modelo de tanques em série

Fonte: LEVENSPIEL, 2000.

As curvas apresentadas nessa figura foram obtidas na forma adimensional (Equação 3.7.5), mas também podem ser obtidas na forma dimensional (Equação 3.7.6) (LEVENSPIEL, 2000).

$$E_{\theta}(\theta) = N \frac{(N\theta)^{N-1}}{(N-1)!} e^{-N\theta} \quad (3.7.5)$$

$$E(t) = \left(\frac{1}{t_m}\right) \left(\frac{t}{t_m}\right)^{N-1} \frac{N^N}{(N-1)!} e^{-\frac{t}{t_m}N} \quad (3.7.6)$$

Valores não inteiros para o número de tanques podem ser utilizados calculando-se os fatoriais de números não inteiros por meio da função Gama (Γ), disponível como uma função no software Excel (Microsoft, EUA). Essa função pode ser utilizada para calcular o fatorial de $N - 1$ das Equações (3.7.5) e (3.7.6).

3.7.3 Modelo de convecção generalizada para escoamento laminar

Enquanto os modelos de dispersão e de tanques em série são aplicados para tubos longos e fluidos pouco viscosos, o modelo de convecção generalizada pode ser utilizado para representar o escoamento de fluidos viscosos em tubos curtos sob regime laminar. Por conta da alta viscosidade, há apenas uma leve difusão radial entre as camadas de fluido. Se o tubo for curto o suficiente e a vazão volumétrica for alta, não há tempo suficiente para haver difusão molecular. Dessa forma, a dispersão no tempo de residência é causada apenas pelo perfil de velocidade. A Figura 3.7.5 mostra o escoamento segundo esse modelo (LEVENSPIEL, 1989; MCCABE; SMITH; HARRIOTT, 1993).

Figura 3.7.5 – Escoamento de um fluido de acordo com o modelo de convecção generalizada para escoamento laminar

Fonte: LEVENSPIEL, 2000.

A Equação (3.7.7) representa o modelo na forma de tempo adimensional, válido para escoamento laminar ideal de fluidos Newtonianos em tubos retos e condição de sistema fechado (LEVENSPIEL, 2000).

$$E_{\theta}(\theta) = \frac{1}{2\theta^3} \quad \text{para } \theta \geq \frac{1}{2} \quad (3.7.7)$$

A Figura 3.7.6 mostra a importância de escolher a condição de contorno de sistema fechado, visto que em outras condições é considerado que a curva obtida não representa uma curva de DTR (caso das curvas E^* e E^{**}).

Figura 3.7.6 – Influência da escolha da condição de contorno sobre o modelo de convecção generalizada para escoamento laminar em tubos retos

Fonte: Adaptado de LEVENSPIEL, 2000.

Ruthven (1971) desenvolveu uma dedução teórica para esse modelo (Equação 3.7.8) aplicado ao caso de escoamento laminar ideal em um tubo helicoidal específico sem difusão. O autor afirma que, por se tratar de um tubo helicoidal, há redução no espalhamento do tempo de residência quando comparado a tubos retos, porque o escoamento em tubos helicoidais induz a formação de fluxos secundários em seu interior gerados pela diferença na força centrífuga dos diferentes elementos de fluido, reduzindo a dispersão axial.

$$E_{\theta}(\theta) = \begin{cases} \frac{0,705}{\theta^{3,81}} & \text{para } \theta \geq 0,613 \\ 0 & \text{para } \theta < 0,613 \end{cases} \quad (3.7.8)$$

Gutierrez (2008) escreveu a Equação (3.7.8) em formato generalizado e adimensional conforme mostra a Equação (3.7.9), sendo $m = (n - 1)\theta_i^{n-1}$.

$$E_{\theta}(\theta) = \begin{cases} \frac{(n - 1)\theta_i^{n-1}}{\theta^n} & \text{para } \theta \geq \theta_i \\ 0 & \text{para } \theta < \theta_i \end{cases} \quad (3.7.9)$$

Essa equação também é apresentada na forma dimensional conforme a Equação (3.7.10) e é válida para $n > 2$.

$$E(t) = \begin{cases} \frac{1}{t_m} \cdot \frac{(n - 2)^{n-1}}{(n - 1)^{n-2}} \cdot \left(\frac{t}{t_m}\right)^{-n} & \text{para } t \geq \frac{(n - 2)}{(n - 1)} \cdot t_m \\ 0 & \text{para } t < \frac{(n - 2)}{(n - 1)} \cdot t_m \end{cases} \quad (3.7.10)$$

3.7.4 Modelo compartimentado PFR+CSTR

Os modelos combinados ou compartimentados combinam dois extremos: escoamento pistonado e com mistura perfeita. Certamente haverá divergências desses dois tipos de escoamento, porém o comportamento de um deles pode ser mais predominante do que o outro. O objetivo deste modelo é apontar defeitos no escoamento e sugerir as causas desses defeitos por meio da comparação entre a curva E para o sistema real e as curvas teóricas dos modelos obtidos para várias associações de compartimentos ideais de escoamento (LEVENSPIEL, 2000).

A combinação mais comum é PFR+CSTR em série conforme Figura 3.7.7, na qual V_p e V_m representam os volumes dos reatores ideais PFR e CSTR, respectivamente. O volume total (V) é a soma de V_p e V_m e a vazão é indicada por Q (LEVENSPIEL, 2000).

A curva de DTR para este modelo é dada pela Equação (3.7.11), na qual V_m e V_p são os parâmetros do modelo e τ_p é o tempo espacial no reator PFR, calculado pela Equação (3.7.12). Como o volume total do sistema é fixo, V_m e V_p são dependentes e não podem ser ajustados simultaneamente (LEVENSPIEL, 2000).

$$E(t) = \begin{cases} \frac{Q}{V_m} \exp\left(-\frac{Q}{V_m}t + \frac{V_p}{V_m}\right) & \text{para } t \geq \tau_p \\ 0 & \text{para } t < \tau_p \end{cases} \quad (3.7.11)$$

$$\tau_p = \frac{V_p}{Q} \quad (3.7.12)$$

Figura 3.7.7 – Modelo compartimentado composto por um PFR e um CSTR ideais associados em série

Fonte: Adaptado de LEVENSPIEL, 2000.

3.7.5 Modelo y -laminar

O modelo generalizado y -laminar foi desenvolvido por Pegoraro, Marangoni e Gut (2012) baseado no perfil de velocidade do escoamento turbulento de fluidos Newtonianos em tubos. No escoamento turbulento há flutuação da velocidade em torno de uma média (time-smoothed velocity profile) e normalmente utiliza-se um perfil de velocidade de ordem $1/7$. Neste modelo de DTR, foi proposto a introdução de um parâmetro y para descrever um perfil laminar não-ideal, sendo que este parâmetro modifica a forma do perfil de velocidade.

A relação desse parâmetro com a velocidade axial em termos radiais é mostrada na Equação (3.7.13), na qual $v(r)$ é a velocidade do escoamento em função da posição radial, v_{max} é a velocidade máxima do escoamento, r é uma posição radial arbitrária e R_i é o raio interno do tubo.

$$v(r) = v_{max} \left(1 - \frac{r}{R_i}\right)^y \quad (3.7.13)$$

A curva de DTR deste modelo é dada pela Equação (3.7.14) na forma adimensional e Equação (3.7.15) na forma dimensional:

$$E_\theta(\theta) = \frac{1}{\theta^2} \frac{2}{y} \left(\frac{\theta_0}{\theta}\right)^{1/y} \left[1 - \left(\frac{\theta_0}{\theta}\right)^{1/y}\right] \text{ para } \theta > \theta_0 = \frac{2}{y^2+3y+2} \quad (3.7.14)$$

$$E(t) = \frac{2 \cdot t_m}{t^2 \cdot y} \left(\frac{t_0}{t}\right)^{1/y} \left[1 - \left(\frac{t_0}{t}\right)^{1/y}\right] \text{ para } t > t_0 = \frac{2 \cdot t_m}{y^2+3y+2} \quad (3.7.15)$$

Essa equação tem validade para valores de y menores do que um ($y < 1$). Quando y tende a zero ($y \rightarrow 0$) há aproximação do escoamento pistonado. Nos casos em que forem obtidos valores superiores a 1, y pode ser usado apenas como parâmetro do modelo, pois representaria um perfil de velocidades irreal. Ainda assim, a equação continua sendo coerente em termos de DTR. A Figura 3.7.8 mostra as curvas $E_\theta(\theta)$ calculadas pela Equação (3.7.14) em função de θ e com variação do parâmetro y .

Figura 3.7.8 – Curvas $E_{\theta}(\theta)$ para o modelo y -laminar com variação no parâmetro do modelo

Fonte: Pegoraro, Marangoni e Gut, 2012.

3.8 Convolução de sinais

Quando um sinal passa por um dispositivo ele sofre uma transformação de modo que o sinal de entrada é modificado para um sinal de saída. Essa transformação pode ser representada por uma convolução matemática, que é uma operação onde dois sinais são combinados para gerar um terceiro. No caso de um problema de DTR, supõe-se a introdução de um sinal de traçador ($C_{entrada}$) no sistema conforme mostrado na Figura 3.8.1. Ao atravessar completamente o sistema, o sinal será modificado de modo a dar um sinal de saída ($C_{saída}$). Visto que a DTR do sistema é responsável por essa modificação, pode-se relacionar $C_{entrada}$, $E(t)$ e $C_{saída}$ (LEVENSPIEL, 2000).

Figura 3.8.1 – Dedução da integral de convolução

Fonte: Adaptado de LEVENSPIEL, 2000.

Na Figura 3.8.1, o retângulo A representa o traçador que entra no sistema t' segundos antes de t , enquanto o retângulo B representa o traçador que deixa o sistema no instante t . O traçador que deixa o sistema no retângulo B é igual ao somatório de todos os retângulos A

que entram antes do tempo t . Tomando os limites de integração, obtém-se a integral de convolução mostrada nas Equações (3.8.1 e 3.8.2).

$$C_{saída}(t) = \int_0^t C_{entrada}(t - t') \cdot E(t') dt' \quad (3.8.1)$$

$$C_{saída}(t) = \int_0^t C_{entrada}(t') \cdot E(t - t') dt' \quad (3.8.2)$$

A convolução também pode ser realizada por transformadas de Laplace ou Fourier (MILLS; DUDUKOVIC, 1989). Levenspiel (2000) apresenta uma forma discretizada para convolução de sinais conforme mostrado na equação (3.8.3), na qual i e j representam instantes discretos de tempo e Δt é a duração de cada intervalo discreto de tempo (constante).

$$C_{saída}(i) = \Delta t \sum_{j=1}^{i-1} C_{entrada}(i - j) \cdot E(j) \quad (3.8.3)$$

A convolução é importante na determinação da DTR de sistemas, já que tem relação direta com a etapa de injeção do traçador ou da sua detecção na saída. Para ter uma injeção ideal (instantânea), o sinal de entrada deve se aproximar do delta de Dirac. Idealmente a detecção deve ser instantânea também. Caso contrário, o sinal de saída registrado precisa ser corrigido por conta da distorção gerada por não idealidades no procedimento (GAO; MUZZIO; IERAPETRITOU, 2012; GUT, 2012; GUTIERREZ; DIAS; GUT, 2010).

4 MATERIAIS E MÉTODOS

Neste trabalho, o equipamento utilizado para realização dos experimentos foi o *Microwave Lab25-UHT/HTST EHVH* (MicroThermics, EUA). Trata-se de uma unidade piloto desenvolvida para o processamento térmico de alimentos líquidos (pasteurização assistida por micro-ondas). A Figura 4.1 mostra o equipamento em questão.

Figura 4.1 – Pasteurizador *Microwave Lab25-UHT/HTST EHVH*

Fonte: AUTOR, 2018.

O equipamento é dividido em quatro principais seções, conforme os números indicados na Figura 4.1, na ordem em que os processos ocorrem: pré-aquecimento (1), aquecimento final por micro-ondas (2), retenção (3) e resfriamento (4).

O processo é iniciado com o transporte do fluido de trabalho, armazenado em tanques de 20 L, utilizando uma bomba de deslocamento positivo do tipo monofuso excêntrico. Primeiramente, o fluido escoar para o pré-aquecedor que é um trocador de calor tipo serpentina em casco com fluxo contracorrente, sendo que o circuito do fluido de utilidade é aquecido por uma resistência elétrica e mantido por bomba centrífuga. Depois de passar pelo pré-aquecedor, o fluido segue para a seção de aquecimento por micro-ondas, onde são aplicadas micro-ondas focalizadas que promovem o aquecimento do fluido. Em seguida o fluido passa pela seção de retenção, na qual são utilizados tubos de retenção de diferentes tamanhos, com formato helicoidal e isolamento térmico. Por fim, o produto passa por um trocador de calor tipo serpentina em casco com fluxo contracorrente para resfriamento do fluido de trabalho, sendo que água de resfriamento é fornecida por um *Chiller* MAS-5-RI-220/C (Mecalor, Brasil) externo ao equipamento e em circuito fechado. A vazão nominal do produto desse processo é de 0,5 L/min.

O monitoramento das variáveis do processo é realizado por um painel LCD integrado ao equipamento, que disponibiliza informações dos valores de vazão, temperatura e pressão do sistema por meio dos controladores e sensores distribuídos ao longo do processo, cujas posições são indicadas na Figura 4.2.

Figura 4.2 – Esquema da unidade de processamento térmico e posição dos controladores e sensores distribuídos ao longo do processo

Fonte: Adaptado do manual de operações MicroThermics.

As tubulações da unidade de processamento térmico para escoamento do fluido alimentício possuem diâmetro nominal de 3/8" (diâmetro interno de 7,7 mm) ou 1/2" (diâmetro interno de 9,4 mm), dependendo da etapa, sendo o material de construção aço inoxidável (MGNewell, EUA).

4.1 Distribuição do tempo de residência pela técnica condutimétrica

Nesta seção serão apresentados os materiais e métodos utilizados para realização dos experimentos de estímulo-resposta na unidade de processamento térmico descrita na seção (4). Os experimentos foram realizados individualmente nos trocadores de calor das seções de aquecimento e resfriamento, tubos de retenção, sistema de aquisição de dados e também no sistema completo.

Para caracterizar a DTR dos diferentes sistemas do equipamento, foi escolhido o método condutimétrico em ensaios isotérmicos a temperatura ambiente usando água como fluido. Na corrente de alimentação foi provocada uma perturbação em forma de pulso por meio da injeção de um traçador salino (solução aquosa saturada de NaCl: 36 g NaCl/100 g de água a 20°C). O traçador injetado na corrente foi uma solução aquosa saturada de NaCl com volume aproximado de 0,02 mL, utilizando seringas tipo insulina de 1 mL. O fluido de trabalho utilizado foi água filtrada com 0,5 g/L de NaCl, já que a leitura de condutividade do

equipamento utilizado tem problemas de estabilização em condutividades muito baixas como a da água destilada, o que compromete a coleta de dados.

O traçador foi inserido rapidamente (pequena quantidade inserida no intervalo de tempo mais curto possível), promovendo aumento da condutividade elétrica da solução. A injeção do traçador foi considerada ideal. Um condutivímetro on-line (YSI 3200) com célula de escoamento monitorou e registrou a condutividade elétrica (σ) ao longo do tempo na saída do equipamento ou processo, coletando manualmente (pressionando o botão de coleta) um dado por segundo, já que a aquisição automática feita pelo equipamento é de um dado a cada cinco segundos, o que seria inadequado para alguns ensaios. Na Figura 4.1.1 é mostrado esse equipamento.

Figura 4.1.1 – Condutivímetro YSI modelo 3200

Fonte: YSI INC., 2017.

Este equipamento possui porta serial RS232 que foi conectada a um computador pessoal, no qual os dados foram gravados em um documento de texto utilizando o software de comunicação Putty (Putty.org, UK). A célula de escoamento, responsável pela detecção da condutividade elétrica do fluido escoando, foi posicionada na saída do equipamento ou processo. Foram utilizadas duas células de escoamento diferentes nos ensaios, com as seguintes especificações:

- a) Célula de fluxo YSI modelo 3255 (Figura 4.1.2a):
 - Material: Pyrex 7740;
 - Dimensões: Comprimento total 146 mm, diâmetro externo máximo 25,4 mm e diâmetro interno da câmara 20,6 mm;
 - Volume interno: 30 mL.

b) Célula de fluxo YSI modelo 3445 (Figura 4.1.2b):

- Material: Pyrex 7740;
- Dimensões: Comprimento total 146 mm, diâmetro externo máximo 19 mm e diâmetro interno da câmara 10 mm;
- Volume interno: 15 mL.

Figura 4.1.2 – Células de fluxo YSI: modelo 3255 (a) e 3445 (b)

Fonte: COLE-PARMER INSTRUMENT COMPANY, 2017.

Inicialmente os ensaios foram realizados com a célula 3445 para experimentos realizados nos tubos de retenção e no sistema completo. Posteriormente, essa célula foi substituída pela célula 3255 para experimentos realizados nos trocadores de calor. Para ambos os casos foi necessário utilizar flanges metálicas para conectar a célula ao sistema estudado.

Na Figura 4.1.3 é mostrado um exemplo de como foi feita a injeção do traçador e a coleta de dados para estudar a DTR de um tubo de retenção. O traçador foi introduzido na gaxeta entre os flanges da tubulação e da entrada do tubo de retenção utilizando uma seringa tipo insulina. A célula de condutividade foi posicionada na saída do tubo e conectada ao condutivímetro.

Figura 4.1.3 – Esquema de injeção do traçador no sistema completo (a), trocadores de calor (b) e tubo de retenção (c)

Fonte: AUTOR, 2018.

Para o cálculo das funções de DTR, é necessário obter dados de concentração do traçador em função do tempo. Gutierrez (2008) ajustou uma equação empírica que relaciona a condutividade elétrica com a concentração mássica de NaCl e a temperatura. Foi constatado que, na faixa de temperatura de 17 °C a 35 °C e concentração do traçador cloreto de sódio de 0,75 g/L e 1,75 g/L na qual a relação foi obtida, a condutividade elétrica aumenta linearmente com a concentração e com a temperatura conforme a Figura 4.1.4.

Figura 4.1.4 – Curvas de condutividade elétrica em função da concentração e temperatura

Fonte: GUTIERREZ, 2008.

Por conta disso, foi possível utilizar diretamente os valores de condutividade elétrica para calcular a função $E(t)$ por meio da Equação 4.1.1.

$$E(t) = \frac{C(t) - C_0}{\int_0^\infty C(t)dt} = \frac{\sigma(t) - \sigma_0}{\int_0^\infty \sigma(t)dt} \quad (4.1.1)$$

Com isso, a partir dos dados experimentais de condutividade elétrica e tempo, foi possível calcular as seguintes variáveis e funções: $E(t)$ (Equação 3.5.4), $F(t)$ (Equação 3.5.5), θ (Equação 3.5.12), $E_\theta(\theta)$ (Equação 3.5.13) e t_m (3.5.10). As integrais foram avaliadas numericamente pelo método dos trapézios utilizando o software Excel (Microsoft, EUA). Em seguida, foram comparadas as curvas $E(t)$ ou $E_\theta(\theta)$ dos modelos descritos na seção 3.7 com as curvas $E(t)$ ou $E_\theta(\theta)$ obtidas experimentalmente para realizar o ajuste do parâmetro de cada modelo.

Nos casos em que o volume do sistema de aquisição de dados tinha ordem de grandeza próxima ao volume do sistema analisado, sua influência foi considerada sobre a curva de DTR obtida experimentalmente, ou seja, o escoamento pela célula de condutividade modificou

significativamente a DTR. A Figura 4.1.5 mostra um exemplo no qual há interferência do sistema de aquisição de dados na determinação da DTR de um processo genérico.

Figura 4.1.5 – Influência do sistema de aquisição de dados na determinação da DTR de um processo genérico

Fonte: GUTIERREZ, 2008.

Deseja-se obter a curva $E(t)$ do centro da Figura 4.1.5, mas na prática tem-se a curva à direita que tem um atraso e dispersão maior. Conhecida a DTR do sistema de aquisição de dados, é possível fazer uma operação de deconvolução para retirar a distorção na curva $E(t)$ gerada pelo escoamento pela célula e obter apenas a DTR do processo. Porém, é necessário avaliar se a distorção da curva original foi significativa (curva no centro da Figura 4.1.5).

As curvas teóricas dos modelos de escoamento propostos representam a DTR do processo. A curva de cada modelo apresenta um formato diferente conforme o tipo de escoamento avaliado e quais hipóteses foram assumidas para o desenvolvimento do modelo. Os modelos foram ajustados aos dados experimentais para construção das curvas de DTR.

A DTR da saída (após a célula) pode ser considerada como sendo a convolução da DTR do sistema de aquisição de dados com a DTR do processo, já que o escoamento pelo eletrodo de condutividade modifica a DTR do processo.

Quando o volume do sistema de aquisição de dados é próximo ao volume do sistema estudado, o tempo de residência obtido na saída da célula pode aumentar significativamente quando comparado ao tempo de residência do processo. Nesses casos, a operação de deconvolução tem grande importância para a obtenção do tempo de residência correspondente apenas ao processo.

As curvas obtidas pela equação de cada modelo foram comparadas com suas respectivas curvas convolucionadas, sendo que estas foram obtidas pelo resultado da

convolução entre a curva $E(t)$ do modelo ajustado aos sistemas estudados com a curva $E(t)$ do modelo ajustado ao sistema de aquisição de dados. Dessa forma, foi possível avaliar visualmente a influência da DTR do sistema de aquisição de dados sobre a DTR do processo.

O parâmetro de cada modelo teórico foi ajustado de forma a melhorar a aproximação da curva convolucionada aos dados experimentais, sendo que o critério utilizado nesse trabalho para o ajuste do parâmetro dos modelos matemáticos de DTR foi a minimização do erro quadrático entre os valores experimentais e calculados de $E(t)$ (Equação 4.1.2). Foi utilizada a ferramenta Solver do software Excel (Microsoft, EUA) para realização do ajuste e o melhor modelo foi aquele que apresentou menor valor do somatório de erros quadráticos.

$$MSEQ = \min \left[\sum_i^n (E_{exp,i}(t) - E_{modelo,i}(t))^2 \right] \quad (4.1.2)$$

4.1.1 Influência do escoamento na distribuição do tempo de residência

Para estudar a influência da vazão volumétrica na distribuição do tempo de residência, foram propostas quatro diferentes vazões: 0,5, 0,7, 0,9 e 1,1 L/min, sendo que a vazão de 0,5 L/min é a nominal do equipamento. A seleção do valor de vazão é feita por meio do painel de LCD integrado à unidade de processamento térmico. Porém, por conta de um defeito no sensor de vazão da bomba de produto, foi necessário fazer um ajuste pela porcentagem de funcionamento da bomba e inserir os valores no equipamento em vez da vazão desejada.

Pires (2016) fez a curva de calibração da bomba, sendo que os valores de vazão foram obtidos coletando água filtrada escoando pelo equipamento em um intervalo de tempo entre quarenta segundos a um minuto e os valores de potência da bomba foram selecionados de forma que os valores de vazão resultantes contemplassem a faixa de vazão operacional do equipamento. A quantidade coletada foi pesada em uma balança semianalítica e o valor foi utilizado junto com o intervalo de tempo e dos valores de densidade para o cálculo da vazão volumétrica. A Figura 4.1.6 mostra o resultado final da calibração.

Figura 4.1.6 – Curva de calibração da bomba

Fonte: PIRES, 2016.

A Equação 4.1.3 é a equação da curva de calibração, na qual Q é a vazão volumétrica em L/min e P_{bomba} representa o uso de potência da bomba em porcentagem da potência máxima.

$$Q = 3,97 \times 10^{-2} P_{bomba} - 7,89 \times 10^{-1} \quad (4.1.3)$$

Os valores de vazão selecionados para este trabalho foram inseridos nessa equação e com isso foram obtidos os valores correspondentes do uso de potência da bomba. Esses valores substituíram os valores de vazão propostos. Porém, o software não aceita casas decimais para leitura de porcentagem, então foram selecionados valores de porcentagem que correspondem a valores de vazão volumétrica mais próximos possíveis dos valores propostos. A Tabela 4.1.1 mostra a relação dos valores obtidos.

Tabela 4.1.1 – Relação entre os valores propostos e calculados de vazão volumétrica com o uso de potência da bomba

Vazão volumétrica proposta (L/min)	Uso de potência da bomba (%)	Vazão volumétrica calculada (L/min)
0,5	32	0,481
0,7	38	0,720
0,9	43	0,918
1,1	48	1,117

Fonte: AUTOR, 2018.

A avaliação do tipo de escoamento foi feita por meio do número de Reynolds (Re), conforme definido pela Equação (3.4.1) na seção (3.4). As propriedades do fluido, densidade (Equação 4.1.4) e viscosidade (Equação 4.1.5), foram calculas por relações compiladas por Gut e Pinto (2003). Estas correlações são válidas para densidade da água (ρ em kg/m³) a

temperaturas entre 0 °C e 90 °C e para a viscosidade (μ em Pa.s) entre 0 °C e 100 °C, sendo T a temperatura da água (T em °C). Pelo fato da solução de trabalho ser muito diluída (solução aquosa 0,5 g/L de NaCl), essas relações foram consideradas válidas para este trabalho.

$$\rho = 2,080 \times 10^{-5}T^3 - 6,668 \times 10^{-3}T^2 + 0,04675T + 999,9 \quad (4.1.4)$$

$$\frac{1}{\mu} = 21,482 \left[(T - 8,435) + \sqrt{8078,4 + (T - 8,435)^2} \right] - 1200 \quad (4.1.5)$$

4.2 Distribuição do tempo de residência do sistema de aquisição de dados

Os ensaios de estímulo-resposta no sistema de aquisição de dados foram realizados conforme o método descrito no item 4.1, exceto pela etapa de convolução numérica e pela injeção do traçador. O sistema de aquisição de dados é composto pela célula de condutividade (3455, volume 15 mL ou 3255, volume 30 mL) e pelo flange metálico (volume 5 mL) conforme Figura 4.2.1.

Figura 4.2.1 – Fotografia do sistema de aquisição de dados (célula 3255)

Fonte: AUTOR, 2018.

A solução de NaCl armazenada em um tanque foi transportada pela bomba. Primeiro passou pela seção de pré-aquecimento, em seguida pela seção de aquecimento por micro-ondas e por fim pelo tubo de retenção conectado ao sistema de aquisição de dados. A injeção do traçador foi feita na gaxeta entre os flanges da saída do tubo de retenção e entrada do sistema de aquisição de dados. A Figura 4.2.2 destaca a região de entrada do traçador

Foram avaliadas as vazões de 0,481, 0,720, 0,918 e 1,117 L/min conforme descrito na seção (4.1.1). Devido à alta sensibilidade do ensaio por conta da rápida passagem do traçador, foram feitas dez repetições para cada vazão e, após o tratamento dos dados, foram escolhidos cinco com resultados mais semelhantes.

Figura 4.2.2 – Obtenção da DTR do sistema de aquisição de dados (célula 3255) com destaque para a injeção do traçador

Fonte: AUTOR, 2018.

Dois modelos matemáticos foram ajustados utilizando a ferramenta solver do software Excel (Microsoft, EUA), tendo como alvo a otimização do parâmetro do modelo junto ao tempo médio de residência. Nesse caso, o tempo médio de residência foi ajustado separadamente do parâmetro do modelo. Portanto, foi utilizada a equação de DTR na forma adimensional $E_{\theta}(\theta)$ para realização dos ajustes.

Os modelos utilizados foram o de dispersão axial e o de tanques em série. O critério para seleção do melhor modelo foi a minimização do somatório de erros quadráticos entre os valores experimentais e calculados de $E_{\theta}(\theta)$, conforme descrito no item 4.1.

4.3 Distribuição do tempo de residência dos tubos de retenção

A unidade de pasteurização possui seis tubos de retenção intercambiáveis com diferentes volumes, diâmetros e tempos de residência para obtenção da DTR. Na Figura 4.3.1 são mostrados esses tubos e suas especificações são apresentadas na Tabela 4.3.1, sendo que as informações apresentadas nesta tabela foram obtidas do manual do equipamento.

Figura 4.3.1 – Tubos de retenção utilizados para obtenção da DTR

Fonte: AUTOR, 2018.

Tabela 4.3.1 – Especificações dos tubos de retenção analisados

Tubo	Diâmetro nominal (in)	Diâmetro	Tempo espacial a 0,5	$V_{nominal}$ (mL)
		interno (mm)	L/min (s)	
1	1/2	9,4	6	50,0
2	3/8	7,7	6	50,0
3	1/2	9,4	12	100
4	3/8	7,7	12	100
5	3/8	7,7	18	150
6	1/2	9,4	18	150

Fonte: AUTOR, 2018.

Antes da realização dos experimentos para obtenção da DTR dos tubos, foram obtidos os volumes experimentais de cada tubo com o intuito de verificar a proximidade com os valores nominais que foram fornecidos pelo fabricante. Foi utilizado o método gravimétrico para determinação dos volumes reais dos tubos, utilizando uma balança semianalítica do modelo PB8001-S/FACT (Mettler Toledo, Switzerland) com precisão de 0,1 g na leitura. O procedimento utilizado foi o seguinte:

- Pesagem dos tubos secos (m_1);
- Pesagem dos tubos preenchidos com água da rede (m_2). Os tubos foram preenchidos com água em alta vazão, com o intuito de expulsar possíveis bolhas de ar no interior dos tubos que poderiam prejudicar os resultados;
- Determinação da massa de água subtraindo a massa do tubo preenchido com água da massa do tubo seco ($m_{água} = m_2 - m_1$);
- Densidade da água calculada pela equação (4.1.4);
- Determinação do volume interno dos tubos pela definição de densidade (Equação 4.3.1).

$$\rho_{água} = \frac{m_{água}}{V_{tubo}} \quad (4.3.1)$$

O procedimento descrito foi realizado em triplicata para obtenção dos valores médios e desvios-padrões do volume de cada tubo. Depois de concluída essa etapa, foi dado início na etapa de realização dos experimentos de estímulo-resposta para obtenção da DTR dos tubos de retenção.

Os experimentos foram realizados conforme procedimento descrito no item (4.1) para todos os tubos de retenção nas vazões de 0,481, 0,720, 0,918 e 1,117 L/min, sendo que para

cada vazão foram feitas seis repetições e, após o tratamento dos dados, foram escolhidos três com resultados mais semelhantes entre si. A injeção do traçador foi feita na entrada dos tubos conforme mostrado na Figura 4.1.3, posicionando o sistema de aquisição de dados imediatamente na saída dos tubos estudados.

Foram ajustados cinco modelos matemáticos de DTR utilizando a ferramenta solver do software Excel (Microsoft, EUA), tendo como alvo a otimização do parâmetro de cada modelo junto ao tempo médio de residência. Portanto, a equação para realização dos ajustes foi utilizada na forma dimensional $E(t)$ e assim foram obtidos os parâmetros dos modelos e o tempo médio de residência.

Os modelos utilizados foram o de dispersão axial, tanques em série, convecção generalizada para escoamento laminar, y-laminar e compartimentado PFR+CSTR. O critério para seleção do melhor modelo foi a minimização do somatório de erros quadráticos entre os valores experimentais e calculados de $E(t)$, conforme descrito no item 4.1.

4.4 Distribuição do tempo de residência dos trocadores de calor

Assim como foi descrito no item 4.1, a unidade de processamento em questão possui dois trocadores de calor: na seção de pré-aquecimento há um trocador de calor tipo serpentina em casco com fluxo contracorrente, diâmetro interno do tubo 7,7 mm, diâmetro externo do casco 0,16 m e altura do casco de 0,51 m e na seção de resfriamento é utilizado outro trocador de calor do mesmo tipo, diâmetro interno do tubo 9,4 mm, diâmetro externo do casco 0,16 m e altura do casco de 0,50 m.

Para determinar a DTR nestes trocadores, a injeção do traçador foi feita por uma seringa de insulina inserida na gaxeta entre os flanges da tubulação e da entrada de cada um dos trocadores de calor e o sistema de aquisição de dados (célula 3255) foi posicionado na saída do respectivo trocador, conforme indicado na Figura 4.4.1.

Os ensaios foram realizados nas vazões de 0,481, 0,720, 0,918 e 1,117 L/min, sendo que para cada vazão foram feitas três repetições. Pires (2016), determinou o volume dos trocadores de calor das seções de pré-aquecimento e resfriamento por método gravimétrico, sendo que os valores obtidos serão utilizados posteriormente na seção de resultados e discussão. Foi aplicada a etapa de convolução numérica com o intuito de se avaliar a necessidade ou não dessa etapa.

Figura 4.4.1 – Injeção do traçador nos trocadores de calor das seções de pré-aquecimento (a) e resfriamento (b)

Fonte: AUTOR, 2018.

Assim como foi realizado para os tubos de retenção, foram ajustados cinco modelos matemáticos para os trocadores de calor utilizando a ferramenta solver do software Excel (Microsoft, EUA), tendo como alvo a otimização do parâmetro de cada modelo junto ao tempo médio de residência. A equação de DTR foi utilizada na forma dimensional $E(t)$ e assim foram obtidos os parâmetros dos modelos e o tempo médio de residência.

Os modelos utilizados foram o de dispersão axial, tanques em série, convecção generalizada para escoamento laminar, γ -laminar e compartimentado PFR+CSTR. O critério para seleção do melhor modelo foi a minimização do somatório de erros quadráticos entre os valores experimentais e calculados de $E(t)$, conforme descrito no item 4.1.

4.5 Distribuição do tempo de residência do sistema completo

O sistema completo corresponde a: bomba de circulação do produto (após a injeção do traçador), seção de pré-aquecimento, seção de aquecimento por micro-ondas, seção de retenção e seção de resfriamento. A injeção do traçador foi feita por uma seringa de insulina inserida na região de entrada do produto (indicado na Figura 4.5.1) e o sistema de aquisição de dados foi posicionado na saída do processo (após a válvula de contrapressão). Os ensaios foram realizados nas vazões de 0,481, 0,720, 0,918 e 1,117 L/min, sendo que para cada vazão foram feitas três repetições.

Figura 4.5.1 – Injeção do traçador no sistema completo

Fonte: AUTOR, 2018.

Por fim, foram ajustados cinco modelos matemáticos utilizando a ferramenta solver do software Excel (Microsoft, EUA), tendo como alvo a otimização do parâmetro de cada modelo junto ao tempo médio de residência, já que são dependentes. As equações para realização dos ajustes foram utilizadas na forma dimensional $E(t)$ e assim foram obtidos os parâmetros dos modelos e o tempo médio de residência.

Também foram utilizados os modelos de dispersão axial, tanques em série, convecção generalizada para escoamento laminar, γ -laminar e compartimentado PFR+CSTR. O critério para seleção do melhor modelo foi a minimização do somatório de erros quadráticos entre os valores experimentais e calculados de $E(t)$, conforme descrito no item 4.1.

Devido à importância do tempo de residência em processos térmicos, foram estimados o tempo mínimo de residência e o tempo máximo de residência do sistema completo. Ambos foram estimados utilizando os dados experimentais de $E(t)$. Para o tempo mínimo foi considerado que, no instante que houve um aumento de 5% do valor da condutividade elétrica da solução após a injeção do traçador, o tempo correspondente a esse valor de condutividade seria o tempo de residência mínimo (t_{min}). Esse procedimento foi repetido para todos os ensaios e condições de vazão.

Já no caso do tempo de residência máximo, foi observado nos dados experimentais de $E(t)$ o momento em que a condutividade elétrica da solução retornou ao valor original, assumindo, portanto, que todo o traçador já tenha saído do sistema.. O tempo correspondente a esse momento foi considerado como sendo o tempo de residência máximo (t_{max}). Esse procedimento foi repetido para todas as condições de vazão.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os resultados deste trabalho são apresentados em quatro seções separadamente, na sequência em que foram apresentados os métodos no item 4. Primeiramente são apresentados os resultados da DTR do sistema de aquisição de dados (células 3455 e 3255), seguido pelos resultados da DTR dos tubos de retenção, resultados da DTR para os trocadores de calor e por fim os resultados da DTR do sistema de pasteurização completo.

5.1 Resultados da DTR do sistema de aquisição de dados

Utilizando o método descrito no item 4.2, foi obtida a DTR do sistema de aquisição de dados utilizando as células 3445 e 3255 nas vazões de 0,481, 0,720, 0,918 e 1,117 L/min. Como foram utilizadas duas células diferentes para a obtenção dos dados de condutividade elétrica e tempo, foi necessário caracterizá-las separadamente. Portanto, os resultados para as células 3445 e 3255 serão apresentados em seções separadas.

5.1.1 Célula 3445

A Figura 5.1.1 mostra um exemplo da curva $E(t)$ e da distribuição acumulada obtidas utilizando a célula 3445 e planilhas do software Excel (Microsoft, EUA), na qual os dados experimentais de condutividade elétrica foram utilizados para o cálculo de $E(t)$, $F(t)$, t_m , θ e $E_\theta(\theta)$, e para o ajuste dos modelos de dispersão axial e tanques em série. A curva F foi obtida por integração numérica da curva E experimental.

Figura 5.1.1 – Curvas (a) $E(t)$ e (b) $F(t)$ obtidas para o sistema de aquisição de dados (célula 3445) na vazão de 0,720 L/min

Fonte: AUTOR, 2018.

Curvas similares foram obtidas para as repetições e para todas as vazões avaliadas, que não serão apresentadas aqui por conta do elevado número de figuras. Na Tabela 5.1.1 é

mostrado um exemplo do resultado do ajuste dos modelos para a vazão de 0,481 L/min. O tempo médio de residência experimental foi calculado pela Equação (3.5.10) e para os modelos foram utilizadas as Equações (3.7.4) e (3.7.6) para o modelo de dispersão axial e tanques em série, respectivamente. Como a variação de temperatura foi pequena, foi considerado que não houve variação significativa da condutividade devido à variação de temperatura. O parâmetro dos modelos foram ajustados individualmente.

Tabela 5.1.1 – Resultados do ajuste dos modelos de DTR para o sistema de aquisição de dados (célula 3445) na vazão de 0,481 L/min

Ensaio	t_m (s)	Temperatura (°C)	Tanques em série		Dispersão Axial	
			N	$\sum erro^2$	Pe	$\sum erro^2$
1	4,8	20,7	1,81	48	0,72	0,04
2	5,9	20,8	1,86	77	0,66	0,12
3	5,6	21,4	1,90	65	1,99	0,35
4	4,6	22,0	1,86	28	1,73	0,15
5	4,7	22,0	1,90	30	1,81	0,09
Média	5,1	21,4	1,87	50	1,38	0,15
Desvio padrão	0,6	0,6	0,04	22	0,64	0,12

Fonte: AUTOR, 2018.

Foi possível identificar que o modelo de dispersão axial foi o que melhor se ajustou aos dados experimentais do sistema de aquisição de dados (célula 3445) nas condições estudadas, pelo fato de apresentar menor somatório de erros quadráticos quando comparado ao modelo de tanques em série. O parâmetro do modelo de dispersão axial é o número de Peclet que, nesse caso, não pode ser utilizado para cálculos de dispersão, já que foram obtidos valores menores do que 16 (detalhes na seção 3.7.1).

A Figura 5.1.2 mostra o melhor modelo ajustado junto aos dados experimentais com as cinco repetições, conforme explicado no item 4.2, para a vazão de 0,481 L/min, sendo que nas outras vazões o comportamento foi similar.

O formato da curva do modelo de dispersão axial se adequou ao comportamento dos dados experimentais, mostrando que esse modelo pode descrever o escoamento da célula 3445 com boa aproximação. O espalhamento dos valores pode ter sido causado por conta do pequeno volume da célula resultar em um tempo de residência pequeno e próximo do tempo de amostragem, aumentando a incerteza nos dados.

Figura 5.1.2 – Dados experimentais do sistema de aquisição de dados (célula 3445) na vazão de 0,481 L/min ajustados ao modelo de dispersão axial

Fonte: AUTOR, 2018.

Não foi detectada tendência clara entre a vazão e o número de Peclet nas condições avaliadas. Como os valores de Pe variaram menos do que 10, foi considerado que não houve variação significativa do número de Peclet, já que este parâmetro tem variação em escala logarítmica. Isso quer dizer que, nas condições experimentais avaliadas, ele é pouco influenciado pela vazão volumétrica. Portanto, foi adotado um valor médio de Pe .

A Tabela 5.1.2 sumariza os resultados de DTR obtidos para o sistema de aquisição de dados utilizando a célula 3445. O número de Peclet foi obtido por meio do ajuste de dados da curva adimensional $E_\theta(\theta)$ e o tempo médio de residência foi calculado pela Equação 3.5.10 e incorporado ao tempo adimensional para o cálculo de $E_\theta(\theta)$ do modelo de dispersão axial.

Tabela 5.1.2 – Valores ajustados do tempo médio de residência e do parâmetro do modelo de dispersão axial para o sistema de aquisição de dados (célula 3445) em função da vazão

Q (L/min)	$t_{m,aj}$ (s)	Pe (-)
0,481	5,3	3,1
0,720	3,1	3,1
0,918	2,2	3,1
1,117	1,7	3,1

Fonte: AUTOR, 2018.

Nos casos em que o volume do sistema de aquisição de dados (célula 3445) apresentou ordem de grandeza próxima ao volume dos sistemas analisados (tubos de retenção), os valores apresentados na Tabela 5.1.2 foram utilizados para fazer a convolução numérica para avaliar a

influência da DTR do sistema de aquisição de dados (célula 3445) sobre a DTR dos tubos de retenção, que será discutida posteriormente neste trabalho.

Por fim, na Figura 5.1.3 foi analisada a variação do tempo médio de residência experimental do sistema de aquisição de dados (célula 3445) com a vazão volumétrica para verificar a relação entre essas duas variáveis. O gráfico foi construído utilizando os valores de tempos médios de residência experimentais de todos os ensaios em função da vazão.

Figura 5.1.3 – Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica para o sistema de aquisição de dados (célula 3445)

Fonte: AUTOR, 2018.

O tempo médio de residência pode estar associado ao volume ativo de escoamento, já que os desvios do escoamento ideal podem tornar o volume ativo inferior ao volume interno do equipamento. Sendo assim, foi realizado o ajuste dos dados experimentais e a equação obtida foi comparada à definição do tempo médio de residência apresentada anteriormente (Equação 3.5.2)

$$t_m = \frac{V_{ativo}}{Q} \quad (3.5.2)$$

Primeiramente, foi ajustada uma equação de potência com expoente livre pelo fato de apresentar formato semelhante à equação do tempo espacial. A Equação (5.1.1) foi obtida como resultado do ajuste (Figura 5.1.3), sendo que $t_{m,aj}$ é o tempo médio de residência experimental ajustado (s) e Q a vazão volumétrica (mL/s).

$$t_{m,aj} = \frac{84,7}{Q^{1,33}} \quad R^2 = 0,9932 \quad (5.1.1)$$

Para obtenção do volume ativo do sistema de aquisição de dados (célula 3445), as Equações 3.5.2 e 5.1.1 precisam ser comparadas sob mesmas condições. Como o expoente da

vazão volumétrica na Equação (5.1.1) é próximo de 1,0, este foi fixado em 1,0. Refazendo o ajuste dos parâmetros, obteve-se a Equação (5.1.2).

$$t_{m,aj} = \frac{38,7}{Q} \quad R^2 = 0,9134 \quad (5.1.2)$$

Portanto, comparando o numerador das Equações (3.5.2) e (5.1.2), o volume ativo obtido para o sistema de aquisição de dados (célula 3445) foi de 38,7 mL. A diferença entre o valor de volume obtido pela Equação (5.1.2) e o valor medido (15 mL da célula + 5 mL do flange metálico) pode ser explicada pelo fato do sensor de condutividade estar dentro da célula de condutividade e não após a célula. Por conta disso, os dados de condutividade devem ter sido coletados antes do fluido percorrer toda a célula, resultando em uma relação diferente da esperada (20 Q^{-1}). Há ainda a questão de recirculação interna de fluxo já que na célula há mudanças de diâmetros.

5.1.2 Célula 3255

A Figura 5.1.4 mostra um exemplo da curva $E(t)$ e da distribuição acumulada obtidas utilizando a célula 3255 em planilhas do software Excel (Microsoft, EUA), na qual os dados experimentais de condutividade elétrica foram utilizados para o cálculo de $E(t)$, $F(t)$, t_m , θ e $E_\theta(\theta)$, e para o ajuste dos modelos de dispersão axial e tanques em série.

Figura 5.1.4 – Curvas (a) $E(t)$ e (b) $F(t)$ obtidas para o sistema de aquisição de dados (célula 3255) na vazão de 0,481 L/min

Fonte: AUTOR, 2018.

Curvas similares foram obtidas para as repetições e para todas as vazões avaliadas, que não serão apresentadas aqui por conta do elevado número de figuras. Na Tabela 5.1.3 é mostrado um exemplo do resultado do ajuste dos modelos para a vazão de 0,481 L/min. O tempo médio de residência experimental foi calculado pela Equação (3.5.10) e para os modelos foram utilizadas as Equações (3.7.4) e (3.7.6) para o modelo de dispersão axial e

tanques em série, respectivamente. Como a variação de temperatura foi pequena, foi considerado que não houve variação significativa da condutividade devido à variação de temperatura.

Tabela 5.1.3 – Resultados do ajuste dos modelos de DTR para o sistema de aquisição de dados (célula 3255) na vazão de 0,481 L/min

Ensaio	t_m (s)	Temperatura (°C)	Tanques em série		Dispersão Axial	
			N	$\sum erro^2$	Pe	$\sum erro^2$
1	5,29	20,1	2,87	35	3,5	0,09
2	5,65	20,1	1,87	101	2,1	0,46
3	5,79	20,4	3,44	97	4,8	0,56
4	5,60	20,5	2,55	56	2,6	0,18
5	6,83	20,5	1,87	149	1,6	0,63
Média	5,83	20,3	2,52	88	3,0	0,38
Desvio padrão	0,59	0,2	0,68	44	1,3	0,24

Fonte: AUTOR, 2018.

O modelo de dispersão axial foi o que melhor se ajustou aos dados experimentais do sistema de aquisição de dados (célula 3255), pelo fato de apresentar menor somatório de erros quadráticos quando comparado ao modelo de tanques em série. Da mesma forma que foi comentado nos resultados do item 5.1.1, os valores de Peclet também não podem ser utilizados para cálculos de dispersão na célula 3255, já que foram obtidos valores menores do que 16.

A Figura 5.1.5 mostra o melhor modelo ajustado junto aos dados experimentais com as cinco repetições para a vazão de 0,481 L/min, sendo que nas outras vazões o comportamento foi similar.

Diferente do que foi obtido para a célula 3445, nesse caso o modelo de dispersão axial não ajustou adequadamente a descida do pico do sinal. O espalhamento dos dados pode ter sido causado pelo pequeno volume da célula de condutividade que resultou em um pequeno tempo de residência, aumentando a incerteza nos dados.

Figura 5.1.5 – Dados experimentais do sistema de aquisição de dados (célula 3255) na vazão de 0,481 L/min ajustados ao modelo de dispersão axial

Fonte: AUTOR, 2018.

Não foi detectada tendência clara entre a vazão e o número de Peclet nas condições avaliadas. Houve uma pequena variação do número de Peclet, que apresentou valores entre 1,6 e 12,5. A variação foi considerada pouco significativa (apesar de maior do que 10) mesmo levando em conta a natureza logarítmica deste parâmetro e, portanto, foi adotado um valor médio de Pe para uniformizar a caracterização dos sistemas de aquisição de dados.

A Tabela 5.1.4 mostra os resultados de DTR obtidos para o sistema de aquisição de dados utilizando a célula 3255. O tempo médio de residência e o número de Peclet foram ajustados separadamente, de forma que o número de Peclet foi obtido por meio do ajuste de dados adimensionais de $E_{\theta}(\theta)$.

Tabela 5.1.4 – Valores ajustados do parâmetro do modelo de dispersão axial para o sistema de aquisição de dados (célula 3255) em função da vazão

Q (L/min)	$t_{m,aj}$ (s)	Pe (-)
0,481	6,2	6,1
0,720	3,7	6,1
0,918	2,7	6,1
1,117	2,1	6,1

Fonte: AUTOR, 2018.

A célula 3255 foi utilizada para coletar os dados dos experimentos realizados nos trocadores de calor. Portanto, os valores apresentados na Tabela 5.1.4 foram utilizados para fazer a convolução numérica e, com isso, avaliar a influência da DTR do sistema de aquisição

de dados (célula 3255) sobre a DTR dos trocadores de calor, que será discutida posteriormente neste trabalho.

Por fim, foi analisada a variação do tempo médio de residência experimental do sistema de aquisição de dados (célula 3255) com a vazão volumétrica para verificar a relação entre essas duas grandezas. O ajuste foi feito utilizando os valores de tempos médios de residência experimentais de todos os ensaios em função da vazão, conforme mostrado na Figura 5.1.6.

Figura 5.1.6 – Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica para o sistema de aquisição de dados (célula 3255)

Fonte: AUTOR, 2018.

O procedimento seguido nesta etapa foi semelhante ao realizado para a célula 3445. Foi realizado o ajuste por uma equação de potência com expoente livre, conforme mostrada na Figura 5.1.6. A equação (5.1.3) foi obtida como resultado do ajuste.

$$t_{m,aj} = \frac{92,1}{Q^{1,30}} \quad R^2 = 0,9604 \quad (5.1.3)$$

O volume ativo do sistema de aquisição de dados utilizando a célula 3255 também foi obtido por meio da comparação entre a definição do tempo de residência (Equação 3.5.2) e a equação obtida pelo resultado do ajuste (Equação 5.1.3). O expoente da vazão volumétrica foi fixado em 1,0 para comparação das equações sob mesma condição. Refazendo o ajuste dos parâmetros, obteve-se a Equação (5.1.4).

$$t_{m,aj} = \frac{45,5}{Q} \quad R^2 = 0,9366 \quad (5.1.4)$$

O volume ativo obtido para o sistema de aquisição de dados utilizando a célula 3255 foi de 45,5 mL. A diferença entre o valor de volume obtido pela Equação (5.1.4) e o valor medido (30 mL da célula + 5 mL do flange metálico) pode ter sido causada pelo fato do

sensor de condutividade estar dentro da célula de condutividade e não após a célula. Como consequência, os dados de condutividade podem ter sido coletados antes do fluido percorrer toda a célula, resultando em uma relação diferente do esperado ($35 Q^{-1}$).

5.2 Resultados da DTR dos tubos de retenção

Os resultados das medições dos volumes internos dos tubos de retenção são apresentados na Tabela 5.2.1, determinados conforme procedimento descrito no item (4.3), e comparados com os volumes nominais fornecidos pelo fabricante. A obtenção desses volumes é importante na avaliação do volume ativo dos tubos de retenção.

Tabela 5.2.1 – Comparação entre o volume medido e o volume nominal dos tubos de retenção

Tubo	$V_{nominal}$ (mL)	V_{medido} (mL)	Erro relativo percentual (%)
1	50	$43,0 \pm 1,7$	14,0
2	50	$44,3 \pm 0,3$	11,4
3	100	$85,7 \pm 0,6$	14,3
4	100	$87,1 \pm 0,8$	12,9
5	150	$119,5 \pm 0,6$	20,4
6	150	$124,9 \pm 0,5$	16,7

Fonte: AUTOR, 2018.

O volume medido (V_{medido}) não coincidiu com o volume fornecido pelo fabricante ($V_{nominal}$). Possivelmente o fabricante calculou o volume do tubo reto e ao tornar o tubo helicoidal houve perda de volume interno. Portanto, os valores obtidos experimentalmente foram considerados como sendo os volumes internos dos tubos de retenção.

Utilizando o procedimento descrito no item 4.3, foram obtidos dados de DTR para os tubos de retenção 1, 2, 3, 4, 5 e 6 nas vazões de 0,481, 0,720, 0,918 e 1,117 L/min. Na Figura 5.2.1 é mostrado um exemplo de um par de curvas de DTR ($E(t)$ e $F(t)$) obtido para um dos tubos de retenção.

Curvas similares foram obtidas para todos os tubos de retenção, que não serão apresentadas aqui por conta do elevado número de figuras. A curva $E(t)$ foi traçada utilizando os dados experimentais de condutividade e tempo aplicando a Equação (3.5.4) e a curva $F(t)$ foi obtida por integração numérica da curva $E(t)$ em função do tempo conforme Equação (3.5.5). Essas curvas fornecem o grau de dispersão ou mistura no escoamento e o tempo médio de residência no tubo de retenção (importante para o processamento térmico de alimentos).

Figura 5.2.1 – Curvas (a) $E(t)$ e (b) $F(t)$ obtidas para o tubo de retenção 6 na vazão de 0,481 L/min

Fonte: AUTOR, 2018.

Os cálculos das funções de DTR e o ajuste dos modelos foram realizados em planilhas eletrônicas. Foram ajustados os modelos de dispersão axial (Equação 3.7.4), tanques em série (Equação 3.7.6), convecção generalizada para escoamento laminar (Equação 3.7.10), compartimentado PFR+CSTR (Equação 3.7.11) e y -laminar (Equação 3.7.15). O procedimento de convolução numérica foi aplicado com o intuito de avaliar a influência da DTR do sistema de aquisição de dados (célula 3445) sobre a DTR dos tubos de retenção.

A temperatura média para os ensaios foi de 22,2 °C para o tubo 1, 21,7 °C para o tubo 2, 22,7 °C para o tubo 3, 21,4 °C para o tubo 4, 24,4 °C para o tubo 5 e 21,4 °C para o tubo 6, sendo que para todos esses casos a variação de temperatura durante a aquisição de dados foi pequena (aumento de 0,1 °C entre ensaios). Por esse motivo, foi considerado que não houve variação significativa da condutividade devido à variação de temperatura.

O número de Reynolds foi calculado para caracterizar o escoamento nos tubos de retenção. Foram obtidos valores na faixa de 1307 a 3369 para o tubo 1, 1271 a 3369 para o tubo 2, 1482 a 3224 para o tubo 3, 1259 a 3288 para o tubo 4, 1453 a 3930 para o tubo 5 e 1377 a 3178 para o tubo 6. Portanto, no intervalo de vazão avaliado, o escoamento variou entre a região laminar e de transição para turbulento.

Os resultados dos ajustes de todos os modelos são apresentados nas Figuras 5.2.2 a 5.2.7 para as quatro condições de vazão avaliadas e para cada tubo de retenção. Os parâmetros de cada modelo foram ajustados junto ao tempo médio de residência para minimização do somatório de erros quadráticos entre os valores experimentais e calculados de $E(t)$, com exceção do modelo compartimentado em que o tempo médio de residência foi ajustado de forma indireta ao ajustar os volumes CSTR e PFR.

Figura 5.2.2 – Resultados do ajuste dos modelos matemáticos dos dados experimentais do tubo de retenção 1 para todas as vazões

Potência (%) 32	Potência (%) 32	Potência (%) 32	Potência (%) 32	Potência (%) 32
Vazão (L/min) 0,481	Vazão (L/min) 0,481	Vazão (L/min) 0,481	Vazão (L/min) 0,481	Vazão (L/min) 0,481
Ensaio	Ensaio	Ensaio	Ensaio	Ensaio
$t_M(s)$	V_p	$t_M(s)$	$t_i(s)$	$t_M(s)$
Pe	V_m	N	n	$y(-)$
$\log Pe$	Σerro^2	Σerro^2	Σerro^2	Σerro^2
Σerro^2				
1	1	1	1	1
2	2	2	2	2
3	3	3	3	3
Médias	Médias	Médias	Médias	Médias
Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão
Potência (%) 38	Potência (%) 38	Potência (%) 38	Potência (%) 38	Potência (%) 38
Vazão (L/min) 0,720	Vazão (L/min) 0,720	Vazão (L/min) 0,720	Vazão (L/min) 0,720	Vazão (L/min) 0,720
Ensaio	Ensaio	Ensaio	Ensaio	Ensaio
$t_M(s)$	V_p	$t_M(s)$	$t_i(s)$	$t_M(s)$
Pe	V_m	N	n	$y(-)$
$\log Pe$	Σerro^2	Σerro^2	Σerro^2	Σerro^2
Σerro^2				
1	1	1	1	1
2	2	2	2	2
3	3	3	3	3
Médias	Médias	Médias	Médias	Médias
Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão
Potência (%) 43	Potência (%) 43	Potência (%) 43	Potência (%) 43	Potência (%) 43
Vazão (L/min) 0,918	Vazão (L/min) 0,918	Vazão (L/min) 0,918	Vazão (L/min) 0,918	Vazão (L/min) 0,918
Ensaio	Ensaio	Ensaio	Ensaio	Ensaio
$t_M(s)$	V_p	$t_M(s)$	$t_i(s)$	$t_M(s)$
Pe	V_m	N	n	$y(-)$
$\log Pe$	Σerro^2	Σerro^2	Σerro^2	Σerro^2
Σerro^2				
1	1	1	1	1
2	2	2	2	2
3	3	3	3	3
Médias	Médias	Médias	Médias	Médias
Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão
Potência (%) 48	Potência (%) 48	Potência (%) 48	Potência (%) 48	Potência (%) 48
Vazão (L/min) 1,117	Vazão (L/min) 1,117	Vazão (L/min) 1,117	Vazão (L/min) 1,117	Vazão (L/min) 1,117
Ensaio	Ensaio	Ensaio	Ensaio	Ensaio
$t_M(s)$	V_p	$t_M(s)$	$t_i(s)$	$t_M(s)$
Pe	V_m	N	n	$y(-)$
$\log Pe$	Σerro^2	Σerro^2	Σerro^2	Σerro^2
Σerro^2				
1	1	1	1	1
2	2	2	2	2
3	3	3	3	3
Médias	Médias	Médias	Médias	Médias
Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão

*Valor máximo atingindo devido à limitação de cálculo

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.3 – Resultados do ajuste dos modelos matemáticos dos dados experimentais do tubo de retenção 2 para todas as vazões

Potência (%) 32	Potência (%) 32	Potência (%) 32	Potência (%) 32	Potência (%) 32
Vazão (L/min) 0,481	Vazão (L/min) 0,481	Vazão (L/min) 0,481	Vazão (L/min) 0,481	Vazão (L/min) 0,481
Ensaio	Dispersão axial			
	t _M (s)	Pe	log Pe	Σerro²
1	5,2	62036	4,8	6,7
2	4,7	2659	3,4	3,1
3	5,0	10710	4,0	4,8
Médias	5,0	25135	4,1	4,9
Desvio padrão	0,3	32210	0,7	1,8
Ensaio	Compartimentado PFR+CSTR			
	V _p	V _m	Σerro²	
1	39,6	0,3	5,3	
2	31,7	5,7	5,7	
3	36,5	3,1	5,4	
Médias	36,0	3,0	5,5	
Desvio padrão	4,0	2,7	0,2	
Ensaio	Tanques em série			
	t _M (s)	N	Σerro²	
1	5,0	103,13*	7,7	
2	4,7	103,06*	3,5	
3	5,0	103,12*	5,4	
Médias	4,9	103,10*	5,5	
Desvio padrão	0,2	0,03	2,1	
Ensaio	Convecção generalizada			
	t _i (s)	n	Σerro²	
1	4,7	21	6,2	
2	4,5	27	2,8	
3	4,7	27	4,8	
Médias	4,7	25	4,6	
Desvio padrão	0,1	3	1,7	
Ensaio	y-laminar			
	t _M (s)	y (-)	Σerro²	
1	5,0	0,034	5,9	
2	4,7	0,052	3,1	
3	4,9	0,049	5,6	
Médias	4,9	0,045	4,9	
Desvio padrão	0,1	0,010	1,5	
Potência (%) 38	Potência (%) 38	Potência (%) 38	Potência (%) 38	Potência (%) 38
Vazão (L/min) 0,720	Vazão (L/min) 0,720	Vazão (L/min) 0,720	Vazão (L/min) 0,720	Vazão (L/min) 0,720
Ensaio	Dispersão axial			
	t _M (s)	Pe	log Pe	Σerro²
1	3,8	16670	4,2	3,5
2	3,4	200,3	2,3	1,4
3	3,7	18023	4,3	5,9
Médias	3,6	11631	3,6	3,6
Desvio padrão	0,2	9922	1,1	2,3
Ensaio	Compartimentado PFR+CSTR			
	V _p	V _m	Σerro²	
1	40,4	3,9	3,2	
2	36,7	4,4	1,5	
3	40,5	3,5	5,4	
Médias	39,2	4,0	3,4	
Desvio padrão	2,2	0,5	2,0	
Ensaio	Tanques em série			
	t _M (s)	N	Σerro²	
1	3,7	103,1*	2,6	
2	3,4	102,0*	1,4	
3	3,6	103,1*	5,0	
Médias	3,6	102,7*	3,0	
Desvio padrão	0,1	0,6	1,9	
Ensaio	Convecção generalizada			
	t _i (s)	n	Σerro²	
1	3,5	16	3,5	
2	3,3	53	2,1	
3	3,5	17	5,7	
Médias	3,4	29	3,8	
Desvio padrão	0,1	21	1,8	
Ensaio	y-laminar			
	t _M (s)	y (-)	Σerro²	
1	3,6	0,097	3,7	
2	3,4	0,079	1,5	
3	3,6	0,056	6,2	
Médias	3,6	0,078	3,8	
Desvio padrão	0,1	0,021	2,4	
Potência (%) 43	Potência (%) 43	Potência (%) 43	Potência (%) 43	Potência (%) 43
Vazão (L/min) 0,918	Vazão (L/min) 0,918	Vazão (L/min) 0,918	Vazão (L/min) 0,918	Vazão (L/min) 0,918
Ensaio	Dispersão axial			
	t _M (s)	Pe	log Pe	Σerro²
1	3,49	24183	4,4	17
2	3,52	88508	4,9	13
3	3,51	31536	4,5	18
Médias	3,51	48076	4,6	16
Desvio padrão	0,02	35208	0,3	2
Ensaio	Compartimentado PFR+CSTR			
	V _p	V _m	Σerro²	
1	50,4	3,2	18	
2	51,8	1,8	29	
3	51,8	2,1	29	
Médias	51,3	2,4	25	
Desvio padrão	0,8	0,7	6	
Ensaio	Tanques em série			
	t _M (s)	N	Σerro²	
1	3,55	103,19*	12	
2	3,59	103,21*	19	
3	3,58	103,19*	14	
Médias	3,58	103,20*	15	
Desvio padrão	0,02	0,01	3	
Ensaio	Convecção generalizada			
	t _i (s)	n	Σerro²	
1	3,4	39	16	
2	3,4	25	15	
3	3,5	78	18	
Médias	3,4	47	16	
Desvio padrão	0,1	27	2	
Ensaio	y-laminar			
	t _M (s)	y (-)	Σerro²	
1	3,7	0,002	22	
2	3,5	0,004	12	
3	3,5	0,003	9	
Médias	3,6	0,003	14	
Desvio padrão	0,1	0,001	7	
Potência (%) 48	Potência (%) 48	Potência (%) 48	Potência (%) 48	Potência (%) 48
Vazão (L/min) 1,117	Vazão (L/min) 1,117	Vazão (L/min) 1,117	Vazão (L/min) 1,117	Vazão (L/min) 1,117
Ensaio	Dispersão axial			
	t _M (s)	Pe	log Pe	Σerro²
1	1,80	129	2,1	6,1
2	1,81	94,8	2,0	1,8
3	1,88	5756	3,8	4,0
Médias	1,83	1993	2,6	4,0
Desvio padrão	0,04	3259	1,0	2,1
Ensaio	Compartimentado PFR+CSTR			
	V _p	V _m	Σerro²	
1	29,2	1,2	0,9	
2	31,3	0,2	5,0	
3	31,3	0,2	2,4	
Médias	30,6	0,5	2,8	
Desvio padrão	1,2	0,6	2,1	
Ensaio	Tanques em série			
	t _M (s)	N	Σerro²	
1	1,80	65	6	
2	1,81	51	2	
3	1,73	103*	16	
Médias	1,78	73	8	
Desvio padrão	0,04	27	7	
Ensaio	Convecção generalizada			
	t _i (s)	n	Σerro²	
1	1,6	26	1	
2	1,5	6	2	
3	1,6	18	15	
Médias	1,5	17	6	
Desvio padrão	0,1	10	8	
Ensaio	y-laminar			
	t _M (s)	y (-)	Σerro²	
1	1,9	0,006	8,1	
2	1,8	0,033	5,5	
3	1,9	0,007	4,1	
Médias	1,9	0,015	5,9	
Desvio padrão	0,1	0,015	2,1	

*Valor máximo atingindo devido à limitação de cálculo

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.4 – Resultados do ajuste dos modelos matemáticos dos dados experimentais do tubo de retenção 3 para todas as vazões

Potência (%) 32	Potência (%) 32	Potência (%) 32	Potência (%) 32	Potência (%) 32
Vazão (L/min) 0,481	Vazão (L/min) 0,481	Vazão (L/min) 0,481	Vazão (L/min) 0,481	Vazão (L/min) 0,481
Ensaio	Ensaio	Ensaio	Ensaio	Ensaio
$t_M(s)$	V_p	$t_M(s)$	$t_i(s)$	$t_M(s)$
Pe	V_m	N	n	$y (-)$
$\log Pe$	Σerro^2	Σerro^2	Σerro^2	Σerro^2
Σerro^2				
1	1	1	1	1
2	2	2	2	2
3	3	3	3	3
Médias	Médias	Médias	Médias	Médias
Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão
Potência (%) 38	Potência (%) 38	Potência (%) 38	Potência (%) 38	Potência (%) 38
Vazão (L/min) 0,720	Vazão (L/min) 0,720	Vazão (L/min) 0,720	Vazão (L/min) 0,720	Vazão (L/min) 0,720
Ensaio	Ensaio	Ensaio	Ensaio	Ensaio
$t_M(s)$	V_p	$t_M(s)$	$t_i(s)$	$t_M(s)$
Pe	V_m	N	n	$y (-)$
$\log Pe$	Σerro^2	Σerro^2	Σerro^2	Σerro^2
Σerro^2				
1	1	1	1	1
2	2	2	2	2
3	3	3	3	3
Médias	Médias	Médias	Médias	Médias
Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão
Potência (%) 43	Potência (%) 43	Potência (%) 43	Potência (%) 43	Potência (%) 43
Vazão (L/min) 0,918	Vazão (L/min) 0,918	Vazão (L/min) 0,918	Vazão (L/min) 0,918	Vazão (L/min) 0,918
Ensaio	Ensaio	Ensaio	Ensaio	Ensaio
$t_M(s)$	V_p	$t_M(s)$	$t_i(s)$	$t_M(s)$
Pe	V_m	N	n	$y (-)$
$\log Pe$	Σerro^2	Σerro^2	Σerro^2	Σerro^2
Σerro^2				
1	1	1	1	1
2	2	2	2	2
3	3	3	3	3
Médias	Médias	Médias	Médias	Médias
Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão
Potência (%) 48	Potência (%) 48	Potência (%) 48	Potência (%) 48	Potência (%) 48
Vazão (L/min) 1,117	Vazão (L/min) 1,117	Vazão (L/min) 1,117	Vazão (L/min) 1,117	Vazão (L/min) 1,117
Ensaio	Ensaio	Ensaio	Ensaio	Ensaio
$t_M(s)$	V_p	$t_M(s)$	$t_i(s)$	$t_M(s)$
Pe	V_m	N	n	$y (-)$
$\log Pe$	Σerro^2	Σerro^2	Σerro^2	Σerro^2
Σerro^2				
1	1	1	1	1
2	2	2	2	2
3	3	3	3	3
Médias	Médias	Médias	Médias	Médias
Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão	Desvio padrão

*Valor máximo atingindo devido à limitação de cálculo

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.5 – Resultados do ajuste dos modelos matemáticos dos dados experimentais do tubo de retenção 4 para todas as vazões

Potência (%) 32 Vazão (L/min) 0,481	Potência (%) 32 Vazão (L/min) 0,481	Potência (%) 32 Vazão (L/min) 0,481	Potência (%) 32 Vazão (L/min) 0,481
Ensaio t _M (s) Pe log Pe Σerro²	Ensaio V _p V _m Σerro²	Ensaio t _M (s) N Σerro²	Ensaio t _i (s) n Σerro²
1 8,2 1337 3,1 0,4	1 60 5 0,8	1 8,2 103,05* 1,3	1 7,4 10,4 1,8
2 10,1 368 2,6 1,8	2 75 6 2,5	2 10,0 103,04* 2,0	2 9,3 13,6 2,6
3 8,1 1054 3,0 0,4	3 57 9 2,5	3 8,1 103,00* 1,1	3 7,1 7,8 2,9
Médias 8,8 920 2,9 0,9	Médias 64 7 1,9	Médias 8,8 103,03* 1,5	Médias 7,9 10,6 2,4
Desvio padrão 1,1 499 0,3 0,8	Desvio padrão 10 2 0,9	Desvio padrão 1,1 0,03 0,5	Desvio padrão 1,2 2,9 0,5

Potência (%) 38 Vazão (L/min) 0,720	Potência (%) 38 Vazão (L/min) 0,720	Potência (%) 38 Vazão (L/min) 0,720	Potência (%) 38 Vazão (L/min) 0,720
Ensaio t _M (s) Pe log Pe Σerro²	Ensaio V _p V _m Σerro²	Ensaio t _M (s) N Σerro²	Ensaio t _i (s) n Σerro²
1 6,4 76 1,9 2,9	1 62 15 3,4	1 6,4 39 2,8	1 5,3 6,1 4,5
2 6,9 399 2,6 2,2	2 71 12 5,9	2 6,8 103* 3,0	2 6,1 9,0 4,6
3 7,1 66 1,8 1,1	3 69 20 2,7	3 7,1 34 1,2	3 5,9 5,6 3,0
Médias 6,8 180 2,1 2,1	Médias 67 16 4,0	Médias 6,8 59 2,3	Médias 5,8 6,9 4,0
Desvio padrão 0,4 189 0,4 0,9	Desvio padrão 5 4 1,7	Desvio padrão 0,4 38 1,0	Desvio padrão 0,4 1,9 0,9

Potência (%) 43 Vazão (L/min) 0,918	Potência (%) 43 Vazão (L/min) 0,918	Potência (%) 43 Vazão (L/min) 0,918	Potência (%) 43 Vazão (L/min) 0,918
Ensaio t _M (s) Pe log Pe Σerro²	Ensaio V _p V _m Σerro²	Ensaio t _M (s) N Σerro²	Ensaio t _i (s) n Σerro²
1 5,3 261 2,4 0,6	1 70 10 0,9	1 5,3 102,96* 0,8	1 4,7 11,5 0,6
2 5,5 248 2,4 6,3	2 77 8 6,6	2 5,5 102,92* 6,2	2 5,0 11,0 7,0
3 5,7 653 2,8 4,8	3 82 6 3,4	3 5,8 103,00* 9,2	3 5,3 16,2 3,4
Médias 5,5 387 2,5 3,9	Médias 76 8 3,6	Médias 5,6 102,96* 5,4	Médias 5,0 12,9 3,7
Desvio padrão 0,2 230 0,2 2,9	Desvio padrão 6 2 2,8	Desvio padrão 0,2 0,04 4,3	Desvio padrão 0,3 2,9 3,2

Potência (%) 48 Vazão (L/min) 1,117	Potência (%) 48 Vazão (L/min) 1,117	Potência (%) 48 Vazão (L/min) 1,117	Potência (%) 48 Vazão (L/min) 1,117
Ensaio t _M (s) Pe log Pe Σerro²	Ensaio V _p V _m Σerro²	Ensaio t _M (s) N Σerro²	Ensaio t _i (s) n Σerro²
1 4,6 84 1,9 1,6	1 72 14 2,4	1 4,7 43 1,5	1 3,9 7,1 2,4
2 5,1 114 2,1 2,0	2 76 19 2,9	2 5,1 62 1,9	2 4,2 5,9 3,4
3 5,2 324 2,5 0,6	3 87 11 2,6	3 5,2 103* 2,3	3 4,6 8,8 4,1
Médias 5,0 174 2,2 1,4	Médias 78 14 2,6	Médias 5,0 69 1,9	Médias 4,2 7,3 3,3
Desvio padrão 0,3 130 0,3 0,7	Desvio padrão 7 4 0,3	Desvio padrão 0,3 31 0,4	Desvio padrão 0,3 1,4 0,9

Potência (%) 32 Vazão (L/min) 0,481	Potência (%) 32 Vazão (L/min) 0,481	Potência (%) 32 Vazão (L/min) 0,481	Potência (%) 32 Vazão (L/min) 0,481
Ensaio t _M (s) y (-) Σerro²	Ensaio t _M (s) y (-) Σerro²	Ensaio t _M (s) y (-) Σerro²	Ensaio t _M (s) y (-) Σerro²
1 8,2 0,072 1,0	1 8,2 0,072 1,0	1 8,2 0,072 1,0	1 8,2 0,072 1,0
2 10,1 0,060 2,3	2 10,1 0,060 2,3	2 10,1 0,060 2,3	2 10,1 0,060 2,3
3 8,2 0,079 0,9	3 8,2 0,079 0,9	3 8,2 0,079 0,9	3 8,2 0,079 0,9
Médias 8,8 0,070 1,4	Médias 8,8 0,070 1,4	Médias 8,8 0,070 1,4	Médias 8,8 0,070 1,4
Desvio padrão 1,1 0,009 0,8	Desvio padrão 1,1 0,009 0,8	Desvio padrão 1,1 0,009 0,8	Desvio padrão 1,1 0,009 0,8

Potência (%) 38 Vazão (L/min) 0,720	Potência (%) 38 Vazão (L/min) 0,720	Potência (%) 38 Vazão (L/min) 0,720	Potência (%) 38 Vazão (L/min) 0,720
Ensaio t _M (s) y (-) Σerro²	Ensaio t _M (s) y (-) Σerro²	Ensaio t _M (s) y (-) Σerro²	Ensaio t _M (s) y (-) Σerro²
1 6,5 0,19 3,9	1 6,5 0,19 3,9	1 6,5 0,19 3,9	1 6,5 0,19 3,9
2 6,9 0,09 3,4	2 6,9 0,09 3,4	2 6,9 0,09 3,4	2 6,9 0,09 3,4
3 7,4 0,21 2,1	3 7,4 0,21 2,1	3 7,4 0,21 2,1	3 7,4 0,21 2,1
Médias 7,0 0,16 3,1	Médias 7,0 0,16 3,1	Médias 7,0 0,16 3,1	Médias 7,0 0,16 3,1
Desvio padrão 0,4 0,06 0,9	Desvio padrão 0,4 0,06 0,9	Desvio padrão 0,4 0,06 0,9	Desvio padrão 0,4 0,06 0,9

Potência (%) 43 Vazão (L/min) 0,918	Potência (%) 43 Vazão (L/min) 0,918	Potência (%) 43 Vazão (L/min) 0,918	Potência (%) 43 Vazão (L/min) 0,918
Ensaio t _M (s) y (-) Σerro²	Ensaio t _M (s) y (-) Σerro²	Ensaio t _M (s) y (-) Σerro²	Ensaio t _M (s) y (-) Σerro²
1 5,3 0,082 0,6	1 5,3 0,082 0,6	1 5,3 0,082 0,6	1 5,3 0,082 0,6
2 5,6 0,072 6,1	2 5,6 0,072 6,1	2 5,6 0,072 6,1	2 5,6 0,072 6,1
3 5,7 0,069 4,0	3 5,7 0,069 4,0	3 5,7 0,069 4,0	3 5,7 0,069 4,0
Médias 5,5 0,074 3,6	Médias 5,5 0,074 3,6	Médias 5,5 0,074 3,6	Médias 5,5 0,074 3,6
Desvio padrão 0,2 0,007 2,8	Desvio padrão 0,2 0,007 2,8	Desvio padrão 0,2 0,007 2,8	Desvio padrão 0,2 0,007 2,8

Potência (%) 48 Vazão (L/min) 1,117	Potência (%) 48 Vazão (L/min) 1,117	Potência (%) 48 Vazão (L/min) 1,117	Potência (%) 48 Vazão (L/min) 1,117
Ensaio t _M (s) y (-) Σerro²	Ensaio t _M (s) y (-) Σerro²	Ensaio t _M (s) y (-) Σerro²	Ensaio t _M (s) y (-) Σerro²
1 4,7 0,15 2,4	1 4,7 0,15 2,4	1 4,7 0,15 2,4	1 4,7 0,15 2,4
2 5,2 0,17 2,7	2 5,2 0,17 2,7	2 5,2 0,17 2,7	2 5,2 0,17 2,7
3 5,2 0,09 2,2	3 5,2 0,09 2,2	3 5,2 0,09 2,2	3 5,2 0,09 2,2
Médias 5,0 0,14 2,4	Médias 5,0 0,14 2,4	Médias 5,0 0,14 2,4	Médias 5,0 0,14 2,4
Desvio padrão 0,3 0,04 0,3	Desvio padrão 0,3 0,04 0,3	Desvio padrão 0,3 0,04 0,3	Desvio padrão 0,3 0,04 0,3

*Valor máximo atingindo devido à limitação de cálculo

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.6 – Resultados do ajuste dos modelos matemáticos dos dados experimentais do tubo de retenção 5 para todas as vazões

Potência (%) 32	Potência (%) 32	Potência (%) 32	Potência (%) 32	Potência (%) 32
Vazão (L/min) 0,481	Vazão (L/min) 0,481	Vazão (L/min) 0,481	Vazão (L/min) 0,481	Vazão (L/min) 0,481
Ensaio	Dispersão axial			Ensaio
	$t_M(s)$	Pe	$\log Pe$	Σerro^2
1	14,0	334	2,5	3,7
2	13,4	940	3,0	2,0
3	14,3	562	2,7	4,0
Médias	13,9	612	2,7	3,3
Desvio padrão	0,4	306	0,2	1,1
Ensaio	Compartimentado PFR+CSTR			Ensaio
	V_p	V_m	Σerro^2	
1	104	10	4,1	
2	100	8	1,8	
3	106	9	3,5	
Médias	103	9	3,1	
Desvio padrão	3	1	1,2	
Ensaio	Tanques em série			Ensaio
	$t_M(s)$	N	Σerro^2	
1	14,1	103,02*	4,2	
2	13,5	103,00*	3,9	
3	14,3	103,00*	5,4	
Médias	14,0	103,01*	4,5	
Desvio padrão	0,4	0,01	0,8	
Ensaio	Convecção generalizada			Ensaio
	$t_i(s)$	n	Σerro^2	
1	12,9	11,6	4,3	
2	12,3	11,1	2,6	
3	12,9	9,1	4,9	
Médias	12,7	10,6	3,9	
Desvio padrão	0,3	1,3	1,2	
Ensaio	y-laminar			Ensaio
	$t_M(s)$	$y (-)$	Σerro^2	
1	14,2	0,078	4,1	
2	13,5	0,046	1,4	
3	14,3	0,045	4,0	
Médias	14,0	0,056	3,2	
Desvio padrão	0,5	0,019	1,5	
Potência (%) 38	Potência (%) 38	Potência (%) 38	Potência (%) 38	Potência (%) 38
Vazão (L/min) 0,720	Vazão (L/min) 0,720	Vazão (L/min) 0,720	Vazão (L/min) 0,720	Vazão (L/min) 0,720
Ensaio	Dispersão axial			Ensaio
	$t_M(s)$	Pe	$\log Pe$	Σerro^2
1	9,5	2020	3,3	3,0
2	9,6	755	2,9	1,7
3	9,2	476	2,7	1,4
Médias	9,4	1084	3,0	2,0
Desvio padrão	0,2	823	0,3	0,8
Ensaio	Compartimentado PFR+CSTR			Ensaio
	V_p	V_m	Σerro^2	
1	108	5	2,8	
2	107	8	1,7	
3	102	8	1,8	
Médias	106	7	2,1	
Desvio padrão	3	1	0,6	
Ensaio	Tanques em série			Ensaio
	$t_M(s)$	N	Σerro^2	
1	9,5	103,02*	14	
2	9,5	103,06*	7,8	
3	9,1	103,05*	4,3	
Médias	9,4	103,04*	8,8	
Desvio padrão	0,2	0,02	5,0	
Ensaio	Convecção generalizada			Ensaio
	$t_i(s)$	n	Σerro^2	
1	9,2	36,5	2,4	
2	9,0	16,0	1,8	
3	8,6	16,9	1,4	
Médias	8,9	23,1	1,9	
Desvio padrão	0,3	11,6	0,5	
Ensaio	y-laminar			Ensaio
	$t_M(s)$	$y (-)$	Σerro^2	
1	9,5	0,026	2,2	
2	9,5	0,040	2,0	
3	9,2	0,064	1,6	
Médias	9,4	0,043	1,9	
Desvio padrão	0,2	0,020	0,3	
Potência (%) 43	Potência (%) 43	Potência (%) 43	Potência (%) 43	Potência (%) 43
Vazão (L/min) 0,918	Vazão (L/min) 0,918	Vazão (L/min) 0,918	Vazão (L/min) 0,918	Vazão (L/min) 0,918
Ensaio	Dispersão axial			Ensaio
	$t_M(s)$	Pe	$\log Pe$	Σerro^2
1	8,63	150	2,18	4,3
2	8,66	155	2,19	5,5
3	8,64	219	2,34	1,5
Médias	8,64	175	2,24	3,8
Desvio padrão	0,02	39	0,09	2,1
Ensaio	Compartimentado PFR+CSTR			Ensaio
	V_p	V_m	Σerro^2	
1	121	15	7,1	
2	118	19	2,6	
3	120	15	1,3	
Médias	120	16	3,7	
Desvio padrão	2	3	3,1	
Ensaio	Tanques em série			Ensaio
	$t_M(s)$	N	Σerro^2	
1	8,61	75	4,1	
2	8,64	80	5,7	
3	8,65	103*	1,6	
Médias	8,63	86	3,8	
Desvio padrão	0,02	15	2,1	
Ensaio	Convecção generalizada			Ensaio
	$t_i(s)$	n	Σerro^2	
1	8,0	11,7	6,6	
2	7,7	6,8	3,1	
3	7,9	10,9	1,5	
Médias	7,9	9,8	3,7	
Desvio padrão	0,2	2,6	2,6	
Ensaio	y-laminar			Ensaio
	$t_M(s)$	$y (-)$	Σerro^2	
1	8,9	0,10	7,7	
2	9,0	0,14	2,9	
3	8,8	0,10	1,2	
Médias	8,9	0,12	3,9	
Desvio padrão	0,1	0,02	3,4	
Potência (%) 48	Potência (%) 48	Potência (%) 48	Potência (%) 48	Potência (%) 48
Vazão (L/min) 1,117	Vazão (L/min) 1,117	Vazão (L/min) 1,117	Vazão (L/min) 1,117	Vazão (L/min) 1,117
Ensaio	Dispersão axial			Ensaio
	$t_M(s)$	Pe	$\log Pe$	Σerro^2
1	6,7	148	2,2	6,3
2	6,4	71	1,9	9,2
3	6,8	147	2,2	1,4
Médias	6,6	122	2,1	5,6
Desvio padrão	0,2	44	0,2	3,9
Ensaio	Compartimentado PFR+CSTR			Ensaio
	V_p	V_m	Σerro^2	
1	109	20	4,1	
2	97	29	17,9	
3	112	17	4,2	
Médias	106	22	8,7	
Desvio padrão	8	6	8,0	
Ensaio	Tanques em série			Ensaio
	$t_M(s)$	N	Σerro^2	
1	6,7	76	6,7	
2	6,4	37	8,5	
3	6,8	75	1,3	
Médias	6,6	63	5,5	
Desvio padrão	0,2	22	3,8	
Ensaio	Convecção generalizada			Ensaio
	$t_i(s)$	n	Σerro^2	
1	6,0	8,8	3,8	
2	5,2	4,6	19,0	
3	5,9	7,8	5,6	
Médias	5,7	7,1	9,5	
Desvio padrão	0,5	2,2	8,3	
Ensaio	y-laminar			Ensaio
	$t_M(s)$	$y (-)$	Σerro^2	
1	6,9	0,14	3,8	
2	6,7	0,24	17,3	
3	7,0	0,12	4,0	
Médias	6,9	0,16	8,4	
Desvio padrão	0,1	0,06	7,7	

*Valor máximo atingindo devido à limitação de cálculo

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.7 – Resultados do ajuste dos modelos matemáticos dos dados experimentais do tubo de retenção 6 para todas as vazões

Potência (%) 32 Vazão (L/min) 0,481					Potência (%) 32 Vazão (L/min) 0,481					Potência (%) 32 Vazão (L/min) 0,481					Potência (%) 32 Vazão (L/min) 0,481					Potência (%) 32 Vazão (L/min) 0,481				
Dispersão axial					Compartimentado PFR+CSTR					Tanques em série					Convecção generalizada					y-laminar				
Ensaio	$t_M(s)$	Pe	$\log Pe$	Σerro^2	Ensaio	V_p	V_m	Σerro^2		Ensaio	$t_M(s)$	N	Σerro^2		Ensaio	$t_i(s)$	n	Σerro^2		Ensaio	$t_M(s)$	$y (-)$	Σerro^2	
1	12,7	134	2,1	1,8	1	90	12	0,6		1	12,7	67	1,9		1	11,4	10,8	0,8		1	13,0	0,143	0,6	
2	12,8	172	2,2	1,5	2	88	16	1,1		2	12,8	102 *	1,5		2	11,1	6,8	1,1		2	13,2	0,141	1,0	
3	13,5	143	2,2	2,1	3	93	17	1,7		3	13,5	70	2,1		3	11,8	7,6	1,6		3	14,0	0,143	1,7	
Médias	13,0	150	2,7	1,8	Médias	91	15	1,1		Médias	13,0	80	1,8		Médias	11,4	8,4	1,2		Médias	13,4	0,142	1,1	
Desvio padrão	0,5	20	0,2	0,3	Desvio padrão	2	3	0,6		Desvio padrão	0,5	20	0,3		Desvio padrão	0,4	2	0,4		Desvio padrão	0,5	0,001	0,6	
Potência (%) 38 Vazão (L/min) 0,720					Potência (%) 38 Vazão (L/min) 0,720					Potência (%) 38 Vazão (L/min) 0,720					Potência (%) 38 Vazão (L/min) 0,720					Potência (%) 38 Vazão (L/min) 0,720				
Dispersão axial					Compartimentado PFR+CSTR					Tanques em série					Convecção generalizada					y-laminar				
Ensaio	$t_M(s)$	Pe	$\log Pe$	Σerro^2	Ensaio	V_p	V_m	Σerro^2		Ensaio	$t_M(s)$	N	Σerro^2		Ensaio	$t_i(s)$	n	Σerro^2		Ensaio	$t_M(s)$	$y (-)$	Σerro^2	
1	9,6	680	2,8	3,5	1	109	6	2,5		1	9,7	103,00 *	7,2		1	9,1	19,1	2,4		1	9,6	0,042	3,0	
2	9,7	1301	3,1	1,4	2	110	9	1,0		2	9,8	103,06 *	7,0		2	9,1	14,3	0,8		2	9,9	0,057	1,1	
3	9,6	240	2,4	1,1	3	108	9	0,7		3	9,5	103,00 *	1,2		3	9,2	18,9	0,7		3	9,7	0,099	0,9	
Médias	9,6	740	2,8	2,0	Médias	109	8	1,4		Médias	9,7	103,02 *	5,2		Médias	9,1	17,4	1,3		Médias	9,7	0,066	1,7	
Desvio padrão	0,1	533	0,4	1,3	Desvio padrão	1	2	0,9		Desvio padrão	0,1	0,03	3,4		Desvio padrão	0,1	2,7	0,9		Desvio padrão	0,2	0,030	1,2	
Potência (%) 43 Vazão (L/min) 0,918					Potência (%) 43 Vazão (L/min) 0,918					Potência (%) 43,0 Vazão (L/min) 0,918					Potência (%) 43 Vazão (L/min) 0,918					Potência (%) 43 Vazão (L/min) 0,918				
Dispersão axial					Compartimentado PFR+CSTR					Tanques em série					Convecção generalizada					y-laminar				
Ensaio	$t_M(s)$	Pe	$\log Pe$	Σerro^2	Ensaio	V_p	V_m	Σerro^2		Ensaio	$t_M(s)$	N	Σerro^2		Ensaio	$t_i(s)$	n	Σerro^2		Ensaio	$t_M(s)$	$y (-)$	Σerro^2	
1	6,7	127	2,1	15	1	95	3	19,8		1	6,7	67	15,2		1	6,1	14,2	16,8		1	6,9	0,14	13,8	
2	6,7	135	2,1	2,2	2	89	16	0,6		2	6,7	68	2,5		2	6,0	10,0	1,3		2	6,9	0,15	0,6	
3	7,1	300	2,5	0,7	3	100	11	2,4		3	7,1	103 *	1,0		3	6,6	13,1	2,5		3	7,2	0,11	0,5	
Médias	6,8	187	2,2	6,0	Médias	95	10	7,6		Médias	6,8	79	6,2		Médias	6,2	12,4	6,9		Médias	7,0	0,13	5,0	
Desvio padrão	0,2	98	0,2	7,8	Desvio padrão	5	7	10,6		Desvio padrão	0,2	21	7,8		Desvio padrão	0,3	2,2	8,6		Desvio padrão	0,2	0,02	7,6	
Potência (%) 48 Vazão (L/min) 1,117					Potência (%) 48 Vazão (L/min) 1,117					Potência (%) 48 Vazão (L/min) 1,117					Potência (%) 48 Vazão (L/min) 1,117					Potência (%) 48 Vazão (L/min) 1,117				
Dispersão axial					Compartimentado PFR+CSTR					Tanques em série					Convecção generalizada					y-laminar				
Ensaio	$t_M(s)$	Pe	$\log Pe$	Σerro^2	Ensaio	V_p	V_m	Σerro^2		Ensaio	$t_M(s)$	N	Σerro^2		Ensaio	$t_i(s)$	n	Σerro^2		Ensaio	$t_M(s)$	$y (-)$	Σerro^2	
1	5,5	160	2,2	1,9	1	95	9	0,4		1	5,5	85	2,0		1	5,0	9,4	0,4		1	5,7	0,14	1,2	
2	5,7	171	2,2	3,4	2	95	13	1,0		2	5,7	84	3,4		2	5,2	11,3	0,7		2	5,8	0,09	2,9	
3	5,8	93	2,0	3,4	3	99	4	7,9		3	5,8	48	4,0		3	5,1	7,9	1,2		3	6,1	0,18	0,9	
Médias	5,7	141	2,1	2,9	Médias	96	9	3,1		Médias	5,7	72	3,2		Médias	5,1	9,5	0,8		Médias	5,9	0,13	1,7	
Desvio padrão	0,2	42	0,1	0,9	Desvio padrão	2	4	4,2		Desvio padrão	0,2	21	1,0		Desvio padrão	0,1	1,7	0,4		Desvio padrão	0,2	0,04	1,1	

*Valor máximo atingindo devido à limitação de cálculo

Fonte: AUTOR, 2018.

Em uma grande parte dos resultados do modelo de tanques em série, foi possível observar que o valor de N convergiu para 103. O modelo considera a associação em série de tanques de mistura perfeita, e quando o valor de N ultrapassa 20 o escoamento já apresenta características mais próximas do escoamento pistonado. Porém, houve um problema numérico de limitação de cálculo da função Γ no software para valores de N maiores que 100, que impossibilitou a convergência para o valor ótimo do problema.

Considerou-se que o melhor modelo ajustado foi aquele que apresentou menor somatório de erros quadráticos. A partir dos valores obtidos nas Figuras 5.2.2 a 5.2.7, foram calculadas as médias dos somatórios de erros quadráticos entre os dados de $E(t)$ experimentais e de $E(t)$ de cada modelo e os desvios padrões na faixa de vazão estudada. Esses resultados são apresentados nas Tabelas 5.2.2 a 5.2.7.

Tabela 5.2.2 – Resumo do ajuste dos modelos de DTR para o tubo de retenção 1

Modelo	Média de $\sum \text{erro}^2$				Média global
	Vazão de 0,481 L/min	Vazão de 0,720 L/min	Vazão de 0,918 L/min	Vazão de 1,117 L/min	
Dispersão axial	$4,6 \pm 2,5$	$3,5 \pm 1,7$	$4,2 \pm 2,9$	$4,2 \pm 2,6$	4,1
Compartimentado (PFR+CSTR)	$3,9 \pm 1,9$	$5,3 \pm 3,5$	$4,5 \pm 2,4$	$4,1 \pm 1,2$	4,5
Tanques em série	$4,8 \pm 2,3$	$3,3 \pm 1,6$	$3,6 \pm 1,7$	11 ± 12	5,7
Convecção generalizada	$4,5 \pm 1,2$	$4,3 \pm 2,5$	$5,5 \pm 2,0$	$4,6 \pm 1,2$	4,7
y -laminar	$4,4 \pm 1,6$	$3,7 \pm 1,6$	$5,5 \pm 4,2$	$3,9 \pm 1,3$	4,4

Fonte: AUTOR, 2018.

Tabela 5.2.3 – Resumo do ajuste dos modelos de DTR para o tubo de retenção 2

Modelo	Média de $\sum \text{erro}^2$				Média global
	Vazão de 0,481 L/min	Vazão de 0,720 L/min	Vazão de 0,918 L/min	Vazão de 1,117 L/min	
Dispersão axial	$4,9 \pm 1,8$	$3,6 \pm 2,3$	16 ± 2	$4,0 \pm 2,1$	7,1
Compartimentado (PFR+CSTR)	$5,5 \pm 0,2$	$3,4 \pm 2,0$	25 ± 6	$2,8 \pm 2,1$	9,3
Tanques em série	$5,5 \pm 2,1$	$3,0 \pm 1,9$	15 ± 3	$7,9 \pm 7,4$	7,8
Convecção generalizada	$4,6 \pm 1,7$	$3,8 \pm 1,8$	16 ± 2	$5,8 \pm 7,7$	7,7
y -laminar	$4,9 \pm 1,5$	$3,8 \pm 2,4$	14 ± 7	$5,9 \pm 2,1$	7,2

Fonte: AUTOR, 2018.

Tabela 5.2.4 – Resumo do ajuste dos modelos de DTR para o tubo de retenção 3

Modelo	Média de $\sum \text{erro}^2$				Média global
	Vazão de 0,481 L/min	Vazão de 0,720 L/min	Vazão de 0,918 L/min	Vazão de 1,117 L/min	
Dispersão axial	$1,3 \pm 0,4$	$7,4 \pm 8,0$	$2,3 \pm 0,8$	$2,0 \pm 1,7$	3,3
Compartimentado (PFR+CSTR)	$1,3 \pm 0,1$	$7,4 \pm 8,9$	$1,9 \pm 0,7$	$2,2 \pm 1,2$	3,2
Tanques em série	$1,7 \pm 0,7$	$8,1 \pm 8,6$	$2,4 \pm 0,9$	$1,9 \pm 1,6$	3,5
Convecção generalizada	$0,7 \pm 0,3$	$8,0 \pm 7,8$	$2,2 \pm 0,5$	$2,8 \pm 1,8$	3,4
γ -laminar	$0,8 \pm 0,3$	$7,2 \pm 8,5$	$1,6 \pm 0,7$	$2,5 \pm 1,6$	3,0

Fonte: AUTOR, 2018.

Tabela 5.2.5 – Resumo do ajuste dos modelos de DTR para o tubo de retenção 4

Modelo	Média de $\sum \text{erro}^2$				Média global
	Vazão de 0,481 L/min	Vazão de 0,720 L/min	Vazão de 0,918 L/min	Vazão de 1,117 L/min	
Dispersão axial	$0,9 \pm 0,8$	$2,1 \pm 0,9$	$3,9 \pm 2,9$	$1,4 \pm 0,7$	2,1
Compartimentado (PFR+CSTR)	$1,9 \pm 0,9$	$4,0 \pm 1,7$	$3,6 \pm 2,8$	$2,6 \pm 0,3$	3,1
Tanques em série	$1,5 \pm 0,5$	$2,3 \pm 1,0$	$5,4 \pm 4,3$	$1,9 \pm 0,4$	2,8
Convecção generalizada	$2,4 \pm 0,5$	$4,0 \pm 0,9$	$3,7 \pm 3,2$	$3,3 \pm 0,9$	3,4
γ -laminar	$1,4 \pm 0,8$	$3,1 \pm 0,9$	$3,6 \pm 2,8$	$2,4 \pm 0,3$	2,6

Fonte: AUTOR, 2018.

Tabela 5.2.6 – Resumo do ajuste dos modelos de DTR para o tubo de retenção 5

Modelo	Média de $\sum \text{erro}^2$				Média global
	Vazão de 0,481 L/min	Vazão de 0,720 L/min	Vazão de 0,918 L/min	Vazão de 1,117 L/min	
Dispersão axial	$3,3 \pm 1,1$	$2,0 \pm 0,8$	$3,8 \pm 2,1$	$5,6 \pm 3,9$	3,7
Compartimentado (PFR+CSTR)	$3,1 \pm 1,2$	$2,1 \pm 0,6$	$3,7 \pm 3,1$	$8,7 \pm 8,0$	4,4
Tanques em série	$4,5 \pm 0,8$	$8,8 \pm 5,0$	$3,8 \pm 2,1$	$5,5 \pm 3,8$	5,6
Convecção generalizada	$3,9 \pm 1,2$	$1,9 \pm 0,5$	$3,7 \pm 2,6$	$9,5 \pm 8,3$	4,8
γ -laminar	$3,2 \pm 1,5$	$1,9 \pm 0,3$	$3,9 \pm 3,4$	$8,4 \pm 7,7$	4,3

Fonte: AUTOR, 2018.

Tabela 5.2.7 – Resumo do ajuste dos modelos de DTR para o tubo de retenção 6

Modelo	Média de $\sum \text{erro}^2$				Média global
	Vazão de 0,481 L/min	Vazão de 0,720 L/min	Vazão de 0,918 L/min	Vazão de 1,117 L/min	
Dispersão axial	$1,8 \pm 0,3$	$2,0 \pm 1,3$	$6,0 \pm 7,8$	$2,9 \pm 0,9$	3,2
Compartimentado (PFR+CSTR)	$1,1 \pm 0,6$	$1,4 \pm 0,9$	8 ± 11	$3,1 \pm 4,2$	3,3
Tanques em série	$1,8 \pm 0,3$	$5,2 \pm 3,4$	$6,2 \pm 7,8$	$3,2 \pm 1,0$	4,1
Convecção generalizada	$1,2 \pm 0,4$	$1,3 \pm 0,9$	$6,9 \pm 8,6$	$0,8 \pm 0,4$	2,5
y-laminar	$1,1 \pm 0,6$	$1,7 \pm 1,2$	$5,0 \pm 7,6$	$1,7 \pm 1,1$	2,4

Fonte: AUTOR, 2018.

Analisando as tabelas apresentadas, foi possível identificar os modelos que melhor se ajustaram aos dados experimentais por meio dos valores da coluna “Média global”. Para os tubos de retenção 1, 2, 4 e 5 o modelo de dispersão axial obteve melhor ajuste seguido pelo modelo y-laminar; para o tubo 3 o modelo y-laminar obteve melhor ajuste seguido pelo modelo compartimentado; para o tubo 6 o modelo y-laminar obteve melhor ajuste seguido pelo modelo de convecção generalizada.

De maneira geral, os modelos de dispersão axial e y-laminar forneceram os melhores ajustes para os tubos. Nos casos dos tubos de retenção 3 e 6, a diferença entre o somatório de erros quadráticos dos modelos ajustados é pequena. Portanto, para facilitar a discussão nessa seção e uniformizar a caracterização dos tubos, os modelos de dispersão axial e y-laminar foram considerados os melhores modelos para os tubos de retenção e seus resultados serão discutidos em seguida.

Nas Figuras 5.2.8 a 5.2.13 são mostradas as curvas resultantes do ajuste dos modelos de dispersão axial e y-laminar apenas na vazão de 0,720 L/min, dada a grande quantidade de dados, com a convolução com a DTR do sistema de aquisição de dados (célula 3445) para todos os tubos de retenção, utilizando os valores de tempo médio de residência ajustado e número de Peclet médio da Tabela 5.1.2. Dessa forma, é possível comparar os modelos de dispersão axial e y-laminar.

Figura 5.2.8 – Dados experimentais dos tubos de retenção 1 (a) e 2 (b) na vazão 0,720 L/min com ajuste do modelo de dispersão axial e sua convolução

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.9 – Dados experimentais dos tubos de retenção 3 (a) e 4 (b) na vazão 0,720 L/min com ajuste do modelo de dispersão axial e sua convolução

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.10 – Dados experimentais dos tubos de retenção 5 (a) e 6 (b) na vazão 0,720 L/min com ajuste do modelo de dispersão axial e sua convolução

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.11 – Dados experimentais dos tubos de retenção 1 (a) e 2 (b) na vazão 0,720 L/min com ajuste do modelo γ -laminar e sua convolução

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.12 – Dados experimentais dos tubos de retenção 3 (a) e 4 (b) na vazão 0,720 L/min com ajuste do modelo γ -laminar e sua convolução

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.13 – Dados experimentais dos tubos de retenção 5 (a) e 6 (b) na vazão 0,720 L/min com ajuste do modelo γ -laminar e sua convolução

Fonte: AUTOR, 2018.

Analisando as figuras apresentadas, a distorção gerada pelo sistema de aquisição de dados pode ser percebida observando a diferença entre o formato da curva de DTR do modelo

com a curva de DTR convolucionada. Isso mostra o quanto a passagem do traçador pelo sistema de aquisição de dados distorce a curva de DTR do modelo em questão, já que a curva convolucionada considera a influência da DTR do sistema de aquisição de dados sobre a DTR do modelo. Isso indica, portanto, a importância de se remover a distorção gerada pela passagem na célula de condutividade ao medir a DTR de sistemas de pequeno volume.

Além disso, foi observada uma grande semelhança entre as curvas convolucionadas dos modelos de dispersão axial e y -laminar. Isso porque os valores ajustados do parâmetro y e do número de Peclet indicam maior aproximação do escoamento pistonado. Por conta disso, os resultados práticos do modelo y -laminar foram semelhantes aos do modelo de dispersão axial.

Nas Figuras 5.2.14 a 5.2.16, é avaliada a influência do número de Reynolds sobre o parâmetro do modelo de dispersão axial (número de Peclet) para todos os tubos de retenção, sendo que foi utilizada a escala logarítmica para o número de Peclet.

Figura 5.2.14 – Variação do parâmetro Pe em base logarítmica com o número de Reynolds para os tubos de retenção 1 (a) e 2 (b)

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.15 – Variação do parâmetro Pe em base logarítmica com o número de Reynolds para os tubos de retenção 3 (a) e 4 (b)

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.16 – Variação do parâmetro Pe em base logarítmica com o número de Reynolds para os tubos de retenção 5 (a) e 6 (b)

Fonte: AUTOR, 2018.

A grande incerteza nos valores de Pe pode estar relacionado ao fato de haver mais dispersão no sistema de aquisição de dados do que nos tubos de retenção analisados. Como resultado disso, os valores dos parâmetros ajustados apresentaram grande variabilidade.

As Equações (5.2.1) a (5.2.6) foram obtidas pelas retas de ajuste das Figuras 5.2.14 a 5.2.16, sendo que cada equação é referente a um tubo de retenção conforme sequência das figuras. Foram testadas correlações do tipo potência, linear e polinomial de ordem 2, sendo que a que representou melhor a tendência dos pontos experimentais foi do tipo linear. O critério de seleção para esse ajuste foi a quantidade de parâmetros (menor possível) e o melhor coeficiente de determinação possível.

$$\log(Pe) = -6,39 \cdot 10^{-4} Re + 4,90 \quad \text{para Tubo 1} \quad (5.2.1)$$

$$\log(Pe) = -5,03 \cdot 10^{-4} Re + 4,89 \quad \text{para Tubo 2} \quad (5.2.2)$$

$$\log(Pe) = -2,50 \cdot 10^{-4} Re + 2,67 \quad \text{para Tubo 3} \quad (5.2.3)$$

$$\log(Pe) = -2,73 \cdot 10^{-4} Re + 3,05 \quad \text{para Tubo 4} \quad (5.2.4)$$

$$\log(Pe) = -3,46 \cdot 10^{-4} Re + 3,43 \quad \text{para Tubo 5} \quad (5.2.5)$$

$$\log(Pe) = -4,04 \cdot 10^{-4} Re + 3,38 \quad \text{para Tubo 6} \quad (5.2.6)$$

O intuito desse ajuste foi obter equações que permitem calcular o número de Peclet a partir do número de Reynolds, além identificar a relação entre esses dois grupos adimensionais. Nesse caso, o comportamento esperado seria uma tendência crescente de Pe

com o aumento de Re , visto que o aumento da vazão volumétrica eleva a turbulência e reduz a dispersão. Conforme observado nas Figuras 5.2.14 a 5.2.16, o comportamento obtido após o ajuste foi decrescente. A relação entre Re e Pe pode não ter seguido a tendência esperada pelo fato do regime de escoamento ter variado entre região laminar e de transição. A pequena quantidade de pontos experimentais pode ter limitado essa análise.

Em seguida, foi estudada a dependência entre a vazão volumétrica e o tempo médio de residência ajustado pelo modelo de dispersão axial. Para isso, foi realizado o ajuste entre essas duas grandezas e as equações resultantes do ajuste foram comparadas à definição do tempo médio de residência (Equação 3.5.2) para obtenção dos volumes ativos de cada tubo de acordo com o modelo de dispersão axial. O ajuste foi realizado tendo como parâmetros o volume do sistema e o expoente da vazão volumétrica. Os resultados desse ajuste são mostrados nas Figuras 5.2.17 a 5.2.22.

Figura 5.2.17 - Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 1 para o modelo de dispersão axial

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.18 - Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 2 para o modelo de dispersão axial

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.19 - Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 3 para o modelo de dispersão axial

Fonte: AUTOR, 2018

Figura 5.2.20 - Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 4 para o modelo de dispersão axial

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.21 - Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 5 para o modelo de dispersão axial

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.22 - Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 6 para o modelo de dispersão axial

Fonte: AUTOR, 2018

Foram ajustadas equações de potência com expoente livre, conforme mostrado nas Figuras 5.2.17 a 5.2.22. As Equações 5.2.7 a 5.2.12 foram obtidas como resultado do ajuste, respectivamente para os tubos 1 a 6.

$$t_{m,1} = \frac{29,5}{Q^{0,847}} \quad R^2 = 0,9546 \quad (5.2.7)$$

$$t_{m,2} = \frac{46,1}{Q^{1,034}} \quad R^2 = 0,7974 \quad (5.2.8)$$

$$t_{m,3} = \frac{69,9}{Q^{1,045}} \quad R^2 = 0,9398 \quad (5.2.9)$$

$$t_{m,4} = \frac{36,9}{Q^{0,688}} \quad R^2 = 0,9952 \quad (5.2.10)$$

$$t_{m,5} = \frac{78,4}{Q^{0,834}} \quad R^2 = 0,9707 \quad (5.2.11)$$

$$t_{m,6} = \frac{108,2}{Q^{1,003}} \quad R^2 = 0,9822 \quad (5.2.12)$$

O volume ativo dos tubos de retenção foi obtido por meio da comparação entre a definição do tempo médio de residência (Equação 3.5.2) e as equações obtidas pelo resultado dos ajustes (Equações 5.2.7 a 5.2.13). Para isso, os expoentes da vazão volumétrica foram fixados em 1,0 para comparação das equações sob mesma condição. Refazendo o ajuste, tendo como parâmetro apenas o volume do sistema, foram obtidas as Equações 5.2.13 a 5.2.18, respectivamente para os tubos 1 a 6.

$$t_{m,1}' = \frac{42,1}{Q} \quad R^2 = 0,9171 \quad (5.2.13)$$

$$t_{m,2}' = \frac{42,2}{Q} \quad R^2 = 0,8360 \quad (5.2.14)$$

$$t_{m,3}' = \frac{63,9}{Q} \quad R^2 = 0,9277 \quad (5.2.15)$$

$$t_{m,4}' = \frac{77,2}{Q} \quad R^2 = 0,8991 \quad (5.2.16)$$

$$t_{m,5}' = \frac{116,1}{Q} \quad R^2 = 0,9579 \quad (5.2.17)$$

$$t_{m,6}' = \frac{107,1}{Q} \quad R^2 = 0,9802 \quad (5.2.18)$$

Comparando o coeficiente de determinação (R^2) das Equações 5.2.7 a 5.2.12 e Equações 5.2.13 a 5.2.18, pode-se observar que houve diminuição dos valores de R^2 , com exceção do tubo 2. Essa diminuição ocorreu pelo fato do reajuste ter sido realizado com apenas um parâmetro.

Também foi avaliada a influência do número de Reynolds sobre o parâmetro do modelo y -laminar para todos os tubos de retenção (Figuras 5.2.23 a 5.2.25). Assim como foi observado para o número de Peclet, também houve grande incerteza nos valores do parâmetro y devido ao fato de haver mais dispersão no sistema de aquisição de dados do que nos tubos de retenção, prejudicando essa análise.

Figura 5.2.23 – Variação do parâmetro y com o número de Reynolds para os tubos de retenção 1 (a) e 2 (b)

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.24 – Variação do parâmetro y com o número de Reynolds para os tubos de retenção 3 (a) e 4 (b)

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.25 – Variação do parâmetro y com o número de Reynolds para os tubos de retenção 5 (a) e 6 (b)

Fonte: AUTOR, 2018.

As Equações (5.2.19) a (5.2.24) foram obtidas pelas retas de ajuste das Figuras 5.2.23 a 5.2.25, sendo que cada equação é referente a um tubo de retenção conforme sequência das figuras. Também foram testadas correlações do tipo potência, linear e polinomial de ordem 2 e a que obteve melhor ajuste foi do tipo linear. O critério de seleção para esse ajuste foi o que forneceu a equação mais simples possível (poucos parâmetros ajustáveis) com o melhor coeficiente de determinação possível.

$$y = 3,55 \cdot 10^{-5} Re - 1,16 \cdot 10^{-2} \quad \text{para Tubo 1} \quad (5.2.19)$$

$$y = -2,35 \cdot 10^{-5} Re + 8,98 \cdot 10^{-2} \quad \text{para Tubo 2} \quad (5.2.20)$$

$$y = 2,96 \cdot 10^{-5} Re + 5,15 \cdot 10^{-2} \quad \text{para Tubo 3} \quad (5.2.21)$$

$$y = 1,75 \cdot 10^{-5} Re + 7,18 \cdot 10^{-2} \quad \text{para Tubo 4} \quad (5.2.22)$$

$$y = 4,83 \cdot 10^{-5} Re - 3,47 \cdot 10^{-2} \quad \text{para Tubo 5} \quad (5.2.23)$$

$$y = 8,83 \cdot 10^{-6} Re + 9,89 \cdot 10^{-2} \quad \text{para Tubo 6} \quad (5.2.24)$$

O comportamento esperado para as curvas das Figuras 5.2.23 a 5.2.25 seria uma tendência decrescente de y com o aumento de Re , pois há redução do parâmetro y conforme o escoamento se aproxima da região de turbulência (aumento de Re). Porém, o comportamento obtido após o ajuste é aproximadamente crescente, com exceção do tubo de retenção 2. A relação entre Re e o parâmetro y pode não ter seguido a tendência esperada pelo fato do regime de escoamento ter variado entre região laminar e de transição. A pequena quantidade de pontos experimentais pode ter limitado essa análise.

O estudo da dependência entre a vazão volumétrica e o tempo médio de residência ajustado pelo modelo y -laminar é mostrado nas Figuras 5.2.26 a 5.2.31 para todos os tubos. Foi realizado o ajuste entre essas duas grandezas e as equações resultantes do ajuste foram comparadas à definição do tempo médio de residência (Equação 3.5.2) para obtenção dos volumes ativos de cada tubo de acordo com o modelo y -laminar. O ajuste foi realizado tendo como parâmetros o volume do sistema e o expoente da vazão volumétrica.

Figura 5.2.26 - Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 1 para o modelo y -laminar

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.27 - Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 2 para o modelo γ -laminar

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.28 - Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 3 para o modelo γ -laminar

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.29 - Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 4 para o modelo γ -laminar

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.30 - Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 5 para o modelo γ -laminar

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.31 - Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica do tubo de retenção 6 para o modelo γ -laminar

Fonte: AUTOR, 2018.

Foram ajustadas equações de potência com expoente livre, conforme equações mostradas nas Figuras 5.2.26 a 5.2.31. As Equações 5.2.25 a 5.2.30 foram obtidas como resultado do ajuste, respectivamente para os tubos 1 a 6.

$$t_{m,1} = \frac{25,7}{Q^{0,791}} \quad R^2 = 0,9073 \quad (5.2.25)$$

$$t_{m,2} = \frac{39,5}{Q^{0,974}} \quad R^2 = 0,7715 \quad (5.2.26)$$

$$t_{m,3} = \frac{67,8}{Q^{1,028}} \quad R^2 = 0,9442 \quad (5.2.27)$$

$$t_{m,4} = \frac{37,1}{Q^{0,686}} \quad R^2 = 0,9888 \quad (5.2.28)$$

$$t_{m,5} = \frac{71,8}{Q^{0,792}} \quad R^2 = 0,9580 \quad (5.2.29)$$

$$t_{m,6} = \frac{109,9}{Q^{0,999}} \quad R^2 = 0,9883 \quad (5.2.30)$$

Foi realizada a comparação entre a definição do tempo médio de residência (Equação 3.5.2) e as equações obtidas pelo resultado dos ajustes (Equações 5.2.25 a 5.2.30). Os expoentes da vazão volumétrica foram fixados em 1,0 para comparação das equações sob mesma condição. Refazendo o ajuste, tendo como parâmetro apenas o volume do sistema, foram obtidas as Equações 5.2.31 a 5.2.36, respectivamente para os tubos 1 a 6.

$$t_{m,1}' = \frac{41,8}{Q} \quad R^2 = 0,8432 \quad (5.2.31)$$

$$t_{m,2}' = \frac{41,7}{Q} \quad R^2 = 0,8052 \quad (5.2.32)$$

$$t_{m,3}' = \frac{64,4}{Q} \quad R^2 = 0,9381 \quad (5.2.33)$$

$$t_{m,4}' = \frac{78,0}{Q} \quad R^2 = 0,8898 \quad (5.2.34)$$

$$t_{m,5}' = \frac{117,4}{Q} \quad R^2 = 0,9392 \quad (5.2.35)$$

$$t_{m,6}' = \frac{109,6}{Q} \quad R^2 = 0,9874 \quad (5.2.36)$$

Comparando o coeficiente de determinação (R^2) das Equações 5.2.25 a 5.2.30 e Equações 5.2.31 a 5.2.36, pode-se observar que houve diminuição dos valores de R^2 , com exceção do tubo 2, que ocorreu pelo fato do reajuste ter sido realizado com apenas um parâmetro.

Como os volumes ativos obtidos pelo modelo y -laminar foram próximos aos volumes obtidos pelo modelo de dispersão axial, qualquer um dos dois modelos pode ser utilizado para realizar a comparação entre volume ativo e volume medido. Na Tabela 5.2.8 é mostrada essa comparação de acordo com o modelo de dispersão axial.

Tabela 5.2.8 – Comparação dos volumes medidos com os volumes ativos dos tubos de retenção de acordo com o modelo de dispersão axial

Tubo	V_{medido} (mL)	$V_{ativo\ dispersão}$ (mL)	Diferença relativa (%)
1	$43,0 \pm 1,7$	42,1	2,1
2	$44,3 \pm 0,3$	42,2	4,8
3	$85,7 \pm 0,6$	63,9	25,4
4	$87,1 \pm 0,8$	77,2	11,4
5	$119,5 \pm 0,6$	116,1	2,8
6	$124,9 \pm 0,5$	107,1	14,3

Fonte: AUTOR, 2018.

Os volumes ativos são inferiores aos volumes medidos para todos os tubos, indicando possíveis não idealidades no escoamento. Os tubos 3, 4 e 5 apresentaram maior diferença relativa comparada aos demais tubos. O ajuste simultâneo do parâmetro do modelo com o tempo médio de residência para minimização do erro quadrático pode ter influenciado no cálculo do volume ativo e aumentado a diferença relativa entre os volumes medido e ativo dos tubos 3, 4 e 5.

Por fim, nas Figuras 5.2.32 a 5.2.37 é mostrada a influência da vazão volumétrica na DTR dos tubos de retenção para os modelos de dispersão axial e y -laminar ajustados. As curvas foram traçadas utilizando a equação do modelo de dispersão axial (Equação 3.7.4) e y -laminar (Equação 3.7.15).

Foram utilizadas as equações 5.2.1 a 5.2.6 para calcular o parâmetro Pe do modelo de dispersão axial e as equações 5.2.7 a 5.2.13 para calcular o parâmetro y do modelo y -laminar. O tempo médio de residência foi calculado pelas equações 5.2.7 a 5.2.12.

Nessas figuras, é possível notar que quanto maior a vazão, mais rápida é a passagem do traçador pelo sistema e que picos mais elevados foram obtidos tanto para a vazão de 0,481 L/min como para a vazão de 1,117 L/min, dependendo do tubo. A formação desses picos depende do conjunto de dados experimentais, dos valores dos parâmetros de cada modelo e do tempo médio de residência.

Figura 5.2.32 – Curvas de DTR do tubo de retenção 1 em diferentes vazões obtidas a partir dos modelos ajustados de dispersão axial (a) e y-laminar (b)

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.33 – Curvas de DTR do tubo de retenção 2 em diferentes vazões obtidas a partir dos modelos ajustados de dispersão axial (a) e y-laminar (b)

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.34 – Curvas de DTR do tubo de retenção 3 em diferentes vazões obtidas a partir dos modelos ajustados de dispersão axial (a) e y-laminar (b)

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.35 – Curvas de DTR do tubo de retenção 4 em diferentes vazões obtidas a partir dos modelos ajustados de dispersão axial (a) e y-laminar (b)

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.36 – Curvas de DTR do tubo de retenção 5 em diferentes vazões obtidas a partir dos modelos ajustados de dispersão axial (a) e y-laminar (b)

Fonte: AUTOR, 2018.

Figura 5.2.37 – Curvas de DTR do tubo de retenção 6 em diferentes vazões obtidas a partir dos modelos ajustados de dispersão axial (a) e y-laminar (b)

Fonte: AUTOR, 2018.

5.3 Resultados da DTR dos trocadores de calor

Utilizando o procedimento descrito no item (4.4), foi obtida a DTR dos trocadores de calor nas vazões de 0,481, 0,720, 0,918 e 1,117 L/min. Os resultados para os trocadores de calor das seções de pré-aquecimento e de resfriamento serão apresentados em seções separadas para melhor organização.

5.3.1 Trocador de calor da seção de pré-aquecimento

A Figura 5.3.1 mostra um exemplo de um par curvas de DTR, $E(t)$ e $F(t)$, obtidas para o trocador de calor da seção de pré-aquecimento utilizando planilhas eletrônicas. A curva $E(t)$ foi traçada utilizando os dados experimentais de condutividade e tempo aplicados na Equação (3.5.4) e a curva $F(t)$ foi obtida por integração numérica da curva $E(t)$ em função do tempo (Equação 3.5.5).

Figura 5.3.1 – Curvas (a) $E(t)$ e (b) $F(t)$ obtidas para o trocador de calor da seção de pré-aquecimento na vazão de 0,481 L/min

Fonte: AUTOR, 2018.

Para a aplicação dos modelos, foram utilizadas as Equações (3.7.4) para o modelo de dispersão axial, (3.7.6) para o modelo de tanques em série, (3.7.10) para o modelo de convecção generalizada para escoamento laminar, (3.7.11) para o modelo compartmentado PFR+CSTR e (3.7.14) para o modelo γ -laminar.

A temperatura média para os ensaios foi de 24,3 °C e não houve variação significativa da condutividade elétrica devido à variação de temperatura. O número de Reynolds foi calculado para caracterizar o escoamento nesse trocador de calor, sendo que foram obtidos valores na faixa de 1815 a 4571. Portanto, no intervalo de vazão avaliado, o escoamento se desenvolveu da região laminar até a região de transição para o turbulento.

Os resultados dos ajustes de todos os modelos são apresentados na Figura 5.3.2 para as quatro condições de vazão avaliadas. Os parâmetros dos modelos foram ajustados junto ao

tempo médio de residência para minimização do somatório de erros quadráticos entre os valores experimentais e calculados de $E(t)$, com exceção do modelo compartimentado em que o tempo médio de residência foi ajustado de forma indireta ao ajustar os volumes CSTR e PFR.

Figura 5.3.2 – Resultados do ajuste dos modelos matemáticos para o trocador de calor da seção de pré-aquecimento para todas as vazões

Potência (%) 32 Vazão (L/min) 0,481	Potência (%) 32 Vazão (L/min) 0,481	Potência (%) 32 Vazão (L/min) 0,481	Potência (%) 32 Vazão (L/min) 0,481																																																																																																																							
<table><tr><th colspan="5">Dispersão axial</th></tr><tr><th>Ensaio</th><th>t_M(s)</th><th>Pe</th><th>log Pe</th><th>Σerro²</th></tr><tr><td>1</td><td>47,2</td><td>143</td><td>2,2</td><td>5,0</td></tr><tr><td>2</td><td>49,1</td><td>76</td><td>1,9</td><td>3,1</td></tr><tr><td>3</td><td>48,2</td><td>99</td><td>2,0</td><td>4,1</td></tr><tr><td>Médias</td><td>48,2</td><td>106</td><td>2,0</td><td>4,0</td></tr><tr><td>Desvio padrão</td><td>1,0</td><td>34</td><td>0,1</td><td>0,9</td></tr></table>	Dispersão axial					Ensaio	t _M (s)	Pe	log Pe	Σerro²	1	47,2	143	2,2	5,0	2	49,1	76	1,9	3,1	3	48,2	99	2,0	4,1	Médias	48,2	106	2,0	4,0	Desvio padrão	1,0	34	0,1	0,9	<table><tr><th colspan="4">Compartimentado PFR+CSTR</th></tr><tr><th>Ensaio</th><th>V_p</th><th>V_m</th><th>Σerro²</th></tr><tr><td>1</td><td>335</td><td>66</td><td>1,3</td></tr><tr><td>2</td><td>327</td><td>92</td><td>0,4</td></tr><tr><td>3</td><td>332</td><td>80</td><td>1,1</td></tr><tr><td>Médias</td><td>331</td><td>79</td><td>0,9</td></tr><tr><td>Desvio padrão</td><td>4</td><td>13</td><td>0,5</td></tr></table>	Compartimentado PFR+CSTR				Ensaio	V _p	V _m	Σerro²	1	335	66	1,3	2	327	92	0,4	3	332	80	1,1	Médias	331	79	0,9	Desvio padrão	4	13	0,5	<table><tr><th colspan="4">Tanques em série</th></tr><tr><th>Ensaio</th><th>t_M(s)</th><th>N</th><th>Σerro²</th></tr><tr><td>1</td><td>47,0</td><td>72</td><td>5,2</td></tr><tr><td>2</td><td>48,7</td><td>40</td><td>3,4</td></tr><tr><td>3</td><td>47,9</td><td>51</td><td>4,3</td></tr><tr><td>Médias</td><td>47,9</td><td>54</td><td>4,3</td></tr><tr><td>Desvio padrão</td><td>0,9</td><td>16</td><td>0,9</td></tr></table>	Tanques em série				Ensaio	t _M (s)	N	Σerro²	1	47,0	72	5,2	2	48,7	40	3,4	3	47,9	51	4,3	Médias	47,9	54	4,3	Desvio padrão	0,9	16	0,9	<table><tr><th colspan="4">Convecção generalizada</th></tr><tr><th>Ensaio</th><th>t_i(s)</th><th>n</th><th>Σerro²</th></tr><tr><td>1</td><td>42,0</td><td>6,7</td><td>1,0</td></tr><tr><td>2</td><td>41,1</td><td>4,9</td><td>0,3</td></tr><tr><td>3</td><td>42,0</td><td>6,0</td><td>0,8</td></tr><tr><td>Médias</td><td>41,7</td><td>5,9</td><td>0,7</td></tr><tr><td>Desvio padrão</td><td>0,5</td><td>1,0</td><td>0,4</td></tr></table>	Convecção generalizada				Ensaio	t _i (s)	n	Σerro²	1	42,0	6,7	1,0	2	41,1	4,9	0,3	3	42,0	6,0	0,8	Médias	41,7	5,9	0,7	Desvio padrão	0,5	1,0	0,4
Dispersão axial																																																																																																																										
Ensaio	t _M (s)	Pe	log Pe	Σerro²																																																																																																																						
1	47,2	143	2,2	5,0																																																																																																																						
2	49,1	76	1,9	3,1																																																																																																																						
3	48,2	99	2,0	4,1																																																																																																																						
Médias	48,2	106	2,0	4,0																																																																																																																						
Desvio padrão	1,0	34	0,1	0,9																																																																																																																						
Compartimentado PFR+CSTR																																																																																																																										
Ensaio	V _p	V _m	Σerro²																																																																																																																							
1	335	66	1,3																																																																																																																							
2	327	92	0,4																																																																																																																							
3	332	80	1,1																																																																																																																							
Médias	331	79	0,9																																																																																																																							
Desvio padrão	4	13	0,5																																																																																																																							
Tanques em série																																																																																																																										
Ensaio	t _M (s)	N	Σerro²																																																																																																																							
1	47,0	72	5,2																																																																																																																							
2	48,7	40	3,4																																																																																																																							
3	47,9	51	4,3																																																																																																																							
Médias	47,9	54	4,3																																																																																																																							
Desvio padrão	0,9	16	0,9																																																																																																																							
Convecção generalizada																																																																																																																										
Ensaio	t _i (s)	n	Σerro²																																																																																																																							
1	42,0	6,7	1,0																																																																																																																							
2	41,1	4,9	0,3																																																																																																																							
3	42,0	6,0	0,8																																																																																																																							
Médias	41,7	5,9	0,7																																																																																																																							
Desvio padrão	0,5	1,0	0,4																																																																																																																							
Potência (%) 38 Vazão (L/min) 0,720	Potência (%) 38 Vazão (L/min) 0,720	Potência (%) 38 Vazão (L/min) 0,720	Potência (%) 38 Vazão (L/min) 0,720																																																																																																																							
<table><tr><th colspan="5">Dispersão axial</th></tr><tr><th>Ensaio</th><th>t_M(s)</th><th>Pe</th><th>log Pe</th><th>Σerro²</th></tr><tr><td>1</td><td>33,3</td><td>169</td><td>2,2</td><td>12,8</td></tr><tr><td>2</td><td>32,2</td><td>277</td><td>2,4</td><td>7,2</td></tr><tr><td>3</td><td>33,3</td><td>169</td><td>2,2</td><td>12,8</td></tr><tr><td>Médias</td><td>33,0</td><td>205</td><td>2,3</td><td>11,0</td></tr><tr><td>Desvio padrão</td><td>0,7</td><td>63</td><td>0,1</td><td>3,2</td></tr></table>	Dispersão axial					Ensaio	t _M (s)	Pe	log Pe	Σerro²	1	33,3	169	2,2	12,8	2	32,2	277	2,4	7,2	3	33,3	169	2,2	12,8	Médias	33,0	205	2,3	11,0	Desvio padrão	0,7	63	0,1	3,2	<table><tr><th colspan="4">Compartimentado PFR+CSTR</th></tr><tr><th>Ensaio</th><th>V_p</th><th>V_m</th><th>Σerro²</th></tr><tr><td>1</td><td>356</td><td>55</td><td>4,7</td></tr><tr><td>2</td><td>349</td><td>49</td><td>1,5</td></tr><tr><td>3</td><td>349</td><td>70</td><td>1,3</td></tr><tr><td>Médias</td><td>351</td><td>58</td><td>2,5</td></tr><tr><td>Desvio padrão</td><td>4</td><td>11</td><td>1,9</td></tr></table>	Compartimentado PFR+CSTR				Ensaio	V _p	V _m	Σerro²	1	356	55	4,7	2	349	49	1,5	3	349	70	1,3	Médias	351	58	2,5	Desvio padrão	4	11	1,9	<table><tr><th colspan="4">Tanques em série</th></tr><tr><th>Ensaio</th><th>t_M(s)</th><th>N</th><th>Σerro²</th></tr><tr><td>1</td><td>33,2</td><td>88</td><td>13,1</td></tr><tr><td>2</td><td>32,4</td><td>103 *</td><td>8,0</td></tr><tr><td>3</td><td>33,3</td><td>79</td><td>4,9</td></tr><tr><td>Médias</td><td>33,0</td><td>90</td><td>8,7</td></tr><tr><td>Desvio padrão</td><td>0,5</td><td>12</td><td>4,2</td></tr></table>	Tanques em série				Ensaio	t _M (s)	N	Σerro²	1	33,2	88	13,1	2	32,4	103 *	8,0	3	33,3	79	4,9	Médias	33,0	90	8,7	Desvio padrão	0,5	12	4,2	<table><tr><th colspan="4">Convecção generalizada</th></tr><tr><th>Ensaio</th><th>t_i(s)</th><th>n</th><th>Σerro²</th></tr><tr><td>1</td><td>29,7</td><td>7,7</td><td>4,1</td></tr><tr><td>2</td><td>29,1</td><td>8,5</td><td>1,4</td></tr><tr><td>3</td><td>29,7</td><td>6,8</td><td>1,0</td></tr><tr><td>Médias</td><td>29,5</td><td>7,7</td><td>2,2</td></tr><tr><td>Desvio padrão</td><td>0,3</td><td>0,8</td><td>1,7</td></tr></table>	Convecção generalizada				Ensaio	t _i (s)	n	Σerro²	1	29,7	7,7	4,1	2	29,1	8,5	1,4	3	29,7	6,8	1,0	Médias	29,5	7,7	2,2	Desvio padrão	0,3	0,8	1,7
Dispersão axial																																																																																																																										
Ensaio	t _M (s)	Pe	log Pe	Σerro²																																																																																																																						
1	33,3	169	2,2	12,8																																																																																																																						
2	32,2	277	2,4	7,2																																																																																																																						
3	33,3	169	2,2	12,8																																																																																																																						
Médias	33,0	205	2,3	11,0																																																																																																																						
Desvio padrão	0,7	63	0,1	3,2																																																																																																																						
Compartimentado PFR+CSTR																																																																																																																										
Ensaio	V _p	V _m	Σerro²																																																																																																																							
1	356	55	4,7																																																																																																																							
2	349	49	1,5																																																																																																																							
3	349	70	1,3																																																																																																																							
Médias	351	58	2,5																																																																																																																							
Desvio padrão	4	11	1,9																																																																																																																							
Tanques em série																																																																																																																										
Ensaio	t _M (s)	N	Σerro²																																																																																																																							
1	33,2	88	13,1																																																																																																																							
2	32,4	103 *	8,0																																																																																																																							
3	33,3	79	4,9																																																																																																																							
Médias	33,0	90	8,7																																																																																																																							
Desvio padrão	0,5	12	4,2																																																																																																																							
Convecção generalizada																																																																																																																										
Ensaio	t _i (s)	n	Σerro²																																																																																																																							
1	29,7	7,7	4,1																																																																																																																							
2	29,1	8,5	1,4																																																																																																																							
3	29,7	6,8	1,0																																																																																																																							
Médias	29,5	7,7	2,2																																																																																																																							
Desvio padrão	0,3	0,8	1,7																																																																																																																							
Potência (%) 43 Vazão (L/min) 0,918	Potência (%) 43 Vazão (L/min) 0,918	Potência (%) 43 Vazão (L/min) 0,918	Potência (%) 43 Vazão (L/min) 0,918																																																																																																																							
<table><tr><th colspan="5">Dispersão axial</th></tr><tr><th>Ensaio</th><th>t_M(s)</th><th>Pe</th><th>log Pe</th><th>Σerro²</th></tr><tr><td>1</td><td>25,3</td><td>264</td><td>2,4</td><td>5,6</td></tr><tr><td>2</td><td>24,7</td><td>403</td><td>2,6</td><td>8,5</td></tr><tr><td>3</td><td>25,1</td><td>199</td><td>2,3</td><td>12,4</td></tr><tr><td>Médias</td><td>25,0</td><td>289</td><td>2,4</td><td>8,9</td></tr><tr><td>Desvio padrão</td><td>0,3</td><td>104</td><td>0,2</td><td>3,4</td></tr></table>	Dispersão axial					Ensaio	t _M (s)	Pe	log Pe	Σerro²	1	25,3	264	2,4	5,6	2	24,7	403	2,6	8,5	3	25,1	199	2,3	12,4	Médias	25,0	289	2,4	8,9	Desvio padrão	0,3	104	0,2	3,4	<table><tr><th colspan="4">Compartimentado PFR+CSTR</th></tr><tr><th>Ensaio</th><th>V_p</th><th>V_m</th><th>Σerro²</th></tr><tr><td>1</td><td>356</td><td>55</td><td>2,0</td></tr><tr><td>2</td><td>349</td><td>46</td><td>1,1</td></tr><tr><td>3</td><td>412</td><td>90</td><td>7,2</td></tr><tr><td>Médias</td><td>372</td><td>63</td><td>3,4</td></tr><tr><td>Desvio padrão</td><td>35</td><td>23</td><td>3,3</td></tr></table>	Compartimentado PFR+CSTR				Ensaio	V _p	V _m	Σerro²	1	356	55	2,0	2	349	46	1,1	3	412	90	7,2	Médias	372	63	3,4	Desvio padrão	35	23	3,3	<table><tr><th colspan="4">Tanques em série</th></tr><tr><th>Ensaio</th><th>t_M(s)</th><th>N</th><th>Σerro²</th></tr><tr><td>1</td><td>25,3</td><td>103 *</td><td>6,4</td></tr><tr><td>2</td><td>25,2</td><td>103 *</td><td>9,5</td></tr><tr><td>3</td><td>25,0</td><td>100 *</td><td>12,8</td></tr><tr><td>Médias</td><td>25,2</td><td>102 *</td><td>9,6</td></tr><tr><td>Desvio padrão</td><td>0,2</td><td>1</td><td>3,2</td></tr></table>	Tanques em série				Ensaio	t _M (s)	N	Σerro²	1	25,3	103 *	6,4	2	25,2	103 *	9,5	3	25,0	100 *	12,8	Médias	25,2	102 *	9,6	Desvio padrão	0,2	1	3,2	<table><tr><th colspan="4">Convecção generalizada</th></tr><tr><th>Ensaio</th><th>t_i(s)</th><th>n</th><th>Σerro²</th></tr><tr><td>1</td><td>23,3</td><td>9,0</td><td>1,1</td></tr><tr><td>2</td><td>23,0</td><td>6,9</td><td>1,8</td></tr><tr><td>3</td><td>22,6</td><td>8,1</td><td>2,4</td></tr><tr><td>Médias</td><td>23,0</td><td>8,0</td><td>1,8</td></tr><tr><td>Desvio padrão</td><td>0,3</td><td>1,0</td><td>0,6</td></tr></table>	Convecção generalizada				Ensaio	t _i (s)	n	Σerro²	1	23,3	9,0	1,1	2	23,0	6,9	1,8	3	22,6	8,1	2,4	Médias	23,0	8,0	1,8	Desvio padrão	0,3	1,0	0,6
Dispersão axial																																																																																																																										
Ensaio	t _M (s)	Pe	log Pe	Σerro²																																																																																																																						
1	25,3	264	2,4	5,6																																																																																																																						
2	24,7	403	2,6	8,5																																																																																																																						
3	25,1	199	2,3	12,4																																																																																																																						
Médias	25,0	289	2,4	8,9																																																																																																																						
Desvio padrão	0,3	104	0,2	3,4																																																																																																																						
Compartimentado PFR+CSTR																																																																																																																										
Ensaio	V _p	V _m	Σerro²																																																																																																																							
1	356	55	2,0																																																																																																																							
2	349	46	1,1																																																																																																																							
3	412	90	7,2																																																																																																																							
Médias	372	63	3,4																																																																																																																							
Desvio padrão	35	23	3,3																																																																																																																							
Tanques em série																																																																																																																										
Ensaio	t _M (s)	N	Σerro²																																																																																																																							
1	25,3	103 *	6,4																																																																																																																							
2	25,2	103 *	9,5																																																																																																																							
3	25,0	100 *	12,8																																																																																																																							
Médias	25,2	102 *	9,6																																																																																																																							
Desvio padrão	0,2	1	3,2																																																																																																																							
Convecção generalizada																																																																																																																										
Ensaio	t _i (s)	n	Σerro²																																																																																																																							
1	23,3	9,0	1,1																																																																																																																							
2	23,0	6,9	1,8																																																																																																																							
3	22,6	8,1	2,4																																																																																																																							
Médias	23,0	8,0	1,8																																																																																																																							
Desvio padrão	0,3	1,0	0,6																																																																																																																							
Potência (%) 48 Vazão (L/min) 1,117	Potência (%) 48 Vazão (L/min) 1,117	Potência (%) 48 Vazão (L/min) 1,117	Potência (%) 48 Vazão (L/min) 1,117																																																																																																																							
<table><tr><th colspan="5">Dispersão axial</th></tr><tr><th>Ensaio</th><th>t_M(s)</th><th>Pe</th><th>log Pe</th><th>Σerro²</th></tr><tr><td>1</td><td>21,2</td><td>220</td><td>2,3</td><td>19,8</td></tr><tr><td>2</td><td>21,0</td><td>171</td><td>2,2</td><td>6,4</td></tr><tr><td>3</td><td>21,1</td><td>232</td><td>2,4</td><td>9,2</td></tr><tr><td>Médias</td><td>21,1</td><td>208</td><td>2,3</td><td>11,8</td></tr><tr><td>Desvio padrão</td><td>0,1</td><td>32</td><td>0,1</td><td>7,0</td></tr></table>	Dispersão axial					Ensaio	t _M (s)	Pe	log Pe	Σerro²	1	21,2	220	2,3	19,8	2	21,0	171	2,2	6,4	3	21,1	232	2,4	9,2	Médias	21,1	208	2,3	11,8	Desvio padrão	0,1	32	0,1	7,0	<table><tr><th colspan="4">Compartimentado PFR+CSTR</th></tr><tr><th>Ensaio</th><th>V_p</th><th>V_m</th><th>Σerro²</th></tr><tr><td>1</td><td>354</td><td>47</td><td>4,4</td></tr><tr><td>2</td><td>344</td><td>69</td><td>4,8</td></tr><tr><td>3</td><td>351</td><td>61</td><td>1,4</td></tr><tr><td>Médias</td><td>350</td><td>59</td><td>3,5</td></tr><tr><td>Desvio padrão</td><td>5</td><td>11</td><td>1,8</td></tr></table>	Compartimentado PFR+CSTR				Ensaio	V _p	V _m	Σerro²	1	354	47	4,4	2	344	69	4,8	3	351	61	1,4	Médias	350	59	3,5	Desvio padrão	5	11	1,8	<table><tr><th colspan="4">Tanques em série</th></tr><tr><th>Ensaio</th><th>t_M(s)</th><th>N</th><th>Σerro²</th></tr><tr><td>1</td><td>21,3</td><td>102 *</td><td>20,6</td></tr><tr><td>2</td><td>21,0</td><td>87</td><td>6,8</td></tr><tr><td>3</td><td>21,1</td><td>103 *</td><td>9,7</td></tr><tr><td>Médias</td><td>21,1</td><td>98</td><td>12,4</td></tr><tr><td>Desvio padrão</td><td>0,1</td><td>9</td><td>7,2</td></tr></table>	Tanques em série				Ensaio	t _M (s)	N	Σerro²	1	21,3	102 *	20,6	2	21,0	87	6,8	3	21,1	103 *	9,7	Médias	21,1	98	12,4	Desvio padrão	0,1	9	7,2	<table><tr><th colspan="4">Convecção generalizada</th></tr><tr><th>Ensaio</th><th>t_i(s)</th><th>n</th><th>Σerro²</th></tr><tr><td>1</td><td>19,0</td><td>9,3</td><td>3,6</td></tr><tr><td>2</td><td>18,7</td><td>6,6</td><td>5,5</td></tr><tr><td>3</td><td>19,1</td><td>7,8</td><td>0,9</td></tr><tr><td>Médias</td><td>18,9</td><td>7,9</td><td>3,4</td></tr><tr><td>Desvio padrão</td><td>0,2</td><td>1,4</td><td>2,3</td></tr></table>	Convecção generalizada				Ensaio	t _i (s)	n	Σerro²	1	19,0	9,3	3,6	2	18,7	6,6	5,5	3	19,1	7,8	0,9	Médias	18,9	7,9	3,4	Desvio padrão	0,2	1,4	2,3
Dispersão axial																																																																																																																										
Ensaio	t _M (s)	Pe	log Pe	Σerro²																																																																																																																						
1	21,2	220	2,3	19,8																																																																																																																						
2	21,0	171	2,2	6,4																																																																																																																						
3	21,1	232	2,4	9,2																																																																																																																						
Médias	21,1	208	2,3	11,8																																																																																																																						
Desvio padrão	0,1	32	0,1	7,0																																																																																																																						
Compartimentado PFR+CSTR																																																																																																																										
Ensaio	V _p	V _m	Σerro²																																																																																																																							
1	354	47	4,4																																																																																																																							
2	344	69	4,8																																																																																																																							
3	351	61	1,4																																																																																																																							
Médias	350	59	3,5																																																																																																																							
Desvio padrão	5	11	1,8																																																																																																																							
Tanques em série																																																																																																																										
Ensaio	t _M (s)	N	Σerro²																																																																																																																							
1	21,3	102 *	20,6																																																																																																																							
2	21,0	87	6,8																																																																																																																							
3	21,1	103 *	9,7																																																																																																																							
Médias	21,1	98	12,4																																																																																																																							
Desvio padrão	0,1	9	7,2																																																																																																																							
Convecção generalizada																																																																																																																										
Ensaio	t _i (s)	n	Σerro²																																																																																																																							
1	19,0	9,3	3,6																																																																																																																							
2	18,7	6,6	5,5																																																																																																																							
3	19,1	7,8	0,9																																																																																																																							
Médias	18,9	7,9	3,4																																																																																																																							
Desvio padrão	0,2	1,4	2,3																																																																																																																							

*Valor máximo atingido devido à limitação de cálculo.

Fonte: AUTOR, 2018.

Considerou-se que o melhor modelo ajustado foi aquele que apresentou menor somatório de erros quadráticos. Para realizar essa análise, foram calculadas as médias dos valores dos somatórios de erros quadráticos entre os dados de $E(t)$ experimentais e de $E(t)$ de cada modelo e os desvios padrões de cada modelo na faixa de vazão avaliada, a partir dos valores apresentados na Figura 5.3.2. Esses resultados foram organizados na Tabela 5.3.1.

Tabela 5.3.1 – Resumo do ajuste dos modelos para o trocador de calor da seção de pré-aquecimento

Modelo	Média de $\sum \text{erro}^2$				Média global
	Vazão de 0,481 L/min	Vazão de 0,720 L/min	Vazão de 0,918 L/min	Vazão de 1,117 L/min	
Dispersão axial	$4,0 \pm 0,9$	$11,0 \pm 3,2$	$8,9 \pm 3,4$	$11,8 \pm 7,0$	8,9
Compartimentado (PFR+CSTR)	$0,9 \pm 0,5$	$2,5 \pm 1,9$	$3,4 \pm 3,3$	$3,5 \pm 1,8$	2,6
Tanques em série	$4,3 \pm 0,9$	$8,7 \pm 4,2$	$9,6 \pm 3,2$	$12,4 \pm 7,2$	8,7
Convecção generalizada	$0,7 \pm 0,4$	$2,2 \pm 1,7$	$1,8 \pm 0,6$	$3,4 \pm 2,3$	2,0
γ -laminar	$1,4 \pm 0,4$	$3,7 \pm 3,3$	$3,2 \pm 1,6$	$4,4 \pm 2,3$	3,2

Fonte: AUTOR, 2018.

Analisando a Tabela 5.3.1, foi possível identificar mediante análise da coluna “Média global” que os modelos que melhor se ajustaram aos dados experimentais nas condições apresentadas, foram os modelos de convecção generalizada seguido pelo modelo compartimentado PFR+CSTR. Em seguida, serão discutidos resultados relativos apenas ao modelo de convecção generalizada.

Na Figura 5.3.3 é mostrado um exemplo de uma das curvas resultantes do ajuste do modelo de convecção generalizada com a convolução com a DTR do sistema de aquisição de dados (célula 3255). Os resultados da Tabela 5.1.4 foram utilizados para realizar a convolução numérica, sendo que o parâmetro do modelo de convecção generalizada (n) e o tempo médio de residência foram ajustados de forma a aproximar a DTR convolucionada aos dados experimentais representados. Curvas semelhantes foram obtidas para os demais valores de vazão e, por isso, não serão mostradas neste trabalho.

Figura 5.3.3 - Dados experimentais do trocador de calor da seção de pré-aquecimento na vazão de 0,918 L/min ajustados ao modelo de convecção generalizada e sua convolução

Fonte: AUTOR, 2018.

Analisando a Figura 5.3.3, a distorção gerada pelo sistema de aquisição de dados pode ser percebida observando a diferença entre o formato da curva de DTR do modelo com a curva de DTR convolucionada. Nesse caso, a distorção gerada foi menor do que no caso dos tubos de retenção, devido ao fato do volume do trocador de calor da seção de pré-aquecimento ser superior ao volume dos tubos. Ainda assim, é importante remover essa distorção para obtenção da DTR corresponde apenas ao sistema analisado.

Na Figura 5.3.4, é analisada a dependência do parâmetro n do modelo de convecção generalizada com o número de Reynolds. Foram obtidos valores entre 4,9 e 9,3 para o parâmetro n , que apresentou tendência crescente com o número de Reynolds. É possível observar que o ponto para Re mais baixo não se alinha aos demais, o que pode indicar que neste ponto o regime de escoamento seja diferente dos demais. Lembrando que, por se tratar de um tubo helicoidal, a transição do escoamento laminar para turbulento ocorre de maneira mais gradual e em valores mais elevados de Reynolds (KOUTSKY; ADLER, 1964).

A correlação obtida por meio do ajuste é apresentada na Equação (5.3.1), útil para prever o parâmetro n em função do número de Reynolds, em condições de temperatura ambiente (entre 23,6 °C e 25,2 °C) e vazão volumétrica entre 0,481 L/min e 1,117 L/min para o fluido estudado.

$$n = 0,538 \cdot Re^{0,334} \quad (5.3.1)$$

Figura 5.3.4 - Variação do parâmetro n com o número de Reynolds para o trocador de calor da seção de pré-aquecimento

Fonte: AUTOR, 2018.

Posteriormente, foi analisada a dependência entre o tempo médio de residência ajustado usando o modelo de convecção generalizada e a vazão volumétrica, conforme mostrada na Figura 5.3.5.

Figura 5.3.5 – Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica para o trocador de calor da seção de pré-aquecimento

Fonte: AUTOR, 2018.

A definição de tempo médio de residência, apresentada na Equação 3.5.2, a vazão volumétrica e o tempo médio de residência estão associados ao volume ativo do sistema. Para obtenção desse volume, foi realizado o ajuste entre o tempo médio de residência e a vazão volumétrica tendo como parâmetros o volume do sistema e o expoente da vazão.

Ajustando uma equação do tipo potência com expoente livre, tem-se a Equação (5.3.2), na qual $t_{m,aj}$ é o tempo médio de residência experimental ajustado (s) e Q a vazão volumétrica (mL/s).

$$t_{m,aj} = \frac{298}{Q^{0,940}} \quad R^2 = 0,9981 \quad (5.3.2)$$

O volume ativo desse trocador de calor foi obtido por meio da comparação entre a definição do tempo médio de residência (Equação 3.5.2) e a Equação (5.3.2). Para isso, o expoente da vazão volumétrica na Equação (5.3.2) foi fixado em 1,0 para comparação das equações sob mesma condição. Refazendo o ajuste, tendo como parâmetro apenas o volume do sistema, foi obtida a Equação (5.3.3).

$$t_{m,aj}' = \frac{343}{Q} \quad R^2 = 0,9928 \quad (5.3.3)$$

Portanto, o volume ativo do trocador de calor da seção de pré-aquecimento é 343 mL. Pires (2016) determinou experimentalmente o volume deste trocador de calor por método gravimétrico e obteve o valor de 437 mL. A diferença entre esses valores é de 21,5%, indicando que pode haver não idealidades no escoamento que tornam o volume ativo menor do que o volume medido experimentalmente.

Comparando-se a Figura 5.3.5 (sistema de pré-aquecimento) com as Figuras e 5.2.17 a 5.2.22 e Figuras 5.2.26 a 5.2.31 (tubos de retenção), nota-se que, para o trocador de calor, a incerteza nos valores de tempo médio foi menor e a dependência com a vazão foi mais coerente com o conceito de volume ativo. Esta melhora nos resultados está ligada ao maior volume do trocador de calor em relação aos tubos de retenção.

Por fim, na Figura 5.3.6 é mostrada a influência da vazão volumétrica na DTR do trocador de calor da seção de pré-aquecimento, para o modelo de convecção generalizada ajustado. As curvas foram traçadas utilizando a equação do modelo (Equação 3.7.10), sendo que o parâmetro n foi calculado pela Equação (5.3.1) e o tempo médio de residência calculado pela Equação (5.3.3).

O comportamento das curvas $E(t)$ foi similar ao que foi obtido por Ruthven (1971), que desenvolveu uma dedução teórica para o modelo de convecção generalizada para escoamento laminar ideal em um tubo helicoidal específico. A relação obtida foi utilizada para construir as curvas da Figura 5.3.6.

Figura 5.3.6 – Curvas de DTR do trocador de calor da seção de pré-aquecimento em diferentes vazões obtidas a partir do modelo ajustado de convecção generalizada

Fonte: AUTOR, 2018.

5.3.2 Trocador de calor da seção de resfriamento

A Figura 5.3.7 mostra um exemplo um par de curvas de DTR, $E(t)$ e $F(t)$, obtidas para o trocador de calor da seção de resfriamento utilizando planilhas eletrônicas. A curva $E(t)$ foi traçada utilizando os dados experimentais de condutividade e tempo aplicados na Equação (5.3.4), enquanto a curva $F(t)$ foi obtida por integração numérica da curva $E(t)$ em função do tempo (Equação 3.5.5).

Figura 5.3.7 – Curvas (a) $E(t)$ e (b) $F(t)$ obtidas para o trocador de calor da seção de resfriamento na vazão de 0,481 L/min

Fonte: AUTOR, 2018.

Foram aplicados os mesmos modelos teóricos de escoamento para este trocador de calor: modelo de dispersão axial (Equação 3.7.4), tanques em série Equação (3.7.6), convecção generalizada (Equação 3.7.10), compartimentado PFR+CSTR (Equação 3.7.11) e γ -laminar (3.7.14).

A temperatura média para os ensaios foi de 26,0 °C e admitindo que não houve variação significativa da condutividade elétrica devido à variação de temperatura. O número de Reynolds foi calculado para caracterizar o escoamento nesse trocador de calor. Foram obtidos valores na faixa de 1814 a 4238, que diferiram dos valores obtidos para o trocador de calor da seção de pré-aquecimento por conta da diferença de diâmetro interno.

Os resultados dos ajustes de todos os modelos são apresentados na Figura 5.3.8 para as quatro condições de vazão avaliadas. Os parâmetros dos modelos foram ajustados junto ao tempo médio de residência para minimização do somatório de erros quadráticos entre os valores experimentais e calculados de $E(t)$, com exceção do modelo compartimentado em que o tempo médio de residência foi ajustado de forma indireta ao ajustar os volumes CSTR e PFR.

Figura 5.3.8 – Resultados do ajuste dos modelos matemáticos para o trocador de calor da seção de resfriamento para todas as vazões

Potência (%) 32 Vazão (L/min) 0,481					Potência (%) 32 Vazão (L/min) 0,481					Potência (%) 32 Vazão (L/min) 0,481					Potência (%) 32 Vazão (L/min) 0,481									
Dispersão axial					Compartimentado PFR+CSTR					Tanques em série					Convecção generalizada					y-laminar				
Ensaio	t _M (s)	Pe	log Pe	Σerro²	Ensaio	V _p	V _m	Σerro²	Ensaio	t _M (s)	N	Σerro²	Ensaio	t _i (s)	n	Σerro²	Ensaio	t _M (s)	y (-)	Σerro²				
1	74,0	94	1,97	4,9	1	497	157	2,0	1	73,5	48	5,2	1	64,4	5,4	0,7	1	78,8	0,179	1,6				
2	72,5	103	2,01	4,4	2	497	135	1,0	2	72,0	54	4,6	2	63,0	5,3	0,6	2	77,4	0,178	1,2				
3	74,9	98	1,99	6,1	3	509	133	1,3	3	74,1	54	6,4	3	64,0	5,4	0,8	3	78,4	0,171	1,8				
Médias	73,8	98	1,99	5,1	Médias	501	142	1,5	Médias	73,2	52	5,4	Médias	63,8	5,3	0,7	Médias	78,2	0,176	1,5				
Desvio padrão	1,2	4	0,02	0,9	Desvio padrão	7	13	0,5	Desvio padrão	1,1	3	0,9	Desvio padrão	0,7	0,1	0,1	Desvio padrão	0,7	0,004	0,3				
Potência (%) 38 Vazão (L/min) 0,720					Potência (%) 38 Vazão (L/min) 0,720					Potência (%) 38 Vazão (L/min) 0,720					Potência (%) 38 Vazão (L/min) 0,720					Potência (%) 38 Vazão (L/min) 0,720				
Dispersão axial					Compartimentado PFR+CSTR					Tanques em série					Convecção generalizada					y-laminar				
Ensaio	t _M (s)	Pe	log Pe	Σerro²	Ensaio	V _p	V _m	Σerro²	Ensaio	t _M (s)	N	Σerro²	Ensaio	t _i (s)	n	Σerro²	Ensaio	t _M (s)	y (-)	Σerro²				
1	48,9	304	2,5	11	1	537	70	3,6	1	49,3	103	11	1	45,0	7,5	2,3	1	51,5	0,112	4,5				
2	48,5	217	2,3	7	2	525	95	1,9	2	48,5	103	7	2	43,8	6,8	1,4	2	51,3	0,132	2,7				
3	49,3	261	2,4	8	3	529	105	3,5	3	49,5	101	8	3	45,0	7,2	1,9	3	52,1	0,122	3,3				
Médias	48,9	261	2,4	9	Médias	530	90	3,0	Médias	49,1	102	9	Médias	44,6	7,1	1,8	Médias	51,6	0,122	3,5				
Desvio padrão	0,4	43	0,1	2	Desvio padrão	6	18	1,0	Desvio padrão	0,5	1	2	Desvio padrão	0,7	0,4	0,5	Desvio padrão	0,4	0,010	0,9				
Potência (%) 43 Vazão (L/min) 0,918					Potência (%) 43 Vazão (L/min) 0,918					Potência (%) 43 Vazão (L/min) 0,918					Potência (%) 43 Vazão (L/min) 0,918					Potência (%) 43 Vazão (L/min) 0,918				
Dispersão axial					Compartimentado PFR+CSTR					Tanques em série					Convecção generalizada					y-laminar				
Ensaio	t _M (s)	Pe	log Pe	Σerro²	Ensaio	V _p	V _m	Σerro²	Ensaio	t _M (s)	N	Σerro²	Ensaio	t _i (s)	n	Σerro²	Ensaio	t _M (s)	y (-)	Σerro²				
1	38,9	229	2,36	7,8	1	546	87	2,5	1	38,9	103	8	1	35,8	7,5	1,8	1	41,3	0,133	3,3				
2	38,0	186	2,27	10	2	519	100	3,3	2	37,9	95	11	2	34,2	6,8	2,6	2	40,1	0,137	4,4				
3	39,3	189	2,28	11	3	542	97	3,1	3	39,2	94	11	3	35,7	7,3	2,8	3	41,6	0,138	4,8				
Médias	38,7	201	2,30	9,6	Médias	536	95	3,0	Médias	38,6	97	10	Médias	35,2	7,2	2,4	Médias	41,0	0,136	4,2				
Desvio padrão	0,7	24	0,05	1,6	Desvio padrão	15	7	0,4	Desvio padrão	0,7	5	2	Desvio padrão	0,9	0,4	0,5	Desvio padrão	0,8	0,003	0,8				
Potência (%) 48 Vazão (L/min) 1,117					Potência (%) 48 Vazão (L/min) 1,117					Potência (%) 48 Vazão (L/min) 1,117					Potência (%) 48 Vazão (L/min) 1,117					Potência (%) 48 Vazão (L/min) 1,117				
Dispersão axial					Compartimentado PFR+CSTR					Tanques em série					Convecção generalizada					y-laminar				
Ensaio	t _M (s)	Pe	log Pe	Σerro²	Ensaio	V _p	V _m	Σerro²	Ensaio	t _M (s)	N	Σerro²	Ensaio	t _i (s)	n	Σerro²	Ensaio	t _M (s)	y (-)	Σerro²				
1	31,9	308	2,49	13	1	536	80	2,4	1	32,2	102,98	14	1	29,0	8,2	1,8	1	33,1	0,107	3,7				
2	31,8	272	2,43	10	2	540	84	2,3	2	31,8	103,00	11	2	29,0	7,6	2,1	2	33,3	0,108	3,4				
3	31,9	289	2,46	11	3	547	83	2,5	3	32,1	102,99	12	3	29,4	7,9	1,8	3	33,7	0,115	4,1				
Médias	31,9	289	2,46	11	Médias	541	83	2,4	Médias	32,0	102,99	12	Médias	29,1	7,9	1,9	Médias	33,4	0,110	3,7				
Desvio padrão	0,1	18	0,03	1	Desvio padrão	6	2	0,1	Desvio padrão	0,2	0,01	2	Desvio padrão	0,2	0,3	0,1	Desvio padrão	0,3	0,004	0,4				

*Valor máximo atingido devido à limitação de cálculo.

Fonte: AUTOR, 2018.

O melhor modelo ajustado foi aquele que apresentou menor somatório de erros quadráticos entre os dados de $E(t)$ experimentais e de $E(t)$ de cada modelo. Os resultados mostrados na Figura 5.3.8 foram organizados na Tabela 5.3.2.

Tabela 5.3.2 – Resumo do ajuste dos modelos para o trocador de calor da seção de resfriamento

Modelo	Média de $\sum \text{erro}^2$				Média global
	Vazão de 0,481 L/min	Vazão de 0,720 L/min	Vazão de 0,918 L/min	Vazão de 1,117 L/min	
Dispersão axial	$5,1 \pm 0,9$	9 ± 2	$9,6 \pm 1,6$	11 ± 1	8,6
Compartimentado (PFR+CSTR)	$1,5 \pm 0,5$	$3,0 \pm 1,0$	$3,0 \pm 0,4$	$2,4 \pm 0,1$	2,5
Tanques em série	$5,4 \pm 0,9$	9 ± 2	10 ± 2	12 ± 2	9,1
Convecção generalizada	$0,7 \pm 0,1$	$1,8 \pm 0,5$	$2,4 \pm 0,5$	$1,9 \pm 0,1$	1,7
γ -laminar	$1,5 \pm 0,3$	$3,5 \pm 0,9$	$4,2 \pm 0,8$	$3,7 \pm 0,4$	3,2

Fonte: AUTOR, 2018.

Analisando a Tabela 5.3.2, foi possível identificar mediante a coluna “Média global” que os modelos que melhor se ajustaram aos dados experimentais nas condições apresentadas, foram os modelos de convecção generalizada seguido pelo modelo compartimentado PFR+CSTR, assim como ocorreu com o trocador de calor da seção de pré-aquecimento. Os resultados discutidos em seguida são referentes apenas ao melhor modelo (convecção generalizada).

Na Figura 5.3.9 é mostrado um exemplo de uma das curvas resultantes do ajuste do modelo de convecção generalizada com a convolução do sistema de aquisição de dados (célula 3255). O parâmetro n e o tempo médio de residência foram ajustados de forma a aproximar a DTR convolucionada aos dados experimentais. Curvas semelhantes foram obtidas para as demais vazões, por isso não serão mostradas neste trabalho.

Figura 5.3.9 - Dados experimentais do trocador de calor da seção de resfriamento na vazão de 1,117 L/min ajustados ao modelo de convecção generalizada e sua convolução

Fonte: AUTOR, 2018.

É possível perceber a distorção gerada pelo sistema de aquisição de dados observando a diferença entre o formato da curva de DTR do modelo com a curva de DTR convolucionada. Assim como observado para o trocador de calor da seção de pré-aquecimento, a distorção gerada foi pequena comparada ao caso dos tubos de retenção. Isso pode estar relacionado a grande diferença de volume entre o trocador de calor da seção de resfriamento e o sistema de aquisição de dados.

Em seguida, na Figura 5.3.10 é analisada a dependência do parâmetro n do modelo de convecção generalizada com o número de Reynolds. Foram obtidos valores entre 5,3 e 8,2 para o parâmetro n , sendo que este apresentou tendência crescente com o aumento do número de Reynolds. É possível observar que o primeiro ponto não se alinha ao demais e apresenta pouca incerteza, o que pode indicar que neste ponto o regime de escoamento seja diferente dos demais. Lembrando que, por se tratar de um tubo helicoidal, a transição do escoamento laminar para turbulento ocorre de maneira mais gradual e em valores mais elevados de Reynolds (KOUTSKY; ADLER, 1964).

A correlação obtida nessa figura é apresentada na Equação (5.3.4), útil para predizer o parâmetro n em função do número de Reynolds, em condições de temperatura ambiente (entre 24,6 °C e 27,4 °C) e vazão volumétrica entre 0,481 L/min e 1,117 L/min para o fluido estudado.

$$n = 0,339 \cdot Re^{0,380} \quad (5.3.4)$$

Figura 5.3.10 - Variação do parâmetro n com o número de Reynolds para o trocador de calor da seção de resfriamento

Fonte: AUTOR, 2018.

Posteriormente, foi analisada a dependência entre o tempo médio de residência ajustado pelo modelo de convecção generalizada e a vazão volumétrica. O gráfico da Figura 5.3.11 foi construído utilizando os valores experimentais de tempo médio de residência de todos os ensaios em função da vazão.

Figura 5.3.11 – Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica para o trocador de calor da seção de resfriamento

Fonte: AUTOR, 2018.

O tempo médio de residência e a vazão volumétrica estão associados ao volume ativo do sistema, conforme mostrado na Equação (3.5.2). Para obtenção desse volume, foi realizado o ajuste entre o tempo médio de residência e a vazão volumétrica tendo como parâmetros o volume do sistema e o expoente da vazão. Uma equação de potência com expoente livre foi ajustada, obtendo-se a Equação (5.3.2).

$$t_{m,aj} = \frac{446}{Q^{0,931}} \quad R^2 = 0,9995 \quad (5.3.5)$$

O volume ativo desse trocador de calor também foi obtido por comparação entre a Equação (5.3.5) e a definição do tempo médio de residência. O expoente da vazão na Equação (5.3.5) foi fixado em 1,0 para comparação das equações sob mesma condição. Refazendo o ajuste, tendo como parâmetro apenas o volume do sistema, foi obtida a Equação (5.3.6).

$$t_{m,aj}' = \frac{524}{Q} \quad R^2 = 0,9936 \quad (5.3.6)$$

Finalmente, o volume ativo obtido para o trocador de calor da seção de resfriamento foi de 524 mL. Pires (2016) também determinou experimentalmente o volume deste trocador de calor por método gravimétrico e obteve o valor de 697 mL. A diferença entre esses valores é de 24,8%, indicando que pode haver não idealidades no escoamento que tornam o volume ativo menor do que o volume medido experimentalmente.

Por fim, na Figura 5.3.12 é mostrada a influência da vazão volumétrica na DTR do trocador de calor da seção de resfriamento, para o modelo de convecção generalizada. As curvas foram traçadas utilizando a Equação (3.7.10), o parâmetro n foi calculado a partir da Equação (5.3.4) e o tempo médio de residência calculado pela Equação (5.3.6).

O formato das curvas de DTR foi similar ao obtido para o trocador de calor da seção de pré-aquecimento, sendo que a Figura 5.3.12 também é útil prever o comportamento das curvas $E(t)$ pelo modelo de convecção generalizada com o aumento da vazão volumétrica.

Figura 5.3.12 – Curvas de DTR do trocador de calor da seção de resfriamento em diferentes vazões obtidas a partir do modelo ajustado de convecção generalizada

Fonte: AUTOR, 2018.

5.4 Resultados da DTR do sistema completo

Utilizando o procedimento descrito no item (4.5), foi obtida a DTR do sistema completo de pasteurização nas vazões de 0,481, 0,720, 0,918 e 1,117 L/min utilizando o tubo de retenção 5. Na Figura 5.4.1 é mostrado um exemplo de um par de curvas de DTR obtidas para o sistema completo utilizando planilhas eletrônicas, na qual os dados experimentais de condutividade elétrica e tempo foram utilizados para o cálculo de $E(t)$, $F(t)$, t_m , θ e $E_\theta(\theta)$, e para o ajuste dos modelos de dispersão axial, tanques em série, convecção generalizada para escoamento laminar, compartimentado PFR+CSTR e γ -laminar.

Figura 5.4.1 – Curvas (a) $E(t)$ e (b) $F(t)$ obtida para o sistema completo na vazão de 0,720 L/min

Fonte: AUTOR, 2018.

A curva $E(t)$ foi traçada utilizando os dados experimentais de condutividade e tempo aplicados na Equação (3.5.4) e a curva $F(t)$ foi obtida por integração numérica da curva $E(t)$ em função do tempo conforme Equação (3.5.5). Curvas similares foram obtidas para as demais vazões.

Para a aplicação dos modelos, foram utilizadas as Equações (3.7.4) para o modelo de dispersão axial, (3.7.6) para o modelo de tanques em série, (3.7.10) para o modelo de convecção generalizada para escoamento laminar, (3.7.11) para o modelo compartimentado PFR+CSTR e (3.7.14) para o modelo γ -laminar.

A temperatura média dos ensaios foi de 24,9 °C e foi considerado que não houve variação significativa da condutividade elétrica devido à variação de temperatura. O número de Reynolds foi calculado por meio da Equação (3.4.1) para caracterizar o escoamento no sistema completo, considerando o diâmetro interno da saída do processo (7,7 mm). Foram obtidos valores na faixa de 1753 a 4692, indicando que, no intervalo de vazão avaliado, o escoamento se desenvolveu da região laminar até a região de transição.

Os resultados dos ajustes de todos os modelos são apresentados na Figura 5.4.2 para as quatro condições de vazão avaliadas. Os parâmetros dos modelos foram ajustados junto ao tempo médio de residência para minimização do somatório de erros quadráticos entre os valores experimentais e calculados de $E(t)$, com exceção do modelo compartimentado em que o tempo médio de residência foi ajustado de forma indireta ao ajustar os volumes CSTR e PFR.

Figura 5.4.2 – Resultados do ajuste dos modelos matemáticos para o sistema completo em todas as vazões

Potência (%) Vazão (L/min)	32 0,481			
Dispersão axial				
Ensaio	t _M (s)	Pe	log Pe	Σ erro ²
1	226	139	2,14	0,24
2	232	137	2,14	0,24
3	230	130	2,11	0,21
Médias	229	135	2,13	0,23
Desvio padrão	3	5	0,02	0,01

Potência (%) Vazão (L/min)	32 0,481		
Compartimentado PFR+CSTR			
Ensaio	V _p	V _m	Σ erro ²
1	1588	397	0,64
2	1623	426	0,60
3	1571	397	0,64
Médias	1594	407	0,62
Desvio padrão	27	17	0,02

Potência (%) Vazão (L/min)	32 0,481		
Tanques em série			
Ensaio	t _M (s)	N	Σ erro ²
1	225	71	0,29
2	231	70	0,29
3	229	66	0,26
Médias	228	69	0,28
Desvio padrão	3	2	0,02

Potência (%) Vazão (L/min)	32 0,481		
Convecção generalizada			
Ensaio	t _i (s)	n	Σ erro ²
1	200	5,3	0,79
2	204	5,1	0,77
3	200	4,9	0,80
Médias	201	5,1	0,79
Desvio padrão	2	0,2	0,02

Potência (%) Vazão (L/min)	32 0,481		
y-laminar			
Ensaio	t _M (s)	y (-)	Σ erro ²
1	242	0,173	0,15
2	249	0,178	0,14
3	246	0,185	0,15
Médias	246	0,179	0,15
Desvio padrão	4	0,006	0,01

Potência (%) Vazão (L/min)	38 0,720			
Dispersão axial				
Ensaio	t_M(s)	Pe	log Pe	Σ erro²
1	146	153	2,18	0,53
2	148	184	2,26	0,34
3	149	178	2,25	0,51
Médias	148	171	2,23	0,46
Desvio padrão	1	16	0,04	0,10

Potência (%) Vazão (L/min)	38 0,720		
Compartimentado PFR+CSTR			
Ensaio	V _p	V _m	Σ erro ²
1	1536	357	0,8
2	1598	320	1,4
3	1589	352	1,2
Médias	1574	343	1,1
Desvio padrão	33	20	0,3

Potência (%) Vazão (L/min)	38 0,720		
Tanques em série			
Ensaio	t _M (s)	N	Σ erro ²
1	145	78	0,62
2	147	92	0,41
3	148	92	0,60
Médias	147	87	0,54
Desvio padrão	2	8	0,11

Potência (%) Vazão (L/min)	38 0,720		
Convecção generalizada			
Ensaio	t _i (s)	n	Σ erro ²
1	129	5,3	1,0
2	132	5,9	1,5
3	134	5,9	1,4
Médias	132	5,7	1,3
Desvio padrão	3	0,3	0,2

Potência (%) Vazão (L/min)	38 0,720		
y-laminar			
Ensaio	t _M (s)	y (-)	Σ erro ²
1	156	0,163	0,18
2	157	0,145	0,34
3	158	0,152	0,26
Médias	157	0,153	0,26
Desvio padrão	1	0,009	0,08

Potência (%) Vazão (L/min)	43 0,918			
Dispersão axial				
Ensaio	t_M(s)	Pe	log Pe	Σ erro²
1	121	184	2,27	0,49
2	122	211	2,32	0,54
3	121	212	2,33	0,59
Médias	122	203	2,31	0,54
Desvio padrão	0	16	0,03	0,05

Potência (%) Vazão (L/min)	43 0,918		
Compartimentado PFR+CSTR			
Ensaio	V _p	V _m	Σ erro ²
1	1671	353	1,7
2	1689	340	1,6
3	1662	354	1,6
Médias	1674	349	1,6
Desvio padrão	14	8	0,1

Potência (%) Vazão (L/min)	43 0,918		
Tanques em série			
Ensaio	t _M (s)	N	Σ erro ²
1	121	94	0,58
2	122	103*	0,69
3	121	103*	0,69
Médias	121	100	0,66
Desvio padrão	0	5	0,06

Potência (%) Vazão (L/min)	43 0,918		
Convecção generalizada			
Ensaio	t _i (s)	n	Σ erro ²
1	109	5,9	2,0
2	110	6,2	1,9
3	109	6,1	1,9
Médias	110	6,1	1,9
Desvio padrão	1	0,2	0,1

Potência (%) Vazão (L/min)	43 0,918		
y-laminar			
Ensaio	t _M (s)	y (-)	Σ erro ²
1	129	0,156	0,47
2	130	0,142	0,50
3	129	0,137	0,46
Médias	129	0,145	0,48
Desvio padrão	1	0,010	0,02

Potência (%) Vazão (L/min)	48 1,117			
Dispersão axial				
Ensaio	t_M(s)	Pe	log Pe	Σ erro²
1	96	246	2,39	0,68
2	96	277	2,44	0,77
3	98	299	2,48	0,61
Médias	97	274	2,44	0,68
Desvio padrão	1	26	0,04	0,08

Potência (%) Vazão (L/min)	48 1,117		
Compartimentado PFR+CSTR			
Ensaio	V _p	V _m	Σ erro ²
1	1675	253	0,9
2	1627	254	1,0
3	1613	280	0,8
Médias	1638	262	0,9
Desvio padrão	33	15	0,1

Potência (%) Vazão (L/min)	48 1,117		
Tanques em série			
Ensaio	t _M (s)	N	Σ erro ²
1	96	103*	0,9
2	96	103*	1,3
3	99	103*	1,2
Médias	97	103*	1,1
Desvio padrão	1	0	0,2

Potência (%) Vazão (L/min)	48 1,117		
Convecção generalizada			
Ensaio	t _i (s)	n	Σ erro ²
1	87	6,1	1,3
2	87	7,7	1,2
3	90	8,2	1,1
Médias	88	7,3	1,2
Desvio padrão	2	1,1	0,1

Potência (%) Vazão (L/min)	48 1,117		
y-laminar			
Ensaio	t _M (s)	y (-)	Σ erro ²
1	106	0,135	0,50
2	104	0,127	0,65
3	107	0,124	0,62
Médias	106	0,128	0,59
Desvio padrão	1	0,006	0,08

*Valor máximo atingindo devido à limitação de cálculo

Fonte: AUTOR, 2018.

O melhor modelo ajustado foi aquele que apresentou menor somatório de erros quadráticos entre os dados de $E(t)$ experimentais e de $E(t)$ de cada modelo. Os resultados mostrados na Figura 5.4.2 foram organizados na Tabela 5.3.2.

Tabela 5.4.1 – Resumo do ajuste dos modelos para o sistema completo

Modelo	Média de $\sum \text{erro}^2$				Média global
	Vazão de 0,481 L/min	Vazão de 0,720 L/min	Vazão de 0,918 L/min	Vazão de 1,117 L/min	
Dispersão axial	$0,23 \pm 0,01$	$0,46 \pm 0,10$	$0,54 \pm 0,05$	$0,68 \pm 0,08$	0,48
Compartimentado (PFR+CSTR)	$0,62 \pm 0,02$	$1,1 \pm 0,3$	$1,6 \pm 0,1$	$0,90 \pm 0,07$	1,1
Tanques em série	$0,28 \pm 0,02$	$0,54 \pm 0,11$	$0,66 \pm 0,06$	$1,1 \pm 0,2$	0,65
Convecção generalizada	$0,79 \pm 0,02$	$1,3 \pm 0,2$	$1,9 \pm 0,1$	$1,2 \pm 0,1$	1,3
γ -laminar	$0,15 \pm 0,01$	$0,26 \pm 0,08$	$0,48 \pm 0,02$	$0,59 \pm 0,08$	0,37

Fonte: AUTOR, 2018.

Analisando a Tabela 5.4.1, foi possível identificar mediante a análise da coluna “Média global” que o modelo que melhor se ajustou aos dados experimentais do sistema completo nas condições apresentadas, foi o modelo γ -laminar seguido pelo modelo de dispersão axial. Os resultados serão apresentados separadamente para ambos os modelos.

Na Figura 5.4.3 é mostrado um exemplo de uma das curvas resultantes do ajuste do modelo γ -laminar e modelo de dispersão axial apenas utilizando a célula 3445. Curvas semelhantes foram obtidas para as demais vazões, por isso não serão mostradas neste trabalho. Nessa figura, é possível observar que o modelo γ -laminar ajusta melhor o início e final da curva $E(t)$, enquanto o modelo de dispersão axial ajusta melhor o pico.

Figura 5.4.3 – Dados experimentais do sistema completo na vazão de 0,720 L/min ajustados ao modelo γ -laminar e de dispersão axial

Fonte: AUTOR, 2018.

No caso do sistema completo, não foi realizado o procedimento de convolução numérica pelo fato do volume do sistema completo ser muito maior do que o volume do sistema de aquisição de dados. Portanto, foi considerado que a DTR do sistema completo não é modificada significativamente pelo escoamento através da célula de condutividade.

Em seguida, foi analisada a dependência do parâmetro y com o número de Reynolds (Figura 5.4.4). Foram obtidos valores de y na faixa de 0,124 a 0,185, sendo que este apresentou tendência decrescente com o aumento de Re . A equação que forneceu melhor ajuste foi do tipo potência.

Figura 5.4.4 - Variação do parâmetro y do modelo de DTR com o número de Reynolds para o sistema de pasteurização completo

Fonte: AUTOR, 2018.

O comportamento esperado para essa curva era de uma tendência decrescente de y com o aumento de Re , pois há redução do parâmetro y conforme o escoamento se aproxima da região de turbulência (aumento de Re), achatando o perfil de velocidade. Portanto, o resultado obtido foi coerente.

A Equação (5.4.1) obtida pelo ajuste na Figura 5.4.4 fornece a relação entre o parâmetro y e o número de Reynolds. É uma equação útil para prever este parâmetro em condições de temperatura ambiente (entre 22,9 °C e 25,7 °C) e vazão volumétrica entre 0,481 L/min e 1,117 L/min com o fluido estudado.

$$y = 1,82 \cdot Re^{-0,318} \quad (5.4.1)$$

Posteriormente, na Figura 5.4.5 foi analisada a dependência entre o tempo médio de residência ajustado pelo modelo y -laminar e a vazão volumétrica para o sistema completo. Essas duas grandezas estão relacionadas ao volume ativo do sistema (Equação 3.5.2). Para

obtenção desse volume, foi realizado o ajuste entre o tempo médio e a vazão volumétrica tendo como parâmetros o volume do sistema e o expoente da vazão.

Figura 5.4.5 – Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica para o sistema completo

Ajustando uma equação do tipo potência com expoente livre, tem-se a Equação (5.4.2).

$$t_{m,aj} = \frac{1917}{Q^{0,993}} \quad R^2 = 0,9957 \quad (5.4.2)$$

O volume ativo do sistema completo foi obtido por meio da comparação da Equação (5.4.2) com a definição do tempo médio de residência (Equação 3.5.2). Para comparação das equações sob mesmas condições, o expoente da vazão foi fixado em 1,0. Refazendo o reajuste tendo como parâmetro apenas o volume do sistema, foi obtida a Equação (5.4.3).

$$t_{m,aj} = \frac{1951}{Q} \quad R^2 = 0,9959 \quad (5.4.3)$$

As Equações (5.4.2) e (5.4.3) são próximas, indicando que houve pouco desvio da definição do tempo médio de residência. Essa análise é coerente com o que mostra a Figura 5.4.5, na qual as curvas com expoente fixado e ajustado são muito próximas.

A análise da dependência do Pe com o número de Reynolds é mostrada na Figura 5.4.6. Foram obtidos valores de Pe na faixa de 121 a 300, sendo que este apresentou tendência crescente com o aumento de Re . A equação que forneceu melhor ajuste foi do tipo linear.

Figura 5.4.6 - Variação do parâmetro Pe do modelo de DTR com o número de Reynolds para o sistema de pasteurização completo

Fonte: AUTOR, 2018.

O comportamento esperado seria uma tendência crescente de Pe com o aumento de Re , visto que o aumento da vazão volumétrica eleva a turbulência e reduz a dispersão. Portanto, o resultado obtido foi coerente. A Equação (5.4.4) obtida pelo ajuste na Figura 5.4.6 fornece a relação entre o número de Peclet e o número de Reynolds nas condições avaliadas.

$$Pe = 0,0452 Re + 45,7 \quad (5.4.4)$$

A dependência entre o tempo médio de residência ajustado pelo modelo de dispersão axial e a vazão volumétrica é mostrada na Figura 5.4.7. Para obtenção do volume ativo, foi realizado o ajuste entre o tempo médio e a vazão volumétrica tendo como parâmetros o volume do sistema e o expoente da vazão.

Figura 5.4.7 – Variação do tempo médio de residência experimental com a vazão volumétrica para o sistema completo

Fonte: AUTOR, 2018.

Ajustando uma equação do tipo potência com expoente livre, tem-se a Equação (5.4.5).

$$t_{m,aj} = \frac{1851}{Q^{1,007}} \quad R^2 = 0,9962 \quad (5.4.5)$$

O volume ativo do sistema completo foi obtido por meio da comparação da Equação (5.4.5) com a definição do tempo médio de residência (Equação 3.5.2). O expoente da vazão foi fixado em 1,0 conforme foi realizado para o modelo y-laminar. Refazendo o reajuste tendo como parâmetro apenas o volume do sistema, foi obtida a Equação (5.4.6).

$$t_{m,aj} = \frac{1823}{Q} \quad R^2 = 0,9997 \quad (5.4.6)$$

As Equações (5.4.5) e (5.4.6) são próximas, indicando que houve pouco desvio da definição do tempo médio de residência. Porém, o resultado após o reajuste não é muito coerente, visto que o coeficiente de determinação deveria diminuir após o ajuste retirando um dos parâmetros.

Foi considerado o volume ativo do sistema completo de acordo com o modelo y-laminar, com o valor de 1951 mL (Equação 5.4.3), já que foi o melhor modelo ajustado para o sistema completo. Pires (2016) determinou o volume do sistema completo por método gravimétrico, excluindo o volume da bomba de circulação do produto, e obteve o valor de 1538 mL. A partir da diferença entre esses dois valores, portanto, foi estimado que o volume da bomba de circulação do produto é de aproximadamente 413 mL.

Um exemplo da utilidade da Equação (5.4.3) é na partida do processo de pasteurização. Como em alguns casos, neste equipamento inicia-se o processo com água até atingir o estado estacionário. Em seguida são verificadas as temperaturas de todas as etapas do processo e por fim a água é substituída pelo fluido alimentício para dar início ao processamento térmico (EHEDG, 1992). A Equação (5.4.3) fornece uma estimativa do tempo que o fluido permanece dentro do sistema.

Na Tabela 5.4.2 são mostrados os valores de tempo mínimo, médio e máximo de residência em função da vazão volumétrica. Esses valores são válidos para condições de temperatura ambiente (entre 22,9 °C e 25,7 °C) e vazão volumétrica entre 0,481 L/min e 1,117 L/min para o fluido estudado.

Tabela 5.4.2 – Tempos de residência mínimo (t_{min}), médio (t_m) e máximo (t_{max}) do sistema completo em função da vazão volumétrica

Q (L/min)	t_{min} (s)	t_m (s)	t_{max} (s)
0,481	187 ± 2	243 ± 5	397 ± 5
0,720	124 ± 2	157 ± 1	260 ± 3
0,918	102 ± 1	129 ± 2	206 ± 5
1,117	86 ± 1	107 ± 3	162 ± 8

Fonte: AUTOR, 2018.

Finalmente, na Figura 5.4.8 é mostrada a influência da vazão volumétrica na DTR do sistema completo, para o modelo y -laminar. As curvas foram traçadas utilizando a Equação (3.7.15), o parâmetro y foi calculado pela Equação (5.4.1) e o tempo médio de residência foi calculado pela Equação (5.4.3).

Figura 5.4.8 – Curvas de DTR do sistema completo em diferentes vazões obtidas a partir do modelo ajustado y -laminar

Fonte: AUTOR, 2018.

6 CONCLUSÕES

Os experimentos de estímulo-resposta por técnica condutimétrica e com alimentação tipo pulso forneceram bons resultados no estudo da DTR no processo de pasteurização, com destaque pela praticidade e rapidez dos ensaios. Como resultado disso, foi possível determinar a DTR das células de condutividade e do processo de pasteurização (seções de pré-aquecimento, retenção, resfriamento e sistema completo).

Os resultados das seções de pré-aquecimento, resfriamento e do sistema completo foram satisfatórios. O modelo de convecção generalizada apresentou bom ajuste para os trocadores de calor e para o sistema completo os modelos de dispersão axial e y -laminar apresentaram bom ajuste e resultados similares.

Nas seções de pré-aquecimento e resfriamento, pôde-se verificar que o parâmetro n do modelo de convecção generalizada apresenta uma relação crescente com o número de Reynolds. Além disso, também foi ajustada uma equação com bom coeficiente de determinação que pode ser utilizada para prever o tempo médio de residência no intervalo de vazão de 0,481 L/min a 1,113 L/min e temperatura ambiente (por volta de 25 °C).

No caso do sistema completo, foi observado que o parâmetro y do modelo y -laminar apresenta uma relação decrescente com o número de Reynolds. Para o modelo de dispersão axial, o número de Peclet apresentou relação crescente com o número de Reynolds. Também foram estimados os tempos máximo e mínimo de residência, devido à grande importância desses valores no processamento térmico contínuo de alimentos líquidos.

Os resultados para os tubos de retenção apresentaram maior incerteza quando comparados aos outros sistemas estudados. A incerteza nos dados experimentais prejudicou o ajuste dos parâmetros dos modelos de dispersão axial e y -laminar.

No entanto, foram obtidos resultados satisfatórios para os tempos médios de residência dos tubos de retenção e para seus volumes ativos, sendo que esses são os resultados mais importantes para trabalhos futuros que utilizarão esses tubos de retenção em processos térmicos.

Por fim, os resultados da DTR do sistema de aquisição de dados utilizando as células de condutividade 3445 e 3255 foram importantes para aplicação do procedimento de convolução numérica. Foi observado que, no caso dos tubos de retenção, a modificação na curva de DTR do modelo causada pelo escoamento no sistema de aquisição de dados é mais significativa quando comparada ao caso dos trocadores de calor. Isso mostra que, nos casos em que o volume do sistema analisado é próximo do sistema de aquisição de dados, a

modificação da DTR é mais discrepante. Portanto, é importante remover a modificação gerada para obter apenas a DTR correspondente à seção analisada.

Os resultados deste trabalho serão importantes para o grupo de pesquisa em estudos de modelagem e simulação de processos de pasteurização de alimentos líquidos de baixa viscosidade na unidade *Microwave Lab25-UHT/HTST EHVH* (MicroThermics, EUA). Esses ensaios permitem obter o histórico de tempo-temperatura do processo. No caso de processos com alimentos reais ou simulados, ensaios de DTR podem ser realizados em casos específicos de vazão e temperatura para estudos mais detalhados.

REFERÊNCIAS

- AGUIAR, H. F. **Modelagem matemática e validação experimental da pasteurização de leite pela avaliação do histórico de temperatura e letalidade em trocador a placas.** Dissertação de mestrado apresentada para obtenção do título de Mestre em engenharia – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2009.
- AGUIAR, H. F.; GUT, J. A. W. Continuous HTST pasteurization of liquid foods with plate heat exchangers: Mathematical modeling and experimental validation using a time – temperature integrator. **Journal of Food Engineering**, v. 123, p. 78–86, 2014.
- AWUAH, G. B; RAMASWAMY, H. S.; ECONOMIDES, A. Thermal processing and quality: Principles and overview. **Chemical Engineering and Processing**, v. 46, p. 584-602, 2007.
- BEDMAR, A. P. **Isótopos en hidrología.** Madrid: Editorial Alhambra, 1972.
- BERK, Z. **Food Process Engineering and Technology.** 1st ed. USA: Academic Press, 2009.
- BIGELOW, W. D. The logarithmic Nature of Thermal Death Time Curves. **The Journal of Infectious Diseases**, v. 29, n. 5, p. 528-536, 1921
- BIRD, R. B.; STEWART, W. E.; LIGHTFOOT, E. N. **Fenômenos de transporte.** 2 ed. Rio de Janeiro: LTC, 2012.
- BUTT, J. B. **Reaction kinetics and reactor design.** 2nd ed. New York: Marcel Dekker, 2000.
- CHANDRASEKARAN, S.; RAMANATHAN, S.; BASAK, T. Microwave food processing - A review. **Food Research International**, v. 52, p. 243-261, 2013.
- COLE-PARMER INSTRUMENT COMPANY. Disponível em: <<https://www.coleparmer.com/>>. Acesso em 17 jul. 2017.
- DICKERSON, R.W. JR. et al. Residence Time of Milk Products in Holding Tubes of High-Temperatura Short-Time Pasteurizers. **Journal of Dairy Science**, v. 51, p. 1731-1736, 1968.

EBRAHIMZADEH, E. et al. Theoretical and experimental analysis of dynamic plate heat exchanger: Non-retrofit configuration. **Applied Thermal Engineering**, v. 93, p. 1006–1019, 2016.

EHEDG. Microbiologically safe continuous pasteurization of liquid foods. **Trends in Food Science & Technology**, v. 3, p. 303-307, 1992.

FALGUERA, V; IBARZ, A. **Juice Processing: Quality, Safety and Value-Added Opportunities**. Boca Raton: CRC Press, 2014.

FELLOWS, P. J. **Tecnologia do processamento de alimentos: princípios e prática**. Porto Alegre: Artmed, 2006.

FILLAUDEAU, L.; LE-NGUYEN, K.; ANDRÉ, C. Influence of flow regime and thermal power on residence time distribution in tubular Joule Effect Heaters. **Journal of Food Engineering**, 95 (3), p. 489-498, 2009.

FOGLER, H. S. **Elements of Chemical Reaction Engineering**. 4th ed. London: Pearson Education, 2006.

GAO, Y.; MUZZIO, F. J.; IERAPETRITOU, M. G. A review of the Residence Time Distribution (RTD) applications in solid unit operations. **Powder Technology**, v. 228, p. 416–423, 2012.

GOUVÊA, M. T.; PARK, S. W.; GIUDICI, R. Estimação de coeficientes de dispersão axial em leitos fixos. In: **Anais do XVIII Encontro sobre Escoamentos em Meios Porosos**, Nova Friburgo, 23-25 de Outubro, 1990.

GUT, J. A. W. **Modelagem matemática e validação experimental da pasteurização de alimentos líquidos em trocadores de calor a placas**. 2012, 139 p. Tese apresentada para obtenção do título de Livre-Docente - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2012.

GUT, J. A. W. et al. Pasteurization of egg yolk in plate heat exchangers: thermophysical properties and process simulation. **Journal of Food Process Engineering**, 28(2), 181-203, 2005.

GUT, J. A. W.; SONG, T. W. Trocadores de calor. In: TADINI, C. C. et al. **Operações unitárias na indústria de alimentos**. 1. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2016, cap. 10, p. 355-382.

GUT, J. A. W.; TADINI, C. C. Processamento térmico de alimentos. In: TADINI, C. C. et al. **Operações unitárias na indústria de alimentos**. 1. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2016, cap. 13, p. 443-488.

GUTIERREZ, C. G. C. C.; DIAS, E. F. T. S.; GUT, J. A. W. Residence time distribution in holding tubes using generalized convection model and numerical convolution for non-ideal tracer detection. **Journal of Food Engineering**, v. 98, n. 2, p. 248–256, 2010.

GUTIERREZ, C. G. C. C. **Distribuição do tempo de residência em processo de pasteurização com trocador de calor a placas**. 2008, 97 p. Dissertação de mestrado apresentada para obtenção do título de Mestre em Engenharia - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2008.

JUNG, A.; FRYER, P. J. Optimising the quality of safe food: Computational modelling of a continuous sterilisation process. **Chemical Engineering Science**, 54 (6), 717-730, 1999.

KAKAÇ, S; LIU, H. **Heat exchangers: selection, rating, and thermal design**. 2nd ed. Boca Raton: CRC Press, 2002.

KECHICHIAN, V. et al. Modeling of continuous thermal processing of a non-Newtonian liquid food under diffusive laminar flow in a tubular system. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 55, n. 21–22, p. 5783–5792, 2012.

KOUTSKY, J. A.; ADLER, R. J. Minimization of Axial Dispersion by Use of Secondary Flow in Helical Tubes. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, December, 1964.

KRISHNAN, S.; ARAVAMUDAN, K. Simulation of non-Newtonian fluid-food particle heat transfer in the holding tube used in aseptic processing operations. **Food and Bioproducts Processing**, v. 91, n. 2, p. 129–148, 2013.

LEVENSPIEL, O. **The Chemical Reactor Omnibook**. Corvallis: OSU Book Stores, Inc, 1989.

LEVENSPIEL, O. **Engenharia das reações químicas**. 3 ed. São Paulo: Editora Blücher, 2000.

LEWIS, M. J. Thermal processing. In: BRENNAN, J.G. (Ed.) **Food Processing Handbook**. Weinheim: WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. KgaA, 2006. p. 33-70.

LEWIS, M. J.; HEPPELL, N. **Continuous Thermal Processing of Foods: Pasteurization and UHT Sterilization**. USA: Aspen Publishers, 2000.

LUND, D. B. The system and its elements. In: NELSON, P. E. **Principles of Aseptic Processing and Packaging**. Washington: Food Processors Institute, 1987, p. 3-16.

MAO, W. et al. Mathematical simulation of liquid food pasteurization using far infrared radiation heating equipment. **Journal of Food Engineering**, v. 107, p. 127-133, 2011.

MCCABE, W. L.; SMITH, J. C.; HARRIOTT, P. **Unit operations of Chemical Engineering**. 5th ed. New York: McGraw-Hill Book Co., 1993.

MILLS, P. L.; DUDUKOVIC, M. P. Convolution and deconvolution of nonideal tracer response data with application to three-phase packed-beds. **Computers & Chemical Engineering**, v. 13, p. 881-898, 1989.

MINIM, V. P. R.; SILVA, R. C. S. N. **Análise sensorial descritiva**. Viçosa: Editora da UFV, 2016.

NAUMAN, E. B. **Chemical reactor design**. New York: John Wiley & Sons Inc., 1987.

NAUMAN, E. B. Flow Patterns and Residence Time Distributions. In: BISIO, A; KABEL, R. **Scaleup of Chemical Processes**. New York: Wiley, 1985, cap. 8.

NDOYE, F. T. et al. Influence of whey protein aggregation on the residence time distribution in a tubular heat exchanger and a helical holding tube during heat treatment process. **Journal of Food Engineering**, v. 112, n. 3, p. 158–167, 2012.

NIGAM, K. D. P; SAXENA, A. K. Residence time distribution in straight and curved tubes. In: CHEREMISINOFF, N. P. **Encyclopedia of Fluid Mechanics: Flow Phenomena and Measurement**. Houston: GULF Publishing Company, 1986. p. 675-762.

OHLWEILER, O. A. **Fundamentos de análise instrumental**. Rio de Janeiro: Livros Técnicos e Científicos, 1981.

PEGORARO, P. R.; MARANGONI, M.; GUT, J. A. W. Residence time distribution models derived from non-ideal laminar velocity profiles in tubes. **Chemical Engineering Technology**, v. 35, n.9, p. 1593-1603, 2012.

PELEG, M. **Advanced quantitative microbiology for foods and biosystems: models for predicting growth and inactivation**. Boca Raton: CRC Press, 2006.

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

PIRES, M. N. **Estudo do tratamento térmico contínuo do suco de maçã não clarificado usando tecnologia de micro-ondas**. 2016, 54 p. Relatório de iniciação científica apresentado à Fundação de Amparo à pesquisa do Estado de São Paulo - Escola politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2016.

RAO, M. A.; LONCIN, M. Residence Time Distribution and its Role in Continuous Pasteurization. **Food Science & Technology**, v. 7, n.1, p. 5-13, 1974.

RAO, M. A.; RIZVI, S. S. H; DATTA, A. K. **Engineering Properties of foods**. 3rd ed. Boca Raton: CRC Press, 2005.

RAWSON, A. et al. Effect of thermal and non thermal processing technologies on the bioactive content of exotic fruits and their products: Review of recent advances. **Food Research International**, v. 44, p. 1875-1887, 2011.

RENNIE, T. J.; RAGHAVAN, V. G. S. Numerical analysis of the lethality and processing uniformity in a double-pipe helical heat exchanger. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 49, n. 7, p. 672–679, 2010.

RUTHVEN, D. M. The residence time distribution for ideal laminar flow in a helical tube. **Chemical Engineering Science**, v. 26, p. 1113-1121, 1971.

SARGHINI, F.; SILANO, A.; MASI, P. Optimal shape design of bypass holding tubes

configuration in aseptic processing. **Procedia Food Science**, v. 1, n. 0, p. 671–677, 2011.

SANCHO, M. F.; RAO, M. A. Residence Time Distribution in a Holding Tube. **Journal of Food Engineering**, v. 15, p. 1-19, 1992.

SASSAKI, R. A. **Distribuição do tempo de residência em sistemas de alimentação com vazão variável**. 2005, 100 p. Dissertação de mestrado para obtenção do grau de mestre em ciências de engenharia civil – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2005.

SINGH, R. P.; HELDMAN, D. R. **Introduction to Food Engineering**. 4th ed. Cambridge: Academic press, 2009.

SUGAI, A. Y. **Estudo do processamento contínuo de purê de manga (*Mangifera indica* Linn.), variedade Palmer**. 2007, 99 p. Tese de Doutorado apresentada para obtenção do título Doutor em Engenharia – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2007.

TOLEDO, R. T. **Fundamentals of Food Process Engineering**. 3rd ed. New York: Springer, 2007.

TORRES, A. P.; OLIVEIRA, F. A. R. Residence time distribution of liquids in a continuous tubular thermal processing system. Part II: Relating hold tube efficiency to processing conditions. **Journal of Food Engineering**, v. 35, p. 165-175, 1998.

VAN BOEKEL, M. et al. A review on the beneficial aspects of food processing. **Molecular Nutrition & Food Research**, v. 54, p. 1215-1247, 2010.

YSI INC. Disponível em: <<https://www.ysi.com/3200>>. Acesso em: 17 jul. 2017.

ZINK, D. L. The Impact of Consumer Demands and Trends on Food Processing. **Emerging Infectious Diseases**, v. 13, n. 4, p. 467-469, 1997.