PAULA ROSSATO PEGORARO

**DISTRIBUIÇÃO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA E LETALIDADE NO
PROCESSAMENTO TÉRMICO CONTÍNUO DE LÍQUIDOS COM
ESCOAMENTO LAMINAR NÃO IDEAL EM TROCADORES
BITUBULARES**

São Paulo
2012

PAULA ROSSATO PEGORARO

**DISTRIBUIÇÃO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA E LETALIDADE NO
PROCESSAMENTO TÉRMICO CONTÍNUO DE LÍQUIDOS COM
ESCOAMENTO LAMINAR NÃO IDEAL EM TROCADORES
BITUBULARES**

Dissertação apresentada à Escola
Politécnica da Universidade de São
Paulo para obtenção do Título de
Mestre em Engenharia

São Paulo
2012

PAULA ROSSATO PEGORARO

**DISTRIBUIÇÃO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA E LETALIDADE NO
PROCESSAMENTO TÉRMICO CONTÍNUO DE LÍQUIDOS COM
ESCOAMENTO LAMINAR NÃO IDEAL EM TROCADORES
BITUBULARES**

Dissertação apresentada à Escola
Politécnica da Universidade de São
Paulo para obtenção do Título de
Mestre em Engenharia Química

Área de Concentração:
Engenharia Química

Orientador: Prof. Dr. Jorge Andrey
Wilhelms Gut

São Paulo
2012

FICHA CATALOGRÁFICA

Pegoraro, Paula Rossato

**Distribuição do tempo de residência e letalidade no processamento térmico contínuo de líquidos com escoamento laminar não ideal em trocadores bitubulares / P.R. Pegoraro. -- São Paulo, 2012.
138p.**

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

1.Mecânica dos líquidos 2.Trocadores de calor 3.Escoamento laminar I.Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia Química II. t.

AGRADECIMENTOS

Muitas pessoas fizeram parte dessa trajetória em minha vida, compartilhando os momentos felizes e também os momentos difíceis. A todas estas pessoas eu agradeço do fundo do meu coração.

Agradeço especialmente a Deus pela vida.

Agradeço aos meus pais Valdemio e Maria pelo apoio incondicional em todos os momentos da minha vida e pelo imenso amor a mim dedicado.

Ao professor Jorge Andrey Wilhelms Gut pela orientação e dedicação durante todo o período de pesquisa.

À professora Carmem Cecília Tadini pelo importante conhecimento repassado.

Aos professores Antonio Carlos, Marcelo e José Luis de Paiva pelas correções e sugestões apresentadas durante a qualificação deste trabalho.

Aos alunos de iniciação científica que muito me ajudaram na realização dos trabalhos experimentais: Mariana e Rodrigo.

Ao Fabrício, por todo carinho, dedicação e companheirismo.

Aos amigos do LEA, Ana Cristina, Ana Maria, Arlet, Carola, Ewerton, Helena, Jorge, Lina Maria, Otilia e Rafael que me proporcionaram momentos muito divertidos e também a troca de conhecimentos ao longo desta trajetória.

Ao CNPQ pela bolsa concedida ao projeto.

À FAPESP pelo apoio financeiro.

RESUMO

Os trocadores de calor tubulares são muito utilizados para o processamento térmico de alimentos líquidos viscosos por possuírem um maior diâmetro hidráulico em comparação aos trocadores de calor a placas. O cálculo da letalidade neste tipo de trocador está diretamente relacionado ao perfil de velocidade e à distribuição do tempo de residência (DTR). Para escoamento laminar de fluidos viscosos, Newtonianos e não-Newtonianos, geralmente adota-se um perfil de velocidade laminar e de lei de potência, respectivamente. No entanto, algumas características do equipamento como irregularidades na tubulação, a corrugação do tubo ou as curvas podem modificar o perfil de velocidade ideal. Esse desvio da idealidade pode ser caracterizado através da determinação experimental da distribuição do tempo de residência do processo. Este trabalho teve como objetivo a determinação experimental da DTR de fluidos viscosos em um equipamento bitubular de processamento térmico e o ajuste do perfil de velocidade associado. Modelos clássicos de DTR foram ajustados aos dados, assim como foram propostos e testados novos modelos generalizados de DTR, a fim de caracterizar o escoamento laminar não ideal em tubos. A determinação da DTR experimental foi realizada para vazões entre 10 e 50 L/h utilizando água, solução de carboximetilcelulose 1,0% (pseudoplástico) e mistura glicerina/água 80%. Os dados de DTR foram obtidos através de duas técnicas: condutimétrica e colorimétrica. A primeira técnica baseia-se na injeção de solução saturada de cloreto de sódio e detecção online por um condutivímetro, porém, não apresentou resultados satisfatórios mostrando que o método não é adequado para fluidos viscosos. Já a segunda técnica utilizada se baseia na injeção de corante e posterior detecção em espectrofotômetro. Os modelos que melhor se ajustaram aos dados experimentais para os três fluidos estudados foram os modelos generalizados y -laminar e exponencial. A letalidade foi calculada a partir da distribuição de temperatura no trocador de calor em estado estacionário e do tempo médio de residência obtido experimentalmente e permitiu detectar o sobreprocessamento no processo estudado.

Palavras Chave: distribuição do tempo de residência, escoamento laminar, processamento térmico, letalidade.

ABSTRACT

Tubular heat exchangers are widely used for thermal processing of viscous liquid foods because they have larger hydraulic diameters than the plate heat exchangers. The calculation of lethality in this type of exchanger is directly related to velocity profile and the residence time distribution (RTD). For the laminar flow of viscous fluids, Newtonian and non-Newtonian, generally laminar and power law velocity profiles are used, respectively. However, some features of the equipment as irregularities in the pipe, the corrugation of the pipe or the presence of curves can change the ideal velocity profile. This ideality deviation can be characterized through the experimental determination of the residence time distribution of the process. The aim of this work was the experimental determination of the RTD of a viscous fluid in a bitubular thermal processing equipment and the determination of the associated velocity profile. Classic models of RTD were fitted to the data, as well as were proposed and tested new generalized models of RTD, in order to characterize the non ideal laminar flow in tubes. The experimental determination of RTD was performed to volumetric flow rates between 10 and 50 L/h using water, carboxymethylcellulose solution 1,0% (pseudoplastic) and glycerin/water mixture 80%. The RTD data were obtained through two techniques: conductimetric and colorimetric. The first technique is based on injection of saturated solution of sodium chloride and online detection with a conductivimeter however, unsatisfactory results showed that the method was not suitable for viscous fluids. The second technique is based on the injection of dye and subsequent detection with a spectrophotometer. The best fitted models to the experimental data for the three studied fluids were: γ -laminar and exponential generalized models. The lethality was calculated from the temperature distribution in the heat exchanger at steady state and average residence time obtained experimentally and allowed the evaluation of the overprocessing of this process.

Keywords: residence time distribution, laminar flow, thermal processing, lethality.

LISTA DE FIGURAS

Figura 3-1: Esquema do tratamento térmico contínuo.	25
Figura 3-2: Diferentes formas de injeção do traçador (LEVENSPIEL, 2000).	37
Figura 3-3: Esquematização do estímulo tipo pulso aplicado na entrada de um sistema e sua resposta obtida na saída (LEVENSPIEL, 2000).	38
Figura 3-4: Função de distribuição cumulativa $F(t)$ e a sua respectiva curva $E(t)$	41
Figura 3-5: Distribuição do tempo de residência adimensionalizada.	42
Figura 3-6: Esquema mostrando a dedução da integral de convolução (LEVENSPIEL, 2000).	43
Figura 3-7: Modificação de um sinal de alimentação de traçador, $C_{entrada}$, passando através de três regiões sucessivas (LEVENSPIEL, 2000).	45
Figura 3-8: Curvas E para o modelo de dispersão axial com variação no parâmetro do modelo.	47
Figura 3-9: Esquematização de N tanques de mistura perfeita em série (LEVENSPIEL, 2000).	48
Figura 3-10: Curvas E para o modelo de Tanques em série com variação no parâmetro do modelo.	49
Figura 3-11: Curvas E para o modelo laminar modificado com variação no parâmetro do modelo.	51
Figura 3-12: Desenho esquemático de um modelo combinado PFR+CSTR (LEVENSPIEL, 2000).	52
Figura 3-13: Curvas E para o modelo combinado PFR+CSTR com variação no parâmetro do modelo.	53
Figura 4-1: Perfil de velocidade m -laminar para escoamento laminar não ideal em tubos. ...	58
Figura 4-2: Curvas E para o modelo m -laminar com variação no parâmetro do modelo.	58
Figura 4-3: Perfil de velocidade y -laminar para escoamento laminar não ideal em tubos. ...	60
Figura 4-4: Curvas E para o modelo y -laminar com variação no parâmetro do modelo.	62
Figura 4-5: Perfil de velocidade senoidal para escoamento laminar não ideal em tubos.	63
Figura 4-6: Curvas E para o modelo senoidal com variação no parâmetro do modelo.	66
Figura 4-7: Perfil de velocidade exponencial para escoamento laminar não ideal em tubos.	67
Figura 4-8: Curvas E para o modelo exponencial com variação no parâmetro do modelo. ...	69
Figura 5-1: Pasteurizador bitubular do Laboratório de Engenharia de Alimentos da USP. À esquerda, seção de resfriamento e à direita, seção de aquecimento.	71

Figura 5-2: Injeção do traçador na entrada do processo logo após a curva de saída da seção de aquecimento. O ponto da coleta encontra-se à direita.	75
Figura 5-3: Condutivímetro YSI modelo 3200.	76
Figura 5-4: Célula de escoamento do condutivímetro (volume 15 mL).	76
Figura 5-5: Injeção do traçador na entrada do sistema de aquisição.	78
Figura 5-6: Trecho do tubo de retenção do pasteurizador utilizado para os ensaios de DTR, que é equivalente a um grampo do trocador.	79
Figura 5-7: Exemplo de ajuste entre os dados experimentais do sistema de aquisição (ponto azul) e o modelo de DTR de tanques em série (linha rosa).	80
Figura 5-8: Espectrofotômetro FEMTO 700 Plus.	82
Figura 5-9: Amostras coletadas em ensaios de DTR antes da homogeneização.	82
Figura 5-10: Amostras coletadas em ensaios de DTR após homogeneização.	82
Figura 5-11: Cubetas de Quartz usadas para a leitura óptica no espectrofotômetro.	83
Figura 5-12: Esquematização do pasteurizador com termopares acoplados.	85
Figura 6-1: Calibração da bomba para o CMC 1,0%.	87
Figura 6-2: Calibração da bomba para a glicerina 80%.	87
Figura 6-3: Calibração da bomba para a água.	88
Figura 6-4: Soma do quadrado dos erros para ajuste de modelos de DTR referentes ao sistema de aquisição do condutivímetro para o CMC 1% pela técnica condutimétrica.	89
Figura 6-5: Soma do quadrado dos erros para ajuste de modelos de DTR referentes ao sistema de aquisição do condutivímetro para a água pela técnica condutimétrica.	89
Figura 6-6: Dados experimentais do sistema de aquisição de dados na vazão de 30 L/h ajustados ao modelo de dispersão axial para o CMC 1%.	91
Figura 6-7: Dados experimentais do sistema de aquisição de dados na vazão de 30 L/h ajustados ao modelo de dispersão axial para a água.	91
Figura 6-8: Variação do parâmetro do modelo de dispersão axial com a vazão para o sistema de aquisição com o CMC 1,0%.	92
Figura 6-9: Ajuste do parâmetro do modelo de dispersão axial para as cinco vazões estudadas para o sistema de aquisição com a água.	92
Figura 6-10: Variação dos tempos médios de residência experimentais com a vazão para o sistema de aquisição de dados com o CMC 1,0%.	93
Figura 6-11: Variação dos tempos médios de residência experimentais com a vazão para o sistema de aquisição de dados para a água.	94

Figura 6-12: Exemplo de dados experimentais da seção estudada na vazão de 50 L/h com ajuste do modelo y -laminar e sua convolução com a DTR da célula.	95
Figura 6-13: Exemplo de dados experimentais da seção estudada na vazão de 50 L/h com ajuste do modelo y -laminar e sua convolução com a DTR da célula para a água.	95
Figura 6-14: Soma do quadrado dos erros para ajuste de modelos de DTR referentes à seção do trocador de calor para o CMC 1,0%.	96
Figura 6-15: Soma do quadrado dos erros para ajuste de modelos de DTR referentes à seção do trocador de calor para a água.	97
Figura 6-16: Variação do parâmetro y do modelo y -laminar com a vazão para o CMC 1,0%.	98
Figura 6-17: Variação do parâmetro y do modelo y -laminar com a vazão para a água.	99
Figura 6-18: Curvas $E(t)$ para o modelo y -laminar ajustado com os dados experimentais para o CMC 1,0% pela técnica condutimétrica.	100
Figura 6-19: Curvas $E(t)$ para o modelo y -laminar ajustado com os dados experimentais da água pela técnica condutimétrica.	101
Figura 6-20: Variação do tempo médio de residência com a vazão para o CMC 1,0%.	102
Figura 6-21: Variação do tempo médio de residência com a vazão para a água.	103
Figura 6-22: Soma do quadrado dos erros para ajuste de modelos de DTR para o CMC 1% pela técnica colorimétrica.	104
Figura 6-23: Soma do quadrado dos erros para ajuste de modelos de DTR para a Glicerina 80% pela técnica colorimétrica.	105
Figura 6-24: Soma do quadrado dos erros para ajuste de modelos de DTR para a água pela técnica colorimétrica.	105
Figura 6-25: Curva $E(t)$ do modelo y -laminar ajustada as curvas $E(t)$ experimentais do CMC 1,0% para a vazão de 10 L/h.	107
Figura 6-26: Curva $E(t)$ do modelo y -laminar ajustada as curvas $E(t)$ experimentais do CMC 1,0% para a vazão de 50 L/h.	107
Figura 6-27: Curva $E(t)$ do modelo exponencial ajustada as curvas $E(t)$ experimentais do CMC 1,0% para a vazão de 10 L/h.	107
Figura 6-28: Curva $E(t)$ do modelo exponencial ajustada as curvas $E(t)$ experimentais do CMC 1,0% para a vazão de 50 L/h.	108
Figura 6-29: Curva $E(t)$ do modelo y -laminar ajustada as curvas $E(t)$ experimentais da glicerina 80% para a vazão de 10 L/h.	108
Figura 6-30: Curva $E(t)$ do modelo y -laminar ajustada as curvas $E(t)$ experimentais da glicerina 80% para a vazão de 50 L/h.	108

Figura 6-31: Curva $E(t)$ do modelo exponencial ajustada as curvas $E(t)$ experimentais da glicerina 80% para a vazão de 10 L/h.	109
Figura 6-32: Curva $E(t)$ do modelo exponencial ajustada as curvas $E(t)$ experimentais da glicerina 80% para a vazão de 50 L/h.	109
Figura 6-33: Curva $E(t)$ do modelo y-laminar ajustada as curvas $E(t)$ experimentais da água para a vazão de 10 L/h.	109
Figura 6-34: Curva $E(t)$ do modelo y-laminar ajustada as curvas $E(t)$ experimentais da água para a vazão de 50 L/h.	110
Figura 6-35: Curva $E(t)$ do modelo exponencial ajustada as curvas $E(t)$ experimentais da água para a vazão de 10 L/h.	110
Figura 6-36: Curva $E(t)$ do modelo exponencial ajustada as curvas $E(t)$ experimentais da água para a vazão de 50 L/h.	110
Figura 6-37: Variação do parâmetro do modelo y-laminar em função da vazão para o CMC 1,0% pela técnica colorimétrica.	111
Figura 6-38: Variação do parâmetro do modelo exponencial em função da vazão para o CMC 1,0% pela técnica colorimétrica.	112
Figura 6-39: Variação do parâmetro do modelo y-laminar em função da vazão para a glicerina 80% pela técnica colorimétrica.	112
Figura 6-40: Variação do parâmetro do modelo exponencial em função da vazão para a glicerina 80% pela técnica colorimétrica.	113
Figura 6-41: Variação do parâmetro do modelo y-laminar em função da vazão para a água pela técnica colorimétrica.	113
Figura 6-42: Variação do parâmetro do modelo exponencial em função da vazão para a água pela técnica colorimétrica.	114
Figura 6-43: Variação do tempo médio de residência com a vazão para o modelo y-laminar com o CMC 1,0%.	116
Figura 6-44: Variação do tempo médio de residência com a vazão para o modelo exponencial com o CMC 1,0%.	116
Figura 6-45: Variação do tempo médio de residência com a vazão para o modelo y-laminar com a glicerina 80%.	118
Figura 6-46: Variação do tempo médio de residência com a vazão para o modelo exponencial com a glicerina 80%.	118
Figura 6-47: Variação do tempo médio de residência com a vazão para o modelo y-laminar com a água.	120
Figura 6-48: Variação do tempo médio de residência com a vazão para o modelo exponencial com a água.	120

Figura 6-49: Curvas $E(t)$ para o modelo y -laminar ajustado com os dados experimentais do CMC 1,0% pela técnica colorimétrica.	121
Figura 6-50: Curvas $E(t)$ para o modelo exponencial ajustado com os dados experimentais do CMC 1,0% pela técnica colorimétrica.	121
Figura 6-51: Curvas $E(t)$ para o modelo y -laminar ajustado com os dados experimentais da glicerina 80% pela técnica colorimétrica.	122
Figura 6-52: Curvas $E(t)$ para o modelo exponencial ajustado com os dados experimentais da glicerina 80% pela técnica colorimétrica.	122
Figura 6-53: Curvas $E(t)$ para o modelo y -laminar ajustado com os dados experimentais da água pela técnica colorimétrica.	123
Figura 6-54: Curvas $E(t)$ para o modelo exponencial ajustado com os dados experimentais da água pela técnica colorimétrica.	123
Figura 6-55: Comparação das curvas $E(t)$ dos modelos y -laminar e teórico de lei de potência para o CMC 1,0%.	124
Figura 6-56: Comparação entre as curvas de perfil de velocidade do modelo y -laminar e teórico de lei de potência para o CMC 1,0%.	125
Figura 6-57: Comparação das curvas $E(t)$ dos modelos y -laminar e teórico laminar para a glicerina 80%.	126
Figura 6-58: Comparação entre as curvas de perfil de velocidade do modelo y -laminar e teórico laminar modificado para a glicerina 80%.	126
Figura 6-59: Histórico de temperatura para o CMC 1,0% nas cinco vazões estudadas.	127
Figura 6-60: Histórico de temperatura para a glicerina 80% nas cinco vazões estudadas.	128
Figura 6-61: Distribuição de temperatura e letalidade para o CMC 1,0% na vazão de 20 L/h para $z=7^{\circ}\text{C}$	129
Figura 6-62: Distribuição de temperatura e letalidade para o CMC 1,0% na vazão de 20 L/h para $z=10^{\circ}\text{C}$	129
Figura 6-63: Distribuição de temperatura e letalidade para a glicerina 80% na vazão de 20 L/h para $z=7^{\circ}\text{C}$	131
Figura 6-64: Distribuição de temperatura e letalidade para a glicerina 80% na vazão de 20 L/h para $z=10^{\circ}\text{C}$	131

LISTA DE TABELAS

Tabela 5-1: Posição dos termopares na tubulação do trocador de calor.	84
Tabela 6-1: Valores de Reynolds para a água, CMC 1,0% e glicerina 80%.	86
Tabela 6-2: Tempo médio por metro de tubulação para o CMC 1,0%.	115
Tabela 6-3: Tempo médio por metro de tubulação para a glicerina 80%.	117
Tabela 6-4: Tempo médio por metro de tubulação para a água.	119

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

CNPq	Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico
DTR	Distribuição do tempo de residência
EPFR	Reator de fluxo de extrema lei de potência
FAPESP	Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo
HTST	Processo de pasteurização alta temperatura curto tempo
MFR	Reator de fluxo misto
NFR	Reator de fluxo newtoniano
PFR+CSTR	Associação de um vaso com escoamento pistonado com um vaso de mistura perfeita
UHT	Processo de pasteurização ultra alta temperatura
USP	Universidade de São Paulo

LISTA DE SÍMBOLOS

A	Parâmetro para cálculo de viscosidade (adimensional)
A_c	Área as seção transversal (m^2)
a_0	Número inicial de microrganismos viáveis (adimensional)
a	Número final de microrganismos viáveis (adimensional)
B	Parâmetro para cálculo de viscosidade (adimensional)
C	Concentração (kg/m^3)
$C(t)$	Concentração de saída do traçador no tempo (kg/m^3)
C_m	Concentração em massa da glicerina na solução
c	Parâmetro para cálculo de viscosidade (adimensional)
D	Coeficiente de dispersão axial (m^2/s)
D_T	Valor-D da cinética térmica (s)
D_{Tref}	Valor-D na temperatura de referência (s)
De	Número de Dean (adimensional)
D_e	Diâmetro equivalente do canal (m)
$E(t)$	Função E de distribuição do tempo de residência (1/s)
$E_0(\theta)$	Função E de distribuição do tempo de residência adimensionalizada
$F(t)$	Função F de distribuição do tempo de residência (adimensional)
F_{Tref}	Efeito letal, Letalidade integrada (s)
K	índice de consistência ($Pa.s^n$)
L	Comprimento (m)
Le	Letalidade do processo (adimensional)
m	Parâmetro do modelo laminar modificado (adimensional)
N	Número de tanques de mistura perfeita em série (adimensional)
n	índice de comportamento (adimensional)
Pe	Número de Peclet (adimensional)
Q	Vazão volumétrica (m^3/s)
r	Raio (m)
R	Raio interno do tubo (m)
R_g	Constante universal dos gases (8,31451 J/molK)
R^2	Coeficiente de determinação (adimensional)
Re	Número de Reynolds (adimensional)
s	Parâmetro auxiliar do modelo laminar modificado (adimensional)

s^3	Assimetria da distribuição (s^3)
T	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)
T_{in}	Temperatura de entrada ($^{\circ}\text{C}$)
T_{out}	Temperatura de saída ($^{\circ}\text{C}$)
t, t'	Tempo (s)
t_i	Tempo mínimo de residência (s)
T_{ref}	Temperatura de referência ($^{\circ}\text{C}$)
t_m	Tempo médio de residência (s)
V	Volume interno do sistema (m^3)
V_p	Volume ativo do reator PFR (m^3)
V_m	Volume ativo do reator CSTR (m^3)
V_d	Volume morto (m^3)
v_b	Velocidade média (m/s)
$v_{m\acute{a}x}$	Velocidade máxima (m/s)
$v(r)$	Perfil de velocidade (m/s)
w_i	Peso do ponto i no ajuste da curva E (adimensional)
x	coordenada horizontal (m)
y	Parâmetro do modelo y -laminar (adimensional)
z	Parâmetro cinético z (K)
$\sum \text{Erro}^2$	Somatória do erro quadrático (adimensional)

SÍMBOLOS GREGOS

α	Parâmetro do modelo senoidal (adimensional)
β	Parâmetro do modelo exponencial (adimensional)
θ	Tempo adimensionalizado
θ_i	Tempo inicial adimensionalizado
θ_0	Parâmetro do modelo laminar modificado (adimensional)
θ_p	Parâmetro do modelo PFR+CSTR (adimensional)
π	Constante pi ($\pi = 3,1416$)
σ^2	Variância de uma curva do traçador ou função distribuição (s^2)
μ	Viscosidade (Pa.s)
μ_w	Viscosidade da água (Pa.s)
μ_g	Viscosidade da glicerina pura (Pa.s)

μ_{gw}	Viscosidade da mistura glicerina/água (Pa.s)
μ_{CMC}	Viscosidade do CMC (Pa.s)
ρ	Densidade (kg/m ³)
ρ_w	Densidade da água (kg/m ³)
ρ_g	Densidade da glicerina pura (kg/m ³)
ρ_g	Densidade da mistura glicerina/água (kg/m ³)
ρ_{CMC}	Densidade do CMC (kg/m ³)
ζ	Parâmetro geométrico do duto (adimensional)
v	Parâmetro geométrico do duto (adimensional)
λ	Condutividade térmica (W/mK)
τ	Tempo espacial (s)
τ^p	Tempo espacial no reator de PFR (s)
τ^m	Tempo espacial no reator CSTR (s)
τ_α	Tensão de cisalhamento (Pa)
τ_0	Tensão residual (Pa)
γ	Taxa de cisalhamento (1/s)
Δt	Intervalo de tempo (s)
Γ	Função gama (adimensional)

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	18
2	OBJETIVOS	23
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	24
3.1	PROCESSAMENTO TÉRMICO CONTÍNUO	24
3.2	CINÉTICA DE INATIVAÇÃO TÉRMICA.....	27
3.3	FLUIDOS NEWTONIANOS E NÃO-NEWTONIANOS	29
3.4	DISTRIBUIÇÃO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA (DTR)	30
3.4.1	<i>Técnica experimental estímulo-resposta</i>	<i>37</i>
3.4.2	<i>Traçadores.....</i>	<i>38</i>
3.4.3	<i>Tempo espacial</i>	<i>39</i>
3.4.4	<i>Momentos da DTR.....</i>	<i>39</i>
3.4.5	<i>Função F.....</i>	<i>41</i>
3.4.6	<i>Funções adimensionais</i>	<i>42</i>
3.4.7	<i>Ajuste de parâmetros.....</i>	<i>42</i>
3.4.8	<i>Convolução.....</i>	<i>43</i>
3.5	MODELOS DE DTR TEÓRICOS PARA ESCOAMENTO NÃO IDEAL	45
3.5.1	<i>Modelo de Dispersão Axial.....</i>	<i>46</i>
3.5.2	<i>Modelo de Tanques em Série.....</i>	<i>47</i>
3.5.3	<i>Modelo Laminar Modificado.....</i>	<i>50</i>
3.5.4	<i>Modelo Combinado PFR+CSTR</i>	<i>51</i>
4	DTR NO ESCOAMENTO LAMINAR EM TUBOS	54
4.1	OBTENÇÃO DA CURVA <i>E</i> TEÓRICA	54
4.2	EQUAÇÕES MODIFICADAS PARA ESCOAMENTO NÃO IDEAL	56
4.2.1	<i>Modelo m-Laminar.....</i>	<i>57</i>
4.2.2	<i>Modelo y-Laminar.....</i>	<i>59</i>
4.2.3	<i>Modelo senoidal.....</i>	<i>63</i>
4.2.4	<i>Modelo exponencial.....</i>	<i>66</i>
5	MATERIAIS E MÉTODOS	70
5.1	TROCADOR DE CALOR BITUBULAR	70
5.2	PREPARO DOS FLUIDOS EM ESTUDO	71
5.2.1	<i>Carboximetilcelulose 1,0% (CMC).....</i>	<i>71</i>
5.2.2	<i>Glicerina 80 %</i>	<i>72</i>
5.3	PROPRIEDADES DOS FLUIDOS.....	72
5.3.1	<i>Água Pura.....</i>	<i>72</i>
5.3.2	<i>Glicerina 80%</i>	<i>72</i>
5.3.3	<i>CMC 1,0%</i>	<i>73</i>
5.4	DISTRIBUIÇÃO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA PELA TÉCNICA CONDUTIMÉTRICA	74
5.4.1	<i>Tratamento dos dados experimentais de condutividade e tempo</i>	<i>76</i>
5.4.2	<i>DTR no sistema de aquisição e no pasteurizador.....</i>	<i>78</i>
5.5	ESTUDO DA DTR ATRAVÉS DA TÉCNICA COLORIMÉTRICA	80
5.5.1	<i>DTR no pasteurizador.....</i>	<i>83</i>
5.6	CÁLCULO DA LETALIDADE	83
6	RESULTADOS E DISCUSSÃO	86

6.1	CÁLCULO DO NÚMERO DE REYNOLDS	86
6.2	CALIBRAÇÃO DA BOMBA.....	86
6.3	DTR NO SISTEMA DE AQUISIÇÃO PELA TÉCNICA CONDUTIMÉTRICA	88
6.3.1	<i>DTR no pasteurizador pela técnica condutimétrica</i>	95
6.4	DTR PELA TÉCNICA COLORIMÉTRICA.....	103
6.5	CÁLCULO DA LETALIDADE	127
7	CONCLUSÕES	133
7.1	PERSPECTIVAS PARA TRABALHOS FUTUROS	133
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS¹	134

1 INTRODUÇÃO

Atualmente, os consumidores estão em busca de um estilo de vida mais saudável e ao mesmo tempo prático. Essa busca dos consumidores por produtos saudáveis, minimamente processados e que sejam prontos para o consumo tem levado a indústria de alimentos a pesquisar cada vez mais sobre técnicas de produção que atinjam tais necessidades. Os consumidores estão cada vez mais conscientes quanto aos riscos e benefícios associados à ingestão de alimentos industrializados, tornando necessário o estudo de formas eficazes de produção de alimentos inócuos e ao mesmo tempo saudáveis.

A conservação dos alimentos corresponde a um conjunto de práticas que evitam que o alimento se deteriore durante um determinado período. Essa deterioração pode ser causada por enzimas próprias do alimento ou por microrganismos. A conservação dos alimentos pode ser feita através de métodos que visam à destruição dos microrganismos deteriorantes ou patogênicos ou desnaturação das enzimas, como os processos de pasteurização, esterilização e branqueamento, ou por métodos que inibem o crescimento dos microrganismos, como os processos de desidratação ou secagem e o congelamento (FELLOWS, 2006).

O método da pasteurização recebeu este nome em homenagem ao químico francês Louis Pasteur, que foi o primeiro a perceber a possibilidade de aplicação do calor para a destruição de microrganismos deteriorantes e patogênicos. Através deste processo de pasteurização foi possível aumentar consideravelmente a vida de prateleira de alimentos. No entanto, embora esse processo seja muito eficiente, geralmente são necessários outros métodos de conservação associados a este, pois ainda existem microrganismos capazes de se desenvolver (LEWIS; HEPPELL, 2000; TORRES; OLIVEIRA, 1998b).

Aqueles microrganismos que sobrevivem ao tratamento térmico são chamados de termoresistentes (resistem de 63 a 64°C por 30 minutos) ou formadores de esporos (resistem a 80°C por 10 minutos). Os métodos de conservação que podem estar associados à pasteurização a fim de restringir o crescimento dos microrganismos sobreviventes são (a) armazenagem sob refrigeração, (b) embalagem a vácuo, (c) embalagem em atmosfera modificada, (d)

redução do pH através do uso de acidulantes e (e) embalagens especiais com barreiras de ar, luz e umidade, entre outros métodos.

Para a garantia de uma eficiente pasteurização e para eliminar riscos de recontaminação do produto, é necessário ter cuidado com o projeto do equipamento e das instalações e com os aspectos gerais de higiene e limpeza. Os fatores de grande relevância no processo de pasteurização são (a) a qualidade da matéria-prima, (b) o tempo e a temperatura de processamento, (c) a contaminação pós-pasteurização e (d) a temperatura de armazenamento (LEWIS; HEPPELL, 2000).

A temperatura e o tempo necessários em um tratamento de um alimento dependerão do efeito que o calor ou o tempo exerçam sobre o alimento e ainda dos demais métodos de conservação que serão empregados conjuntamente. A diferença existente entre os alimentos também exige um processamento térmico diferenciado para cada caso. Se o método utilizado não chegar a destruir todos os microrganismos, pelo menos deve destruir aqueles mais prejudiciais e retardar ou prevenir o crescimento dos sobreviventes. As condições de operação empregadas em um tratamento térmico dependem basicamente de alguns fatores relacionados ao alimento, como o tipo de microrganismos contaminantes, o valor do pH do alimento e por atributos organolépticos desejáveis e tipo de nutrientes do alimento (FELLOWS, 2006; LEWIS; HEPPELL, 2000).

Os processos térmicos podem variar consideravelmente na sua intensidade, podendo ser desde um processo suave, como a pasteurização, até processos mais rigorosos, como a esterilização. A intensidade do processo irá afetar diretamente a vida de prateleira do produto e suas características de qualidade, tais como cor, textura, odor, sabor e conteúdo nutricional (FELLOWS, 2006).

A pasteurização é um tratamento térmico relativamente brando, em que o aquecimento do produto ocorre em temperaturas inferiores a 100°C. O processo de pasteurização em alimentos de baixa acidez ($\text{pH} > 4,5$) é empregado basicamente para a destruição de microrganismos patogênicos e para a sua conservação. Em alimentos ácidos ($\text{pH} < 4,5$), a pasteurização é utilizada para aumentar a vida de prateleira por vários meses pela destruição de microrganismos deteriorantes (fungos e leveduras) e/ou pela inativação de enzimas. Tanto os alimentos ácidos como os alimentos pouco ácidos, depois de pasteurizados, sofrem alterações nas características sensoriais e no valor nutricional (FELLOWS, 2006).

Na pasteurização lenta utilizam-se temperaturas menores durante maior intervalo de tempo, sendo que a temperatura padrão é de 65°C durante trinta minutos. Já na pasteurização rápida utilizam-se altas temperaturas durante curtos intervalos de tempo, sendo que a temperatura padrão é de 75°C durante 15 a 20 segundos. Esse processo é conhecido como HTST (High Temperature and Short Time), alta temperatura e curto tempo (FELLOWS, 2006; LEWIS; HEPPELL, 2000).

Quando a pasteurização ocorre de forma muito rápida, com temperaturas entre 130°C e 150°C, durante 3 a 5 segundos, o processo é conhecido como UHT (Ultra High Temperature), ultra alta temperatura. Esse processo é muito utilizado para alimentos que necessitem de um aumento significativo na vida de prateleira e eliminação de esporos termoresistentes. Os processos UHT ocorrem de forma contínua e o aquecimento é quase instantâneo no caso de injeção direta de vapor até a temperatura necessária, e mantém-se àquela temperatura até atingir a esterilidade e resfria-se instantaneamente até a temperatura de enchimento. O processo UHT é conhecido como esterilização comercial, pois não elimina completamente todos os microrganismos, como ocorre na esterilização total; os que permanecem, porém, dificilmente se desenvolverão nas condições de armazenamento do produto (FELLOWS, 2006; LEWIS; HEPPELL, 2000).

Processos assépticos são conhecidos por processos contínuos que consistem em um rápido aquecimento do produto até a temperatura de letalidade, um tempo de retenção na temperatura de letalidade, o resfriamento e a embalagem em condições assépticas. O uso de elevadas temperaturas em curtos períodos de tempo resulta em produtos com características mais homogêneas e maior retenção da qualidade (TORRES; OLIVEIRA, 1998b).

O tratamento térmico pode ocorrer de forma contínua ou em batelada. Segundo Lewis e Heppell (2000) as vantagens dos processos contínuos são:

- a) Os alimentos podem ser aquecidos e resfriados mais rapidamente em relação aos processos em batelada, melhorando a economia do processo e a qualidade do produto tratado;
- b) As restrições que se aplicam à pressão de produtos em recipientes fechados não se aplicam ao sistema contínuo, permitindo o uso de temperaturas mais elevadas e tempos mais curtos, resultando em uma redução nos danos aos nutrientes e melhor características sensoriais.

Para aplicação de um processamento térmico contínuo em produtos alimentícios viscosos, é comum o uso de trocadores de calor tubulares por terem um maior diâmetro hidráulico, facilitando o escoamento. Os líquidos viscosos aqui considerados são definidos como líquidos que possuem uma viscosidade substancialmente maior do que a água, mas não contêm partículas sólidas, consistindo apenas de uma fase líquida homogênea. Uma alta viscosidade do produto também provoca uma baixa taxa de transferência de calor para o produto e é esperada uma elevada queda de pressão através do equipamento. A viscosidade do produto também influencia muito na seleção do equipamento, principalmente no que se refere ao seu desenho. Geralmente com produtos viscosos, há uma predominância de fluxo laminar. O perfil de velocidade do fluido, em especial no tubo de retenção, leva a uma considerável dispersão do tempo de residência do fluido, o que leva à necessidade de um estudo detalhado para o dimensionamento do equipamento (LEWIS; HEPPELL, 2000).

O processo de pasteurização pode ser otimizado através de uma correta escolha de tempo/temperatura do processo e de condições de escoamento levando em conta as propriedades reológicas do produto, garantindo o fim das reações de deterioração e garantindo a esterilidade comercial (DELAPLACE et al., 2008).

Quando um fluido atravessa a tubulação de um trocador de calor, nem todas as partículas do fluido gastam o mesmo tempo para percorrê-lo, sendo essa diferença intensificada no regime laminar, onde temos um perfil parabólico de velocidade. Consequentemente, uma distribuição do tempo de residência (DTR) irá caracterizar o sistema (SANCHO; RAO, 1992).

Segundo André, Boissier e Fillaudeau (2007), a indústria de alimentos tem grandes desafios com a diversidade de equipamentos de tratamento térmico e com o surgimento de novas matrizes de alimentos cada vez mais complexas. Para a escolha da melhor tecnologia e processo devem-se atender os seguintes requisitos: a) garantir a segurança microbiológica de um determinado produto até uma data limite, b) melhorar a qualidade do produto através de um melhor controle e compreensão do processo, e c) aumentar a competitividade e confiabilidade do processo.

Os estudos de troca térmica e de letalidade com fluidos viscosos em escoamento laminar, utilizam como base modelos teóricos de DTR, os quais nem

sempre representam bem sistemas reais. Para a correta avaliação e dimensionamento de um processo é necessário ter uma DTR confiável.

2 OBJETIVOS

Os objetivos do presente trabalho são:

- Estudar a distribuição de tempo de residência de líquidos viscosos Newtonianos (mistura glicerina/água 80%) e não-Newtonianos (solução aquosa de carboximetilcelulose 1,0%) em escoamento laminar utilizando um trocador de calor bitubular e comparar com a DTR de um fluido de baixa viscosidade (água).
- Desenvolver equações generalizadas de DTR a partir de equações de perfil de velocidade em tubo, que forneçam curvas $E(t)$ mais aproximadas aos dados experimentais de fluidos viscosos Newtonianos e não-Newtonianos.
- Ajustar os modelos de DTR teóricos e generalizados aos dados experimentais para os fluidos estudados e obter o perfil de velocidade associado.
- Calcular a letalidade do processo através do histórico de temperatura no trocador de calor e do tempo médio de residência obtido experimentalmente.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Processamento térmico contínuo

O trocador de calor bitubular (duplo-tubo ou tubos concêntricos) é muito utilizado em processos térmicos de fluidos de média a alta viscosidade, fluidos contendo partículas sólidas, fibras ou polpas, em que o uso do trocador de calor a placas não é adequado tendo em vista o pequeno diâmetro hidráulico da seção de escoamento. Uma desvantagem na utilização do trocador de calor bitubular em relação ao trocador de calor a placas é que a área total de transferência de calor é menor em relação ao volume de líquido no equipamento, sendo assim o fluxo térmico também é menor (LEWIS; HEPPELL, 2000).

Um estudo realizado por Sugai (2007) mostrou que o processamento térmico de purê de manga (fluido pseudoplástico) em trocador de calor bitubular foi eficiente, enquanto que o processamento térmico em trocador de calor a placas (Armfield modelo FT43A) foi inviável, visto que este tipo de produto causou entupimentos nos canais de escoamento e vazamentos entre as placas.

O processamento térmico contínuo de alimentos líquidos com baixa viscosidade é mais simples que o processamento térmico de alimentos líquidos com alta viscosidade, os quais exigem muitas considerações, como o correto tempo de residência do produto no tubo de retenção, e também na seleção de trocadores de calor adequados. Tanto o aquecimento como o resfriamento do fluido viscoso ocorrem de forma mais lenta que para o fluido não viscoso, fornecendo diferentes perfis de tempo de retenção e temperatura ao longo da seção transversal, o que resulta em diferentes concentrações de microrganismos ou esporos e perda de qualidade (JUNG; FRYER, 1999).

Na indústria de alimentos, os trocadores de calor bitubulares são muito utilizados, pois permitem o processamento de alimentos líquidos ou pastosos, muitas vezes com comportamento não-Newtoniano. Os pasteurizadores de duplo-tubo são constituídos de aço inox e, para facilitar a higienização, estes equipamentos são selados com anéis de vedação em cada extremidade, o que permite uma fácil desmontagem para limpeza e inspeção (LEWIS; HEPPELL, 2000).

A Figura 3-1 apresenta o esquema de um tratamento térmico contínuo usando trocadores bitubulares, com as seções de aquecimento, retenção e resfriamento.

Figura 3-1: Esquema do tratamento térmico contínuo.

A seção de aquecimento de um pasteurizador é a região onde o produto é aquecido através de troca térmica com um fluido de aquecimento (geralmente água quente). Já a seção de resfriamento é a região onde o produto é resfriado através de troca térmica com um fluido de resfriamento (geralmente água gelada). O produto escoar no tubo interno enquanto que o fluido de aquecimento ou resfriamento escoar no espaço anular entre os dois tubos. Na seção de aquecimento pode ocorrer alguma perda de calor para o ambiente, enquanto que na seção de resfriamento pode ocorrer algum ganho de calor do ambiente, pois normalmente não há isolamento térmico. O dimensionamento destas seções depende de diversos fatores, tais como, as propriedades do produto, do fluido de aquecimento e do material do pasteurizador e das condições do processo.

Um tubo de retenção, utilizado tanto em pasteurizadores a placas como em pasteurizadores bitubulares, é um tubo de aço inoxidável que pode ser revestido por um material isolante térmico. Esse tubo tem a finalidade de garantir a pasteurização do produto a uma dada temperatura e tempo pré-determinados. As partículas do fluido que entram no tubo de retenção possuem temperaturas próximas, mas nem sempre permanecem durante o mesmo período de tempo.

Para a pasteurização de um dado produto é essencial o dimensionamento criterioso do tubo de retenção, o qual depende de diversos fatores, tais como a viscosidade do produto, a temperatura de entrada do fluido, a vazão requerida, a geometria, a perda de temperatura dentro do mesmo, entre outros.

O estudo realizado por André, Boissier e Fillaudeau (2007) demonstra que modificações geométricas nos tubos do trocador de calor, tais como, tubos lisos com modificações geométricas que consistem em três estrangulamentos em uma seção,

com um ângulo de 120° entre cada um deles, melhoram a homogeneidade do tratamento através de uma perturbação no fluxo e da mistura, e esses efeitos benéficos aumentam com o aumento do número de Reynolds e com a redução do diâmetro nominal.

Sancho e Rao (1992), através de estudos utilizando dois fluidos Newtonianos (água e solução de sacarose 12%) e dois fluidos não-Newtonianos (soluções de goma guar 0,2 e 0,4%), mostraram que o dimensionamento dos tubos de retenção era muito conservativo. Os autores verificaram que o tempo mínimo de residência (tempo para a partícula percorrer a tubulação na velocidade máxima) calculado através de equações teóricas resultava em valores menores do que o que ocorria na prática. Como a construção do tubo de retenção era baseada nestas equações teóricas, estes eram construídos mais longos que o necessário, fazendo com que o alimento permanecesse mais tempo no tubo de retenção, sendo processado.

Dickerson et al. (1968) e Scalzo et al. (1969) estudaram o tempo de residência da partícula mais rápida do fluido em tubos de retenção de pasteurizadores HTST. Os fluidos estudados foram alguns produtos lácteos e alguns produtos de ovo. Para análise, foram utilizados traçadores radioativos e detectores de cintilação, pois os produtos eram grandes condutores elétricos. Verificou-se através dos ensaios que a velocidade da partícula mais rápida é muito maior que a velocidade média ($v_{máx} \gg v_b$) o que comprova que o dimensionamento de tubos de retenção através de equações teóricas usando a velocidade média leva a um erro de projeto muito grande. O tempo de residência no tubo de retenção da partícula mais rápida também teve variação entre os diferentes produtos estudados, embora a velocidade média tenha sido igual para todos os produtos, o que indica que há diferença no perfil de velocidade.

Dickerson et al. (1968) e Scalzo et al. (1969) provaram que o dimensionamento de tubos de retenção através de ensaios realizados com água é perigoso quando se trata de fluidos viscosos, em que o fluxo normalmente é laminar. Quando essa equivalência ocorre, muitos microrganismos nocivos podem escapar da destruição térmica, pois a transição de um fluxo turbulento para um fluxo laminar pode resultar em menor tempo de residência para a partícula mais rápida.

O escoamento de um produto através de um trocador de calor de fluxo contínuo está sujeito às características do equipamento, à vazão de escoamento e às propriedades do fluido como viscosidade e densidade. No tubo de retenção de

pasteurizadores, o escoamento ideal pode ser laminar ou pistonado e os equipamentos são projetados assumindo um dos dois tipos dependendo se o regime é laminar ou turbulento (LEVENSPIEL, 2000).

3.2 Cinética de inativação térmica

Na indústria alimentícia, o principal desafio não é somente a destruição de microrganismos para evitar possíveis problemas de saúde causados por microrganismos patogênicos, mas a extensão da vida de prateleira com mínimas perdas de nutrientes e de propriedades sensoriais (IBARZ; BARBOSA-CÁNOVAS, 2003).

Os produtos alimentícios que necessitam ser tratados termicamente geralmente possuem microrganismos com alta resistência térmica associados. O conhecimento do microrganismo mais termo-resistente e o conhecimento da taxa de morte térmica são essenciais para a garantia da segurança do produto (LEWIS; HEPPELL, 2000).

A redução do número de microrganismos presentes em um dado produto, durante um tratamento térmico isotérmico sob elevadas temperaturas, geralmente segue uma cinética de primeira ordem, ou seja, a uma temperatura constante, a taxa de morte do organismo é diretamente proporcional a sua concentração instantânea (LEWIS; HEPPELL, 2000).

Em um tratamento térmico isotérmico, a destruição de microrganismos ou a inativação de enzimas pode ser expressa pela eq. 3-1. O parâmetro cinético D_T representa o tempo necessário para reduzir a população de microrganismos em 90% na temperatura T . Em um tratamento térmico, é assumido que este tempo D_T é independente da concentração inicial de microrganismos, mas dependente da temperatura, do tipo de microrganismo e do alimento em que o microrganismo cresce (IBARZ; BARBOSA-CÁNOVAS, 2003).

$$\log\left(\frac{a}{a_0}\right) = -\frac{t}{D_T} \quad \text{eq. 3-1}$$

Quando a temperatura de um produto submetido a um processo térmico aumenta, a taxa de morte dos microrganismos também aumenta, sendo assim, o valor do tempo de redução decimal (D_T) diminui. Para um tratamento térmico não

isotérmico, o efeito da temperatura no valor de D_T pode ser apresentado pela eq. 3-2 (IBARZ; BARBOSA-CÁNOVAS, 2003; LEWIS; HEPPELL, 2000; TOLEDO, 1999).

$$D_T = D_{T_{ref}} \cdot 10^{\left(\frac{T_{ref} - T}{z}\right)} \quad \text{eq. 3-2}$$

O parâmetro z indica a variação da taxa de morte térmica com a temperatura, representando o aumento da temperatura necessária para reduzir o valor do tempo de tratamento D_T na décima parte, e também pode ser usado para calcular o valor de $F_{T_{ref}}$, conforme eq. 3-3. $F_{T_{ref}}$ representa o efeito letal (tempo necessário para reduzir o número de microrganismos nocivos a um nível aceitável) do processo não isotérmico, porém, com o mesmo efeito letal de um processo isotérmico na temperatura de referência T_{ref} (IBARZ; BARBOSA-CÁNOVAS, 2003; LEWIS; HEPPELL, 2000; RAO; LONCIN, 1974b; TOLEDO, 1999).

$$F_{T_{ref}} = \int_0^{\infty} Le \, dt = \int_0^{\infty} 10^{\left(\frac{T(t) - T_{ref}}{z}\right)} dt \quad \text{eq. 3-3}$$

Em que Le , t , $T(t)$ e T_{ref} representam a letalidade do processo, o tempo (min), o histórico de temperatura e a temperatura de referência do processo.

A eq. 3-3 nos permite avaliar o tratamento térmico que ocorre nas seções de aquecimento, resfriamento e retenção. Como na maior parte das projeções de pasteurizadores considera-se que a troca térmica ocorre apenas no tubo de retenção, qualquer troca térmica que ocorra nas seções de aquecimento e resfriamento poderá levar a um sobreprocessamento do produto (AGUIAR, 2009).

Gut e Pinto (2009) assumiram que o fluido sofre uma variação linear de temperatura no trocador de calor a placas durante o tempo médio de residência (t_m) no trocador, simplificando a eq. 3-3 na forma da eq. 3-4.

$$F_{T_{ref}} = \frac{z \cdot t_m}{(T_{out} - T_{in}) \cdot \ln(10)} \cdot \left[\text{alog}\left(\frac{T_{out} - T_{ref}}{z}\right) - \text{alog}\left(\frac{T_{in} - T_{ref}}{z}\right) \right] \quad \text{eq. 3-4}$$

Em que T_{in} representa a temperatura de entrada do produto e T_{out} representa a temperatura de saída do produto.

3.3 Fluidos Newtonianos e não-Newtonianos

O comportamento de fluxo de um líquido ideal foi descrito por Isaac Newton através da lei básica da viscosimetria, conforme eq. 3-5 (IBARZ; BARBOSA-CÁNOVAS, 2003; SCHRAMM, 2006).

$$\tau_a = \mu \cdot \gamma \quad \text{eq. 3-5}$$

Em que τ_a é a tensão de cisalhamento, μ é a viscosidade e γ é a taxa ou velocidade de cisalhamento.

Os fluidos reais podem ser subdivididos em duas classes principais: fluidos Newtonianos e não-Newtonianos.

Os fluidos Newtonianos apresentam uma relação linear entre a tensão de cisalhamento e a taxa ou velocidade de cisalhamento, sendo que para qualquer tensão acima de zero há movimento do fluido. Devido ao fato de a curva de fluxo para um líquido ideal ser uma reta, a razão de todos os pares de tensão e taxa de cisalhamento, pertencentes a esta reta, é constante. Isto significa que a viscosidade não é afetada por mudanças na taxa de cisalhamento. A viscosidade na expressão da lei de Newton é uma constante para cada fluido Newtoniano, a uma dada pressão e temperatura (IBARZ; BARBOSA-CÁNOVAS, 2003; SCHRAMM, 2006).

Os fluidos não-Newtonianos apresentam uma relação não-linear entre a tensão de cisalhamento e a taxa de cisalhamento, ou seja, a viscosidade, numa dada pressão e temperatura, é função do gradiente de velocidade. Em aplicações de Engenharia, a equação que descreve bem o comportamento da maioria dos fluidos deste tipo é a equação de Herschel-Buckley, conforme eq. 3-6 (IBARZ; BARBOSA-CÁNOVAS, 2003; SCHRAMM, 2006).

$$\tau_a = k \cdot \gamma^n + \tau_0 \quad \text{eq. 3-6}$$

Em que k é o índice de consistência, n é o índice de comportamento e τ_0 é a tensão residual.

Os fluidos não-Newtonianos que não possuem tensão residual (não precisam de uma tensão mínima requerida para iniciar o escoamento do fluido) e que tem valor do índice de comportamento (n) diferente de 1,0 são fluidos com comportamento reológico regido pela Lei de Potência, conforme eq. 3-7 (IBARZ; BARBOSA-CÁNOVAS, 2003; SCHRAMM, 2006).

$$\tau_a = k \cdot \gamma^n \quad \text{eq. 3-7}$$

Este tipo de fluido ainda subdivide-se em pseudoplásticos e dilatantes. Os fluidos dilatantes são aqueles que aumentam a viscosidade aparente com o aumento da tensão de cisalhamento e possuem índice de comportamento maior que 1,0 (ex: farinha de milho misturada a água sob agitação, em uma concentração crítica, torna-se mais viscosa). Já os fluidos pseudoplásticos diminuem a viscosidade aparente com o aumento da tensão de cisalhamento e possuem índice de comportamento menor que 1,0 (ex: o molho de tomate sob agitação tem sua viscosidade reduzida) (IBARZ; BARBOSA-CÁNOVAS, 2003; SCHRAMM, 2006).

3.4 Distribuição do tempo de residência (DTR)

Levenspiel (2000) apresenta dois tipos de modelos de escoamento ideal em estado estacionário para uma única fase líquida em um reator, que são o escoamento pistonado (Plug Flow Reactor – PFR) e o escoamento de mistura perfeita (Backmix Flow ou Continuous Stirred Tank Reactor – CSTR).

O reator com escoamento pistonado (plug flow reactor) consiste em um tubo e é caracterizado por um escoamento ordenado do fluido através do reator, não havendo mistura dos elementos de fluido ou difusão na direção do escoamento, apenas uma mistura lateral intensa. A condição para ter-se um escoamento pistonado é de que todos os elementos de fluido atravessem o reator no mesmo tempo. Na modelagem deste tipo de reator, assume-se que a concentração varia continuamente na direção axial do reator. O reator de escoamento de mistura perfeita (mixed reactor ou backmix reactor) consiste em um tanque operando continuamente com agitação constante e uniforme do fluido em todo o reator, e a composição da corrente de saída é igual à composição no interior do reator (FOGLER, 2002).

O grau de pasteurização ou de destruição de microrganismos nocivos em processos de pasteurização contínua depende do tempo de residência do produto no pasteurizador, que dificilmente é uniforme para todas as porções do fluido que passam através do pasteurizador, tornando fundamental o conhecimento da distribuição do tempo de residência (RAO; LONCIN, 1974a).

Quando um fluido atravessa um vaso, nem todas as partículas gastam o mesmo tempo para percorrê-lo e esta distribuição de tempos das partículas deixando o sistema é chamado de curva E ou função de idade da distribuição, $E(t)$, que caracteriza a distribuição do tempo de residência do processo (FELLOWS, 2000; JUNG; FRYER, 1999; LEVENSPIEL, 2000; RAO; LONCIN, 1974a).

Alguns fenômenos de escoamento através do reator que podem estar associados ao desvio da idealidade também podem estar relacionados aos seguintes fatores (LEVENSPIEL, 2000; RAO; LONCIN, 1974a):

- Formação de canais preferenciais do fluido: ocorre quando diferentes partículas percorrem o vaso com tempos médios distintos.
- Reciclagem do fluido: ocorre quando porções do fluido são recirculadas para a entrada ou para o interior do vaso.
- Curto-circuito: ocorre quando partículas do fluido não percorrem todo o interior do vaso e saem rapidamente.
- Formação de zonas mortas ou regiões de estagnação: ocorre quando porções do fluido ficam aprisionadas em regiões isoladas do equipamento e não interagem com as regiões ativas.
- Retromistura: ocorre quando porções do fluido percorrem o vaso na direção contrária ao escoamento principal.

Torres, Oliveira e Fortuna (1998a) estudaram a distribuição do tempo de residência para a água em escoamento em tubo em uma grande variedade de condições de processo. Os experimentos foram conduzidos em uma planta piloto de processamento térmico contínuo. O sistema incluía tanque de alimentação, bomba de deslocamento positivo, trocador de calor de duplo tubo concêntrico para aquecimento e resfriamento do produto e um tubo de retenção com comprimento variável. Como traçador, foi utilizado o azul de metileno, o qual foi injetado através de uma seringa pelo método tipo pulso. A concentração do traçador foi medida através de um espectrofotômetro. Os ensaios foram realizados em diferentes temperaturas de 25 a 80°C e vazões de 80 a 380 L/h produzindo números de Reynolds entre 1350 e 9700. O tempo médio de residência foi estimado pela análise estatística da curva de DTR. No estudo foi verificado que a dispersão e o efeito de extremidade aumentam com a redução da vazão e/ou da temperatura. Foi verificado também que a dispersão aumenta com o comprimento do tubo. Vários modelos foram ajustados aos dados experimentais pela regressão não linear e comparados

em termos da soma dos quadrados dos resíduos entre os dados experimentais e o modelo. O modelo que produziu o melhor ajuste foi o modelo de dispersão axial.

Rao e Loncin (1974a) propuseram métodos de determinação de DTR e de interpretação dos dados para caracterizar o fluxo em um pasteurizador e determinar o grau de pasteurização do fluido de trabalho.

Gutierrez (2008) estudou a DTR em trocador de calor a placas e em tubos de retenção em processo de pasteurização HTST buscando identificar a influência da vazão, tipo de tubo de retenção e configuração do trocador de calor (número de placas e arranjo de passes). Para o estudo, foi empregada a técnica condutimétrica utilizando o NaCl como traçador pelo método estímulo resposta. Na pesquisa foi verificada a necessidade de estudar inicialmente a DTR do sistema de aquisição de dados (célula do condutivímetro), pois o volume e o formato deste dispositivo não podiam ser desprezados em relação aos sistemas estudados. A distorção provocada pela célula ficou evidente, tornando necessária a utilização do processo de convolução no estudo e tratamento dos dados obtidos mediante este sistema de aquisição de dados. Dentre os modelos matemáticos estudados o que mais se ajustou aos dados experimentais da célula de aquisição foi o modelo de dispersão axial. Para os tubos de retenção analisados e para o trocador de calor a placas, o melhor modelo ajustado aos dados experimentais foi o modelo laminar modificado e o modelo combinado PFR+CSTR respectivamente. Para o processo de pasteurização completo, o modelo que ficou melhor ajustado com a convolução, a temperatura constante foi o modelo de dispersão axial.

Trivedi e Vasudeva (1974) avaliaram a distribuição do tempo de residência para um baixo número de Reynolds (Re) e uma região de baixo número de Dean (De) para bobinas helicoidais. A obtenção da DTR foi feita alterando-se o fluxo de líquido de um solvente para outro com corante. A densidade óptica das amostras foi medida através de um espectrofotômetro. A relação linear entre a densidade óptica e a concentração de corante, permitiu a utilização direta da densidade óptica para a obtenção da curva F . Em virtude do perfil de velocidade não uniforme para o fluxo laminar, o método da introdução de um traçador permitiu a obtenção da distribuição do tempo de residência real. Verificou-se que, em condições desprezíveis de difusão molecular, para $0,6 < De < 6,0$ e taxa de curvatura de bobinamento de 0,0036 a 0,0970, resulta essencialmente em uma DTR única que é mais estreita do que para

os tubos em linha reta. Foi obtida uma expressão empírica levando em conta a baixa influência da taxa de curvatura na relação de estreitamento da DTR.

André, Boissier e Filaudeau (2007) investigaram a distribuição do tempo de residência (DTR) em aquecedores de efeito joule, analisando a influência da utilização de tubos lisos e modificados (tubos lisos com estrangulamentos de 120° ao longo da seção) e propuseram um modelo semi-empírico para o regime de escoamento de $10 < Re < 2000$ e tubos com diâmetro entre 18 e 23 mm. Através dos resultados obtidos foi verificado que o modelo semi-empírico 1PFR+2CSTR permite uma melhor representação da DTR experimental que o modelo de dispersão axial. Também foi verificado que as alterações geométricas melhoraram a homogeneidade do tratamento, aumentando a contribuição do fluxo pistonado. Esses efeitos benéficos aumentaram com o aumento do número de Reynolds e com a redução do diâmetro nominal. Verificou-se também que a dispersão foi maior nos regimes laminar e transiente, do que no regime turbulento.

Kumar et al. (2008) estimaram parâmetros para modelos completos e simplificados de DTR propostos anteriormente, a partir de dados experimentais. Em seus experimentos foi utilizado como matéria-prima o amido com 25% de teor de amilose e os ensaios foram realizados em uma extrusora de rosca dupla. Também foi analisada a influência da umidade, velocidade da rosca, diâmetro do bocal e temperatura, nos resultados de DTR e conseqüente estimativa dos parâmetros. Os autores verificaram que na maioria dos casos investigados o número de CSTRs encontrados pela estimativa dos parâmetros, estava entre dois e três, o que corresponde ao modelo completo (fluxo em pistão, PFR, em série com um número finito de reatores tipo tanque agitado contínuo, CSTR, com frações de volume morto). O modelo simplificado, contendo apenas um CSTR, permitiu descrever a porção da cauda da curva $E_0(\theta)$, porém a parcela inicial da curva não se ajustou. As variáveis de entrada tiveram efeito significativo sobre os parâmetros do modelo (tempo médio, número de CSTRs e fração de fluxo em pistão), fazendo com que o tempo médio variasse de 37 a 157 s. O número de CSTRs, que descreve o grau de mistura no sistema, foi muito afetado pela velocidade da rosca, diâmetro do bocal e pelo teor de umidade do produto, mas não sofreu influência da temperatura.

Ndoye et al. (2011) estudaram a distribuição do tempo de residência do escoamento de uma suspensão de soro de proteína (solução 6% β -lg) através de um sistema de tubos helicoidais (oito tubos duplos concêntricos). A DTR foi medida em

condição isotérmica a 60°C, em que não ocorre incrustação nas paredes da tubulação, e a 87°C em que ocorre incrustação nas paredes da tubulação. Foram testadas as vazões de 20 e 49 L/h para diferentes comprimentos de tubos de retenção com o objetivo de manter a mesma ordem de magnitude no tubo de retenção. Foi utilizado o azul de metileno como traçador por ter sido o corante com melhor solubilidade no produto em estudo. A injeção do traçador foi pelo método do tipo pulso e sua determinação foi realizada em espectrofotômetro. Este estudo demonstrou diferenças na DTR com e sem incrustação. O tempo mínimo de residência foi 11% menor para o caso onde ocorreu incrustação nas paredes dos tubos, e este resultado pode ser devido à modificação no perfil de velocidade dentro do tubo gerado pelo aumento da viscosidade do produto próximo da parede. O aumento da viscosidade levou a uma redução na velocidade próxima da parede do tubo e a um aumento da velocidade no centro da tubulação. O tempo de residência médio permaneceu constante na vazão de 20 L/h independentemente da temperatura de retenção e foi levemente menor quando a vazão aumentou para 49 L/h, provavelmente devido ao aumento de um fluxo secundário que estreita a DTR para tubos em curva. Ajustando os dados experimentais com o modelo laminar generalizado confirmou-se a redução no tempo de residência mínimo quando se tem incrustação. Esse modelo representou bem o pico obtido da curva de DTR experimental e a cauda formada também ficou bem ajustada. O resultado obtido pelos pesquisadores possibilitou o entendimento do tamanho da dispersão que ocorre quando se tem incrustação de soro de proteína na tubulação de um sistema de troca térmica.

Plana-Fattori et al. (2011) fizeram a modelagem do tratamento térmico de uma suspensão de amido (Newtoniano) em um trocador de calor tubular, estudando a influência da transformação do produto pela ação do calor na distribuição do tempo de residência. O modelo foi baseado na cinética térmica dos grãos de amido inchados acoplados ao escoamento do fluido e ao modelo numérico de transferência de calor. Através deste estudo, foi verificado que tanto o inchaço do grão de amido como a viscosidade do fluido são maiores perto da parede aquecida do tubo. Esse resultado pode ser atribuído ao fato de o fluido se mover mais lentamente nesta região e, dessa forma, atingir maiores temperaturas. Na região central do tubo o fluido se move com a velocidade máxima e a temperatura é reduzida em relação a temperatura perto da parede. Foi verificado que quando se considera a transferência

de calor e a transformação do produto alimentício, a partícula mais rápida gasta apenas 43% do tempo de residência médio para deixar o sistema. Esse valor é significativamente menor que para o escoamento isotérmico em que não se considera a transformação do produto, em que o menor tempo de residência é 50 % do valor médio. Para melhor analisar o comportamento das propriedades do fluido no sistema, os autores analisaram as partículas escoando a 0,5 mm e 1,0 mm da parede do tubo. Quando as duas partículas do fluido atingiram a temperatura de 66°C, o diâmetro médio do grão de amido para a partícula escoando a 0,5 mm da parede foi em torno de 10% maior, e a viscosidade da suspensão em torno de 45% maior, que o respectivo valor para a partícula escoando a 1,0 mm da parede do tubo. Esse resultado provou que, quando a viscosidade do produto depende do grau de transformação, a evolução da temperatura ao longo da trajetória do fluido deve ser muito bem avaliada.

Jung e Fryer (1999) demonstraram através de simulações matemáticas, o perigo de utilizar a temperatura média para cálculo de tempo médio de residência e letalidade para fluidos Newtonianos e não-Newtonianos em sistemas tubulares. Foi simulada a troca térmica para um fluido Newtoniano com viscosidade constante. Na seção de aquecimento, com temperatura da parede de 140°C, a temperatura do fluido próximo a parede atingiu rapidamente a temperatura de 120°C nos primeiros 2 metros de tubulação. Já o fluido escoando no centro levou mais de 4 metros para começar a aquecer e ao final da seção tinha atingido apenas 83°C. No tubo de retenção a temperatura média foi uniforme perdendo apenas 1°C ao longo da seção. Na seção de resfriamento a temperatura do fluido próximo à parede resfriou rapidamente atingindo 60°C no final da seção, enquanto que no centro da tubulação, o fluido continuou aquecendo por mais 3 metros, até que o efeito do resfriamento se propagasse na região central. No final da seção a temperatura no centro ainda ficou em 82°C. Através deste estudo, foi verificado que a esterilidade na região da parede aumenta rapidamente na seção de aquecimento e que, o valor médio de esterilidade é sempre menor que o valor próximo à parede. O valor da esterilidade média só aumentou fortemente no tubo de retenção. O valor da esterilidade continuou aumentando no centro do tubo devido ao tempo requerido para iniciar o resfriamento neste ponto. Isso provou que a esterilidade do produto é superestimada pela aproximação da temperatura média, ou seja, a baixa esterilidade da região central não é levada em conta.

Segundo Jung e Fryer (1999), a porção de fluido na região da parede é responsável pela significativa perda de qualidade, enquanto que, a região central é responsável pela subestimada esterilidade do produto final. Os autores verificaram também que, como resultado de um perfil de temperatura ao longo do processo para fluidos não-Newtonianos, temos também um perfil de viscosidade e, conseqüentemente, um perfil de velocidade variando ao longo do processo. No aquecimento, logo nos primeiros metros, a temperatura é maior na parede que no centro do fluido. Dessa forma, a viscosidade na parede é menor, tornando a velocidade resultante maior que a predita para um fluxo isotérmico. No tubo de retenção o fluxo é praticamente isotérmico, então o perfil de velocidade é semelhante ao perfil isotérmico analítico. Na seção de resfriamento ocorre a situação inversa da seção de aquecimento, ou seja, temos o fluido mais frio próximo a parede e o fluido mais quente no centro. Dessa forma a viscosidade é maior próximo a parede do tubo e menor no centro do mesmo. Assim sendo, a velocidade na parede é menor que a predita analiticamente. Quando temos um fluido não-Newtoniano com viscosidade dependente da temperatura, a velocidade do fluido próximo a parede é de 20 a 30% maior na seção de aquecimento, deixando o produto menos tempo exposto a elevadas temperaturas, reduzindo assim o impacto final na qualidade do produto.

Ditchfield et al. (2006) sugerem a utilização de um misturador estático na tubulação com a finalidade de reduzir a distribuição de temperatura no sistema, fazendo com que o fluido escoando no centro atinja a temperatura desejada e o fluido próximo a parede não tenha um sobreprocessamento.

O cálculo da letalidade em trocadores de calor bitubulares está diretamente relacionado com o perfil de velocidade. Para escoamento de fluidos viscosos, Newtonianos e não-Newtonianos, geralmente adota-se um perfil de velocidade laminar e de lei de potência, respectivamente. No entanto, algumas características do equipamento como irregularidades na tubulação, a corrugação do tubo ou as curvas podem modificar o perfil de velocidade ideal. Esse desvio da idealidade pode ser caracterizado através da determinação experimental da distribuição do tempo de residência (DTR) do processo.

A distribuição dos tempos de escoamento das partículas de fluido saindo do sistema, $E(t)$ é calculada conforme a eq. 3-8 e tem a unidade de $(\text{tempo})^{-1}$ (LEVENSPIEL, 2000).

$$E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^{\infty} C(t)dt} \quad \text{eq. 3-8}$$

Em que $C(t)$ é a concentração de saída do traçador no tempo t .

Após a injeção do traçador pela técnica tipo pulso, obtém-se a curva $E(t)$, a qual possui a forma normalizada, ou seja, a área sob a curva é unitária, conforme eq. 3-9.

$$\int_0^{\infty} E(t)dt = 1 \quad \text{eq. 3-9}$$

A curva E é a distribuição necessária para avaliar o escoamento não ideal e é muito influenciada pelas propriedades do fluido, como a viscosidade, densidade, vazão e pelas condições do processo, tais como diâmetro, comprimento e rugosidade do tubo (RAO; LONCIN, 1974a).

A distribuição do tempo de residência do fluido escoando pode ser facilmente e diretamente determinada pelo método de investigação muito utilizada, o método experimental estímulo-resposta (LEVENSPIEL, 2000).

3.4.1 Técnica experimental estímulo-resposta

A técnica experimental utilizada para a determinação da DTR em um sistema é conhecida como estímulo-resposta. Esta técnica consiste de injetar de forma conhecida um traçador na entrada do sistema que se deseja analisar e acompanhar a concentração de traçador na saída do sistema através de coleta de amostras. As injeções de traçador podem ser feitas de diferentes formas, tais como: aleatória, degrau, pulso e periódica (LEVENSPIEL, 2000). Estes sinais estão apresentados na Figura 3-2.

Figura 3-2: Diferentes formas de injeção do traçador (LEVENSPIEL, 2000).

Para uma injeção do tipo pulso, uma quantidade de traçador conhecida é repentinamente injetada de uma só vez na entrada da corrente do sistema, em um tempo tão curto quanto possível (FOGLER, 2002).

A Figura 3-3 representa esquematicamente o estímulo tipo pulso aplicado na entrada de um sistema e sua resposta obtida na saída.

Figura 3-3: Esquematização do estímulo tipo pulso aplicado na entrada de um sistema e sua resposta obtida na saída (LEVENSPIEL, 2000).

3.4.2 Traçadores

A distribuição do tempo de residência pode ser determinada experimentalmente injetando-se uma substância química inerte, chamada de traçador, no tempo $t = 0$, e medindo-se a concentração do traçador, C , no efluente do reator em função do tempo. O traçador utilizado no sistema deve ser uma espécie não reativa, facilmente detectável e ter propriedades físicas semelhantes à do material em estudo além de ser completamente solúvel no mesmo (FOGLER, 2002).

A utilização de traçadores nos experimentos podem fornecer informações muito importantes sobre a distribuição dos tempos de residência de um fluido num vaso. Se o fluido escoar em velocidade constante após o ponto de injeção do traçador, e após o ponto de medição, então a saída de uma injeção tipo pulso dá diretamente a distribuição dos tempos de residência do fluido no vaso (LEVENSPIEL; TURNER, 1970).

Alguns traçadores são amplamente utilizados em experimentos de determinação de DTR, entre eles estão os corantes, soluções salinas e compostos radioativos (RAO; LONCIN, 1974a).

André, Boissier e Fillaudeau (2007) consideraram um sucesso a utilização do traçador NaCl e a detecção através de um condutivímetro para obtenção das curvas de DTR em seus experimentos com um aquecedor de efeito joule.

Torres, Oliveira e Fortuna (1998a) estudaram a distribuição do tempo de residência de escoamento em tubo e utilizaram como traçador o azul de metileno, o qual foi injetado através de uma seringa pelo método tipo pulso e detectado através de um espectrofotômetro.

Nascimento e Giudici (1989) propuseram um método didático para determinação da DTR em reatores químicos e em seus experimentos foi utilizado o estímulo do tipo pulso com injeção de solução de azul de metileno 3%, e sua análise foi feita por colorimetria.

Dickerson et al. (1968) em seus experimentos utilizaram traçadores radioativos para medir o tempo de residência de produtos lácteos. A técnica de injeção de solução salina não foi adequada aos experimentos devido à grande condutividade elétrica dos produtos lácteos.

3.4.3 Tempo espacial

O tempo espacial de um fluido em um dado sistema é dado pela razão entre o volume do sistema e a vazão volumétrica, conforme eq. 3-10. Para que esta condição seja válida é necessário que o escoamento e a densidade do fluido sejam constantes com o tempo (FOGLER, 2002).

$$\tau = \frac{V}{Q} \quad \text{eq. 3-10}$$

Em que τ é o tempo espacial (s), V é o volume interno do sistema (m^3) e Q é a vazão volumétrica (m^3/s).

3.4.4 Momentos da DTR

Três momentos são normalmente utilizados para comparar as DTR's em vez de tentar compará-las em sua totalidade. O primeiro momento é o tempo médio de

residência, o segundo momento é a variância e o terceiro momento é a assimetria. Estes três momentos são geralmente suficientes para uma caracterização razoável da DTR (FOGLER, 2002).

3.4.4.1 Tempo médio de residência

Um experimento realizado com a função pulso, em que um traçador é instantaneamente introduzido na corrente do vaso, e a sua concentração e tempo para deixar o vaso são medidos, permite a obtenção da curva $C(t)$. O tempo médio de residência t_m pode ser calculado a partir da curva de concentração pelo tempo $C(t)$, conforme eq. 3-11 (FOGLER, 2002; LEVENSPIEL, 2000). As integrais podem ser aproximadas por um método de integração numérica apropriado.

$$t_m = \frac{\int_0^{\infty} tC(t)dt}{\int_0^{\infty} C(t)dt} = \int_0^{\infty} tE(t)dt \quad \text{eq. 3-11}$$

3.4.4.2 Variância

A magnitude da variância σ^2 representa o quadrado do espalhamento da distribuição à medida que esta passa através do vaso e é utilizada para fazer coincidir as curvas experimentais com uma das famílias de curvas teóricas. Quanto maior o valor desta variância, maior será o espalhamento da distribuição. A variância tem como unidade $(\text{tempo})^2$ e é calculada pela eq. 3-12 (FOGLER, 2002; LEVENSPIEL, 2000).

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^{\infty} (t - t_m)^2 C dt}{\int_0^{\infty} C dt} = \frac{\int_0^{\infty} t^2 C dt}{\int_0^{\infty} C dt} - t_m^{-2} = \int_0^{\infty} (t - t_m)^2 E(t) dt \quad \text{eq. 3-12}$$

3.4.4.3 Assimetria

O terceiro momento também é tomado em torno da média e está relacionado à assimetria da distribuição. A magnitude deste momento mede a extensão da assimetria da distribuição em uma direção ou outra em relação à média e pode ser calculada pela eq. 3-13 (FOGLER, 2002; LEVENSPIEL, 2000).

$$s^3 = \int_0^{\infty} (t - t_m)^3 E(t) dt \quad \text{eq. 3-13}$$

3.4.5 Função F

A função $F(t)$, conhecida como função de distribuição cumulativa, resulta da integração da curva $E(t)$ no tempo. A fração da corrente de saída que permanece no reator por um período de tempo menor ou igual a t é igual ao somatório de $E(t)dt$, aplicados a todos os tempos menores ou iguais a t , e é expressa pela eq. 3-14 (FOGLER, 2002; LEVENSPIEL, 2000).

$$F(t) = \int_0^t E(t) dt \rightarrow E(t) = \frac{dF(t)}{dt} \quad \text{eq. 3-14}$$

Um exemplo da função de distribuição cumulativa $F(t)$ e a sua respectiva curva $E(t)$ estão representadas graficamente na Figura 3-4.

Figura 3-4: Função de distribuição cumulativa $F(t)$ e a sua respectiva curva $E(t)$.

3.4.6 Funções adimensionais

O objetivo da utilização de uma função de distribuição adimensionalizada é que as características do escoamento dentro de reatores de diferentes tamanhos podem ser comparadas diretamente. Neste caso o tempo adimensional θ é medido em termos do tempo médio de residência, conforme eq. 3-15 (FOGLER, 2002; LEVENSPIEL, 2000).

$$\theta = \frac{t}{t_m} \quad \text{eq. 3-15}$$

A função adimensional de $E_\theta(\theta)$ pode ser expressa conforme eq. 3-16 e um exemplo está apresentado na Figura 3-5.

$$E_\theta(\theta) = t_m E(t) \quad \text{eq. 3-16}$$

Relacionando a eq. 3-16 com a eq. 3-9 obtém-se a eq. 3-17.

$$\int_0^\infty E(t) dt = \int_0^\infty E_\theta(\theta) d\theta = 1 \quad \text{eq. 3-17}$$

Figura 3-5: Distribuição do tempo de residência adimensionalizada.

3.4.7 Ajuste de parâmetros

O ajuste dos parâmetros de um modelo matemático de DTR pode ser obtido pela minimização do erro quadrático entre os valores experimentais e calculados da curva de DTR, conforme eq. 3-18 (GUTIERREZ, 2008).

$$\sum erro^2 = \min \left[\sum_i^n w_i (E_{exp,i} - E_{modelo,i})^2 \right] \quad \text{eq. 3-18}$$

Em que w_i é o peso do ponto i no ajuste da curva E , E_{exp} é a curva de DTR obtida experimentalmente e E_{modelo} é a curva de DTR do modelo estudado.

3.4.8 Convolução

Um sinal ao passar por um dispositivo qualquer, certamente sofrerá uma transformação, e a essa transformação chamamos de convolução. Esta operação matemática é essencial para sabermos o sinal que está na origem ou, pelo contrário, transformar o sinal original naquele que desejamos obter no final. A convolução combina dois sinais para gerar um terceiro.

Sistemas que se diferenciam entre si, possuem respostas diferentes a um pulso, sendo assim, uma resposta de pulso caracteriza um sistema e nos permite calcular a resposta a qualquer quantidade de traçador de entrada. O sinal de saída é o resultado da convolução do sinal de entrada com a resposta ao pulso do sistema (LEVENSPIEL, 2000).

Introduzindo no vaso uma injeção de traçador, cuja variação de $C_{entrada}$ com o tempo t seja aquela apresentada no exemplo da Figura 3-6, a distribuição do traçador, ao passar através do vaso, será modificada de modo a dar um sinal de saída $C_{saída}$ variável com o tempo t . Uma vez que o escoamento com esta DTR particular é responsável pela modificação, pode-se relacionar $C_{entrada}$, $E(t)$ e $C_{saída}$.

Figura 3-6: Esquema mostrando a dedução da integral de convolução (LEVENSPIEL, 2000).

Analisando a Figura 3-6, verifica-se que o traçador que deixa o vaso em torno do tempo t é mostrado como o retângulo “B”. Dessa forma podemos escrever que o traçador que deixa o retângulo “B” é igual a todo traçador que entra t' segundos antes de t e que permanece no vaso por um tempo t' . O retângulo estreito “A” representa o traçador que entra t' antes de t . Em termos deste retângulo, a equação acima pode ser escrita como: Todo o traçador que deixa o retângulo “B” é igual ao somatório (de todos os retângulos “A” que entram antes do tempo) do traçador no retângulo “A” vezes a fração de traçador em “A”, que permanece no vaso por cerca de t' segundos (LEVENSPIEL, 2000).

Em símbolos e tomando os limites (encolhendo os retângulos), obtemos a relação desejada, que é chamada de integral de convolução, conforme eq. 3-19 (LEVENSPIEL, 2000).

$$C_{saída}(t) = \int_0^t C_{entrada}(t')E(t-t')dt' \quad \text{eq. 3-19}$$

E, de forma análoga conforme eq. 3-20.

$$C_{saída}(t) = \int_0^t C_{entrada}(t-t')E(t')dt' \quad \text{eq. 3-20}$$

A eq. 3-20 pode ser numericamente discretizada conforme eq. 3-21 (LEVENSPIEL, 2000).

$$C_{saída}(i) = \Delta t \sum_{j=1}^{i-1} C_{entrada}(i-j)E(j) \quad \text{eq. 3-21}$$

Em que, i e j representam instantes discretos de tempo e Δt é a duração de cada intervalo discreto de tempo.

Então se diz que $C_{saída}$ é a convolução de $E(t)$ com $C_{entrada}$ que, escrevendo de forma concisa, resulta na eq. 3-22:

$$C_{saída} = E * C_{entrada} \quad \text{ou} \quad C_{saída} = C_{entrada} * E \quad \text{eq. 3-22}$$

A Figura 3-7 mostra a modificação que ocorre no sinal de alimentação de um traçador quando este passa através de três regiões sucessivas e o sinal de saída $C_{saída}$ pode ser determinado por uma tripla convolução, conforme eq. 3-23.

Figura 3-7: Modificação de um sinal de alimentação de traçador, $C_{entrada}$, passando através de três regiões sucessivas (LEVENSPIEL, 2000).

$$C_{saida} = C_{entrada} * E_a * E_b * E_c \quad \text{eq. 3-23}$$

3.5 Modelos de DTR teóricos para escoamento não ideal

Quando trabalhamos com reatores não ideais, consideramos três conceitos para descrever os desvios em relação aos modelos de mistura assumidos nos reatores ideais, sendo estes a distribuição de tempos de residência em um sistema, a qualidade da mistura e o modelo utilizado para descrever o sistema. Estes modelos são assumidos como uma forma de caracterização da mistura nos reatores não ideais (FOGLER, 2002).

Diferentes tipos de modelos podem ser utilizados, dependendo da proximidade que o escoamento estiver do escoamento pistonado, do escoamento de mistura perfeita ou de algum outro escoamento que esteja entre estes dois modelos (LEVENSPIEL, 2000).

Para modelar o padrão de escoamento para um reator, utilizam-se combinações e/ou modificações de reatores ideais que possam representar reatores reais. Através dessa técnica podemos classificar um modelo como sendo de um parâmetro (tanques em série, dispersão, laminar modificado, combinado PFR+CSTR) ou de dois parâmetros. A DTR pode então ser utilizada para ajustar os parâmetros do modelo (FOGLER, 2002).

Algumas orientações são sugeridas por Fogler (2002) para se utilizar no desenvolvimento de modelos de DTR para reatores não ideais:

- O modelo precisa descrever realisticamente as características do reator não ideal;
- O modelo não deve ter mais do que dois parâmetros ajustáveis.

Nesta seção serão apresentados quatro modelos com um único parâmetro para caracterizar o escoamento com desvio da idealidade.

3.5.1 Modelo de Dispersão Axial

O modelo de dispersão axial é muito utilizado para representar pequenos desvios do escoamento pistonado e de outros padrões de fluxo não ideal em sistemas tubulares (RAO; LONCIN, 1974a).

Neste modelo considera-se que um pulso ideal seja introduzido no fluido que passa no sistema e que o mesmo se espalhe axialmente à medida que passa através do mesmo. Para caracterizar esse espalhamento, de acordo com esse modelo, considera-se que um processo semelhante à difusão seja imposto ao escoamento pistonado, chamado este de dispersão. A contribuição à mistura do fluido na direção x pode ser considerada como uma difusão molecular que é governada pela equação diferencial dada pela lei de Fick (LEVENSPIEL, 2000).

O grupo adimensional que caracteriza o espalhamento em todo o vaso é o número de Peclet (Pe), conforme eq. 3-24, em que, L é o comprimento (m), v_b é a velocidade média (m/s) e D é o coeficiente de dispersão axial (m^2/s).

$$Pe = \frac{v_b L}{D} \quad \text{eq. 3-24}$$

Uma adaptação do modelo de Nauman (1985) fornece a eq. 3-25 que resulta em uma excelente aproximação para valores de $Pe > 16$. Esse modelo é muito versátil, pois produz bons resultados tanto para grandes como para pequenos desvios do escoamento pistonado.

$$E(t) = \frac{1}{t_m} \sqrt{\frac{Pe+1}{4\pi\left(\frac{t}{t_m}\right)^3}} \exp\left[\frac{-(Pe+1)\left(1-\frac{t}{t_m}\right)^2}{4\left(\frac{t}{t_m}\right)}\right] \quad \text{eq. 3-25}$$

Ou na forma adimensional, conforme eq. 3-26.

$$E_\theta(\theta) = \left(\frac{Pe+1}{4\pi\theta^3}\right)^{\frac{1}{2}} \exp\left(\frac{-(Pe+1)(1-\theta)^2}{4\theta}\right) \quad \text{eq. 3-26}$$

Com o objetivo de utilizar o modelo de dispersão axial em um pasteurizador tubular, é necessária a obtenção de dados de resposta deste pasteurizador, para então, compará-los às soluções teóricas para determinar o número apropriado de Pe (RAO; LONCIN, 1974A).

Um comportamento de fluxo pistonado é obtido quando o valor de Pe tende a infinito. Por outro lado, um comportamento de tanque de mistura perfeita é obtido quando Pe tende a zero (LEVENSPIEL, 1999). Essa tendência pode ser observada na Figura 3-8 que apresenta as curvas E do modelo de dispersão axial.

Figura 3-8: Curvas E para o modelo de dispersão axial com variação no parâmetro do modelo.

3.5.2 Modelo de Tanques em Série

O modelo de tanques em série pode representar um reator tubular real e pode ser utilizado sempre que o modelo de dispersão for utilizado. Ambos os modelos dão

resultados semelhantes para todas as finalidades práticas, desde que não exista um desvio tão grande do escoamento pistonado (LEVENSPIEL, 2000).

O modelo de dispersão tem a vantagem de que todas as correlações para escoamento em reatores reais usam invariavelmente este modelo. Por outro lado, o modelo de tanques em série é simples, pode ser usado com qualquer cinética e pode ser estendido, sem muita dificuldade, para qualquer arranjo de compartimentos com ou sem reciclo (LEVENSPIEL, 2000).

O modelo de tanques em série considera o escoamento através de uma sequência de N tanques de mistura perfeita (CSTR) conforme Figura 3-9. Para este modelo o parâmetro é o número de tanques N . A curva de DTR para este modelo é apresentada na forma dimensional pela eq. 3-27 (LEVENSPIEL, 2000).

Figura 3-9: Esquematização de N tanques de mistura perfeita em série (LEVENSPIEL, 2000).

$$E(t) = \left(\frac{1}{t_m} \right) \left(\frac{t}{t_m} \right)^{N-1} \frac{N^N}{(N-1)!} e^{-\frac{t}{t_m} N} \quad \text{eq. 3-27}$$

A eq. 3-27 também pode ser apresentada na forma adimensional, conforme eq. 3-28.

$$E_\theta(\theta) = N \frac{(N\theta)^{N-1}}{(N-1)!} e^{-N\theta} \quad \text{eq. 3-28}$$

A eq. 3-28 fornece o número de tanques de mistura perfeita em série que representam o sistema real. As curvas E do modelo de tanques em série são caracterizadas pela Figura 3-10.

Figura 3-10: Curvas E para o modelo de Tanques em série com variação no parâmetro do modelo.

As respostas das curvas mostram que os valores de $N=1$ representam tanques de mistura perfeita, enquanto que os valores de $N=\infty$ representam fluxo pistonado e que este modelo pode ser utilizado para caracterizar graus intermediários de mistura ($1 < N < \infty$).

Valores de N não inteiros podem ser utilizados calculando-se as fatoriais de números não inteiros através da função gama, Γ , conforme eq. 3-29 e eq. 3-30.

$$\Gamma(N) = \int_0^{\infty} x^{N-1} e^{-x} dx \quad \text{eq. 3-29}$$

$$\Gamma(N+1) = N\Gamma(N) = N(N-1)\Gamma(N-1) = \dots = N!\Gamma(1) = N! \quad \text{eq. 3-30}$$

A função gama foi aproximada por Gutierrez (2008) por um polinômio de grau 5 para o intervalo $1,0 \leq N \leq 2,0$ usando 1001 valores numéricos gerados com o software MatLab (MathWorks, USA) com precisão 10^{-14} . Os coeficientes do polinômio ajustado foram: $a_5 = -0,095280563$, $a_4 = +0,881949260$, $a_3 = -3,253059648$, $a_2 = +6,361011447$, $a_1 = -6,587129421$ e $a_0 = +3,692414299$.

A fim de utilizar este modelo para caracterizar um fluxo não ideal em um pasteurizador, é necessário obter dados de resposta do pasteurizador e então compará-los com os dados teóricos e obter a magnitude do parâmetro N (RAO; LONCIN, 1974a).

3.5.3 Modelo Laminar Modificado

Para fluidos não muito viscosos, escoando em tubos suficientemente longos, podemos utilizar os modelos de dispersão axial e tanques em série para representar o escoamento nestes vasos. Já para fluidos viscosos, temos o escoamento laminar, com seu característico perfil parabólico de velocidades. Além disso, pode ocorrer uma leve difusão radial entre as camadas mais lentas e mais rápidas de fluido. Idealmente, tem-se o modelo de convecção pura sem difusão. Ele assume que cada elemento do fluido desliza sobre o seu vizinho, sem haver interação pela difusão molecular. Assim, a dispersão nos tempos de residência é causada somente por variações na velocidade (LEVENSPIEL, 1984). Esse modelo é representado pela eq. 3-31.

$$\begin{aligned} E_{\theta}(\theta) &= \frac{1}{2\theta^s} & \theta \geq 0,5 \\ E_{\theta}(\theta) &= 0 & \theta < 0,5 \end{aligned} \quad \text{eq. 3-31}$$

A forma da curva de resposta é fortemente influenciada pela maneira como o traçador é introduzido no fluido em escoamento e pelo modo como ele é medido. O expoente s pode ter valores de 1, 2 e 3 dependendo da forma como o traçador é injetado e medido (LEVENSPIEL, 2000). A forma mais usual para a injeção em fluxo e medida em fluxo é com o valor de s igual a 3.

Levenspiel (1984) apresenta a eq. 3-32 para o escoamento laminar modificado na forma adimensional onde θ_0 é o único parâmetro independente. A eq. 3-32 foi obtida através da eq. 3-31, em que Levenspiel (1984) transformou o tempo mínimo em um parâmetro livre. Para fluidos Newtonianos escoando em regime laminar em um tubo estreito e sem difusão radial (teórico) Levenspiel (1984) apresenta o valor para θ_0 igual a 0,5.

$$E_{\theta}(\theta) = \frac{1}{1-\theta_0} \frac{1}{\theta} \left(\frac{\theta_0}{\theta} \right)^{\frac{1}{1-\theta_0}} \quad \theta \geq \theta_0 \quad \text{eq. 3-32}$$

A Figura 3-11 apresenta as curvas E para o modelo laminar modificado com a variação no parâmetro do modelo, onde o parâmetro θ_0 igual a 0,5 corresponde ao modelo teórico para escoamento laminar (convecção pura).

Figura 3-11: Curvas E para o modelo laminar modificado com variação no parâmetro do modelo.

3.5.4 Modelo Combinado PFR+CSTR

Os modelos de escoamento podem ser de diferentes níveis de sofisticação, sendo os modelos combinados ou compartimentados constituídos por uma sequência de reatores ideais associados em série ou paralelo, sendo estes o reator de fluxo pistonado PFR (Plug flow reactor) e o reator de mistura perfeita com fluxo contínuo CSTR (continuously stirred tank reactor). Esse tipo de modelo é muito utilizado para efeito de diagnosticar com precisão escoamentos defeituosos e sugerir as suas causas (LEVENSPIEL, 2000).

Ao comparar a curva E de um sistema real, com as curvas teóricas para várias combinações de compartimentos e fluxo de fluido, podemos descobrir qual o modelo que melhor se ajusta ao sistema real. Embora este ajuste não seja perfeito, é uma boa aproximação para o sistema real (LEVENSPIEL, 2000).

André, Boissier e Fillaudeau (2007), em suas pesquisas de tratamento térmico de alimentos, utilizaram um modelo em série de um PFR e dois CSTRs para representar o fluxo através de um aquecedor tubular de efeito joule. Esse modelo representou satisfatoriamente o escoamento no sistema real.

A Figura 3-12 apresenta o desenho esquemático de um modelo combinado PFR+CSTR, onde V_p e V_m são os volumes ativos dos reatores PRF e CSTR e V_d

representa o volume morto do sistema. Considerando V o volume interno total do sistema, o volume morto é obtido pela eq. 3-33 (HIMMELBLAU; BISCHOFF, 1968).

Figura 3-12: Desenho esquemático de um modelo combinado PFR+CSTR (LEVENSPIEL, 2000).

$$V_d = V - (V_p + V_m) \quad \text{eq. 3-33}$$

Considerando τ^p e τ^m os tempos espaciais nos reatores PFR e CSTR respectivamente, temos o tempo médio de residência no sistema t_m através da eq. 3-34.

$$t_m = \tau^p + \tau^m \quad \text{eq. 3-34}$$

Gutierrez et al. (2010) apresentam o modelo combinado PFR+CSTR em termos do tempo de fluxo no reator PFR (eq. 3-35) através da eq. 3-36.

$$\theta_p = \frac{\tau^p}{(\tau^p + \tau^m)} \quad \text{eq. 3-35}$$

$$E_\theta(\theta) = \frac{1}{1 - \theta_p} \exp\left(\frac{\theta_p - \theta}{1 - \theta_p}\right) \quad \theta \geq \theta_p \quad \text{eq. 3-36}$$

As curvas E do modelo de combinado PFR+CSTR são caracterizadas pela Figura 3-13.

Figura 3-13: Curvas E para o modelo combinado PFR+CSTR com variação no parâmetro do modelo.

4 DTR NO ESCOAMENTO LAMINAR EM TUBOS

4.1 Obtenção da curva E teórica

No fluxo laminar em tubos é assumido que cada elemento radial de fluido desliza sobre seu vizinho sem interação por difusão molecular. Dessa forma, o espalhamento do tempo de residência das partículas está associado exclusivamente ao gradiente de velocidade e a equação da curva E pode ser obtida a partir da equação de perfil de velocidade $v(r)$ (LEVENSPIEL, 1984).

As equações de continuidade e movimento, que descrevem o fluxo laminar em estado estacionário e isotérmico para um fluido Newtoniano incompressível em um tubo circular, fornecem o perfil de velocidade radial conforme a eq. 4-1 (BIRD; STEWART; LIGHTFOOT, 2004).

$$v(r) = v_{\max} \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right] \quad \text{eq. 4-1}$$

Para um fluido lei de potência (não-Newtoniano), a forma do perfil de velocidade depende do índice de comportamento de fluxo do fluido (n), conforme eq. 4-2 (BIRD; STEWART; LIGHTFOOT, 2004).

$$v(r) = v_{\max} \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^{\frac{n+1}{n}} \right] \quad \text{eq. 4-2}$$

Para simplificar a resolução das equações, serão utilizadas a velocidade na forma adimensional $v^* = v(r)/v_{\max}$ e o raio na forma adimensional $r^* = r/R$.

Para determinar a curva E a partir da equação de perfil de velocidade, o primeiro passo é determinar a relação entre a velocidade média (v_b) e a velocidade máxima ($v_{\max}$).

A fração de fluido que passa entre r e $(r+dr)$ é dQ/Q conforme eq. 4-3.

$$\frac{dQ}{Q} = \frac{v(r)2\pi r dr}{Q} \quad \text{eq. 4-3}$$

Sendo a vazão volumétrica (Q) descrita pela eq. 4-4 para uma área de seção transversal $A_c = \pi R^2$, tem-se a sua derivada (dQ) descrita pela eq. 4-5.

$$Q = v_b A_c = v_b \pi R^2 \quad \text{eq. 4-4}$$

$$dQ = v(r) dA_c = v(r) 2\pi r dr \quad \text{eq. 4-5}$$

Integrando a eq. 4-3, tem-se a eq. 4-6:

$$Q = \int_0^R v(r) 2\pi r dr \quad \text{eq. 4-6}$$

Substituindo a eq. 4-4 na eq. 4-6, dividindo os dois lados da equação por $v_{m\acute{a}x}$ e R^2 e fazendo $r^* = r/R$, $v^* = v(r)/v_{m\acute{a}x}$ e $dr^* = dr/R$, tem-se a eq. 4-7 que relaciona a velocidade média com a velocidade máxima.

$$\frac{v_b}{v_{m\acute{a}x}} = 2 \int_0^1 v^* r^* dr^* \quad \text{eq. 4-7}$$

Dessa relação pode-se deduzir o tempo adimensional mínimo em fluxo laminar $\theta_i = t_i/\tau$ conforme a eq. 4-8, em que $\tau = L/v_b$ é o tempo espacial que idealmente é igual ao tempo médio de residência para fluidos incompressíveis. O tempo mínimo (t_i) é o tempo de residência da partícula mais rápida, ou seja, da partícula que percorre a tubulação no centro com $v(r=0) = v_{m\acute{a}x}$. Para fluxo laminar ideal tem-se $\theta_i = 0,5$ para fluido Newtoniano e $\theta_i = (n+1)/(3n+1)$ para fluido não-Newtoniano lei de potência (LEVENSPIEL, 1984).

$$\frac{v_b}{v_{m\acute{a}x}} = \frac{L}{v_{m\acute{a}x}} \frac{v_b}{L} = \frac{t_i}{\tau} = \theta_i \quad \text{eq. 4-8}$$

O segundo passo é diferenciar o tempo de passagem de um elemento de fluido em um raio r ($t = L/v(r)$) para obter uma função de tempo conforme eq. 4-9 (FOGLER, 2002).

$$\frac{dt}{dr} = \frac{d}{dr} \left(\frac{L}{v(r)} \right) = f(t) \quad \text{eq. 4-9}$$

Finalmente, a expressão obtida da eq. 4-9 deve ser substituída na eq. 4-10 que expressa a função de distribuição do tempo de residência. O primeiro termo da eq. 4-10 é a fração da taxa de fluxo que tem um tempo de residência entre t e $t+dt$ (FOGLER, 2002).

$$E(t)dt = \frac{dQ}{Q} \therefore E(t) = \frac{1}{Q} \frac{dQ}{dt} = \frac{v(r) 2\pi r dr}{Q} \frac{dr}{dt} = \frac{v(r) 2\pi r L R^2}{Q L R^2} \frac{dr}{dt} = \frac{\tau}{t} \frac{2r}{R^2} \frac{dr}{dt} \quad \text{eq. 4-10}$$

Substituindo a eq. 4-2 do perfil de velocidade de lei de potência na eq. 4-9, fazendo a derivada e rearranjando os termos da equação para uma simplificação de $m = (n+1)/n$ tem-se a eq. 4-11.

$$\frac{dt}{dr} = \frac{d}{dr} \left(\frac{L}{v_{\max} (1 - r^{*m})} \right) = \frac{t_i}{R} \frac{d}{dr^*} \left(\frac{1}{1 - r^{*m}} \right) = \frac{t_i}{R} \frac{mr^{*m-1}}{(1 - r^{*m})^2} \rightarrow \frac{dt}{dr} = \frac{t_i^2}{R^m} \frac{mr^{*m-1}}{1 - r^{*m}} \quad \text{eq. 4-11}$$

Substituindo a eq. 4-11 na eq. 4-10 tem-se a eq. 4-12.

$$E(t) = \frac{\tau}{t} \frac{2r}{R^2} \frac{t_i}{t^2} \frac{R^m}{mr^{*m-1}} \rightarrow E(t) = \frac{\tau}{t^3} \frac{2t_i}{m} r^{*2-m} \quad \text{eq. 4-12}$$

Desenvolvendo a expressão τ/t pode-se obter a equação para $r^*(t)$ conforme a eq. 4-13.

$$\frac{\tau}{t} = \frac{L}{v_b} \frac{v}{L} = \frac{v_{\max}}{v_b} (1 - r^{*m}) = \frac{\tau}{t_i} (1 - r^{*m}) \rightarrow r^* = \left(1 - \frac{t_i}{t} \right)^{\frac{1}{m}} \quad \text{eq. 4-13}$$

Substituindo a eq. 4-13 na eq. 4-12 temos a eq. 4-14 que é a função de distribuição de tempo de residência teórico para fluxo laminar em tubos para fluido lei de potência.

$$E(t) = \frac{\tau}{t^3} \frac{2t_i}{m} \left(1 - \frac{t_i}{t} \right)^{\frac{2-m}{m}} \quad \text{eq. 4-14}$$

Substituindo m por $(n+1)/n$ na eq. 4-14 tem-se a eq. 4-15. Essa equação também pode ser expressa na forma adimensional pela eq. 4-16 usando as variáveis $\theta = t/\tau$ e $E_\theta(\theta) = \tau E(t)$ (LEVENSPIEL, 1984). Para o caso de fluido newtoniano, basta substituir $n=1$.

$$E(t) = \frac{\tau}{t^3} \frac{2nt_i}{n+1} \left(1 - \frac{t_i}{t} \right)^{\frac{n-1}{n+1}} \quad t \geq t_i = \left(\frac{n+1}{3n+1} \right) \tau \quad \text{eq. 4-15}$$

$$E_\theta(\theta) = \frac{1}{\theta^3} \frac{2n\theta_i}{n+1} \left(1 - \frac{\theta_i}{\theta} \right)^{\frac{n-1}{n+1}} \quad \theta \geq \theta_i = \frac{n+1}{3n+1} \quad \text{eq. 4-16}$$

4.2 Equações modificadas para escoamento não ideal

Para representar a DTR de fluidos não-Newtonianos em sistemas reais, pode-se alterar o formato do perfil de velocidade da eq. 4-2. Essa equação pode ser generalizada através da introdução de um parâmetro independente do índice de comportamento de fluxo.

4.2.1 Modelo m -Laminar

A introdução de um parâmetro m como expoente na eq. 4-2, dissociado do índice de comportamento de fluxo do modelo reológico do fluido, como um parâmetro livre para ajustar-se ao perfil de velocidade de uma curva de resposta de pulso, fornece a eq. 4-17.

$$v(r) = v_{\max} \left(1 - \left(\frac{r}{R} \right)^m \right) \quad \text{eq. 4-17}$$

A Figura 4-1 mostra o efeito deste parâmetro na forma do perfil de velocidade radial. Para $m = 2$ é obtido o perfil de velocidade parabólico clássico para fluido Newtoniano. O parâmetro m deve ser maior que a unidade e com o seu aumento, o perfil de velocidade vai ficando mais achatado, com uma zona de baixa velocidade perto da parede do tubo. Tal generalização do perfil de velocidade de fluxo laminar foi proposta por Osborne (1974) e foi utilizada por García-Serna et al. (2007) para modelar a DTR de CO₂ supercrítico e água subcrítica em um reator tubular.

A função de DTR correspondente ao modelo m -laminar, em que tem-se um parâmetro ajustável m , está apresentado na eq. 4-18 e a Figura 4-2 apresenta a forma das curvas E com a variação deste parâmetro. A eq. 4-18 foi obtida seguindo os passos apresentados no item 4.1.

$$E_{\theta}(\theta) = \frac{1}{\theta^3} \frac{2}{(m+2)} \left(1 - \frac{m}{(m+2)\theta} \right)^{\frac{2-m}{m}} \quad \theta \geq \frac{m}{m+2} \quad \text{eq. 4-18}$$

Uma forma alternativa para este modelo é utilizar diretamente a eq. 4-16 com o n dissociado do índice de comportamento de fluxo do modelo reológico de lei de potência, tornando n um parâmetro livre a ser ajustado a partir de dados de DTR e fornecendo os mesmos resultados.

Figura 4-1: Perfil de velocidade m -laminar para escoamento laminar não ideal em tubos.

Figura 4-2: Curvas E para o modelo m -laminar com variação no parâmetro do modelo.

Levien e Levenspiel (1999) desenvolveram equações para analisar o efeito da distribuição de tempo de residência na formação de intermediários em um sistema de reação com duas etapas elementares (formação de produto e intermediário) utilizando três casos especiais de perfil de velocidade em um reator tubular, sendo estes o perfil de velocidade uniforme em um reator de fluxo pistonado (PFR, $n = 0$), o perfil de velocidade parabólico em um reator de escoamento Newtoniano (NFR, $n = 1$) e um perfil de velocidade cônico em um reator de escoamento de extrema lei de potência (EPFR, $n = \text{infinito}$). Um reator de escoamento misto (MFR) também foi utilizado para comparação. Foi verificado que o rendimento máximo de produto

intermediário é maior para o PFR, seguido pelo NFR, EPFR e MFR. O rendimento do NFR foi de 3 a 11% menor que o PFR enquanto que o EPFR foi de 5 a 16% inferior a um PFR. Sendo assim, nos casos em que se deseja uma conversão especificada, a taxa de alimentação deverá ser reduzida ou o tamanho do reator aumentado para se obter a mesma conversão que se obteria considerando um fluxo pistonado. Para uma reação de primeira ordem, por exemplo, a alimentação de um reator de fluxo laminar Newtoniano deverá ser reduzida em 32% em relação a alimentação de um PFR, a fim de conseguir uma conversão especificada de 99%.

4.2.2 Modelo γ -Laminar

O modelo generalizado de DTR γ -laminar foi desenvolvido baseado no perfil de velocidade do escoamento turbulento em tubos (BIRD; STEWART; LIGHTFOOT, 2004). Em um escoamento turbulento normalmente utiliza-se um perfil de velocidade de ordem $1/7$, no entanto, neste modelo um perfil de velocidade de ordem γ é proposto para descrever um perfil laminar não-ideal para mudar a concavidade do perfil de velocidade conforme apresentado na Figura 4-3. Desta forma, a velocidade axial em termos radiais deve ser descrita conforme a eq. 4-19.

$$v(r) = v_{max} \left(1 - \frac{r}{R} \right)^\gamma \quad \text{eq. 4-19}$$

O parâmetro γ deve ser menor que a unidade ($\gamma < 1$) e quando este parâmetro tende a zero ($\gamma \rightarrow 0$), temos uma aproximação do perfil pistonado. Esta relação é apresentada na Figura 4-3.

Figura 4-3: Perfil de velocidade y-laminar para escoamento laminar não ideal em tubos.

A DTR do modelo y-laminar foi deduzida seguindo os passos descritos no item 4.1. Substituindo a eq. 4-19 na eq. 4-7 e fazendo $r^* = r/R$, $v^* = v(r)/v_{m\acute{a}x}$ e $dr^* = dr/R$ temos a eq. 4-20 que relaciona a velocidade média com a velocidade máxima para o modelo y-laminar.

$$v_b = 2v_{m\acute{a}x} \int_0^1 (1 - r^*)^y r^* dr^* \quad \text{eq. 4-20}$$

Resolvendo a integral de $r^*=0$ até $r^*=1$ com auxílio do Mathematica online integrator (Wolfram, EUA) tem-se a eq. 4-21.

$$\frac{v_b}{v_{m\acute{a}x}} = \left(\frac{2}{y^2 + 3y + 2} \right) = \theta_i \quad \text{eq. 4-21}$$

O tempo de passagem de um elemento de fluido que escoa num raio r ($t=L/v(r)$) é apresentado pela eq. 4-22. Para simplificar a resolução das equações, foi substituída a expressão $(y^2+3y+2)/2$ por $1/\theta_i$.

$$t(r) = \frac{L}{v(r)} = \frac{L}{\left(\frac{y^2 + 3y + 2}{2} \right) \cdot v_b \cdot \left(1 - \frac{r}{R} \right)^y} = \frac{\tau}{\frac{1}{\theta_i} \left(1 - \frac{r}{R} \right)^y} \quad \text{eq. 4-22}$$

Colocando a eq. 4-22 na forma diferencial da eq. 4-9 tem-se a eq. 4-23:

$$\frac{dt}{dr} = \theta_i \cdot \tau \cdot \frac{d}{dr} \left[\left(1 - \frac{r}{R} \right)^{-y} \right] \quad \text{eq. 4-23}$$

Resolvendo a eq. 4-23 em etapas e fazendo as substituições de $g = 1 - r/R$, $dg/dr = -1/R$ e $dr = -Rdg$ tem-se a diferencial do tempo de passagem do fluido em um raio r na eq. 4-26.

$$\frac{d}{dr} \left[\left(1 - \frac{r}{R} \right)^{-y} \right] = \frac{d}{dr} g^{-y} = \frac{-1}{R} \frac{d}{dg} g^{-y} = \frac{-1}{R} g^{-y-1} (-y) = \frac{y}{R} g^{-y-1} = \frac{y}{R} \left(1 - \frac{r}{R} \right)^{-y-1} \quad \text{eq. 4-24}$$

$$\frac{dt}{dr} = \theta_i \cdot \tau \cdot \frac{y}{R} \left(1 - \frac{r}{R} \right)^{-y-1} = \theta_i \cdot \tau \cdot \frac{y}{R} \left(1 - \frac{r}{R} \right)^{-y} \left(1 - \frac{r}{R} \right)^{-1} = \frac{yt}{R} \left(1 - \frac{r}{R} \right)^{-1} \quad \text{eq. 4-25}$$

$$\frac{dt}{dr} = \frac{yt}{R} \left(1 - \frac{r}{R} \right)^{-1} \quad \text{eq. 4-26}$$

Utilizando a eq. 4-22 e rearranjando os termos conforme eq. 4-27 chega-se na eq. 4-28. Substituindo a eq. 4-28 na eq. 4-26 obtem-se a eq. 4-29.

$$v(r) = \frac{1}{\theta_i} v_b \left(1 - \frac{r}{R} \right)^y \rightarrow \frac{\tau}{t} = \frac{1}{\theta_i} \left(1 - \frac{r}{R} \right)^y \quad \text{eq. 4-27}$$

$$\left(\frac{\theta_i \cdot \tau}{t} \right)^{\frac{1}{y}} = \left(1 - \frac{r}{R} \right) \rightarrow \left(\frac{\theta_i \cdot \tau}{t} \right)^{\frac{-1}{y}} = \left(1 - \frac{r}{R} \right)^{-1} \quad \text{eq. 4-28}$$

$$\frac{dt}{dr} = \frac{yt}{R} \left(\frac{\theta_i \cdot \tau}{t} \right)^{\frac{-1}{y}} \rightarrow dr = dt \frac{R}{yt} \left(\frac{\theta_i \cdot \tau}{t} \right)^{\frac{1}{y}} \quad \text{eq. 4-29}$$

Substituindo a eq. 4-29 na eq. 4-3 e multiplicando os dois lados por R^2 , tem-se a eq. 4-30. Rearranjando a eq. 4-30, tem-se a eq. 4-31.

$$E(t)dt = \frac{dQ}{Q} = \frac{v(r)2\pi r dr}{Q} = \frac{L}{t} \frac{2\pi}{Q} \frac{R}{yt} \left(\frac{\theta_i \cdot \tau}{t} \right)^{\frac{1}{y}} dt \frac{R^2}{R^2} \quad \text{eq. 4-30}$$

$$E(t) = \frac{\tau 2r}{t^2 y R} \left(\frac{\theta_i \cdot \tau}{t} \right)^{\frac{1}{y}} \rightarrow E(t) = \frac{\tau}{t^2} \frac{2}{y} \left(\frac{r}{R} \right) \left(\frac{\theta_i \cdot \tau}{t} \right)^{\frac{1}{y}} \quad \text{eq. 4-31}$$

Da eq. 4-28 temos a relação de r/R conforme eq. 4-32. Substituindo a eq. 4-32 na eq. 4-31 tem-se a DTR para o modelo y -laminar conforme eq. 4-33, em que y é o único parâmetro do modelo.

$$\frac{r}{R} = \left[1 - \left(\frac{\theta_i \cdot \tau}{t} \right)^{\frac{1}{y}} \right] \quad \text{eq. 4-32}$$

$$E(t) = \frac{2\tau}{t^2 y} \left[1 - \left(\frac{\tau \cdot \theta_i}{t} \right)^{\frac{1}{y}} \right] \left(\frac{\tau \cdot \theta_i}{t} \right)^{\frac{1}{y}} \quad \text{eq. 4-33}$$

Descrevendo a eq. 4-33 na forma adimensional usando $\theta = t/\tau$ e $E_\theta(\theta) = \tau E(t)$ tem-se a eq. 4-34.

$$E_\theta(\theta) = \frac{1}{\theta^2} \frac{2}{y} \left(\frac{\theta_i}{\theta} \right)^{\frac{1}{y}} \left[1 - \left(\frac{\theta_i}{\theta} \right)^{\frac{1}{y}} \right] \quad \theta > \theta_i = \frac{2}{y^2 + 3y + 2} \quad \text{eq. 4-34}$$

A Figura 4-4 apresenta a forma das curvas E com a variação do parâmetro y do modelo y -laminar.

Figura 4-4: Curvas E para o modelo y -laminar com variação no parâmetro do modelo.

4.2.3 Modelo senoidal

O modelo generalizado de DTR senoidal foi desenvolvido baseado na função cosseno, a partir da qual obteve-se o perfil de velocidade senoidal para escoamento laminar não ideal em tubos. Desta forma, a velocidade axial em termos radiais deve ser descrita conforme a eq. 4-35.

$$v(r) = v_{m\acute{a}x} \left(\frac{1 + \cos(\pi \cdot r^*)}{2} \right)^\alpha \quad \text{eq. 4-35}$$

O parâmetro α deve ser menor que a unidade ($\alpha < 1$) e quando este parâmetro tende a zero ($\alpha \rightarrow 0$), tem-se uma aproximação do perfil pistonado. Esta relação é apresentada na Figura 4-5.

Figura 4-5: Perfil de velocidade senoidal para escoamento laminar não ideal em tubos.

A DTR do modelo senoidal foi deduzida seguindo os passos descritos no item 4.1. Substituindo a eq. 4-35 na eq. 4-7 e fazendo $r^* = r/R$, $v^* = v(r)/v_{m\acute{a}x}$ e $dr^* = dr/R$ temos a eq. 4-36 que relaciona a velocidade média com a velocidade máxima para o modelo senoidal.

$$v_b = 2 \cdot v_{m\acute{a}x} \int_0^1 \left(\frac{1 + \cos(\pi \cdot r^*)}{2} \right)^\alpha \cdot r^* \cdot dr^* \quad \text{eq. 4-36}$$

A eq. 4-36 não tem solução analítica, então foi necessário resolvê-la numericamente no software Matlab usando o método de quadratura de Simpson

adaptativa. Para a integração numérica foram utilizados vários valores para o parâmetro α sendo estes entre 10^{-3} a 10^{+3} . Pelo formato da curva obtida, verificou-se que a equação que melhor se ajustava era a eq. 4-37 com dois parâmetros, α_0 e p , sendo $\alpha_0 = 0,43$ e $p = 1,02$.

$$\frac{v_b}{v_{máx}} = \frac{\alpha_0^p}{\alpha^p + \alpha_0^p} = \theta_i \quad \text{eq. 4-37}$$

O tempo de passagem de um elemento de fluido que escoar num raio r ($t=L/v(r)$) é apresentado pela eq. 4-38.

$$t(r) = \frac{L}{v(r)} = \frac{L}{v_{máx} \left(\frac{1 + \cos \pi r^*}{2} \right)^\alpha} = \frac{\tau \cdot \theta_i}{\left(\frac{1 + \cos \pi r^*}{2} \right)^\alpha} \quad \text{eq. 4-38}$$

Colocando a eq. 4-38 na forma diferencial da eq. 4-9 tem-se a eq. 4-39.

$$\frac{dt}{dr} = \tau \cdot \theta_i \cdot \frac{d}{dr} \left[\left(\frac{1 + \cos(\pi \cdot r/R)}{2} \right)^{-\alpha} \right] \quad \text{eq. 4-39}$$

Resolvendo a derivada da eq. 4-39 com o auxílio do Mathematica online integrator (Wolfram, EUA) tem-se a eq. 4-40.

$$\frac{dt}{dr} = \tau \cdot \theta_i \cdot \alpha \cdot \frac{\pi}{R} \cdot \tan \left(\frac{\pi \cdot r}{2 \cdot R} \right) \cdot \left[\frac{\cos(\pi \cdot r/R) + 1}{2} \right]^{-\alpha} \quad \text{eq. 4-40}$$

Rearranjando a eq. 4-40 com a eq. 4-38 tem-se a eq. 4-41.

$$\frac{dt}{dr} = \frac{\alpha \cdot \pi \cdot t}{R} \cdot \tan \left(\frac{\pi \cdot r}{2 \cdot R} \right) \quad \text{eq. 4-41}$$

Rearranjando a eq. 4-42 tem-se a eq. 4-43.

$$v(r) = \theta_i \cdot v_b \left(\frac{1 + \cos \pi \cdot r^*}{2} \right)^\alpha \quad \text{eq. 4-42}$$

$$\pi \cdot r^* = a \cos \left[2 \left(\frac{\tau \cdot \theta_i}{t} \right)^{\frac{1}{\alpha}} - 1 \right] \quad \text{eq. 4-43}$$

Substituindo a eq. 4-43 na eq. 4-41, tem-se a eq. 4-44.

$$\frac{dt}{dr} = \frac{\alpha \cdot \pi \cdot t}{R} \cdot \tan \left[\frac{1}{2} a \cos \left[2 \cdot \left(\frac{\tau \theta_i}{t} \right)^{\frac{1}{\alpha}} - 1 \right] \right] \quad \text{eq. 4-44}$$

Rearranjando os termos da eq. 4-3 e multiplicando por R^2/R^2 , tem-se a eq. 4-45.

$$E(t)dt = \frac{dQ}{Q} = \frac{v(r)2\pi r dr}{Q} = \frac{L}{t} \frac{2\pi r}{Q} \cdot dr \cdot \frac{R^2}{R^2} = \frac{\tau}{t} \cdot \frac{2r}{R^2} \cdot dr \quad \text{eq. 4-45}$$

Substituindo a eq. 4-44 na eq. 4-45 tem-se a eq. 4-46.

$$E(t) = \frac{\tau}{t^2} \cdot \frac{2}{\alpha \cdot \pi^2} \cdot \frac{\phi}{\tan(\phi/2)} \quad \text{sendo} \quad \phi = a \cos \left[2 \left(\frac{\tau \cdot \theta_i}{t} \right)^{\frac{1}{\alpha}} - 1 \right] \quad \text{eq. 4-46}$$

$$\text{para} \quad t > t_i = \frac{\alpha_0^p}{\alpha^p + \alpha_0^p} \cdot \tau$$

Na forma adimensionalizada a eq. 4-46 pode ser expressa pela eq. 4-47.

$$E(\theta) = \frac{1}{\theta^2} \cdot \frac{2}{\alpha \cdot \pi^2} \cdot \frac{\phi}{\tan(\phi/2)} \quad \text{sendo} \quad \phi = a \cos \left[2 \left(\frac{\theta_i}{\theta} \right)^{\frac{1}{\alpha}} - 1 \right] \quad \text{eq. 4-47}$$

$$\text{Para} \quad \theta > \theta_i = \frac{\alpha_0^p}{\alpha^p + \alpha_0^p}$$

A Figura 4-6 apresenta a forma das curvas E com a variação do parâmetro α do modelo senoidal.

Figura 4-6: Curvas E para o modelo senoidal com variação no parâmetro do modelo.

4.2.4 Modelo exponencial

O modelo generalizado de DTR exponencial foi desenvolvido baseado em uma função exponencial, a partir da qual obtivemos o perfil de velocidade exponencial para escoamento laminar não ideal em tubos. Desta forma, a velocidade axial em termos radiais deve ser descrita conforme a eq. 4-48.

$$v(r) = v_{mdx} \left(\frac{e - e^{\frac{r}{R}}}{e - 1} \right)^{\beta} \quad \text{eq. 4-48}$$

O parâmetro β deve ser menor que a unidade ($\beta < 1$) e quando este parâmetro tende a zero ($\beta \rightarrow 0$), temos uma aproximação do perfil pistonado. Esta relação é apresentada na Figura 4-7.

Figura 4-7: Perfil de velocidade exponencial para escoamento laminar não ideal em tubos.

A DTR do modelo exponencial foi deduzida seguindo os passos descritos no item 4.1. Substituindo a eq. 4-48 na eq. 4-7 e fazendo $r^* = r/R$ e $dr^* = dr/R$ tem-se a eq. 4-49 que relaciona a velocidade média com a velocidade máxima para o modelo exponencial.

$$v_b = 2 \cdot v_{m\acute{a}x} \int_0^1 \left(\frac{e - e^{r^*}}{e - 1} \right)^\beta \cdot r^* \cdot dr^* \quad \text{eq. 4-49}$$

A eq. 4-49 não tem solução analítica, então foi necessário resolvê-la numericamente no software Matlab usando o método de quadratura de Simpson adaptativa. Para a integração numérica foram utilizados vários valores para o parâmetro β sendo estes entre 10^{-3} a 10^{+3} . Pelo formato da curva obtida, verificou-se que a equação que melhor se ajustava era a eq. 4-50 com dois parâmetros, a e b , sendo, $a=5,4$ e $b=6,5$.

$$\frac{v_b}{v_{m\acute{a}x}} = \frac{a}{\beta^2 + b\beta + a} = \theta_i \quad \text{eq. 4-50}$$

O tempo de passagem de um elemento de fluido que escoar num raio r ($t=L/v(r)$) é apresentado pela eq. 4-51.

$$t(r) = \frac{L}{v(r)} = \frac{L}{v_{\max} \left(\frac{e - e^{\frac{r}{R}}}{e - 1} \right)^\beta} = \frac{\tau \cdot \theta_i}{\left(\frac{e - e^{\frac{r}{R}}}{e - 1} \right)^\beta} \quad \text{eq. 4-51}$$

Colocando a eq. 4-51 na forma diferencial da eq. 4-9 tem-se a eq. 4-52.

$$\frac{dt}{dr} = \tau \cdot \theta_i \cdot \frac{d}{dr} \left[\left(\frac{e - 1}{e - e^{\frac{r}{R}}} \right)^\beta \right] \quad \text{eq. 4-52}$$

Resolvendo a derivada da eq. 4-52 tem-se a eq. 4-53.

$$\frac{dt}{dr} = \frac{t \cdot \beta}{R} \cdot \frac{\left[e - (e - 1) \left(\frac{\tau \theta_i}{t} \right)^{\frac{1}{\beta}} \right]}{(e - 1) \left(\frac{\tau \theta_i}{t} \right)^{\frac{1}{\beta}}} \quad \text{eq. 4-53}$$

Substituindo a eq. 4-53 na eq. 4-54 tem-se a eq. 4-55.

$$E(t)dt = \frac{dQ}{Q} = \frac{v(r)2\pi r dr}{Q} = \frac{L}{t} \frac{2\pi}{Q} \cdot dr \cdot \frac{R^2}{R^2} = \frac{\tau}{t} \cdot \frac{2r}{R^2} \cdot dr \quad \text{eq. 4-54}$$

$$E(t) = \frac{\tau}{t^2} \cdot \frac{2}{\beta} \ln(e - \Omega) \frac{\Omega}{(e - \Omega)} \quad \text{sendo} \quad \Omega = (e - 1) \left(\frac{\tau \cdot \theta_i}{t} \right)^{\frac{1}{\beta}} \quad \text{eq. 4-55}$$

$$\text{para} \quad t > t_i = \frac{a}{\beta^2 + b\beta + a} \cdot \tau$$

Na forma adimensionalizada a eq. 4-55 pode ser expressa pela eq. 4-56.

$$E(\theta) = \frac{1}{\theta^2} \cdot \frac{2}{\beta} \cdot \frac{\Omega}{(e - \Omega)} \ln(e - \Omega) \quad \text{sendo} \quad \Omega = (e - 1) \left(\frac{\theta_i}{\theta} \right)^{\frac{1}{\beta}} \quad \text{eq. 4-56}$$

$$\text{para} \quad \theta > \theta_i = \frac{a}{\beta^2 + b\beta + a}$$

A Figura 4-8 apresenta a forma das curvas E com a variação do parâmetro β do modelo exponencial.

Figura 4-8: Curvas E para o modelo exponencial com variação no parâmetro do modelo.

5 MATERIAIS E MÉTODOS

5.1 Trocador de calor bitubular

Nesta pesquisa foi utilizado um trocador de calor bitubular de escala laboratorial, o qual foi projetado e construído especialmente para pesquisas no Laboratório de Engenharia de Alimentos da Escola Politécnica da USP (Figura 5-1). Alguns pesquisadores já utilizaram o equipamento para estudos de processamento térmico contínuo de fluidos viscosos como purê de banana e purê de manga (DITCHFIELD, 2004; SUGAI, 2007).

Este equipamento é composto por dois trocadores bitubulares (seção de aquecimento e seção de resfriamento) e um tubo de retenção. Cada trocador possui cinco grampos.

O equipamento foi construído em aço inoxidável e possui pontos específicos para a inserção de termopares na linha do produto. A tubulação interna, onde passa o fluido de teste, tanto da seção de aquecimento como da seção de resfriamento, possui diâmetro interno de 4,5 mm e externo de 6 mm. A tubulação externa, onde passa o fluido de aquecimento ou de resfriamento, possui diâmetro interno de 24,4 mm e espessura de 1 mm. O tubo de retenção possui o mesmo diâmetro do tubo interno das seções de aquecimento e resfriamento e é recoberto por uma camada de isolante térmico. Esse tubo de retenção é constituído por 4,1 m de seção reta e 0,24 m de seção em curvas suaves.

A vazão volumétrica do líquido de teste foi mantida constante durante a realização dos ensaios através do bombeamento feito por uma bomba monofuso excêntrico modelo 3NE10A (Netzsch, Brasil) com variador de frequência modelo VLT Micro (DANFOSS, Dinamarca) que transporta o fluido do tanque (44,64 L) para o pasteurizador.

Foi feita a calibração da bomba para saber qual a vazão volumétrica real na tubulação em função do valor escolhido no variador de frequência da bomba e, dessa forma, poder ajustar o valor correto a fim de obter as vazões desejadas. Para a obtenção da curva de calibração foram pesadas amostras do material coletado na saída da tubulação durante um período de tempo. A pesagem foi feita em balança modelo MARK S (SSR 2) (precisão 0,01g, BEL Engineering, Brasil) e o tempo

marcado em cronômetro digital modelo SW 2018. As vazões escolhidas no variador de frequência para a calibração foram 10, 20, 30, 40 e 50 L/h. A calibração foi feita para a operação com a seção de aquecimento do trocador. Para obter as vazões volumétricas a partir dos dados obtidos acima, fez-se a divisão das vazões mássicas pela densidade da amostra na temperatura ambiente (1000 kg/m^3 para a água e para o CMC 1,0% e $1208,5 \text{ kg/m}^3$ para a glicerina 80%).

Neste estudo utilizou-se apenas um trecho do tubo de retenção, equivalente a um grampo do trocador de calor, o qual representou satisfatoriamente o escoamento em todo o pasteurizador.

Figura 5-1: Pasteurizador bitubular do Laboratório de Engenharia de Alimentos da USP. À esquerda, seção de resfriamento e à direita, seção de aquecimento.

5.2 Preparo dos fluidos em estudo

Para os ensaios de DTR foram utilizados os fluidos água (fluido Newtoniano), mistura glicerina/água 80% (fluido viscoso newtoniano) e solução de carboximetilcelulose 1,0% em água (fluido viscoso não-Newtoniano).

5.2.1 Carboximetilcelulose 1,0% (CMC)

O carboximetilcelulose (Sal Sódico U.S.P, marca Labsynth, Lote 81617, Brasil) e a água destilada foram pesados em balança modelo MARKS (SSR 2)

(precisão 0,01g, BEL Engineering, Brasil) na proporção de 1:99 respectivamente. Sob agitação em agitador modelo 715 (Fisatom, potência 70 W, série 716205, Brasil), o CMC foi adicionado lentamente à água destilada. Após a adição de todo o CMC, a solução permaneceu por mais 1 hora sob agitação e então foi deixada em repouso por 24 horas até a completa homogeneização. Passadas 24 horas de repouso, o CMC foi agitado novamente durante 10 minutos.

5.2.2 Glicerina 80 %

A glicerina (Lote 6199, Casa Americana, Brasil) e a água destilada foram pesadas em balança na proporção 80:20, respectivamente. A glicerina foi adicionada a água destilada e agitada manualmente com bastão de vidro durante 10 minutos, até a completa homogeneização.

5.3 Propriedades dos fluidos

5.3.1 Água Pura

As propriedades da água pura são:

A densidade da água (ρ_w) em kg/m³ para uma faixa de temperatura de 0 a 146 °C é dada pela eq. 5-1 (INCROPERA et. al., 2008).

$$\rho_w = 8,78 \cdot 10^{-6} \cdot T^3 - 4,64 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 - 3,77 \cdot 10^{-2} \cdot T + 1000,5 \quad \text{eq. 5-1}$$

A viscosidade da água (μ_w) em Pa.s para uma faixa de temperatura de 0 a 100 °C é dada pela eq. 5-2 (GUT; PINTO, 2003).

$$\frac{1}{\mu_w} = 21,482 \cdot \left((T - 8,435) + \left(8078,4 + (T - 8,435)^2 \right)^{\frac{1}{2}} \right) - 1200 \quad \text{eq. 5-2}$$

5.3.2 Glicerina 80%

As propriedades da mistura glicerina/água 80% (fluido viscoso Newtoniano) (em massa) foram obtidas a partir das propriedades da água pura e da glicerina pura de acordo com o trabalho de Cheng (2008).

A massa molar da glicerina pura é 92,09 g/mol e a concentração em massa da glicerina na solução C_m é 0,80.

As densidades da glicerina (ρ_g) e da mistura glicerina/água 80% (ρ_{gw}) em kg/m³ para uma faixa de temperatura de 0 a 100 °C são dadas pela eq. 5-3 e eq. 5-4 (CHENG, 2008)

$$\rho_g = 1277 - 0,654 \cdot T \quad \text{eq. 5-3}$$

$$\rho_{gw} = \rho_g \cdot C_m + \rho_w \cdot (1 - C_m) \quad \text{eq. 5-4}$$

A viscosidade da glicerina (μ_g) e a viscosidade da mistura glicerina/água (μ_{gw}) em cP para uma faixa de temperatura de 0 a 100 °C são dadas pela eq. 5-5 e eq. 5-6 (CHENG, 2008).

$$\mu_g = 12100 \cdot e^{\left(\frac{(-1233+T)T}{9900+70 \cdot T}\right)} \quad \text{eq. 5-5}$$

$$\mu_{gw} = \mu_w^c \cdot \mu_g^{(1-c)} \quad \text{eq. 5-6}$$

Os parâmetros c , A e B são obtidos pela eq. 5-7, eq. 5-8 e eq. 5-9 (CHENG, 2008).

$$c = 1 - C_m + \frac{A \cdot B \cdot C_m \cdot (1 - C_m)}{A \cdot C_m + B \cdot (1 - C_m)} \quad \text{eq. 5-7}$$

$$A = 0,705 - 0,0017 \cdot T \quad \text{eq. 5-8}$$

$$B = (4,9 + 0,036 \cdot T) \cdot A^{2,5} \quad \text{eq. 5-9}$$

5.3.3 CMC 1,0%

A solução aquosa de CMC 1,0% é um fluido não-Newtoniano com comportamento reológico regido pelo modelo de lei de potência, conforme eq. 3-7. Esse fluido possui comportamento pseudoplástico, pois tem índice de comportamento menor que 1,0.

Carezzato et al. (2007) estudaram a influência da temperatura nos parâmetros reológicos do CMC nas concentrações de 0,5%, 1,0% e 1,5%. Os parâmetros reológicos do modelo de lei de potência encontrados para o CMC 1,0% são dados pela eq. 5-10 e eq. 5-11 (CAREZZATO et al., 2007).

$$K = 2,259 \cdot 10^{-4} \cdot e^{\left(\frac{2,298 \cdot 10^4}{R_g \cdot T}\right)} \quad \text{eq. 5-10}$$

$$n = 7,078 \cdot 10^{-2} \cdot e^{(5,845 \cdot 10^{-3} \cdot T)} \quad \text{eq. 5-11}$$

As variáveis n (adimensional) e K (Pa.s ^{n}) são os parâmetros reológicos, R_g é a constante dos gases ideais (8,31 J/mol.K) e T é a temperatura (K).

Como a quantidade de CMC adicionada foi muito pequena em relação ao volume de água, a densidade (ρ_{CMC}) para o CMC 1,0% pode ser considerada a mesma densidade da água pura.

A viscosidade generalizada do CMC 1,0%, para o cálculo do número de Reynolds do escoamento em dutos, é obtida pela eq. 5-12 (GUT; PINTO, 2003).

$$\mu_{\text{CMC}} = K \cdot \xi^{n-1} \left(\frac{v_b}{D_e} \right)^{n-1} \left(\frac{(v \cdot n) + 1}{(v + 1) \cdot n} \right)^n \quad \text{eq. 5-12}$$

Onde μ_{CMC} é a viscosidade generalizada do CMC 1%, v e ξ são parâmetros geométricos do duto, sendo seus respectivos valores 3 e 8 para tubos cilíndricos e D_e é o diâmetro do duto (CAREZZATO et al., 2007).

O número de Reynolds é obtido pela eq. 5-13 (INCROPERA et al., 2008)

$$\text{Re} = \frac{\rho \cdot v_b \cdot D_e}{\mu} \quad \text{eq. 5-13}$$

5.4 Distribuição do tempo de residência pela técnica condutimétrica

Através desta técnica, um volume de líquido saturado de Cloreto de Sódio é introduzido no sistema em um ponto desejado do processo, provocando uma perturbação em forma de pulso através da elevação da condutividade elétrica do fluido. O fluido passa pelo sistema e é detectado através de um condutivímetro online ligado a uma célula de escoamento e transmite os dados para um computador pessoal.

Solução aquosa de 1,0% carboximetilcelulose (CMC), que tem comportamento pseudoplástico (CAREZZATO et al., 2007), foi utilizada como fluido de trabalho. A esta solução foi necessário adicionar uma pequena quantidade de NaCl a fim de estabilizar o sinal de condutividade no equipamento (mínimo 0,5 g/L).

Um volume de 0,35 mL de solução 1,0% CMC saturada de Cloreto de Sódio (P.A.-A.C.S., Labsynth, Brasil) foi injetada através de uma tampa (rosca) de silicone no ponto desejado do processo usando uma seringa de 10 ml (Figura 5-2) provocando uma perturbação em forma de pulso através da elevação da condutividade elétrica do fluido. A injeção foi feita em fluxo e o volume injetado foi controlado em cada injeção. O jato do traçador gera uma perturbação no produto em escoamento levando a mistura do traçador no sistema.

A passagem do fluido pelo sistema foi detectada através de um condutivímetro online YSI 3200 (YSI, EUA) (Figura 5-3) ligado a uma célula de escoamento YSI 3445 (YSI, EUA), constituída de um tubo de vidro anular de 15 mL com dois pequenos eletrodos de platina-irídio (Figura 5-4) conectada na saída do processo, e um computador pessoal que fazia a coleta e registro dos dados do condutivímetro. A frequência de aquisição dos dados foi de 1 s desde a injeção do traçador até o início da estabilização do condutivímetro, passando então para 5 s.

Para estudar a influência da vazão na distribuição do tempo de residência e consequentemente nos parâmetros dos modelos, cinco vazões foram investigadas (correspondentes à faixa de operação da bomba) 10, 20, 30, 40 e 50 L/h. Cada condição de operação foi repetida pelo menos três vezes tanto para o sistema de aquisição (célula) como para a seção estudada do trocador de calor.

Durante os ensaios de DTR, o sistema de aquecimento não foi ligado, pois o sistema de aquisição de dados online não permite a passagem de fluido em temperaturas acima de 40°C, sendo assim, os ensaios foram realizados em temperatura ambiente com uma leve variação entre 22 e 24°C devido ao atrito na tubulação e na bomba, a qual não afetou o resultado final da DTR.

Figura 5-2: Injeção do traçador na entrada do processo logo após a curva de saída da seção de aquecimento. O ponto da coleta encontra-se à direita.

Figura 5-3: Condutivímetro YSI modelo 3200.

Figura 5-4: Célula de escoamento do condutivímetro (volume 15 mL).

Os mesmos procedimentos realizados nos ensaios de DTR com a solução de CMC 1,0% também foram realizados para a água destilada, que é um fluido Newtoniano. Neste caso, também foi necessário utilizar uma quantidade mínima de NaCl para estabilizar o sinal do condutivímetro. O traçador injetado neste caso foi a água destilada saturada com NaCl.

5.4.1 Tratamento dos dados experimentais de condutividade e tempo

Os valores de condutividade elétrica gerados durante a passagem do traçador pelo sistema de aquisição de dados foram considerados proporcionais aos valores da concentração deste traçador já que a temperatura teve pequena variação. Dessa forma, pode-se utilizar diretamente os valores de condutividade elétrica em função do tempo para calcular as variáveis $E(t)$, $F(t)$, $E_\theta(\theta)$ e t_m .

Os valores de $E(t)$ e $F(t)$ foram calculados através das eq. 3-8 e eq. 3-14 respectivamente, sendo que, as integrais destas equações foram obtidas pelo método numérico de trapézios usando o software Excel (Microsoft, EUA). O cálculo de θ e $E_\theta(\theta)$ foi feito usando eq. 3-15 e eq. 3-16, respectivamente. Foi verificado também, se eq. 3-9 e eq. 3-17 foram satisfeitas.

Tendo em vista que o volume (maior diâmetro) e o formato da célula do condutivímetro (expansão na entrada e contração na saída) em relação ao sistema

não são desprezíveis, foi necessário levar em conta a distorção na DTR causada pelo escoamento do fluido através da célula, que aumentou a dispersão e atrasou a curva $E(t)$ (GUTIERREZ, 2008). Para corrigir essa distorção, foi necessário estudar também a DTR do sistema de aquisição.

O tempo médio de residência para o sistema de aquisição foi calculado pela eq. 3-11.

A curva de DTR que é obtida experimentalmente é considerada como sendo uma curva convolucionada da curva de processo com a curva do sistema de aquisição. Então, conhecendo a curva do sistema de aquisição, pode-se fazer uma operação de deconvolução na curva de saída, retirando a interferência do sistema de aquisição. O método de convolução de sinais foi realizado de acordo com Gutierrez et al. (2010) conforme item 3.3.8.

Para se obter a DTR real do processo, estes passos foram seguidos:

1. Para cada modelo de DTR ajustado utilizou-se a equação correspondente para representar a DTR do processo e fez-se a sua convolução com a DTR do sistema de aquisição.
2. A curva obtida no passo 1 foi sobreposta aos dados experimentais para efeito de comparação.
3. O parâmetro do modelo e o t_m foram ajustados a fim de aproximar a curva convolucionada aos dados experimentais, através da minimização do erro quadrático da eq. 3-18 entre os dados experimentais e os calculados da curva $E(t)$. Neste ajuste consideraram-se pesos iguais para todos os pontos, ou seja, $w_i = 1$. Para resolver o problema de otimização foi utilizada a ferramenta solver do software Excel, após uma boa estimativa inicial ser obtida por tentativa e erro.

Os modelos de DTR testados para o sistema de aquisição e para o trocador de calor foram:

- Modelo de dispersão axial (item 3.5.1).
- Modelo de tanques em série (item 3.5.2).
- Modelo laminar modificado (item 3.5.3).
- Modelo combinado PFR+CSTR (item 3.5.4).
- Modelo m-laminar (item 4.2.1).
- Modelo y-laminar (item 4.2.2).

5.4.2 DTR no sistema de aquisição e no pasteurizador

Nesta etapa, foi feita a investigação da DTR no sistema de aquisição de dados (célula do condutivímetro) e no equipamento de pasteurização. Nos ensaios com o sistema de aquisição, a injeção do traçador foi feita logo na entrada da célula e registrou-se o sinal de condutividade com a própria célula durante a passagem do fluido. A Figura 5-5 mostra como este procedimento foi realizado. Após esta etapa, os dados experimentais coletados pelo sistema foram tratados no software Excel para obtenção dos valores de $E(t)$, θ , $E_\theta(\theta)$ e t_m conforme descrito no item 5.4.1. Para cada ensaio realizado foi feito um ajuste individual do parâmetro do modelo de DTR, através da minimização do erro quadrático entre $E_\theta(\theta)$ experimental e $E_\theta(\theta)$ do modelo estudado.

Figura 5-5: Injeção do traçador na entrada do sistema de aquisição.

Os ensaios de DTR no pasteurizador foram realizados de acordo com o item 5.4.1, porém neste trabalho utilizou-se somente parte da seção do equipamento correspondente ao tubo de retenção, devido à alta pressão produzida pela viscosidade do fluido de trabalho, que não permitia a injeção do traçador na entrada do trocador fazendo com que o produto escoando dentro do trocador de calor entrasse na seringa e não permitisse a saída do traçador da mesma. A seção utilizada do trocador de calor compreende dois trechos retos (3,34 m no total) e um trecho em curva de 180° (0,30 m) que caracterizam adequadamente o escoamento em todo o sistema, pois equivale a um grampo do trocador e está apresentada na Figura 5-6.

Figura 5-6: Trecho do tubo de retenção do pasteurizador utilizado para os ensaios de DTR, que é equivalente a um grampo do trocador.

No caso da seção do pasteurizador, foi feito um ajuste individual do parâmetro do modelo de DTR estudado juntamente com t_m , através da minimização do erro quadrático entre $E(t)$ experimental e $E(t)$ do modelo convolucionado. Para cada vazão estudada, foi determinada a média entre os valores do parâmetro e entre os tempos médios encontrados em cada ensaio. Essa análise permitiu identificar o comportamento do parâmetro e do tempo médio de residência de cada modelo de DTR em função da vazão.

O parâmetro do modelo que melhor se ajustou aos dados experimentais do sistema de aquisição, juntamente com o tempo médio de residência (t_m) do sistema de aquisição, foi utilizado para o cálculo da convolução para correção da distorção causada pela célula. Para a convolução das curvas de DTR dos modelos propostos de cada vazão testada foram utilizados os parâmetros e o valor de t_m da DTR correspondente do sistema de aquisição.

A Figura 5-7 mostra um exemplo de ajuste entre os dados experimentais do sistema de aquisição e um modelo de DTR.

Figura 5-7: Exemplo de ajuste entre os dados experimentais do sistema de aquisição (ponto azul) e o modelo de DTR de tanques em série (linha rosa).

Os valores dos parâmetros e do tempo médio de residência tanto para o sistema de aquisição como para o trocador de calor foram ajustados para cada vazão estudada, ou seja, 10, 20, 30, 40 e 50 L/h.

5.5 Estudo da DTR através da técnica colorimétrica

Resultados preliminares do uso da técnica condutimétrica indicaram que esta técnica não se adequou aos fluidos viscosos, portanto, foi necessário investigar a DTR através da técnica colorimétrica

A determinação do tempo de residência pela técnica colorimétrica consistiu na injeção de uma solução colorida do material que se desejava analisar na entrada do sistema, no qual passava o fluido sob estudo, e posterior análise deste material em espectrofotômetro. A grande vantagem da utilização deste método de análise é que ele fornece meios simples para a determinação de quantidades reduzidas de substâncias. Neste trabalho, o corante utilizado na confecção do traçador foi o azul de metileno (Labsynth, Brasil), por se tratar de um corante altamente miscível em água.

Testes foram realizados para determinar a concentração ideal de azul de metileno nos fluidos a serem analisados, a fim de que a lei de Beer-Lambert fosse válida. Quando a lei de Beer-Lambert é válida, temos que a absorbância medida é proporcional à concentração de corante na amostra, permitindo o uso direto dos valores de absorbância nos cálculos de DTR. A concentração de corante utilizada na

solução do traçador foi de 160 ppm, sendo que para essa condição, os valores de absorbância das amostras na saída do processo ficaram abaixo de 1,0 fazendo valer a lei de Beer-Lambert. Quando a concentração do corante está muito alta (absorbância acima de 1,0), muitas partículas estão no mesmo caminho ótico, fazendo com que algumas partículas fiquem na sombra de outras levando a uma distorção no resultado (VOGEL, 1989).

Na elaboração dos traçadores, o azul de metileno foi adicionado diretamente à água destilada para facilitar a homogeneização do mesmo e, posteriormente, fez-se a adição do CMC e da Glicerina seguindo os passos dos itens (5.2.1) e (5.2.2). No caso do preparo da solução de CMC, foi necessário adicionar 3 g de ácido cítrico em 100 ml de solução com corante para baixar o pH para promover a dissolução completa do azul de metileno.

Para os ensaios de DTR pela técnica colorimétrica utilizou-se como fluido de teste solução aquosa de 1,0% carboximetilcelulose (CMC), mistura 80 % glicerina/água e água destilada.

Um volume de 0,35 mL de solução com corante foi injetada através de uma tampa (rosca) de silicone na entrada do sistema usando uma seringa de 10 mL. A coleta do material na saída da tubulação foi feita manualmente. O volume de solução injetado foi controlado em cada injeção.

As vazões estudadas foram de 10, 20, 30, 40 e 50 L/h, sendo que a coleta do material foi feita em intervalos de 1 segundo, exceto para a vazão de 10 L/h que foi feita em intervalos de 2 segundos, para se obter a quantidade mínima de material para análise (3,5 mL).

Cada condição de operação foi repetida pelo menos cinco vezes para a obtenção de dados confiáveis. O sistema de aquecimento não foi ligado, ou seja, os ensaios ocorreram em temperatura ambiente (20 a 22°C) sofrendo apenas leves variações de temperatura em função do atrito com a tubulação.

A análise do material coletado foi realizada em espectrofotômetro modelo 700 Plus (Figura 5-8) (FEMTO, Brasil). Este equipamento é empregado para produzir um sinal que corresponde à diferença entre a radiação transmitida de um material de referência, ou seja, do material antes da injeção do traçador, e aquela transmitida de uma amostra onde o traçador já se dispersou, no comprimento de onda selecionado (VOGEL, 1989).

O fluido que saiu do equipamento após a injeção do traçador se apresentou de uma forma não homogeneizada para os fluidos viscosos (CMC 1,0% e Glicerina 80%), como pode ser visto na Figura 5-9. Sendo assim, as amostras coletadas foram previamente homogeneizadas usando bastão de vidro (Figura 5-10) antes de serem adicionadas as cubetas (recipiente de Quartz - modelo Q4 - caminho ótico 10 mm) (Figura 5-11) para então serem colocadas no suporte do equipamento para a leitura óptica. O equipamento foi calibrado para absorbância zero antes de cada repetição de ensaio com a primeira amostra da bandeja, a qual não continha qualquer traçador dissolvido. O comprimento de onda selecionado foi de 665 nm que corresponde a faixa espectral mais próxima do corante azul de metileno, para a qual a solução exibe o máximo de absorção seletiva, obtendo dessa forma a máxima sensibilidade (VOGEL, 1989). A cada troca de amostra, as cubetas foram lavadas com água destilada para a remoção de qualquer resíduo da amostra anterior.

Figura 5-8: Espectrofotômetro FEMTO 700 Plus.

Figura 5-9: Amostras coletadas em ensaios de DTR antes da homogeneização.

Figura 5-10: Amostras coletadas em ensaios de DTR após homogeneização.

Figura 5-11: Cubetas de Quartz usadas para a leitura óptica no espectrofotômetro.

5.5.1 DTR no pasteurizador

O estudo da distribuição do tempo de residência pela técnica colorimétrica no equipamento de pasteurização foi feita na mesma seção utilizada no estudo de DTR pela técnica condutimétrica. Através desta técnica pode-se utilizar o valor da absorbância diretamente para os cálculos de $E(t)$ e $F(t)$ experimentais também pelo método de trapézios conforme descrito no item (5.4.1), porém com a facilidade de não precisar dos cálculos de convolução numérica. Para cada um dos 5 ensaios realizados foi feito um ajuste individual do parâmetro do modelo de DTR estudado juntamente com t_m , através da minimização do erro quadrático entre $E(t)$ experimental e $E(t)$ do modelo estudado. Para cada vazão estudada, foi feita uma média dos valores do parâmetro e dos tempos médios encontrados em todas as repetições. Essa análise permitiu identificar o comportamento do parâmetro e do tempo médio de residência de cada modelo de DTR em função da vazão.

Os modelos de DTR testados foram:

- Modelo de dispersão axial (item 3.5.1)
- Modelo de tanques em série (item 3.5.2)
- Modelo laminar modificado (item 3.5.3)
- Modelo combinado PFR+CSTR (item 3.5.4)
- Modelo m -laminar (item 4.2.1)
- Modelo y -laminar (item 4.2.2)
- Modelo senoidal (item 4.2.3)
- Modelo exponencial (item 4.2.4)

5.6 Cálculo da Letalidade

O cálculo da letalidade foi realizado com o objetivo de mostrar a importância da obtenção de dados confiáveis de tempo de residência e temperatura para a

avaliação do equipamento, a fim de evitar e diagnosticar o sobreprocessamento indesejável do produto.

A letalidade foi obtida através da distribuição de temperatura ao longo das seções de aquecimento, retenção e resfriamento e do tempo médio de residência para os fluidos CMC 1,0% e glicerina 80%. A distribuição de temperatura no trocador de calor foi obtida através de ensaios experimentais com termopares acoplados ao trocador de calor, utilizando água como fluido de aquecimento e de resfriamento, escoando na vazão máxima permitida a fim de manter a temperatura aproximadamente constante na seção. Os ensaios de troca térmica foram realizados utilizando apenas quatro grampos do trocador de calor e o tubo de retenção, sendo dois grampos na seção de aquecimento e dois grampos na seção de resfriamento. O tempo médio de residência foi obtido conforme descrito no item 5.5 e assumiu-se que os valores encontrados são válidos para todo o equipamento, por metro linear de tubo.

As posições dos termopares ao longo do trocador de calor estão apresentadas na Tabela 5-1.

Tabela 5-1: Posição dos termopares na tubulação do trocador de calor.

Termopar	Posição (m)
T1	0,00
T2	1,98
T3	3,96
T5	5,94
T6	7,88
T7	9,85
T8	11,51
TJ	12,34
9	14,32
10	16,30
11	18,28
12	19,95

Para o cálculo da letalidade foi utilizada a eq. 3-3, que fornece o valor de F_{Tref} em segundos.

Os valores do parâmetro cinético z utilizados para efeito de cálculo foram $z=7^{\circ}\text{C}$ que é significativo para alimentos de alta acidez, sendo eficaz para os microrganismos estafilococos, salmonella, lactobacilos, fungos e leveduras, e $z=10^{\circ}\text{C}$ que é significativo para alimentos pouco ácidos, sendo eficaz para algumas espécies do microrganismo clostridium botulinum (TOLEDO, 1999).

A localização dos termopares está apresentada na Figura 5-12. Os termopares T1, T2, T3 e T5 estão localizados na seção de aquecimento, os termopares T6, T7, T8 e TJ estão localizados no tubo de retenção e os termopares T9, T10, T11 e T12 estão localizados na seção de resfriamento.

Figura 5-12: Esquematização do pasteurizador com termopares acoplados.

6 RESULTADOS E DISCUSSÃO

6.1 Cálculo do número de Reynolds

A partir das equações do item 5.3 foi possível determinar os valores de Reynolds para a água, CMC 1,0% e glicerina 80% nas vazões de 10, 20, 30, 40 e 50 L/h em temperatura ambiente de 22°C, conforme Tabela 6-1.

Tabela 6-1: Valores de Reynolds para a água, CMC 1,0% e glicerina 80%.

Número de Reynolds			
Vazão (L/h)	Água	CMC 1,0%	Glicerina 80%
10	1070	13	19
20	2058	36	37
30	3047	68	54
40	4036	107	72
50	5024	152	89

Nas condições estudadas, apenas a água opera em regime laminar apenas nas vazões de 10 L/h e 20 L/h. O CMC 1,0% e a glicerina 80% possuem baixo número de Reynolds em relação à água devido à alta viscosidade dos mesmos, permanecendo no regime laminar em todas as vazões estudadas.

Para a temperatura ambiente de 22°C a água apresenta $\mu_w = 9,6 \times 10^{-4}$ Pa.s e a glicerina 80% apresenta $\mu_{gw} = 5,4 \times 10^{-2}$ Pa.s para todas as vazões estudadas. O CMC 1,0% sofre variação da viscosidade em função da velocidade de escoamento, sendo $\mu_{CMC} = 8,1 \times 10^{-2}$, $5,4 \times 10^{-2}$, $4,3 \times 10^{-2}$, $3,6 \times 10^{-2}$ e $3,2 \times 10^{-2}$ Pa.s para as vazões de 10, 20, 30, 40 e 50 L/h, respectivamente. A viscosidade da mistura glicerina/água 80% e da solução de CMC 1,0% são da mesma ordem de grandeza.

6.2 Calibração da bomba

A Figura 6-1, Figura 6-2 e Figura 6-3 apresentam a relação entre a vazão volumétrica e a frequência da bomba para os fluidos CMC 1,0%, glicerina 80% e água, respectivamente e são dadas pelas eq. 6-1, eq. 6-2 e eq. 6-3.

Figura 6-1: Calibração da bomba para o CMC 1,0%.

$$Q_{real} (L/h) = 0,9964 \cdot Q_{set} (L/h)$$

eq. 6-1

Figura 6-2: Calibração da bomba para a glicerina 80%.

$$Q_{real} (L/h) = 1,003 \cdot Q_{set} (L/h)$$

eq. 6-2

Figura 6-3: Calibração da bomba para a água.

$$Q_{real} (L/h) = 0,9986 \cdot Q_{set} (L/h)$$

eq. 6-3

6.3 DTR no sistema de aquisição pela técnica condutimétrica

Conforme descrito no item 5.4.2, foi feita a investigação da DTR no sistema de aquisição de dados do condutivímetro. As vazões estudadas foram 10, 20, 30, 40 e 50 L/h e os ensaios foram realizados em triplicata para o CMC 1,0% e em quintuplicata para a água. Os dados experimentais de DTR foram ajustados aos modelos teóricos e generalizados para as vazões estudadas e a somatória do erro quadrático minimizado forneceu o modelo que melhor se ajustou aos dados experimentais para o sistema de aquisição. Esse resultado está apresentado na Figura 6-4 e na Figura 6-5. Os parâmetros ajustados foram Pe , N , θ_0 , θ_p , m e y no formato adimensional, ou seja, curvas E_0 , conforme eq. 3-26, eq. 3-28, eq. 3-32, eq. 3-36, eq. 4-18 e eq. 4-34, respectivamente.

A temperatura média na célula foi de 24,0°C.

Figura 6-4: Soma do quadrado dos erros para ajuste de modelos de DTR referentes ao sistema de aquisição do condutivímetro para o CMC 1% pela técnica condutimétrica.

Figura 6-5: Soma do quadrado dos erros para ajuste de modelos de DTR referentes ao sistema de aquisição do condutivímetro para a água pela técnica condutimétrica.

Cada ponto da Figura 6-4 e da Figura 6-5 corresponde à média da somatória do erro quadrático para todas as repetições dos ensaios. Foi possível identificar,

mediante a análise das médias da somatória de erros, que o modelo que melhor se ajustou aos dados experimentais do sistema de aquisição (célula) tanto para o CMC 1,0% como para a água, nas cinco vazões estudadas, foi o modelo de dispersão axial. Esse resultado também foi verificado por Gutierrez (2008). O aumento do erro quadrático com a redução da vazão pode ser atribuído à recirculação de traçador dentro da célula. A presença de um sensor no centro da célula gera um desvio no escoamento das partículas e a baixa vazão permite a recirculação destas em torno deste sensor. Dessa forma, o modelo tem dificuldade de representar essa recirculação que ocorre dentro da célula. Visivelmente notava-se a formação de canais preferenciais dentro da célula durante a passagem dos fluidos viscosos.

A Figura 6-6 e a Figura 6-7 apresentam exemplos de ajuste entre os dados experimentais e o modelo de dispersão axial para todas as repetições na vazão de 30 L/h para o CMC 1,0% e para a água, respectivamente. Como já era esperado, verificou-se que as curvas possuem poucos pontos experimentais, já que a passagem da solução na célula é rápida e poucos pontos experimentais são coletados, dificultando um ajuste ideal da DTR da célula. Apesar disso, é possível observar que o modelo de dispersão axial se ajusta bem aos dados experimentais obtidos para a célula, ou seja, resulta em um erro pequeno visto a pequena diferença entre a curva experimental e a teórica.

A variabilidade entre os dados experimentais e teóricos também pode ser atribuída a outros fatores, tais como: o registro dos dados de condutividade não é instantâneo, ocorrendo somente a cada 1 segundo; à não idealidade da injeção do traçador que é feita manualmente, podendo sofrer variação de velocidade; ao formato da célula que apresenta expansão na entrada e contração na saída; devido ao volume reduzido da célula o tempo de residência na célula é da mesma ordem de grandeza do tempo de amostragem, dificultando a obtenção de dados confiáveis (GUTIERREZ, 2008).

Figura 6-6: Dados experimentais do sistema de aquisição de dados na vazão de 30 L/h ajustados ao modelo de dispersão axial para o CMC 1%.

Figura 6-7: Dados experimentais do sistema de aquisição de dados na vazão de 30 L/h ajustados ao modelo de dispersão axial para a água.

Analisando a influência da vazão no parâmetro do modelo de dispersão axial, verificou-se uma pequena variabilidade de todos os valores de Pe obtidos, levando à conclusão de que o valor deste parâmetro não é influenciado pela vazão na faixa de operação estudada ao contrário do que se esperava. Dessa forma, o valor do parâmetro escolhido para representar o ajuste do melhor modelo para o sistema de aquisição de dados foi uma média de todos os valores obtidos em todas as

repetições para as cinco vazões estudadas. A mesma relação entre o parâmetro do modelo e a vazão foi verificada por Gutierrez (2008).

A Figura 6-8 e a Figura 6-9 apresentam a relação entre o parâmetro do modelo de dispersão axial e a vazão para o CMC 1,0% e para a água, respectivamente. Os valores de Pe apresentados foram obtidos pela média dos valores de Pe obtidos em todas as repetições para cada fluido em cada vazão estudada.

Figura 6-8: Variação do parâmetro do modelo de dispersão axial com a vazão para o sistema de aquisição com o CMC 1,0%.

Figura 6-9: Ajuste do parâmetro do modelo de dispersão axial para as cinco vazões estudadas para o sistema de aquisição com a água.

Embora os valores de Pe obtidos tenham sido menores que 16, a equação de DTR aproximada de Nauman (1985) (eq. 3-26) é coerente em termos de DTR. Consequentemente, os valores de Pe podem ser utilizados como um parâmetro do modelo, mas não para cálculos de dispersão.

Avaliando a influência das cinco vazões estudadas no tempo médio de residência experimental, pode-se determinar uma equação de variabilidade do tempo médio em função da vazão. A equação que ficou melhor ajustada para os dois fluidos estudados foi do tipo potência, como pode ser observada na Figura 6-10 e na Figura 6-11.

Figura 6-10: Variação dos tempos médios de residência experimentais com a vazão para o sistema de aquisição de dados com o CMC 1,0%.

Figura 6-11: Variação dos tempos médios de residência experimentais com a vazão para o sistema de aquisição de dados para a água.

Dessa forma, o valor do número de Peclet médio para o CMC 1,0% ($Pe = 0,87 \pm 0,74$) e para a água ($Pe = 4,55 \pm 2,25$) juntamente com seu respectivo tempo médio de residência do sistema de aquisição, para cada vazão, foram utilizados para a convolução com os dados experimentais de DTR da seção do pasteurizador para os respectivos fluidos. As relações que definem o tempo médio de residência em função da vazão estão apresentadas na eq. 6-4 e na eq. 6-5.

$$t_m(s) = 88,80 \cdot Q(L/h)^{-0,8461} \quad \text{eq. 6-4}$$

$$t_m(s) = 57,98 \cdot Q(L/h)^{-0,8851} \quad \text{eq. 6-5}$$

O expoente da eq. 6-4 e da eq. 6-5 seria igual a -1,0 se tivéssemos um escoamento ideal. Como não temos um escoamento ideal no sistema estudado, devido à localização do sensor no centro da célula e não na saída da mesma é justificada a distorção no valor do expoente.

6.3.1 DTR no pasteurizador pela técnica condutimétrica

A Figura 6-12 e a Figura 6-14 apresentam exemplos de dados experimentais da seção do pasteurizador, junto ao modelo y -laminar (modelo de melhor ajuste) ajustado com sua respectiva convolução com a DTR do sistema de aquisição de dados para o CMC 1,0% e para a água, respectivamente. Pode-se perceber que a distorção causada pelo sistema de aquisição na curva E não pode ser desprezada.

Figura 6-12: Exemplo de dados experimentais da seção estudada na vazão de 50 L/h com ajuste do modelo y -laminar e sua convolução com a DTR da célula.

Figura 6-13: Exemplo de dados experimentais da seção estudada na vazão de 50 L/h com ajuste do modelo y -laminar e sua convolução com a DTR da célula para a água.

O recurso Solver do Excel (Microsoft) foi utilizado para ajustar individualmente os parâmetros e o tempo médio de residência de cada um dos seis modelos estudados de cada ensaio realizado para minimizar a soma do erros quadráticos entre os dados experimentais e a curva convolucionada. O ajuste foi feito utilizando as equações dos modelos no formato dimensional, ou seja, curvas $E(t)$. Os resultados da soma dos erros quadráticos para cada um dos seis modelos estudados já convolucionados para a seção do trocador de calor são mostrados na Figura 6-14 e Figura 6-15 para o CMC 1,0% e para a água, respectivamente. Para cada modelo e vazão temos uma média dos erros quadráticos dos ensaios realizados.

Figura 6-14: Soma do quadrado dos erros para ajuste de modelos de DTR referentes à seção do trocador de calor para o CMC 1,0%.

Figura 6-15: Soma do quadrado dos erros para ajuste de modelos de DTR referentes à seção do trocador de calor para a água.

Foi possível verificar que o modelo que melhor se ajustou aos dados experimentais, para os dois fluidos estudados, foi o modelo *y*-laminar, seguido pelo modelo combinado PFR+CSTR e pelo modelo de dispersão axial. O modelo *m*-laminar não forneceu resultados confiáveis porque o parâmetro *n* apresentou uma grande variação e, muitas vezes tendeu para o infinito durante a minimização do erro quadrático.

O aumento do erro quadrático com o aumento da vazão pode ser atribuído aos poucos pontos coletados durante a passagem do traçador pelo sistema de aquisição ou pelo pasteurizador.

Relacionando o parâmetro do modelo que melhor se ajustou aos dados experimentais, *y*, com a vazão, verificamos uma relação linear e crescente com o aumento da vazão para o CMC 1,0%, conforme apresentado na Figura 6-16.

Figura 6-16: Variação do parâmetro y do modelo y -laminar com a vazão para o CMC 1,0%.

Embora esse modelo tenha fornecido o menor erro quadrático em relação aos dados experimentais, o resultado obtido não foi o esperado, porque os valores de y ficaram acima de 1,0, exceto para a vazão de 10 L/h. Essa relação está apresentada na eq. 6-6.

$$y = 0,0250Q(L/h) + 0,6003 \quad \text{eq. 6-6}$$

Comparando as curvas de perfil de velocidade da Figura 4-3 com o resultado obtido, pode-se verificar que a concavidade do perfil de velocidade encontrado ficou invertida.

No caso da água, o parâmetro do modelo y -laminar apresenta uma relação de potência decrescente com o aumento da vazão, conforme apresentado na Figura 6-17.

Figura 6-17: Variação do parâmetro y do modelo y -laminar com a vazão para a água.

O resultado obtido para a água está de acordo com o esperado, já que os valores do parâmetro y ficaram entre 0,0 e 1,0 e o comportamento decrescente do parâmetro com a vazão corresponde ao comportamento das curvas E do modelo, onde, o aumento da vazão, eleva a turbulência, diminui o alargamento da curva se aproximando do escoamento pistonado em valores de y próximos de zero. Essa relação é dada pela eq. 6-7.

$$y = 17,22 \cdot Q(L/h)^{-1,296} \quad \text{eq. 6-7}$$

As curvas de $E(t)$ do modelo y -laminar ajustado para o CMC 1,0%, geradas a partir dos dados da variação do parâmetro y em função da vazão, estão apresentadas na Figura 6-18. Pode-se perceber que o aumento da vazão levou a um aumento do pico e a uma diminuição no alargamento da curva. Esse comportamento deve-se à diminuição do tempo de passagem do traçador pelo sistema e conseqüente redução da dispersão. Com a redução da vazão também se percebe que o tempo mínimo de residência se torna maior. Neste tipo de escoamento, onde se tem apenas o regime laminar, pode-se perceber a formação de uma cauda no final da curva, a qual se intensifica com a redução da vazão.

Figura 6-18: Curvas $E(t)$ para o modelo y-laminar ajustado com os dados experimentais para o CMC 1,0% pela técnica condutimétrica.

Comparando-se o comportamento das curvas $E(t)$ da água (Figura 6-19), com o comportamento das curvas $E(t)$ do CMC 1,0% (Figura 6-18), pode-se perceber um estreitamento na base das curvas, um aumento do pico e um atraso na saída do traçador para as vazões mais altas (40 e 50 L/h), indicando que a dispersão do traçador é menor para a água nestas condições. Esse comportamento era esperado, já que o fluxo do CMC 1,0% é laminar para todas as vazões estudadas, enquanto que para a água, nas vazões mais altas (40 e 50 L/h), temos um fluxo transitório ou turbulento. Já para as vazões mais baixas (10 e 20 L/h) onde os dois fluidos se encontram em regime laminar, esse comportamento se inverte. Temos uma saída antecipada do traçador, uma redução do pico e um alargamento na base para água. Esse resultado nos mostra que o perfil de velocidade do CMC 1,0% é mais achatado que o perfil de velocidade da água quando ambos estão em regime laminar. Dado o comportamento pseudoplástico da solução de CMC 1,0%, é esperado um perfil de velocidade mais achatado devido à diminuição da viscosidade próximo à parede do tubo.

Figura 6-19: Curvas $E(t)$ para o modelo y-laminar ajustado com os dados experimentais da água pela técnica condutimétrica.

Foi feita a investigação da variação do tempo médio de residência com a vazão para comparar com o tempo espacial calculado a partir da eq. 3-10. No caso do CMC 1,0%, conforme apresentado na Figura 6-20, verificou-se que o tempo médio de residência ficou maior que o tempo espacial (razão entre o volume e a vazão volumétrica), o que não é um resultado esperado, já que uma possível incrustação ou a formação de zonas de estagnação levariam à redução do volume ativo da tubulação e consequentemente a redução no tempo de residência. O tempo médio de residência experimental ficou em 25,8, 20,2, 11,5, 11,6 e 10,6 s enquanto que o tempo espacial ficou em 20,8, 10,4, 6,9, 5,2 e 4,2 s para as vazões 10, 20, 30, 40 e 50 L/h respectivamente. Através deste resultado, foi possível calcular o volume ativo da seção estudada, ou seja, o volume real do pasteurizador que o produto utilizou para percorrê-lo. Para isso foi utilizado o recurso solver do Excel (Microsoft) para minimizar o erro entre o t_m ajustado e o tempo médio calculado. O valor encontrado para o volume ativo foi de 84,77 mL, que é maior que o volume real desta seção, 57,81 mL.

Figura 6-20: Variação do tempo médio de residência com a vazão para o CMC 1,0%.

A relação entre o tempo médio de residência e a vazão para o CMC 1,0% é dada pela eq. 6-8.

$$t_m(s) = 106,1 \cdot Q(L/h)^{-0,6026} \quad \text{eq. 6-8}$$

No caso da água, verificou-se que o tempo médio de residência ficou abaixo do tempo espacial como era esperado, exceto para a vazão de 10 L/h, como pode ser verificado na Figura 6-21. O tempo médio de residência ajustado ficou em 26,6, 7,2, 4,8, 3,6 e 3,2 s enquanto que o tempo espacial é 20,8, 10,4, 6,9, 5,2 e 4,2 s para as vazões 10, 20, 30, 40 e 50 L/h respectivamente. A discrepância no valor do tempo médio de residência para a vazão de 10 L/h pode ser atribuído a uma recirculação do fluido dentro da célula devido à baixa vazão de operação, o que levou a um aumento no tempo de passagem da solução salina no sistema de detecção. O volume ativo calculado 63,4 mL também ficou maior que o volume real da seção, 57,81 mL, provavelmente devido à distorção causada na vazão de 10 L/h.

Figura 6-21: Variação do tempo médio de residência com a vazão para a água.

A relação entre o tempo médio de residência e a vazão para a água é dada pela eq. 6-9

$$t_m(s) = 485,3 \cdot Q(L/h)^{-1,329} \quad \text{eq. 6-9}$$

Embora o modelo y-laminar tenha fornecido um bom ajuste com os dados experimentais do CMC 1,0%, os valores dos parâmetros do modelo ficaram fora da faixa esperada (entre 0,0 e 1,0) e o tempo médio de residência ficou superior ao tempo espacial. No caso dos demais modelos estudados, o tempo médio de residência também ficou superior ao tempo espacial. Esse resultado permite concluir que a metodologia utilizada para medição da DTR pode não ter sido adequada para este tipo de fluido. No trabalho de Gutierrez (2008) a metodologia foi aplicada para a água. Os resultados indicam que ela não foi adequada para líquidos de maior viscosidade, provavelmente pela considerável estagnação de traçador dentro da célula, que prolonga muito a curva de DTR. Portanto decidiu-se refazer os ensaios usando a técnica colorimétrica.

6.4 DTR pela técnica colorimétrica

Os fluidos estudados através da técnica colorimétrica foram o CMC 1,0%, glicerina 80% e água. As vazões estudadas pela técnica colorimétrica foram as

mesmas estudadas pela técnica condutimétrica, ou seja, 10, 20, 30, 40 e 50 L/h e os ensaios foram realizados em quintuplicata. Os dados experimentais de tempo de residência e concentração do traçador foram utilizados para a obtenção da curva $E(t)$ experimental através da eq. 3-8. A curva $E(t)$ experimental, de cada um dos ensaios realizados, foi ajustada individualmente aos modelos teóricos e generalizados através da minimização da somatória do erro quadrático entre as mesmas. Para este ajuste foi utilizada a ferramenta solver do Excel (Microsoft) em que, o parâmetro do modelo em estudo e o tempo médio de residência foram variáveis a fim de obter-se o menor erro quadrático. O modelo de DTR escolhido como o modelo que melhor representa os dados experimentais foi aquele que apresentou o menor erro quadrático e pode ser visualizado pela Figura 6-22, Figura 6-23 e Figura 6-24. Os parâmetros ajustados foram Pe , N , θ_0 , θ_p , m , y , α e β , sendo que, foram utilizadas as equações dos modelos no formato dimensional, ou seja, as curvas $E(t)$.

Figura 6-22: Soma do quadrado dos erros para ajuste de modelos de DTR para o CMC 1% pela técnica colorimétrica.

Figura 6-23: Soma do quadrado dos erros para ajuste de modelos de DTR para a Glicerina 80% pela técnica colorimétrica.

Figura 6-24: Soma do quadrado dos erros para ajuste de modelos de DTR para a água pela técnica colorimétrica.

Verifica-se através da Figura 6-22 e da Figura 6-23 que os modelos que melhor se ajustaram aos dados experimentais do CMC 1,0% e da Glicerina 80% foram os modelos y-laminar e exponencial. Como os dois modelos apresentaram comportamentos muito semelhantes, opta-se em utilizar o modelo y-laminar, já que

este apresenta uma equação analítica e com formato mais simples. O aumento do erro para a vazão de 50 L/h pode ser devido à menor quantidade de pontos obtidos através dos ensaios, visto que, em 1 segundo a quantidade de solução coletada é muito maior.

No caso da água, Figura 6-24, temos que os modelos y -laminar e exponencial se ajustaram melhor para as vazões correspondentes ao regime laminar, enquanto que os modelos de dispersão axial e tanques em série se ajustaram melhor para as vazões correspondentes ao regime turbulento. Esse resultado era esperado, já que os modelos y -laminar e exponencial possuem perfil de velocidade em formato parabólico característico do regime laminar, e os modelos de dispersão axial e tanques em série são muito utilizados para regime turbulento. Torres, Oliveira e Fortuna (1998a) também obtiveram bom ajuste para a água com o modelo de dispersão axial. Como o objetivo do presente trabalho é estudar o escoamento laminar em um trocador de calor que trabalha preferencialmente nesse regime, será enfatizado os resultados da água referentes aos modelos y -laminar e exponencial.

Os modelos de dispersão axial, tanques em série, y -laminar e exponencial apresentaram uma boa convergência quando ajustados através da ferramenta solver do Excel (Microsoft). Já os demais modelos estudados apresentaram dificuldade em convergir quando ajustados aos dados experimentais, necessitando re-inicializações e troca da estimativa inicial.

As figuras a seguir (Figura 6-25, Figura 6-26, Figura 6-27, Figura 6-28, Figura 6-29, Figura 6-30, Figura 6-31, Figura 6-32, Figura 6-33, Figura 6-34, Figura 6-35 e Figura 6-36) apresentam exemplos de curvas $E(t)$ dos modelos y -laminar e exponencial, ajustadas às curvas $E(t)$ experimentais para os cinco ensaios dos fluidos estudados. Verifica-se que na vazão de 10 L/h têm-se mais pontos coletados enquanto que na vazão de 50 L/h a quantidade de pontos coletados é menor. Isso ocorre porque a coleta é feita na frequência de 1 segundo e, com o aumento da vazão, o traçador injetado sai do sistema mais rápido. A curva $E(t)$ teórica foi construída com o valor médio do parâmetro e com o valor médio do t_m obtidos nas cinco repetições.

Figura 6-25: Curva $E(t)$ do modelo y-laminar ajustada as curvas $E(t)$ experimentais do CMC 1,0% para a vazão de 10 L/h.

Figura 6-26: Curva $E(t)$ do modelo y-laminar ajustada as curvas $E(t)$ experimentais do CMC 1,0% para a vazão de 50 L/h.

Figura 6-27: Curva $E(t)$ do modelo exponencial ajustada as curvas $E(t)$ experimentais do CMC 1,0% para a vazão de 10 L/h.

Figura 6-28: Curva $E(t)$ do modelo exponencial ajustada as curvas $E(t)$ experimentais do CMC 1,0% para a vazão de 50 L/h.

Figura 6-29: Curva $E(t)$ do modelo y-laminar ajustada as curvas $E(t)$ experimentais da glicerina 80% para a vazão de 10 L/h.

Figura 6-30: Curva $E(t)$ do modelo y-laminar ajustada as curvas $E(t)$ experimentais da glicerina 80% para a vazão de 50 L/h.

Figura 6-31: Curva $E(t)$ do modelo exponencial ajustada as curvas $E(t)$ experimentais da glicerina 80% para a vazão de 10 L/h.

Figura 6-32: Curva $E(t)$ do modelo exponencial ajustada as curvas $E(t)$ experimentais da glicerina 80% para a vazão de 50 L/h.

Figura 6-33: Curva $E(t)$ do modelo y -laminar ajustada as curvas $E(t)$ experimentais da água para a vazão de 10 L/h.

Figura 6-34: Curva $E(t)$ do modelo y-laminar ajustada as curvas $E(t)$ experimentais da água para a vazão de 50 L/h.

Figura 6-35: Curva $E(t)$ do modelo exponencial ajustada as curvas $E(t)$ experimentais da água para a vazão de 10 L/h.

Figura 6-36: Curva $E(t)$ do modelo exponencial ajustada as curvas $E(t)$ experimentais da água para a vazão de 50 L/h.

Através dos valores dos parâmetros, obtidos para cada ensaio, foi feita uma média e então foi analisado o seu comportamento em função da vazão. Tanto para o CMC 1,0% como para a Glicerina 80% verificamos que o parâmetro dos modelos y -laminar e exponencial não sofreram influência da vazão. Isso pode ocorrer porque mesmo com o aumento da vazão o fluido permanece no mesmo regime de escoamento. Dessa forma, o valor do parâmetro que representa o escoamento no vaso pode ser obtido por uma média de todos os valores obtidos nos cinco ensaios e nas cinco vazões estudadas. Esse resultado está apresentado na Figura 6-37, Figura 6-38, Figura 6-39 e Figura 6-40. O valor médio para o parâmetro y foi de $0,38 \pm 0,08$ e de $0,36 \pm 0,06$ para o CMC 1,0% e para a glicerina 80%, respectivamente. O valor médio para o parâmetro β foi de $0,48 \pm 0,12$ e de $0,54 \pm 0,14$ para o CMC 1,0% e para a glicerina 80%, respectivamente.

Figura 6-37: Variação do parâmetro do modelo y -laminar em função da vazão para o CMC 1,0% pela técnica colorimétrica.

Figura 6-38: Variação do parâmetro do modelo exponencial em função da vazão para o CMC 1,0% pela técnica colorimétrica.

Figura 6-39: Variação do parâmetro do modelo γ -laminar em função da vazão para a glicerina 80% pela técnica colorimétrica.

Figura 6-40: Variação do parâmetro do modelo exponencial em função da vazão para a glicerina 80% pela técnica colorimétrica.

Já no caso da água, os valores dos parâmetros y -laminar e exponencial decrescem com o aumento da vazão. Isso ocorre porque quando temos uma passagem de um regime laminar para um regime turbulento, temos uma redução no valor desse parâmetro, aproximando-se do escoamento pistonado. Esse comportamento pode ser visualizado na Figura 6-41 e na Figura 6-42 e é dado pela eq. 6-10 e pela eq. 6-11, para o modelo y -laminar e exponencial, respectivamente.

Figura 6-41: Variação do parâmetro do modelo y -laminar em função da vazão para a água pela técnica colorimétrica.

$$y = 2,932 * Q(L/h)^{-0,7474}$$

eq. 6-10

Figura 6-42: Variação do parâmetro do modelo exponencial em função da vazão para a água pela técnica colorimétrica.

$$\beta = 8,019 * Q(L/h)^{-0,9641}$$

eq. 6-11

Analisou-se a influência da vazão no tempo médio de residência para os modelos γ -laminar e exponencial, para os fluidos CMC 1,0%, glicerina 80% e água. Verificou-se que em todos os casos o tempo médio de residência, ajustado através dos dados experimentais, ficou abaixo do tempo espacial, como era esperado. Através da ferramenta solver do Excel (Microsoft), fez-se o cálculo do volume ativo da seção utilizada do trocador de calor. Esse cálculo foi feito minimizando o erro entre o tempo médio ajustado e o tempo médio calculado, deixando o volume ativo como uma variável a ser ajustada.

No caso do CMC 1,0% foi obtido um volume ativo de 63,6% para o modelo γ -laminar e um volume ativo de 65,2% para o modelo exponencial. Essa diferença entre o volume ativo e o volume real pode ser atribuída à incrustação, em primeiro lugar, à injeção do traçador, que é feita em um único ponto, podendo não se misturar muito bem ao longo do tubo em função da alta viscosidade do fluido em estudo. Ditchfield et al. (2006), em seus estudos de DTR para o purê de banana, utilizaram

um misturador estático na tubulação, logo após o ponto de injeção do traçador, a fim de dispersá-lo uniformemente na seção transversal.

O tempo médio de residência ajustado ficou em 12,3, 7,8, 5,0, 3,6, e 3,0 s para o modelo y-laminar e em 12,5, 8,3, 5,1, 3,8 e 3,0 s para o modelo exponencial, enquanto que o tempo espacial ficou em 20,8, 10,4, 6,9, 5,2 e 4,2 s para as vazões 10, 20, 30, 40 e 50 L/h, respectivamente.

O tempo médio de residência por metro de tubulação para o CMC 1,0% foi obtido a partir do t_m calculado e do comprimento total da seção (3,64 m) e está apresentado na Tabela 6-2. Pode-se verificar que a diferença do tempo médio de residência por metro de tubulação entre os dois modelos não é significativa, apresentando maior diferença em relação ao valor teórico. A Figura 6-43 e a Figura 6-44 apresentam o comportamento do tempo médio de residência ajustado e calculado para o CMC 1,0% para os modelos y-laminar e exponencial, respectivamente. As equações do tempo médio para esses modelos são dados pela eq. 6-12 e eq. 6-13.

Tabela 6-2: Tempo médio por metro de tubulação para o CMC 1,0%.

Vazão (L/h)	Modelos (t_m /metro)		τ /metro
	y-laminar (s/m)	Exponencial (s/m)	
10	3,64	3,74	5,72
20	1,82	1,87	2,86
30	1,21	1,25	1,91
40	0,91	0,93	1,43
50	0,73	0,75	1,14

Figura 6-43: Variação do tempo médio de residência com a vazão para o modelo y-laminar com o CMC 1,0%.

$$t_m(s) = 104,2 \cdot Q(L/h)^{-0,9008}$$

eq. 6-12

Figura 6-44: Variação do tempo médio de residência com a vazão para o modelo exponencial com o CMC 1,0%.

$$t_m(s) = 109,8 \cdot Q(L/h)^{-0,9081} \quad \text{eq. 6-13}$$

No caso da glicerina 80% foi obtido um volume ativo de 69,3% para o modelo y-laminar e um volume ativo de 72,7% para o modelo exponencial. Essa diferença entre o volume ativo e o volume real também pode ser atribuída à injeção do traçador, que é feita em um único ponto podendo não se misturar muito bem ao longo do tubo em função da alta viscosidade do fluido. O tempo médio de residência ajustado ficou em 13,9, 8,0, 4,1, 4,1 e 3,8 s para o modelo y-laminar e em 14,6, 8,5, 4,2, 4,4 e 4,2 s para o modelo exponencial, enquanto que o tempo espacial ficou em 20,8, 10,4, 6,9, 5,2 e 4,2 s para as vazões 10, 20, 30, 40 e 50 L/h, respectivamente.

O tempo médio de residência por metro de tubulação para a glicerina 80% está apresentado na Tabela 6-3. Pode-se verificar que a diferença do tempo médio de residência por metro de tubulação entre os dois modelos não é significativa, apresentando maior diferença em relação ao valor teórico. A Figura 6-45 e a Figura 6-46 apresentam o comportamento do tempo médio de residência ajustado e calculado para a glicerina 80% para os modelos y-laminar e exponencial, respectivamente. As equações do tempo médio para esses modelos são dados pela eq. 6-14e eq. 6-15.

Tabela 6-3: Tempo médio por metro de tubulação para a glicerina 80%.

Vazão (L/h)	Modelos (t_m /metro)		τ /metro
	y-laminar (s/m)	Exponencial (s/m)	
10	3,97	4,16	5,72
20	1,98	2,08	2,86
30	1,32	1,39	1,91
40	0,99	1,04	1,43
50	0,79	0,83	1,14

Figura 6-45: Variação do tempo médio de residência com a vazão para o modelo y-laminar com a glicerina 80%.

$$t_m(s) = 99,62 \cdot Q(L/h)^{-0,8672}$$

eq. 6-14

Figura 6-46: Variação do tempo médio de residência com a vazão para o modelo exponencial com a glicerina 80%.

$$t_m(s) = 97,45 \cdot Q(L/h)^{-0,8424} \quad \text{eq. 6-15}$$

Para a água foi obtido um volume ativo de 86,3% para o modelo y-laminar e um volume ativo de 94,7% para o modelo exponencial. Pode-se perceber que nesse caso foi obtido um volume ativo mais próximo do volume real, muito provavelmente porque não estamos trabalhando com um fluido viscoso, fazendo com que a injeção do traçador na entrada do vaso seja rapidamente misturada ao restante do fluido. Esse resultado também mostra que a diferença entre o volume ativo e o real, obtidos para os fluidos viscosos, não foi devido a incrustações na tubulação, já que para a água essa diferença foi pequena. O tempo médio de residência ajustado ficou em 18,6, 8,4, 5,2, 4,3 e 3,4 s para o modelo y-laminar e em 20,9, 8,8, 5,2, 4,4 e 3,5 s para o modelo exponencial, enquanto que o tempo espacial ficou em 20,8, 10,4, 6,9, 5,2 e 4,2 s para as vazões 10, 20, 30, 40 e 50 L/h, respectivamente.

O tempo médio de residência por metro de tubulação foi obtido a partir do t_m calculado e está apresentado na Tabela 6-4. Pode-se verificar que a diferença do tempo médio de residência entre os dois modelos e o teórico não é significativa. A Figura 6-47 e a Figura 6-48 apresentam o comportamento do tempo médio de residência ajustado e calculado para a água para os modelos y-laminar e exponencial, respectivamente. As equações do tempo médio para esses modelos são dadas pela eq. 6-16 e eq. 6-17.

Tabela 6-4: Tempo médio por metro de tubulação para a água.

Vazão (L/h)	Modelos (t_m /metro)		τ /metro
	y-laminar (s/m)	Exponencial (s/m)	
10	4,94	5,42	5,72
20	2,47	2,71	2,86
30	1,65	1,81	1,91
40	1,24	1,36	1,43
50	0,99	1,08	1,14

Figura 6-47: Variação do tempo médio de residência com a vazão para o modelo y-laminar com a água.

$$t_m(s) = 204,3 \cdot Q(L/h)^{-1,056}$$

eq. 6-16

Figura 6-48: Variação do tempo médio de residência com a vazão para o modelo exponencial com a água.

$$t_m(s) = 262,3 \cdot Q(L/h)^{-1,120}$$

eq. 6-17

As curvas de $E(t)$ dos modelos y-laminar e exponencial para os fluidos CMC 1,0%, glicerina 80% e água foram geradas a partir dos dados da variação do parâmetro y em função da vazão e do volume ativo e estão apresentadas na Figura 6-49, Figura 6-50, Figura 6-51, Figura 6-52, Figura 6-53 e Figura 6-54.

Figura 6-49: Curvas $E(t)$ para o modelo y-laminar ajustado com os dados experimentais do CMC 1,0% pela técnica colorimétrica.

Figura 6-50: Curvas $E(t)$ para o modelo exponencial ajustado com os dados experimentais do CMC 1,0% pela técnica colorimétrica.

Figura 6-51: Curvas $E(t)$ para o modelo y-laminar ajustado com os dados experimentais da glicerina 80% pela técnica colorimétrica.

Figura 6-52: Curvas $E(t)$ para o modelo exponencial ajustado com os dados experimentais da glicerina 80% pela técnica colorimétrica.

Figura 6-53: Curvas $E(t)$ para o modelo y-laminar ajustado com os dados experimentais da água pela técnica colorimétrica.

Figura 6-54: Curvas $E(t)$ para o modelo exponencial ajustado com os dados experimentais da água pela técnica colorimétrica.

Comparando-se o comportamento das curvas $E(t)$ da água com o comportamento das curvas $E(t)$ do CMC 1,0% e da glicerina, pode-se perceber um estreitamento na base das curvas, um aumento do pico e um atraso na saída do traçador para as vazões mais altas (40 e 50 L/h), indicando que a dispersão do traçador é menor para a água nestas condições, conforme verificado também por Torres, Oliveira e Fortuna (1998a). Esse comportamento era esperado, já que o fluxo do CMC 1,0% e da glicerina 80% é laminar para todas as vazões estudadas, enquanto que para a água, nas vazões mais altas (40 e 50 L/h), temos um fluxo turbulento. Já para as vazões mais baixas (10 e 20 L/h) onde os dois fluidos se

encontram em regime laminar, o comportamento é diferente. Temos uma redução do pico e um alargamento na base das curvas para a água. Esse resultado nos mostra que o perfil de velocidade do CMC 1,0% e da glicerina 80% é mais achatado que o perfil de velocidade da água quando ambos estão em regime laminar.

Comparando as curvas $E(t)$ dos modelos y -laminar e exponencial para o mesmo fluido, não se verifica uma diferença significativa.

A Figura 6-55 apresenta a comparação entre a curva de DTR teórica do modelo de lei de potência e a curva de DTR do modelo generalizado y -laminar obtida através dos parâmetros ajustados nos ensaios com o CMC 1,0% para uma vazão de 20 L/h. O índice de comportamento de fluxo utilizado para a solução de CMC 1,0% foi $n=0,4$ a 22°C conforme Carezzato et al. (2007).

Figura 6-55: Comparação das curvas $E(t)$ dos modelos y -laminar e teórico de lei de potência para o CMC 1,0%.

A Figura 6-56 apresenta a comparação entre o perfil de velocidade teórico do modelo de lei de potência e o perfil de velocidade do modelo generalizado y -laminar obtido através do ajuste do parâmetro y nos ensaios com o CMC 1,0%.

Figura 6-56: Comparação entre as curvas de perfil de velocidade do modelo y-laminar e teórico de lei de potência para o CMC 1,0%.

Através desta comparação, verificou-se um estreitamento inesperado do perfil de velocidade e um grande desvio do tempo inicial (θ_i), devido provavelmente ao pequeno volume ativo do sistema, que antecipou a saída do traçador. Os desvios da idealidade podem ser atribuídos à alta rugosidade relativa da parede do tubo, à presença de curvas, aos tês e à ponta do termopar na passagem do fluxo.

A Figura 6-57 apresenta a comparação entre a curva de DTR teórica do modelo laminar e a curva de DTR do modelo generalizado y-laminar obtida através dos parâmetros ajustados nos ensaios com a solução de glicerina 80% para uma vazão de 20 L/h.

Figura 6-57: Comparação das curvas $E(t)$ dos modelos γ -laminar e teórico laminar para a glicerina 80%.

A Figura 6-58 apresenta a comparação entre o perfil de velocidade teórico do modelo laminar modificado e o perfil de velocidade do modelo generalizado γ -laminar obtido através do ajuste do parâmetro γ nos ensaios com o a glicerina 80%.

Figura 6-58: Comparação entre as curvas de perfil de velocidade do modelo γ -laminar e teórico laminar modificado para a glicerina 80%.

Para a solução de glicerina 80%, verificou-se um achatamento do perfil de velocidade, o que era esperado, no entanto, devido ao pequeno volume ativo do sistema e ao achatamento do perfil de velocidade, o tempo inicial (θ_i) tem uma diferença muito pequena em relação ao valor teórico.

6.5 Cálculo da Letalidade

A Figura 6-59 e a Figura 6-60 apresentam a distribuição de temperatura do CMC 1,0% e da glicerina 80%, respectivamente, escoando dentro do trocador de calor para as vazões de 10, 20, 30, 40 e 50 L/h.

Figura 6-59: Histórico de temperatura para o CMC 1,0% nas cinco vazões estudadas.

Figura 6-60: Histórico de temperatura para a glicerina 80% nas cinco vazões estudadas.

Verificou-se que a temperatura sobe rapidamente atingindo a temperatura de pasteurização logo nos primeiros metros de tubulação, correspondente à seção de aquecimento. Isso prova que a seção de aquecimento está superdimensionada para o tratamento térmico dos produtos em questão, levando a um sobreprocessamento dos mesmos. Pode-se perceber também, uma significativa perda de calor no tubo de retenção, em especial no trecho que compreende o espaço entre os dois últimos termopares. Isso pode ocorrer devido à proximidade do último termopar em relação à seção de resfriamento, podendo sofrer influência da temperatura da água de resfriamento.

A variação inesperada da temperatura ao longo do trocador de calor pode ser devido ao pequeno volume de líquido escoando na tubulação, o que pode interferir nos valores medidos pelos termopares.

A letalidade aqui apresentada foi calculada considerando os resultados obtidos pelo ajuste do modelo de DTR y -laminar. O tempo médio por metro de tubulação para este modelo, apresentados na Tabela 6-2 e na Tabela 6-3, foi usado para calcular o tempo a partir do comprimento do tubo e então, utilizá-lo na eq. 3-3 para o cálculo da letalidade.

A Figura 6-61 e a Figura 6-62 mostram a distribuição de temperatura experimental no pasteurizador, assim como, a letalidade ideal na T_{ref} e a letalidade calculada para a T_{ref} para a vazão de 20 L/h para o CMC 1,0% com $z=7^{\circ}\text{C}$ e $z=10^{\circ}\text{C}$,

respectivamente. Considerou-se como T_{ref} a temperatura de saída do produto da seção de retenção.

Figura 6-61: Distribuição de temperatura e letalidade para o CMC 1,0% na vazão de 20 L/h para $z=7^{\circ}\text{C}$.

Figura 6-62: Distribuição de temperatura e letalidade para o CMC 1,0% na vazão de 20 L/h para $z=10^{\circ}\text{C}$.

O tempo equivalente de processo ($F_{T_{ref}}$) calculado para $z=7^{\circ}\text{C}$ foi $F_{T_{ref}} = 133$ s, enquanto que, para $z=10^{\circ}\text{C}$ foi $F_{T_{ref}} = 70$ s. Esse resultado mostra que, para ambos os casos, temos o valor de $F_{T_{ref}}$ calculado muito maior que o tempo de processo ideal $F_{T_{ref}} = 8$ s, indicando que mais da metade da letalidade (58%) ocorre antes do tubo de retenção. Para o valor de $z=7^{\circ}\text{C}$ a letalidade foi 16 vezes o necessário, enquanto que, para $z=10^{\circ}\text{C}$ a letalidade foi 8 vezes o necessário.

Verifica-se também que quanto menor o valor de z , maior a sensibilidade do microrganismo à temperatura, ou seja, quando temos $z=7^{\circ}\text{C}$ o valor de $F_{T_{ref}}$ é praticamente o dobro do valor de $F_{T_{ref}}$ para $z=10^{\circ}\text{C}$. Pode-se perceber que para a mesma variação de temperatura no tubo de retenção, a letalidade foi intensificada para o menor valor de z , e que o efeito da temperatura acima da T_{ref} intensificou a variação da letalidade.

A queda de temperatura no tubo de retenção foi de $9,4^{\circ}\text{C}$ e pode ser atribuída em parte ao isolamento deficiente e em parte a proximidade do termopar da seção de resfriamento.

A Figura 6-63 e a Figura 6-64 mostram a distribuição de temperatura experimental no pasteurizador, assim como, a letalidade ideal na T_{ref} e a letalidade calculada para a T_{ref} para a vazão de 20 L/h para a glicerina 80% com $z=7^{\circ}\text{C}$ e $z=10^{\circ}\text{C}$, respectivamente. Considerou-se também como T_{ref} a temperatura de saída do produto da seção de retenção.

Figura 6-63: Distribuição de temperatura e letalidade para a glicerina 80% na vazão de 20 L/h para $z=7^\circ\text{C}$.

Figura 6-64: Distribuição de temperatura e letalidade para a glicerina 80% na vazão de 20 L/h para $z=10^\circ\text{C}$.

O tempo de processo calculado para $z=7^\circ\text{C}$ foi $F_{T_{ref}} = 276,5 \text{ s}$, sendo que, para $z=10^\circ\text{C}$ foi $F_{T_{ref}} = 117,7 \text{ s}$. O resultado obtido para a glicerina 80% foi o mesmo

resultado obtido para o CMC 1,0%, ou seja, o valor de F_{Tref} calculado foi muito maior que o tempo de processo ideal $F_{Tref} = 9$ s, indicando que mais da metade da letalidade (55%) ocorre antes do tubo de retenção. Para o valor de $z=7^{\circ}\text{C}$ a letalidade foi 31 vezes a necessária, enquanto que, para $z=10^{\circ}\text{C}$ a letalidade foi 13 vezes o necessário.

A queda de temperatura no tubo de retenção foi de 13°C e pode ser atribuída em parte ao isolamento deficiente e em parte a proximidade do termopar da seção de resfriamento.

7 CONCLUSÕES

Foram deduzidos modelos de DTR baseados em equações de perfil de velocidade, os quais permitem um melhor ajuste com as curvas de DTR experimentais.

Através dos resultados de DTR obtidos pela técnica condutimétrica, com o condutivímetro YSI 3200 e célula de escoamento YSI 3445, pode-se verificar que o método utilizado foi inadequado para o estudo de fluidos viscosos como o CMC 1%, visto que o tempo médio de residência ficou superior ao tempo espacial.

Nos ensaios utilizando a técnica de injeção tipo pulso com corante e análise em espectrofotômetro, verificou-se que os modelos generalizados y-laminar e exponencial apresentaram um bom ajuste tanto para o fluido viscoso CMC 1% como para a glicerina 80%. No caso da água, estes modelos se ajustam melhor para vazões correspondentes ao regime laminar.

Através do cálculo da letalidade do processo a partir do tempo médio de residência determinado experimentalmente e do histórico de temperatura no trocador de calor, verificou-se que a seção de aquecimento está superdimensionada, levando a um sobreprocessamento.

7.1 PERSPECTIVAS PARA TRABALHOS FUTUROS

Realizar ensaios de DTR com troca térmica no pasteurizador bitubular para verificar a influência da temperatura na DTR e comparar com os resultados dos experimentos isotérmicos aqui apresentados.

Usar indicador tempo/temperatura enzimático para avaliar a letalidade experimental e compará-la com a calculada a partir do tempo médio de residência e da distribuição de temperatura.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS¹

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 (Mestrado). Universidade de São Paulo, São Paulo, 2009.

ANDRÉ, C.; BOISSIER, B.; FILLAUDEAU, L. Residence time distribution in tubular joule effect heaters with and without geometric modifications. *Chemical Engineering Science*, v. 30, n. 1, p. 33 – 40, 2007.

BIRD, R. B.; STEWART, W. E.; LIGHTFOOT, E. N. *Fenômenos de Transporte*. Rio de Janeiro: LTC, 2004.

CHENG, N.S. Formula for the Viscosity of a Glycerol-Water Mixture. *Industrial and Engineering Chemistry Research* v. 47, p. 3285-3288, 2008.

DELAPLACE, G.; THAKUR, R. K.; BOUVIER, L.; LEPRÊTRE, C.; ILNYZCKYJ, C.; ANDRÉ, C.; NOUAR, C. Influence of Rheological behavior of Purely Viscous fluid on analytical residence time distribution in straight tubes. *Chemical Engineer and Technologie*, v. 31, n. 2, p. 231-236, 2008.

DICKERSON JR, R. W.; SCALZO, A. M.; READ, R. B.; PARKER, R. W. Residence time of milk products in holding tubes of high-temperature short-time pasteurizers. *Journal of Dairy Science*, v. 51, n. 11, p. 1731-1736, 1968.

DITCHFIELD, C. *Estudo do processamento contínuo do purê de banana (Musa cavendishii Lamb.)*. Tese (Doutorado). Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, 2004.

DITCHFIELD, C.; TADINI, C. C.; SINGH, R. K.; TOLEDO, R. T. Velocity and temperature profiles, heat transfer coefficients and residence time distribution of a temperature dependent Herschel-Bulkley fluid in a tubular heat exchanger. *Journal of Food Engineering*, v. 76, p. 632-638, 2006.

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

¹ Baseado na Norma ABNT NBR 6023 (2002) com as devidas adaptações à literatura da área da engenharia.

FOGLER, H. C. *Elementos de Engenharia das Reações Químicas*. Rio de Janeiro: LTC, 2002.

GARCÍA-SERNA, J.; GARCÍA-VERDUGO, E.; HYDE, J. R.; FRAGA-DUBREUIL, J.; YAN, C.; POLIAKOFF, M.; COCERO M. J. Modelling residence time distribution in chemical reactors: A novel generalised n -laminar model. Application to supercritical CO₂ and subcritical water tubular reactors. *Journal of Supercritical Fluids*, v. 41, p. 82–91, 2007.

GRIJSPEERDT, K.; HAZARIKA, B.; VUCINIC, D. Application of computational fluid dynamics to model the hydrodynamics of plate heat exchangers for milk processing. *Journal of Food Engineering*, v. 57, p. 237-242, 2003.

GUT, J.A.W.; PINTO, J.M. Modeling of Plate Heat Exchangers with Generalized Configurations. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, v. 46, n. 14, p. 2571-2585, 2003.

GUT, J. A. W.; PINTO, J. M. Optimal design of continuous thermal processing with plate heat exchangers. In: Erdogdu, F. (Org.). *Optimization in Food Engineering*. Boca Raton: CRC Press, 2009. v. 1, p. 597-631, 2009.

GUTIEREEZ, C. G. C. C. *Distribuição do tempo de residência em processo de pasteurização com trocador de calor a placas*. Dissertação (Mestrado). Universidade de São Paulo, São Paulo, 2008.

GUTIEREEZ, 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, p. 248-256, 2010.

HIMMELBLAU, D. M.; BISCHOFF, K. B. *Process Analysis and Simulation: Deterministic Systems*. New York: Wiley, 1968.

IBARZ, A.; BARBOSA-CANOVAS, G. V. *Unit Operations in Food Engineering*, CRC Press, Boca Raton, FL, 2003.

INCROPERA, F. P.; DEWITT, D. P.; BERGMAN, T. L.; LAVINE, A. S. *Fundamentos de transferência de calor e de massa*, Rio de Janeiro: LTC, 6rd Ed., 2008.

JUNG, A.; FRYER, P. J. Optimising the Quality of Safe Food: Computational Modelling of a Continuous Sterilisation Process. *Chemical Engineering Science*, v. 54, n. 6, p. 717-730, 1999.

KUMAR, A.; GANJYAL, G. M.; JONES, D. D.; HANNA, M. A. Modeling residence time distribution in a twin-screw extruder as a series of ideal steady-state flow reactors. *Journal of Food Engineering*, v. 84, p. 441-448, 2008.

LEVENSPIEL, O.; TURNER, J. C. R. The interpretation of residence-time experiments. *Chemical Engineering Science*, v. 25, p. 1605-1609, 1970.

LEVENSPIEL, O. *Engenharia das Reações Químicas*. São Paulo: Blucher, 2000.

LEVENSPIEL, O. *The Chemical Reactor Omnibook*. Corvallis, Oregon: OSU Book Stores, Inc, 1984.

LEVIEN, K. L.; LEVENSPIEL, O. Optimal product distribution from laminar flow reactors: Newtonian and other power-law fluids. *Chemical Engineering Science*, v. 54, p. 2453-2458, 1999.

LEWIS, M.; HEPPELL, N. *Continuous thermal processing of foods: pasteurization and UHT sterilization*. Gaithersburg, Maryland: Aspen Publishers, Inc. 2000.

NASCIMENTO, C. A. O.; GIUDICI, R. Um experimento didático para a determinação de distribuição do tempo de residência em reator de leito fixo. *Revista de Ensino de Engenharia Química*. v. 8, n. 1, p. 16 – 22, 1989.

NAUMAN, E. B. Flow Patterns and residence time distribution. Em: BISIO, A.; KABEL, R.L. *Scaleup of chemical processes*. John Wiley & Sons, Inc, p. 275 – 308, 1985.

NDOYE, F. T.; ERABIT, N.; FLICK, D.; ALVAREZ, G. *Influence of whey protein aggregation on the residence time distribution in a helically holding tube during heat treatment process*. 11th International Congress on Engineering and food - ICEF, Athens, Greece, May 22-26, 2011.

OSBORNE, F. T. Purely convective models for tubular reactors with non-Newtonian flow. *Chemical Engineering Science*, v. 30, p. 159-166, 1974.

PLANA-FATTORI, A.; CHANTOISEAU, E.; DOURSAT, C.; FLICK, D. *Modelling the heat treatment of a starch suspension inside a tubular exchange: The influence of*

food product transformation on residence time distribution. 11th International Congress on Engineering and food - ICEF, Athens, Greece, May 22-26, 2011.

RAO, M. A; LONCIN, M. Residence time distribution and its role in continuous pasteurization (Part I). *Lebensmittel-Wissenschaft and Technologie*, v.7, p. 5-13, 1974a.

RAO, M. A; LONCIN, M. Residence time distribution and its role in continuous pasteurization (Part II). *Lebensmittel-Wissenschaft and Technologie*, v. 7, p. 14-17, 1974b.

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

SCALZO, A. M.; DICKERSON JR, R. W.; READ, R. B.; PARKER, R. W. Residence time of egg products in holding tubes of egg pasteurizers. *Food Technology*, v. 23, n. 5, p. 80-83, 1969.

SCHRAMM, G. *Reologia e reometria: Fundamentos teóricos e práticos*. Tradução e adaptação: Mothé, C. G.; Correia, D. Z.; Petri, H. M.; Gonçalves, M.; Carestiato, T. São Paulo: Editora Artliber, 2006.

SUGAI, A. Y. *Estudo do processamento contínuo de purê de manga (Mangifera indica Linn.), variedade Palmer*. Tese (Doutorado). Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, 2007.

TOLEDO, R. T. *Fundamentals of Food Process Engineering*, Chapman & Hall, New York, 1999.

TORRES, A. P.; OLIVEIRA, F. A. R.; FORTUNA, S. P. Residence Time Distribution of Liquids in a Continuous Tubular Thermal Processing System – Part I: Relating RTD to Processing Conditions. *Journal of Food Engineering*, v. 35, n. 2, p. 147 - 163, 1998a.

TORRES, A. P.; OLIVEIRA, F. A. R. Residence Time Distribution of Liquids in a Continuous Tubular Thermal Processing System – Part II: Relation Hold Tube Efficiency to Processing Conditions. *Journal of Food Engineering*, v. 35, n. 2, p. 165 - 175, 1998b.

TRIVEDI, R. N.; VASUDEVA, K. RTD for diffusion free laminar flow in helical coils. *Chemical Engineering Science*, v. 29, p. 2291-2295, 1974.