EWERTON SHIMARA PIRES FERRÃO

**Modelagem e validação da transferência de calor e da
distribuição de temperatura no processamento térmico
contínuo de alimentos líquidos em trocadores bitubulares**

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

São Paulo
2012

EWERTON SHIMARA PIRES FERRÃO

**Modelagem e validação da transferência de calor e da
distribuição de temperatura no processamento térmico
contínuo de alimentos líquidos em trocadores bitubulares**

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

Área de Concentração:
Engenharia Química

Orientador: Prof. Dr. Jorge Andrey
Wilhelms Gut

São Paulo
2012

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

São Paulo, de junho de 2012.

Assinatura do autor: Ewerton Shimara Pires Ferrão

Assinatura do orientador: Prof. Dr. Jorge Andrey Wilhelms Gut

FICHA CATALOGRÁFICA

Ferrão, Ewerton Shimara Pires

Modelagem e validação da transferência de calor e da distribuição de temperatura no processamento térmico contínuo de alimentos líquidos em trocadores bitubulares / E.S.P. Ferrão. -- ed.rev. -- São Paulo, 2012.

97 p.

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

1.Trocadores de calor bitubulares (Modelagem) I.Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia Química II.t.

Agradecimentos

Ao meu orientador Prof. Dr. Jorge Andrey Wilhelms Gut, pela oportunidade, dedicação e paciência, à Prof^a. Dra. Carmen Tadini pelas sugestões e contribuições durante a elaboração desse trabalho.

Aos meus familiares, amigos e a todos os meus companheiros de laboratório pelo apoio e ajuda ao longo desse trabalho.

À Capes pela bolsa fornecida.

À Fapesp pelo auxílio financeiro durante esse projeto.

A todos que me ajudaram sempre que necessário e sempre me deram apoio, obrigado.

RESUMO

O processamento térmico contínuo usando trocadores de calor é uma forma muito comum de industrialização de alimentos líquidos. Atrelada à inativação de micro-organismos e enzimas pela alta temperatura, está a perda de qualidade do produto; portanto, o estudo e avaliação deste tipo de processo é fundamental para garantir a inocuidade e a melhora da qualidade do produto. Neste trabalho foi desenvolvida a modelagem matemática de um processo térmico contínuo em trocadores bitubulares para determinação da distribuição da temperatura média do produto e da letalidade sobre um atributo de segurança ou qualidade. No modelo, foram considerados os trocadores de aquecimento e de resfriamento, bem como o tubo de retenção. Admitiu-se regime permanente, escoamento pistonado e leva-se em conta a troca de energia com o ambiente. Para a aplicação do modelo, foi adotado um sistema em escala de laboratório com vazão de processamento entre 10 e 50 L/h, trocadores com quatro módulos de troca térmica e área total de 0,13 m² e sistema de indicação e aquisição de dados de temperatura. Como fluidos de trabalho foram usados: mistura de glicerina/água 80 % (Newtoniano) e solução 1 % de carboxi-metil-celulose (CMC, não-Newtoniano). Fluidos de utilidade foram água quente pressurizada e água gelada. Os parâmetros de troca térmica do modelo foram ajustados com sucesso através de ensaios experimentais. Foram ajustados: 1) coeficientes de convecção natural do ar sobre as seções de aquecimento e de resfriamento; 2) parâmetros da correlação de Nusselt x Reynolds para o coeficiente de convecção dos fluidos de trabalho; 3) coeficiente global de troca térmica com o ambiente no tubo de retenção. A validação do modelo ajustado foi realizada através da comparação das distribuições de temperatura experimental com a predição do modelo. A letalidade, levando em conta o tempo espacial no percurso do produto foi calculada e avaliada, indicando importante contribuição da seção de aquecimento e forte influência da elevação de temperatura na entrada do tubo de retenção para compensar as perdas para o ambiente. O modelo proposto mostra-se útil para a avaliação de processos térmicos em sistemas tubulares.

Palavras-chave: processamento térmico, trocador de calor, pasteurização, letalidade, transferência de calor.

ABSTRACT

The continuous thermal processing using heat exchangers is a very usual form of industrialization of liquid foods. Linked to the inactivation of microorganisms and enzymes by high temperature is the loss of product quality; thus, the study and evaluation of this type of process is critical to ensure the safety and improve product quality. In this work, it was developed a mathematical model of a continuous process with tubular heat exchangers to determine the distribution of the average temperature of the product and the lethality considering a safety or quality attribute. In the model, are considered the exchangers for heating and cooling and the holding tube. It was assumed steady state plug-flow and it was taken into account the energy exchange with the ambient air. For the application of the model, it was adopted a laboratory system with processing flow rate between 10 and 50 L/h, exchangers with four heat transfer modules and total area of 0.13 m² and a temperature indication and acquisition system. The working fluids used were: a mixture of glycerol/water 80 % (Newtonian) and a 1 % solution of carboxymethylcellulose (CMC, non-Newtonian). Utility fluids were pressurized hot water and cold water. The heat transfer parameters of the model were adjusted successfully using the experimental data. Were adjusted: 1) the coefficients of natural convection of the air over the heating and cooling sections; 2) the parameters of the Nusselt x Reynolds correlation for the convective coefficient of the working fluid; 3) the overall heat exchange coefficient between the product and the ambient air in the holding tube. The validation of the fitted model was performed by comparing the experimental temperature distributions with the prediction from the model. Lethality, taking into account the space-time in the path of the product was calculated and evaluated, indicating a significant contribution of the heating section and a strong influence on the temperature rise in the entrance of the holding tube to compensate for losses to the surroundings. The model proves useful for the evaluation of thermal processes in tubular systems.

Keywords: thermal processing, heat exchanger, pasteurization, lethality, heat transfer.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Esquema de tratamento térmico contínuo.....	24
Figura 2: Esquema de um trocador de calor bitubular.....	26
Figura 3: Foto do gerador de água gelada.	30
Figura 4: Foto do sistema para distribuição da água de aquecimento para o trocador.	30
Figura 5: Esquema do sistema experimental de pasteurização.	32
Figura 6: Esquema do pasteurizador com 10 módulos em cada seção (linha do produto).....	33
Figura 7: Esquema do pasteurizador com 4 módulos em cada seção (linha do produto).....	33
Figura 8: Pasteurizador com dez módulos por seção.....	35
Figura 9: Pasteurizador com quatro módulos por seção.	36
Figura 10: Esquema dos tubos internos e externos do trocador e definição de parâmetros geométricos.....	36
Figura 11: Esquema das resistências térmicas para o cálculo do coeficiente convectivo de troca com o ambiente.	40
Figura 12: Esquema das resistências térmicas para o cálculo do coeficiente convectivo de troca do produto.	41
Figura 13: Esquema do arranjo das seções de aquecimento e resfriamento do pasteurizador.....	42
Figura 14: Esquema para um módulo da seção de aquecimento indicando os calores envolvidos	44
Figura 15: Esquema para um módulo da seção de resfriamento indicando os calores envolvidos.	48
Figura 16: Esquema para o tubo de retenção indicando o calor envolvido.	50
Figura 17: Gráfico com o perfil de temperatura para o fluido de produto e para a água de aquecimento/resfriamento para o pasteurizador em toda sua extensão para o teste do modelo.	60
Figura 18: Gráfico da letalidade versus o tempo para o processo de pasteurização estudado no teste do modelo.	60
Figura 19: Gráfico com as temperaturas experimentais da CMC 1 % como fluido de produto para o cálculo do coeficiente convectivo, cada curva representa um ensaio.	65
Figura 20: Gráfico de paridade para a seção de aquecimento com valores de a e b para a CMC 1 %.....	66
Figura 21: Gráfico de paridade para a seção de resfriamento com valores de a e b para a CMC 1 %.....	66
Figura 22: Gráfico de paridade para a seção de aquecimento/resfriamento com valores de a e b para a CMC 1 %.	67
Figura 23: Gráfico Reynolds versus Nusselt para a seção de aquecimento/resfriamento para a CMC 1 %.....	68

Figura 24: Gráfico com as temperaturas experimentais da glicerina 80 % como fluido de produto para o cálculo do coeficiente convectivo, cada curva representa um ensaio.....	70
Figura 25: Gráfico de paridade para a seção de aquecimento com valores de a e b para a glicerina 80 %.....	71
Figura 26: Gráfico de paridade para a seção de resfriamento com valores de a e b para a glicerina 80 %.....	71
Figura 27: Gráfico de paridade para a seção de aquecimento/resfriamento com valores de a e b para a glicerina 80 %.	72
Figura 28: Gráfico Reynolds versus Nusselt para a seção de aquecimento/resfriamento para a glicerina 80 %.	73
Figura 29: Gráfico com as temperaturas experimentais da CMC 1 % como fluido de produto para a validação do modelo, cada curva representa um ensaio.	75
Figura 30: Gráfico da letalidade para o pasteurizador para uma vazão volumétrica de 10 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).	76
Figura 31: Gráfico do perfil de temperatura experimental mais predição do modelo para uma vazão volumétrica de 10 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).	76
Figura 32: Gráfico da letalidade para o pasteurizador para uma vazão volumétrica de 20 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).	77
Figura 33: Gráfico do perfil de temperatura experimental mais predição do modelo para uma vazão volumétrica de 20 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).	78
Figura 34: Gráfico da letalidade para o pasteurizador para uma vazão volumétrica de 30 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).	79
Figura 35: Gráfico do perfil de temperatura experimental mais predição do modelo para uma vazão volumétrica de 30 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).	79
Figura 36: Gráfico da letalidade para o pasteurizador para uma vazão volumétrica de 40 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).	80
Figura 37: Gráfico do perfil de temperatura experimental mais predição do modelo para uma vazão volumétrica de 40 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).	81
Figura 38: Gráfico da letalidade para o pasteurizador para uma vazão volumétrica de 50 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).	82
Figura 39: Gráfico do perfil de temperatura experimental mais predição do modelo para uma vazão volumétrica de 50 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).	82
Figura 40: Gráfico com as temperaturas experimentais da glicerina 80 % como fluido de produto para a validação do modelo, cada curva representa um ensaio.	84
Figura 41: Gráfico da letalidade para o pasteurizador para uma vazão volumétrica de 10 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).	85
Figura 42: Gráfico do perfil de temperatura experimental mais predição do modelo para uma vazão volumétrica de 10 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).	86
Figura 43: Gráfico da letalidade para o pasteurizador para uma vazão volumétrica de 20 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).	87
Figura 44: Gráfico do perfil de temperatura experimental mais predição do modelo para uma vazão volumétrica de 20 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).	87

Figura 45: Gráfico da letalidade para o pasteurizador para uma vazão volumétrica de 30 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).	88
Figura 46: Gráfico do perfil de temperatura experimental mais predição do modelo para uma vazão volumétrica de 30 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).	89
Figura 47: Gráfico da letalidade para o pasteurizador para uma vazão volumétrica de 40 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).	90
Figura 48: Gráfico do perfil de temperatura experimental mais predição do modelo para uma vazão volumétrica de 40 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).	90
Figura 49: Gráfico da letalidade para o pasteurizador para uma vazão volumétrica de 50 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).	91
Figura 50: Gráfico do perfil de temperatura experimental mais predição do modelo para uma vazão volumétrica de 50 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).	92

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Características de um módulo do trocador de calor e do tubo de retenção (D' = diâmetro).....	34
Tabela 2: Características das seções de aquecimento/resfriamento para quatro e dez módulos (A = área útil).	34
Tabela 3: Posição axial dos termopares no pasteurizador para quatro e dez módulos nas seções de aquecimento e resfriamento mostrados nas Figuras 6 e 7.....	35
Tabela 4: Valores da letalidade integrada para cada seção do pasteurizador.	61
Tabela 5: Dados experimentais para seção de resfriamento, para o cálculo do coeficiente convectivo (h_{ar}) da seção de resfriamento, T_e - temperatura de entrada, T_s - temperatura de saída, q - vazão volumétrica.	62
Tabela 6: Dados experimentais para seção de aquecimento, para o cálculo do coeficiente convectivo (h_{ar}) da seção de aquecimento, T_e - temperatura de entrada, T_s - temperatura de saída, q - vazão volumétrica.	63
Tabela 7: Dados experimentais da CMC 1 % como fluido de produto para o cálculo do coeficiente convectivo do produto, T_e - temperatura de entrada, T_s - temperatura de saída, T_a - temperatura ambiente.	64
Tabela 8: Dados experimentais da glicerina 80 % como fluido de produto para o cálculo do coeficiente convectivo do produto, T_e - temperatura de entrada, T_s - temperatura de saída, T_a - temperatura ambiente.	69
Tabela 9: Dados experimentais da CMC 1 % como fluido de produto para a validação do modelo, T_e - temperatura de entrada, T_s - temperatura de saída, T_a - temperatura ambiente.	74
Tabela 10: Valores de F para as seções de aquecimento, resfriamento e retenção para uma vazão volumétrica de 10 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).	75
Tabela 11: Valores de F para as seções de aquecimento, resfriamento e retenção para uma vazão volumétrica de 20 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).	77
Tabela 12: Valores de F para as seções de aquecimento, resfriamento e retenção para uma vazão volumétrica de 30 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).	78
Tabela 13: Valores de F para as seções de aquecimento, resfriamento e retenção para uma vazão volumétrica de 40 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).	80
Tabela 14: Valores de F para as seções de aquecimento, resfriamento e retenção para uma vazão volumétrica de 50 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).	81
Tabela 15: Dados experimentais da glicerina 80 % como fluido de produto para a validação do modelo, T_e - temperatura de entrada, T_s - temperatura de saída, T_a - temperatura ambiente.	84
Tabela 16: Valores de F para as seções de aquecimento, resfriamento e retenção para uma vazão volumétrica de 10 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).	85
Tabela 17: Valores de F para as seções de aquecimento, resfriamento e retenção para uma vazão volumétrica de 20 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).	86
Tabela 18: Valores de F para as seções de aquecimento, resfriamento e retenção para uma vazão volumétrica de 30 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).	88

Tabela 19: Valores de F para as seções de aquecimento, resfriamento e retenção para uma vazão volumétrica de 40 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).89

Tabela 20: Valores de F para as seções de aquecimento, resfriamento e retenção para uma vazão volumétrica de 50 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).91

Lista de Abreviaturas e Siglas

CMC	Carboxi-metil-celulose
emQ	Minimização dos erros quadráticos
HTST	<i>High Temperature Short Time</i>
MLDT	Média Logarítmica da Diferença de Temperatura
UHT	<i>Ultra High Temperature</i>

Lista de Símbolos

a	parâmetro do modelo (-)
A	área (m ²)
A_{lm}	média logarítmica da área (m ²)
b	parâmetro do modelo (-)
c	parâmetro do modelo (-)
C	capacidade calorífica (W/K)
c_p	calor específico (J/kg.K, J/mol.K)
d	parâmetro do modelo (-)
D'	diâmetro (m)
D_H	diâmetro hidráulico do ânulo (m)
D	tempo de redução decimal (s)
e	espessura (m)
f	fator de correção da MLDT (-)
F	letalidade integrada (s)
h	coeficiente convectivo de troca térmica (W/m ² .K)
k	condutividade térmica (W/m.K)
K	índice de consistência (Pa.s ⁿ)
L	comprimento total da seção (m)
L_t	letalidade (-)
$\dot{m}$	vazão mássica (kg/s)
n	índice de fluxo (-)
N'	número de módulos (-)
N_0	contagem inicial de micro-organismos (UFC/g, UFC/m ³)
N	contagem de micro-organismos (UFC/g, UFC/m ³)
NTU	número de unidades de transferência de calor (-)
Nu	número de Nusselt (-)
Pr	número de Prandtl (-)
q	taxa de transferência de calor (W)
$\dot{q}$	vazão volumétrica (m ³ /s)
Q	quantidade de energia térmica (J)
R'	raio (m)

R	constante dos gases ($R=8,31 \text{ J/mol.K}$)
Re	número de Reynolds (-)
S	número de ciclos logarítmicos reduzidos (-)
t	tempo (s)
T	temperatura (K, °C)
U	coeficiente global de troca térmica ($\text{W/m}^2.\text{K}$)
u_m	velocidade média (m/s)
X^v	fração volumétrica (m^3/m^3)
X^w	fração mássica (kg/kg)
z	posição axial (m)
Z	parâmetro cinético de letalidade (°C)

Letras Gregas

α'	parâmetro térmico do modelo (-)
β	parâmetro (-)
ΔT	variação de temperatura (°C, K)
ΔT_{lm}	MLDT, média logarítmica da diferença de temperatura (°C, K)
μ	viscosidade (Pa.s)
u	parâmetro geométrico do canal de escoamento (-)
ξ	parâmetro geométrico do canal de escoamento (-)
ρ	densidade (kg/m^3)

Subscritos

a	ambiente
$agua$	água
ar	ar
c	frio (cold)
ca	frio (cold) /ambiente
$calc$	calculado
ce	frio (cold)/entrada
cs	frio (cold)/saída

<i>CMC</i>	carboxi-metil-celulose
<i>e</i>	entrada
<i>exp</i>	experimental
<i>g</i>	glicerina
<i>h</i>	quente
<i>ha</i>	quente /ambiente
<i>he</i>	quente /entrada
<i>hc</i>	quente/frio
<i>hs</i>	quente /saída
<i>metal</i>	metal
<i>prod</i>	produto
<i>perda</i>	perda de energia
<i>pse</i>	parede do tubo de produto, superfície externa
<i>psi</i>	parede do tubo produto, superfície interna
<i>ref</i>	referência
<i>s</i>	saída
<i>sup</i>	superficial
<i>t</i>	troca
<i>u</i>	utilidade
<i>use</i>	parede do tubo de utilidade, superfície externa
<i>usi</i>	parede do tubo de utilidade, superfície interna
<i>w</i>	parede (<i>wall</i>)

SUMÁRIO

1.INTRODUÇÃO	18
2.OBJETIVOS.....	20
3.REVISÃO DA LITERATURA	21
3.1.TRATAMENTO TÉRMICO	23
3.2.TROCADORES DE CALOR.....	25
3.3.LETALIDADE DO PROCESSO	27
4.MATERIAIS E MÉTODOS	29
4.1.MATERIAIS E EQUIPAMENTOS	29
4.1.1.TROCADOR DE CALOR BITUBULAR.....	32
5.MODELO MATEMÁTICO, CORRELAÇÕES E ENSAIOS EXPERIMENTAIS	37
5.1.OBTENÇÃO DO COEFICIENTE CONVECTIVO DO AR AMBIENTE SOBRE O TUBO EXTERNO.....	37
5.2.OBTENÇÃO DO COEFICIENTE CONVECTIVO DO PRODUTO	40
5.3.OBTENÇÃO DAS DISTRIBUIÇÕES DE TEMPERATURA E VALIDAÇÃO 43	
5.3.1.MODELAGEM DA SEÇÃO DE AQUECIMENTO	44
5.3.2.MODELAGEM DA SEÇÃO DE RESFRIAMENTO	48
5.3.3.MODELAGEM DA SEÇÃO DE RETENÇÃO.....	50
5.4.MODELAGEM DO PROCESSO.....	52
5.4.1.PROPRIEDADES DOS FLUIDOS E MATERIAIS	53
5.4.1.1.ÁGUA	53
5.4.1.2.GLICERINA 80 %.....	54
5.4.1.3.CMC 1%.....	56
5.4.1.4.AÇO AISI 304.....	57
5.5.LETALIDADE.....	57
5.6.ENSAIOS EXPERIMENTAIS E PARÂMETROS AJUSTADOS.....	57
5.6.1.DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE CONVECTIVO COM O AR AMBIENTE	57
5.6.2.DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE CONVECTIVO DO PRODUTO 58	
5.6.3.VALIDAÇÃO DO MODELO	58
6.RESULTADOS E DISCUSSÃO	59

6.1.TESTE DO MODELO	59
6.2.ESTUDO EXPERIMENTAL	61
6.2.1.OBTENÇÃO DO COEFICIENTE CONVECTIVO DO AR AMBIENTE	61
6.2.2.OBTENÇÃO DO COEFICIENTE CONVECTIVO DO FLUIDO	
PRODUTO	63
6.2.2.1.CMC 1%	64
6.2.2.2.GLICERINA 80 %	68
6.3.PARA A VALIDAÇÃO DO MODELO	73
6.3.1.TUBO DE RETENÇÃO	74
6.3.2.CMC 1 %	74
6.3.3.GLICERINA 80 %	83
7.CONCLUSÕES	94
8.REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	96

1. INTRODUÇÃO

Os produtos alimentícios industrializados devem apresentar qualidade (relacionada às atribuições sensoriais e nutricionais), inocuidade (não trazer perigo à saúde humana) e bom custo (JUNG; FRYER, 1999). Um grande desafio da Engenharia de Alimentos é aumentar a vida de prateleira dos alimentos, já que muitos deles deterioram-se rapidamente (IBARZ; BARBOSA-CÁNOVAS, 2003). Existem técnicas que aumentam a vida de prateleira e garantem a sua inocuidade. Uma destas técnicas é o tratamento térmico que consiste no aquecimento do alimento em trocadores de calor ou autoclaves e tem por objetivo a inativação dos micro-organismos patogênicos, deterioradores e/ou enzimas indesejáveis. Mas, ao mesmo tempo em que ocorrem as reações de destruição destes micro-organismos e enzimas, há perda de qualidade do produto. Logo, o processo deve visar, também, a minimização da perda de qualidade (JUNG; FRYER, 1999).

Em homenagem ao cientista francês Louis Pasteur que forneceu as bases científicas para os métodos térmicos de conservação foi adotada a palavra pasteurização, experimentalmente ele demonstrou que tratamentos térmicos destruíam os micro-organismos responsáveis pela deterioração de alimentos e os causadores de doenças em humanos. A primeira aplicação de tratamento térmico específico para o leite foi proposta em 1886 por Soxhlet na Alemanha (PARTRIDGE, 2000).

A pasteurização é um tratamento térmico contínuo cujo princípio é aquecer o alimento até uma determinada temperatura, mantê-lo a esta temperatura por um determinado tempo (denominado tempo de retenção) e então resfriá-lo rapidamente. As trocas de calor são realizadas em trocadores de calor a placas, bitubulares ou de superfície raspada e a temperatura na saída do tubo de retenção é controlada. Este processo tem por objetivo garantir a segurança microbiológica e aumentar a vida de prateleira com pouco impacto nas características sensoriais e nutricionais do alimento (LEWIS; HEPPELL, 2000).

Avanços tecnológicos permitem otimizar os processos térmicos para aumentar a eficiência contra a contaminação e minimizar a perda de qualidade do produto. A pasteurização HTST (do inglês *High Temperature Short Time*) e a esterilização UHT (do inglês *Ultra High Temperature*), também conhecida como

“esterilização comercial”, minimizam as perdas de vitaminas no leite quando comparadas aos processos de pasteurização e esterilização em batelada. Porém, esses processos ainda acarretam em perdas sensoriais e nutricionais (LADO; YOUSSEF, 2002).

O processo de pasteurização contínua HTST é utilizado para o tratamento térmico de produtos alimentícios líquidos, visando a redução da população das células vegetativas que sejam patogênicas e/ou deterioradoras e para a inativação de enzimas indesejadas. Comparando-se com a esterilização, a pasteurização é um tratamento térmico mais brando. Quando se deseja um tratamento severo para prolongar a vida de prateleira ou eliminar esporos termoresistentes, opta-se pelo processo de esterilização contínua UHT (LEWIS; HEPPELL, 2000).

Na pasteurização HTST de alimentos com baixa viscosidade, são utilizados trocadores de calor a placas para o aquecimento e resfriamento indireto do produto. Já para alimentos com maior viscosidade, são utilizados trocadores de calor bitubulares nas seções de aquecimento e resfriamento.

As condições de temperatura e tempo do tratamento térmico nos processos HTST são geralmente definidas tendo como base o micro-organismo ou enzima mais termoresistente presente no alimento, como por exemplo, *Mycobacterium tuberculosis* para o leite (LEWIS; HEPPELL, 2000).

O tubo de retenção do pasteurizador é dimensionado para atender ao tempo de retenção na temperatura de pasteurização desejada. Como a temperatura de saída do tubo deve apresentar uma pequena variação para evitar que o produto tenha que retornar ao tanque de alimentação (perda de energia e maior gasto no processo) ou que seja sobre-processado (perda de qualidade), o projeto e o controle do processo são fundamentais (IBARROLA ET AL., 2002).

Segundo Grijspeerdt et al. (2003), uma modelagem mais rigorosa do processo é necessária para que se possa simular e otimizar o tratamento térmico visando determinar condições ótimas de operação para minimizar os efeitos indesejáveis do aquecimento, garantir a qualidade microbiológica do alimento e reduzir os custos operacionais. Para a correta modelagem são essenciais modelos térmicos e hidráulicos rigorosos do equipamento utilizado no tratamento térmico e dados confiáveis de cinética de inativação térmica e de propriedades termofísicas.

2. OBJETIVOS

Os objetivos desse trabalho são:

- Desenvolver a modelagem matemática para representar a distribuição de temperatura no tratamento térmico contínuo de alimentos líquidos em trocadores bitubulares;
- Determinar os coeficientes individuais de transferência de calor em um equipamento bitubular usado para tratamento térmico contínuo de alimentos líquidos;
- Validar a modelagem matemática através de experimentos de tratamento térmico no equipamento estudado.

3. REVISÃO DA LITERATURA

As características de alguns alimentos processados precisam ser as mais próximas do natural como, por exemplo, os sucos de frutas ou leite, porém alterações ocorrem durante o processamento térmico destes. O alimento sofre alterações sensoriais como mudança na cor, aroma, sabor e textura (perda de solubilidade, perda de capacidade de reter água, endurecimento, amolecimento), e alterações nutricionais que são normalmente associadas à degradação de vitaminas e micronutrientes pela alta temperatura (FENNEMA, 1996).

Para quantificar as perdas na qualidade do produto, considera-se a degradação dos nutrientes e/ou as alterações sensoriais mais sensíveis à temperatura ou que tenham maior impacto na aceitação do produto pelo consumidor. Um dos padrões de qualidade mais usados na análise do processamento de alimentos é a cor, pois sua mudança faz o alimento se parecer menos com o natural (FELLOWS, 2000).

A alteração da coloração de alguns alimentos é um problema encontrado devido ao escurecimento enzimático, que consiste na reação de enzimas com o substrato do alimento formando pigmentos marrons, vermelhos e pretos. Estima-se que 50 % das perdas em frutas se devem à ação enzimática. Esse escurecimento, para o consumidor do produto, é associado à deterioração dos frutos. Além disso, a reação de enzimas com o substrato pode causar perda de valor nutricional e afetar o sabor e o aroma do alimento (DITCHFIELD, 2004; FELLOWS, 2000).

Outro fator importante é a perda de compostos voláteis no processamento de alguns alimentos, pois ocorre perda do aroma natural do produto e torna-se perceptível o aroma de “cozido” causado pelo aquecimento durante o tratamento térmico, por exemplo, no leite a diminuição na concentração de compostos voláteis causa perda do seu aroma natural, fato facilmente percebido pelo consumidor (DITCHFIELD, 2004; FELLOWS, 2000).

A perda de qualidade durante o processamento térmico é um tema de muitas pesquisas. Estudos com purê de espinafre mostraram que os principais fatores que influenciam na degradação da clorofila, responsável pela coloração verde do espinafre, são o tempo e a temperatura do tratamento térmico, e também se constatou que há expressiva degradação de clorofila durante o armazenamento se o

purê for armazenado em temperaturas iguais ou superiores a 25 °C (SCHWARTZ; LORENZO, 1991).

Estudos utilizando-se purê de papaia e de goiaba usando trocadores de calor de superfície raspada mostraram que quanto maior o tempo de retenção do tratamento térmico, mais rápida é a degradação da coloração do purê durante o armazenamento (CHAN; CAVALETTO, 1982). Já em trocadores de calor a placas, o purê de goiaba apresentou uma inativação eficiente das enzimas indesejáveis permitindo que o produto ficasse microbiologicamente estável por 40 dias após o tratamento térmico. Entretanto, devido ao calor, alterações na viscosidade, turbidez e cor em relação ao purê recém extraído foram constatadas (YEN; LIN, 1996).

Sims et al (1994) pasteurizaram purê de banana e mostraram que o escurecimento provocado pelo tratamento térmico é menor que o provocado pelas enzimas indesejáveis presentes no produto. Também observou-se que o tratamento térmico realizado a 90 °C com um menor tempo de residência provocou um menor escurecimento do que aquele feito a 50 °C para a mesma inativação de enzimas.

Em relação à inocuidade do produto, deve-se ter informação sobre os micro-organismos termicamente resistentes presentes no alimento, principalmente esporos. Em alimentos pouco ácidos ($\text{pH} > 4,5$) o micro-organismo patogênico termicamente resistente é o *Clostridium botulinum* na forma de esporo, que em certas condições pode crescer produzindo a toxina botulina, que é 65 % fatal para seres-humanos. Como este micro-organismo é encontrado no solo, é muito provável que estará presente em qualquer alimento que entrar em contato com este; portanto, a destruição deste micro-organismo é muito importante na esterilização térmica. Porém, se o alimento possuir um micro-organismo patogênico mais resistente que este, o objetivo da esterilização será a destruição do referido micro-organismo. Em geral deve se aplicar a estes alimentos o tratamento por esterilização comercial, que utiliza temperaturas superiores a 100 °C. Esse processo possui tal nome, pois não é uma esterilização completa, mas sim uma diminuição significativa na quantidade de micro-organismos. Os micro-organismos sobreviventes não se desenvolverão nas condições de armazenamento do produto ao longo de sua vida de prateleira (FELLOWS, 2000).

Para alimentos de maior acidez ($\text{pH} < 4,5$) o *C. botulinum* não se desenvolve e os micro-organismos que possuem potencial de se desenvolver são termicamente menos resistentes. Assim, o tratamento térmico utilizado é mais brando. Nesse

processo, o objetivo é destruir outros micro-organismos como leveduras e fungos em forma vegetativa e a inativação de enzimas. Para isso o tratamento por pasteurização que utiliza temperaturas em torno de 100 °C ou até menores é suficiente (FELLOWS, 2000).

3.1. Tratamento térmico

O tratamento térmico tem como principal objetivo inativar e/ou eliminar micro-organismos e enzimas para tornar o alimento seguro para o consumo humano e com longa vida de prateleira. Durante o tratamento térmico, diversas reações químicas, bioquímicas e físicas podem ocorrer e essas reações podem afetar a qualidade e aceitabilidade do produto. Logo, os parâmetros de temperatura e tempo devem ser bem definidos para além de inativar os micro-organismos e enzimas, também minimizar as perdas sensoriais e nutricionais dos alimentos (LEWIS; HEPPELL, 2000).

O tratamento térmico possui três etapas: um estágio de aquecimento, onde o alimento é aquecido até a temperatura de interesse (chamada de temperatura de processo), um estágio de retenção à temperatura de processo por tempo suficiente para que o nível de esterilização requerido tenha sido obtido e um estágio de resfriamento (JUNG; FRYER, 1999). Os tratamentos térmicos se dividem basicamente em descontínuos e contínuos.

As técnicas de tratamento térmico clássicas são descontínuas (batelada), sendo que uma destas técnicas é o tratamento térmico de enlatados. Nesta técnica, o alimento é colocado em potes de vidro, plástico ou metal e aquecido em autoclave por meio de vapor ou água quente sob pressão. Esta técnica é barata e segura, mas a qualidade do produto obtido, em geral, não é boa. Isto acontece porque neste tratamento o projeto se baseia na letalidade do ponto central da lata (chamado de ponto mais lento), este ponto chega à temperatura de processo por último e por isso, as outras regiões são submetidas a temperaturas mais altas e maiores tempos de aquecimento e, portanto, sobre-processadas (JUNG; FRYER, 1999).

Uma alternativa é o processamento contínuo HTST seguido pelo envase asséptico, que garante o mesmo nível de esterilização que o processo por batelada com menor perda de qualidade. Este processamento pode ser feito para alimentos fluídos de uma única fase (como leite e sucos de fruta) em trocadores de calor a

placas ou bitubulares, onde troca de calor rápida pode ser obtida. Estes trocadores estão presentes nas etapas de aquecimento e resfriamento do processo. Entre esses equipamentos, há uma região onde a temperatura é mantida quase constante, normalmente um tubo isolado termicamente (chamado de tubo de retenção), onde ocorre o tratamento térmico de fato (JUNG; FRYER, 1999; SUN, 2006). Na Figura 1 vê-se um esquema do tratamento térmico contínuo.

Figura 1: Esquema de tratamento térmico contínuo.

Idealmente considera-se aquecimento e resfriamento instantâneos e retenção isotérmica, porém na prática as três etapas contribuem para a letalidade do processo, embora, em muitos processos, o aquecimento e o resfriamento ocorram de maneira rápida e a retenção se torna de maior importância. Assim, são necessários procedimentos para avaliar cada etapa separadamente e determinar seu efeito no processo como um todo. A retenção é a mais simples para ser tratada, pois normalmente apresenta temperatura uniforme e constante. Já para o aquecimento e o resfriamento, é necessário estabelecer a distribuição de temperatura e as consequentes alterações térmicas.

Normalmente são utilizadas hipóteses simplificadoras no dimensionamento de processos de pasteurização, o que resulta em um super-dimensionamento e consequentemente um sobre-processamento do produto, levando a uma perda de qualidade do produto e um maior custo operacional (JUNG; FRYER, 1999; GRIJSPEERDT ET AL. 2004).

Grijpspeerdt et al. (2004) analisaram três sistemas de esterilização UHT de leite e verificaram que todos estavam superdimensionados com respeito à inativação bacteriana.

Jung e Fryer (1999) simularam o tratamento térmico de um alimento líquido viscoso não-newtoniano em trocadores de calor bitubulares através da modelagem do perfil de velocidades e de temperatura dentro do tubo, do início ao final do processo. Eles observaram que grande parte da inativação térmica ocorre fora do tubo de retenção e que a margem de segurança utilizada no projeto destes processos promove significativa perda de qualidade, devido ao sobre-processamento do produto.

Torres e Oliveira (1998) fizeram uma revisão dos trabalhos sobre distribuição do tempo de residência em processamento contínuo de alimentos líquidos e observaram que as equações teóricas de tempo mínimo de residência são conservativas, pois são baseadas em escoamento ideal. Entretanto, no escoamento real há efeito de entrada e saída, curvas e acessórios de tubulação, com isso há maior turbulência e o tempo de residência mínimo fica maior.

Normalmente fluidos viscosos escoam em regime laminar no interior de tubos, pois para atingir o regime turbulento a perda de carga é elevada e a velocidade é muito alta. Em regime laminar, a troca térmica é menos intensa do que no regime turbulento, já que se faz principalmente por condução. Por isso, no caso de alimentos (que têm, em geral, condutibilidade térmica baixa) as regiões próximas à parede aquecida do tubo ficam mais quentes que as regiões centrais, pois o calor é conduzido lentamente através do fluido na direção radial. Assim, o alimento que estiver próximo à parede fica sobre-processado e o da região central pode ficar sub-processado, isso acarreta níveis de esterilidade e qualidade diferentes ao longo do raio do tubo (GRIJSPEERDT ET AL., 2003).

3.2. Trocadores de calor

O aquecimento e o resfriamento contínuo de alimentos líquidos podem ser realizados em trocadores de calor, que são equipamentos que transferem energia térmica entre dois fluidos com temperaturas diferentes. Os principais tipos de trocadores de calor para alimentos líquidos são a placas, tubulares (Figura 2) ou de superfície raspada, de acordo com o formato da superfície de transferência de calor.

Figura 2: Esquema de um trocador de calor bitubular.

Trocadores de calor a placas apresentam diversas vantagens, como a grande área de transferência de calor em um pequeno espaço físico, custos de fabricação baixos em aço inox e a facilidade de limpeza e manutenção. Esses trocadores são utilizados para a pasteurização de fluidos que possuem baixa viscosidade, como leite e sucos de frutas (LEWIS; HEPPELL, 2000; TAQUEDA, 2006).

Trocadores de calor bitubulares apresentam uma construção simples e são adquiridos na forma de módulos, podem ser montados em série ou em paralelo, sendo a área de troca térmica facilmente ajustada. Porém, são trocadores pouco compactos e a probabilidade de ocorrência de vazamentos é alta devido ao grande número de conexões. Esses trocadores são utilizados para a pasteurização de fluidos que possuem uma média ou alta viscosidade, ou que possuam pequenas partículas sólidas (LEWIS; HEPPELL, 2000; TAQUEDA, 2006).

Já os trocadores de superfície raspada muitas vezes possuem aparência exterior similar ao trocador de calor de casco e tubos, porém possui implementos que permanentemente raspam a superfície interna dos tubos, em autolimpeza, similares a barras com segmentos com espirais ou hélices, otimizando a área de transferência de calor, mantendo elevado o coeficiente de transferência de calor pela ação combinada da redução da incrustação e ocasionando o aumento da turbulência interna no tubo com movimento contínuo em vai-e-vém dos elementos de raspagem. As desvantagens desse trocador são que ele é um trocador grande e de difícil construção e com alto custo de manutenção. Estes trocadores são indicados para

aquecer ou resfriar produtos extremamente viscosos ou que possuam partículas sólidas grandes (LEWIS; HEPPELL, 2000; TAQUEDA, 2006).

3.3. Letalidade do processo

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

A letalidade de um processo representa a destruição de micro-organismos, enzimas, entre outros, causada pelo tratamento térmico e é dada pelo número de ciclos logarítmicos reduzidos da população microbiana (equação 1) ou da atividade enzimática (TOLEDO, 1999):

$$S = \log \left(\frac{N_0}{N} \right) = \frac{t}{D} \quad (1)$$

Em que S é o número de ciclos logarítmicos reduzidos (adimensional), N_0 é a contagem inicial de micro-organismos (UFC/g, UFC/m³), N é a contagem final de micro-organismos após o tratamento térmico (UFC/g, UFC/m³), t é o tempo do tratamento isotérmico (min) e D é o tempo de redução decimal na temperatura do processo (s).

O parâmetro D representa o tempo necessário para reduzir a população de micro-organismos em 90 % em temperatura constante. Em um tratamento térmico, é assumido que este tempo é independente da concentração inicial de micro-organismos, mas dependente da temperatura, do tipo de microrganismo e do alimento em que o microrganismo cresce (IBARZ; BARBOSA-CÁNOVAS, 2003).

Em processos de pasteurização, a letalidade é geralmente determinada em função do tempo de residência no tubo de retenção e da temperatura do produto na saída do tubo de retenção. O tubo de retenção deve então ser bem dimensionado de modo que o produto obtido apresente qualidade satisfatória (TOLEDO, 1999). O dimensionamento correto do tubo de retenção depende das características

reológicas do alimento, que indicarão qual o tipo de escoamento e qual o tempo de residência mínimo do fluido no interior do tubo.

O escoamento do fluido no tubo de retenção pode ser laminar ou turbulento, o que pode ser determinado por meio do número de Reynolds. O escoamento dificilmente é ideal (*plug flow*), ou seja, com todas as partículas do fluido percorrendo o tubo na mesma velocidade. Existe então uma faixa de tempos de residência para o produto (LEWIS; HEPPELL, 2000).

A equação 2 representa a dependência do parâmetro cinético D com a temperatura:

$$D = D_{ref} \cdot 10^{\left(\frac{T_{ref}-T}{Z}\right)} \quad (2)$$

em que D_{ref} é o tempo de redução decimal na temperatura de referência (s), T_{ref} é a temperatura de referência ($^{\circ}\text{C}$), T é a temperatura de processamento ($^{\circ}\text{C}$) e Z é um parâmetro cinético que representa a variação de temperatura necessária para promover uma variação de 10 vezes no valor de D .

Em processos não isotérmicos onde a temperatura do produto é função do tempo de batelada ou de escoamento, calcula-se o valor da letalidade integrada (F_{Tref}), equação 3, que representa o tempo isotérmico equivalente a uma dada temperatura de referência para o processo não isotérmico ter o mesmo efeito letal do processo isotérmico (IBARZ; BARBOSA-CÁNOVAS, 2003; LEWIS; HEPPELL, 2000; TOLEDO, 1999):

$$F_{Tref} = \int_0^t L_t dt = \int_0^t 10^{\left(\frac{T-T_{ref}}{Z}\right)} dt \quad (3)$$

em que L_t é a função letalidade (adimensional), t é o tempo (s), T é a temperatura do produto ($^{\circ}\text{C}$).

4. MATERIAIS E MÉTODOS

Nesse trabalho, foi desenvolvido um modelo matemático para o cálculo dos coeficientes convectivos de calor (h) para troca térmica do equipamento com o ar ambiente e para o produto processado em um pasteurizador com trocadores de calor bitubulares nas seções de aquecimento e resfriamento. Como alimentos simulados foram utilizados fluidos newtonianos (mistura glicerina/água 80 % w/w) e não-newtonianos (solução aquosa de carboxi-metil-celulose, CMC 1 % w/w) e para o aquecimento e resfriamento o fluido de utilidade foi a água. Foram realizados ensaios experimentais para o ajuste dos parâmetros necessários para o modelo e após o modelo concluído foram realizados ensaios experimentais para a validação do modelo proposto.

4.1. Materiais e equipamentos

Os equipamentos utilizados foram:

- Balança modelo PB8001-5 (Mettler Toledo, Suíça);
- Agitador de bancada modelo 715 (Fisatom, Brasil);
- Gerador de água gelada modelo MAS-5-RI-220/C (Mecalor, São Paulo, Brasil);
- Gerador de vapor modelo RO430 (Clayton, São Paulo, Brasil);
- Bomba centrífuga modelo 32-16A (KSB, Várzea Paulista, Brasil);
- Bomba de deslocamento positivo modelo 3NE10A (Netzsch, Pomerode, Brasil);
- Pasteurizador em aço inox AISI 304;
- Tanque em aço inox AISI 304;
- 1 termopar tipo J (IOPE, São Paulo, Brasil);
- 12 termopares tipo T modelo DM – 0330 (IOPE, São Paulo, Brasil);
- 4 termo-resistências (H. Cidade, Barueri, Brasil);
- Variador de frequência modelo VLT- Micro (DanFoss);
- 1 rotâmetro modelo 440 (Contech, Brasil);
- Injetor de vapor modelo 6X7-1 (Pick Heaters Inc, West Bend, Estados Unidos da América);

- Sistema de aquisição de dados compact-DAQ com 3 módulos para termopares (National Instruments, Estados Unidos da América);
- Medidor de vazão magnético modelo 47005-010PFACA-E (FoxBoro, Dinamarca).

Os materiais utilizados foram:

- Glicerina P.A. (Casa Americana, São Paulo, Brasil);
- Carboxi-metil-celulose (CMC) sal sódico U.S.P. (Synth, Diadema, Brasil).

Software utilizado para a aquisição dos dados de temperatura:

- Software LabView 8.6 (National Instruments, Estados Unidos da América);

O gerador de água gelada (Figura 3) e o gerador de vapor foram utilizados para resfriar e aquecer a água utilizada nos trocadores, a balança para medir as massas para a preparação das soluções de CMC 1 % e mistura glicerina/água 80 % e o agitador para tornar essas soluções homogêneas. A bomba centrífuga foi utilizada para bombear a água aquecida pelo trocador e a bomba de deslocamento positivo bombeava o produto, a Figura 4 mostra o sistema de injeção de vapor com a bomba de circulação de água de aquecimento.

Figura 3: Foto do gerador de água gelada.

Figura 4: Foto do sistema para distribuição da água de aquecimento para o trocador.

A mistura glicerina/água foi preparada com 80 % em massa de glicerina e o restante de água destilada, a solução de CMC 1 % utilizou de 1 % de massa de CMC e o restante de água destilada.

O variador de frequência ligado à bomba (a bomba foi calibrada antes dos ensaios experimentais) foi utilizado para controlar a vazão de produto, o rotâmetro para medir a vazão de circulação de água de resfriamento, o medidor de vazão magnético para medir a vazão de circulação da água de aquecimento, o termopar tipo J captura a temperatura do produto no final do tubo de retenção. As termo-resistências capturam as temperaturas de entrada e saída do aquecimento e resfriamento e os termopares tipo T capturam as temperaturas do produto em diversos pontos, os termopares e as termo-resistências foram calibradas antes dos ensaios experimentais. O injetor de vapor mistura o vapor proveniente do gerador de vapor com água para fornecer a água aquecida utilizada no trocador, as aquisições das temperaturas pelos termopares do produto são feitas pelo compact-DAQ que utiliza o software LabView. Na Figura 5 está representado um esquema do sistema experimental de pasteurização, onde FM (*flow meter*) é o medidor de vazão e o TI (*temperature indicator*) são as termo-resistências.

Figura 5: Esquema do sistema experimental de pasteurização.

4.1.1. Trocador de calor bitubular

Foi utilizado um trocador de calor bitubular em escala piloto para as seções de aquecimento e resfriamento (Ditchfield, 2004). Cada seção possuía inicialmente 10 módulos de troca térmica (o esquema do pasteurizador com essa configuração é mostrado na Figura 6), porém foram diminuídos para 4 módulos (o esquema do pasteurizador com essa configuração é mostrado na Figura 7), pois verificou-se que esta área de troca era adequada aos experimentos.

Figura 6: Esquema do pasteurizador com 10 módulos em cada seção (linha do produto).

Figura 7: Esquema do pasteurizador com 4 módulos em cada seção (linha do produto).

Ao final da seção de aquecimento, foi instalado um tubo de retenção de mesmo diâmetro do tubo do produto. As características do pasteurizador estão mostradas nas Tabelas 1 e 2 e nas Figuras 8, 9 e 10 é ilustrado o pasteurizador, na Tabela 3 é mostrada a posição axial dos termopares na linha do produto, onde no comprimento total são consideradas as ligações com curvas (tamanho 0,31 m cada uma) entre os tubos das seções de aquecimento/resfriamento e comprimento útil é onde ocorre a troca de calor efetiva.

Tabela 1: Características de um módulo do trocador de calor e do tubo de retenção (D' = diâmetro).

Dados do Trocador para o aquecimento/resfriamento					
Tubo do Produto			Tubo da Utilidade		
D'_{pse} (m)	D'_{psi} (m)	Espessura da parede (e_{prod}) (m)	D'_{use} (m)	D'_{usi} (m)	Espessura da parede (e_u) (m)
0,0060	0,0045	0,0015	0,0254	0,0210	0,0022
Comprimento útil de um tubo (m)			Comprimento do tubo de retenção (m)		
1,68			4,72		

Tabela 2: Características das seções de aquecimento/resfriamento para quatro e dez módulos (A = área útil).

Para dez tubos aquecimento/resfriamento			
Comprimento total do Aquecimento (m)		Comprimento total do Resfriamento (m)	
19,30		19,30	
Tubo do Produto		Tubo da Utilidade	
A_{pse} (m ²)	A_{psi} (m ²)	A_{use} (m ²)	A_{usi} (m ²)
0,32	0,24	1,34	1,1
Para quatro tubos aquecimento/resfriamento			
Comprimento total do Aquecimento (m)		Comprimento total do Resfriamento (m)	
7,62		7,62	
Tubo do Produto		Tubo da Utilidade	
A_{pse} (m ²)	A_{psi} (m ²)	A_{use} (m ²)	A_{usi} (m ²)
0,13	0,095	0,53	0,44

Tabela 3: Posição axial dos termopares no pasteurizador para quatro e dez módulos nas seções de aquecimento e resfriamento mostrados nas Figuras 6 e 7.

Posição dos Termopares (m) para o comprimento total do trocador			
Para dez tubos		Para quatro tubos	
Início	0	T 1 (A)	0
T1 (A)	3,6	T 2 (A)	1,7
T2 (A)	7,5	T 3 (A)	3,7
T3 (A)	11,5	T 5 (A)	5,6
T5 (A)	15,4	T 6 (A)	7,9
T7 (ret)	21,5	T 7 (ret)	9,9
T_{sp}	24,0	T 8 (ret)	11,5
T8 (R)	27,6	T_{sp}	12,3
T9 (R)	31,5	T 9 (R)	14,0
T10 (R)	35,5	T 10 (R)	16,0
T11 (R)	39,4	T 11 (R)	18,0
		T 12 (R)	20,0

Figura 8: Pasteurizador com dez módulos por seção.

Figura 9: Pasteurizador com quatro módulos por seção.

Figura 10: Esquema dos tubos internos e externos do trocador e definição de parâmetros geométricos.

5. MODELO MATEMÁTICO, CORRELAÇÕES E ENSAIOS EXPERIMENTAIS

Foi desenvolvido um modelo matemático para a troca térmica em um pasteurizador onde foi considerado:

- Operação em regime permanente;
- Propriedades termofísicas constantes e uniformes em cada meio;
- Escoamento incompressível;
- Escoamento pistonado (gradientes radiais desprezíveis).

O equipamento consiste de dois trocadores bitubulares (aquecimento e resfriamento), operando com água como fluido de utilidade no ânulo, e um tubo de retenção.

5.1. Obtenção do coeficiente convectivo do ar ambiente sobre o tubo externo

O coeficiente convectivo do ar sobre o trocador de calor foi obtido através de experimentos circulando o fluido de utilidade apenas e registrando sua mudança de temperatura devido à troca com o ambiente.

O cálculo do coeficiente convectivo das trocas de calor com o ambiente nas seções de aquecimento e resfriamento foi feito a partir do balanço de energia e de equações empíricas, o modelo é mostrado pelas equações 4 a 15.

O número de Reynolds da água de aquecimento e de resfriamento foi calculado a partir da equação 7, obtida através da equação 4 (número Reynolds) em que u_m é a velocidade média do fluido (m/s) calculada pela equação 5, D_H é o diâmetro hidráulico do ânulo (m) calculado pela equação 6, ρ é a densidade da água (kg/m^3), μ é a viscosidade da água (Pa.s), $\dot{m}$ é a vazão mássica da água (kg/s), R'_{usi} é o raio interno do tubo da utilidade (m) e R'_{pse} é o raio externo do tubo de produto (m).

$$Re = \frac{\rho \cdot u_m \cdot D_H}{\mu} \quad (4)$$

$$u_m = \frac{4 \cdot \dot{m}}{D_H^2 \cdot \rho \cdot \pi} \quad (5)$$

$$D_H = \frac{4.A_{molhada}}{P_{molhado}} = \frac{4.\pi.(R'_{usi}{}^2 - R'_{pse}{}^2)}{2.\pi.(R'_{usi} + R'_{pse})} = 2.(R'_{usi} - R'_{pse}) \quad (6)$$

$$Re = \frac{4.\dot{m}}{\mu.\pi.D_H} \quad (7)$$

O número de Prandtl para a água é calculado pela equação 8, onde c_p é a calor específico da água (J/kg.K) e k é a condutividade térmica da água (W/m.K).

$$Pr = \frac{c_p.\mu}{k} \quad (8)$$

Para o cálculo do coeficiente convectivo da água de aquecimento/resfriamento (h_{agua}) foi utilizada uma correlação típica de Nusselt (equações 9, 10 e 11), onde a e b são parâmetros adimensionais empíricos.

$$Nu = a.Re^b.Pr^{\frac{1}{3}} \quad (9)$$

$$Nu = \frac{h.D_H}{k} \quad (10)$$

Assim temos:

$$h = a.Re^b.Pr^{\frac{1}{3}}.\frac{k}{D_H} \quad (11)$$

Os valores utilizados de a e b para o h_{agua} foram os valores da equação de Colburn, onde a é 0,023 e b é 0,80 para uma faixa de $0,7 \leq Pr \leq 160$ e $Re \geq 10000$ (Incropera, 2003).

A partir da igualdade mostrada na equação 12, que é obtida da premissa que Q_{exp} e Q_{calc} devem ter o mesmo valor, em que Q_{exp} é o calor de troca térmica (J/s) obtido experimentalmente e baseado na variação de entalpia do fluido e Q_{calc} é o calor de troca térmica (J/s) baseado na equação de projeto de um trocador de calor, foi desenvolvida a equação 13 onde ΔT é a variação de temperatura do fluido (°C), A_{use} é a área superficial externa da utilidade (área do trocador em contato com o ar

ambiente) (m^2), U é o coeficiente global de troca térmica entre a água e o ar ambiente ($W/m^2.K$) mostrado na equação 15 e ΔT_{lm} é média logarítmica da diferença de temperatura (MLDT) mostrada na equação 14. O valor do coeficiente convectivo experimental do ar (h_{ar}) foi ajustado para as seções de aquecimento e resfriamento através da minimização dos erros quadráticos (emQ) da diferença entre o calor experimental e o calor calculado, onde todas as propriedades são para a água pura.

$$Q_{exp} = Q_{calc} \quad (12)$$

$$\dot{m} \cdot c_p \cdot \Delta T = U \cdot A_{use} \cdot \Delta T_{lm} \quad (13)$$

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_e - T_a) - (T_s - T_a)}{\ln\left(\frac{(T_e - T_a)}{(T_s - T_a)}\right)} \quad (14)$$

Na equação 14, T_e é a temperatura de entrada da água ($^{\circ}C$), T_s é a temperatura de saída da água ($^{\circ}C$) e T_a é a temperatura ambiente ($^{\circ}C$).

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{ar}} + \frac{e}{A_{lm} \cdot k_{metal}} + \frac{1}{h_{agua}} \frac{A_{use}}{A_{pse}} \quad (15)$$

Na equação 15, A_{lm} é a área logarítmica média do tubo da utilidade (m^2), k_{metal} é a condutividade térmica do aço ($W/m.K$), A_{use} é a área superficial externa do tubo da utilidade (m^2), A_{pse} é a área superficial externa do tubo do produto (m^2) e h_{ar} e h_{agua} são os coeficientes convectivos do ar e da água, respectivamente ($W/m^2.K$).

A equação 15 foi obtida através das resistências térmicas de cada região mostradas na Figura 11, onde o termo $1/h_{ar}$ representa a resistência térmica do ar, $e/(k_{metal} \cdot A_{lm})$ representa a resistência térmica do aço e $(1/h_{agua}) \cdot (A_{use}/A_{pse})$ representa a resistência térmica convectiva da água.

Figura 11: Esquema das resistências térmicas para o cálculo do coeficiente convectivo de troca com o ambiente.

5.2. Obtenção do coeficiente convectivo do produto

Para o cálculo do coeficiente convectivo do produto (h_{prod}) foi utilizado um modelo similar ao usado para obtenção do coeficiente convectivo do ar (h_{ar}), onde foram utilizadas as equações de 4 a 15. Para o cálculo do coeficiente global de troca térmica (U) entre o produto e a utilidade, foi utilizada a equação 17 obtida através da equação 16:

$$\frac{1}{U \cdot A_{pse}} = \frac{1}{h_{prod}} \cdot \frac{1}{A_{psi}} + \frac{e}{A_{lm}} \cdot \frac{1}{k_{metal}} + \frac{1}{h_{agua} \cdot A_{pse}} \quad (16)$$

em que A_{psi} é a área superficial interna do tubo de produto (m^2), A_{lm} é a área logarítmica média do tubo do produto (m^2) e h_{prod} é o coeficiente convectivo do fluido de produto ($W/m^2.K$).

A equação 16 foi obtida através das resistências térmicas de cada região mostradas na Figura 12, onde o termo $(1/h_{prod} \cdot A_{psi})$ representa a resistência térmica convectiva do produto, $(e/A_{lm}) \cdot (1/k_{metal})$ representa a resistência térmica da parede e $1/(h_{agua} \cdot A_{pse})$ representa a resistência térmica convectiva da água.

Figura 12: Esquema das resistências térmicas para o cálculo do coeficiente convectivo de troca do produto.

Foi utilizada a hipótese que $\frac{1}{h_{agua}} \approx 0$, pois nos experimentos de determinação de h_{prod} foi utilizada para a utilidade uma vazão muito alta, em relação à vazão de produto.

Utilizando a hipótese proposta e rearranjando a equação 16 é obtida a equação 17.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{prod}} \cdot \frac{A_{pse}}{A_{psi}} + \frac{e}{A_{lm}} \cdot \frac{A_{pse}}{k_{metal}} \quad (17)$$

A partir da igualdade mostrada na equação 18 e desenvolvida na equação 19, em que Q_{exp} é o calor experimental baseado na variação de entalpia do fluido (neste caso o produto), Q_{calc} é o calor baseado na equação de projeto de um trocador de calor e f é o fator de correção da MLDT, foi ajustado o valor do coeficiente convectivo do produto (h_{prod}) para as seções de aquecimento e resfriamento através da minimização dos erros quadráticos (emQ) da diferença entre o calor experimental e o calculado.

$$Q_{exp} = Q_{calc} \quad (18)$$

$$\dot{m} \cdot c_p \cdot \Delta T = f \cdot U \cdot A_{use} \cdot \Delta T_{lm} \quad (19)$$

O valor de f depende do arranjo do trocador, a Figura 13 mostra os arranjos das seções de aquecimento e resfriamento do pasteurizador considerado nesse trabalho.

Figura 13: Esquema do arranjo das seções de aquecimento e resfriamento do pasteurizador.

A seção de aquecimento está em contracorrente como mostrado na Figura 5, logo o valor de f é 1,0. A seção de resfriamento possui seus módulos em contracorrente, porém a seção como um todo não está, logo o valor de f é menor que 1,0.

O fator f para a seção de resfriamento pode ser calculado através das equações 20 a 26 referentes a uma associação de trocadores de calor (Cho et al, 1998). Foi considerado cada módulo como sendo um trocador contra-corrente e a seção como uma associação em série desses quatro módulos.

$$r_1 = \frac{c_1}{c_2} \quad (20)$$

$$C = \dot{m} \cdot c_p \quad (21)$$

$$NTU_1 = \frac{U.A}{C_1} \quad (22)$$

$$NTU_{1A} = \frac{U_{Ai}.A_i}{C_1} \quad (23)$$

$$P_{1A} = \frac{1 - e^{(-NTU_{1A} \cdot (1 - r_1))}}{1 - r_1 \cdot e^{(-NTU_{1A} \cdot (1 - r_1))}} \quad (24)$$

$$P_1 = \frac{1}{1 + r_1} \cdot \{1 - \prod_{i=1}^{N'} (1 - (1 - r_1) \cdot P_{1A})\} \quad (25)$$

$$f = \frac{1}{NTU_{1 \cdot (1 - r_1)}} \cdot \ln \left(\frac{1 - r_1 \cdot P_1}{1 - P_1} \right) \quad (26)$$

Nestas equações, os subscritos 1 e 2 indicam respectivamente o produto e a parte anular, r_1 é a razão entre capacidades caloríficas, C é a capacidade calorífica (W/K), NTU_1 é o número de unidades de transferência de calor para a seção, NTU_{1A} é o número de unidades de transferência de calor para um módulo, P_1 é um parâmetro de eficiência térmica para a seção, P_{1A} é um parâmetro de eficiência térmica para um módulo, U_{Ai} é o coeficiente global de troca térmica (W/m².K) para cada módulo, A_i é a área de troca de cada módulo (m²) e N' é o número de módulos ($N' = 4$).

Todos os módulos possuem a mesma área, C_1 e C_2 são constantes em toda a seção e foi adotada a hipótese que U_{Ai} é igual para cada módulo e para toda a seção, logo NTU_{1A} e P_{1A} são iguais para todos os módulos.

Assim, através da minimização dos erros quadráticos da diferença do calor experimental com o calculado para o conjunto de ensaios experimentais, foram ajustados os valores dos parâmetros a e b para a equação 9 do produto obtendo o valor do h_{prod} .

5.3. Obtenção das distribuições de temperatura e validação

Foi feito um balanço de energia diferencial para as seções de aquecimento e resfriamento e no tubo de retenção. Esses balanços são mostrados na sequência.

5.3.1. Modelagem da seção de aquecimento

O balanço de energia para a Figura 14 é dado pelas equações 27 a 40, onde a parte fria (subscrito c) é o tubo do produto e a parte quente (subscrito h) é a parte anular por onde escoa a água de aquecimento, onde os subscritos a , e e s representam ambiente, entrada e saída respectivamente.

Figura 14: Esquema para um módulo da seção de aquecimento indicando os calores envolvidos

Os balanços globais nos dois lados do trocador são dados pelas equações 27 e 28:

$$q_{hc} = \dot{m}_c \cdot c_{pc} \cdot (T_{cs} - T_{ce}) \quad (27)$$

$$q_{hc} + q_{ha} = \dot{m}_h \cdot c_{ph} \cdot (T_{he} - T_{hs}) \quad (28)$$

em que q_{hc} é o calor trocado entre a água de aquecimento e o produto (W), q_{ha} é o calor perdido para o ambiente (W), c_{pc} é o calor específico do produto (J/kg.K), c_{ph} é o calor específico da água quente (J/kg.K), T_{cs} é a temperatura de saída do produto (°C), T_{ce} é a temperatura de entrada do produto (°C), T_{hs} é a temperatura de saída da água de aquecimento (°C), T_{he} é a temperatura de entrada da água de aquecimento (°C), $\dot{m}_c$ é a vazão mássica do produto (kg/s) e $\dot{m}_h$ é a vazão mássica da água de aquecimento (kg/s).

Fazendo o balanço global nos volumes de controle infinitesimais da Figura 14 obtêm-se as equações diferenciais 29 a 32:

$$dq_{hc} = U_{hc} \cdot dA_{pse} \cdot (T_h - T_c) \quad (29)$$

$$dq_{ha} = U_{ha} \cdot dA_{use} \cdot (T_h - T_a) \quad (30)$$

$$dA_{pse} = \pi \cdot dz \cdot D'_{pse} \quad (31)$$

$$dA_{use} = \pi \cdot dz \cdot D'_{use} \quad (32)$$

em que z é a posição axial (m), D'_{pse} é o diâmetro externo do tubo de produto (m), D'_{use} é o diâmetro externo do tubo da água de aquecimento (m), A_{pse} é a área superficial externa do tubo de produto (m²), A_{use} é a área superficial externa do tubo da água de aquecimento (m²), T_h é a temperatura da água de aquecimento, T_c é a temperatura do produto, T_a é a temperatura ambiente, U_{hc} é o coeficiente global de troca térmica entre o produto e a água de aquecimento (W/m².K) e U_{ha} é o coeficiente global de troca térmica entre a água de aquecimento e o ambiente (W/m².K).

Aplicando o balanço de energia para o lado frio do trocador na Figura 14, tem-se as equações 33a a 33d:

$$\text{Entrada de calor} - \text{saída de calor} = 0 \quad (33a)$$

$$\dot{m}_c \cdot c_{pc} \cdot T_c(z) - \dot{m}_c \cdot c_{pc} \cdot T_c(z + dz) + U_{hc} \cdot \pi \cdot D'_{pse} \cdot dz \cdot (T_h - T_c) = 0 \quad (33b)$$

$$\frac{-(T_c(z+dz)-T_c(z))}{dz} \cdot \dot{m}_c \cdot c_{pc} = -U_{hc} \cdot \pi \cdot D'_{pse} \cdot (T_h - T_c) \quad (33c)$$

$$\frac{dT_c}{dz} = \frac{U_{hc} \cdot \pi \cdot D'_{pse}}{\dot{m}_c \cdot c_{pc}} \cdot (T_h - T_c) \quad (33d)$$

em que $T_c(z)$ é a temperatura do produto na posição z ($^{\circ}\text{C}$) e $T_c(z+dz)$ é a temperatura do produto na posição $z+dz$ ($^{\circ}\text{C}$).

Analogamente para o lado quente do trocador na Figura 14, tem-se as equações 34a a 34d:

$$\text{Entrada de calor} - \text{saída de calor} = 0 \quad (34a)$$

$$\dot{m}_h \cdot c_{ph} \cdot T_h(z+dz) - \dot{m}_h \cdot c_{ph} \cdot T_h(z) - U_{ha} \cdot \pi \cdot D'_{use} \cdot dz \cdot (T_h - T_a) - U_{hc} \cdot \pi \cdot D'_{pse} \cdot dz \cdot (T_h - T_c) = 0 \quad (34b)$$

$$\frac{(T_h(z+dz)-T_h(z))}{dz} \cdot \dot{m}_h \cdot c_{ph} = U_{ha} \cdot \pi \cdot D'_{use} \cdot (T_h - T_a) + U_{hc} \cdot \pi \cdot D'_{pse} \cdot (T_h - T_c) \quad (34c)$$

$$\frac{dT_h}{dz} = \frac{U_{ha} \cdot \pi \cdot D'_{use}}{\dot{m}_h \cdot c_{ph}} \cdot (T_h - T_a) + \frac{U_{hc} \cdot \pi \cdot D'_{pse}}{\dot{m}_h \cdot c_{ph}} \cdot (T_h - T_c) \quad (34d)$$

em que $T_h(z)$ é a temperatura da água de aquecimento na posição z ($^{\circ}\text{C}$) e $T_h(z+dz)$ é a temperatura da água de aquecimento na posição $z+dz$ ($^{\circ}\text{C}$).

Assim, obtém-se um sistema linear de duas equações diferenciais ordinárias de 1ª ordem, mostradas pelas equações 35 e 36, e suas condições de contorno:

$$\begin{cases} \frac{dT_c}{dz} = \alpha'_{c1} \cdot (T_h - T_c) \\ \frac{dT_h}{dz} = \alpha'_{h1} \cdot (T_h - T_c) + \alpha'_{h2} \cdot (T_h - T_a) \end{cases} \quad (35)$$

$$(36)$$

$$\text{Condições de contorno} \begin{cases} T_c(z=0) = T_{ce} \\ T_h(z=L) = T_{he} \end{cases}$$

$$\text{Sendo: } \begin{cases} \alpha'_{c1} = \frac{U_{hc} \cdot \pi \cdot D'_{pse}}{\dot{m}_c \cdot c_{pc}} \\ \alpha'_{h1} = \frac{U_{hc} \cdot \pi \cdot D'_{pse}}{\dot{m}_h \cdot c_{ph}} \\ \alpha'_{h2} = \frac{U_{ha} \cdot \pi \cdot D_{use}}{\dot{m}_h \cdot c_{ph}} \end{cases}$$

em que T_{ce} é a temperatura de entrada do produto ($^{\circ}\text{C}$), T_{he} é a temperatura de entrada da água de aquecimento ($^{\circ}\text{C}$), L é o comprimento total da seção e α'_{c1} , α'_{h1} e α'_{h2} são parâmetros do modelo (1/m).

Para determinar os valores das temperaturas ao longo do trocador, utilizam-se as equações 37 e 38. Essas equações são uma integração numérica pelo método de diferenças finitas para frente, partindo de $z = 0$:

$$T_h(z + \Delta z) = T_h(z) \cdot \frac{dT_h}{dz} \cdot \Delta z \quad (37)$$

$$T_c(z + \Delta z) = T_c(z) \cdot \frac{dT_c}{dz} \cdot \Delta z \quad (38)$$

em que Δz é um intervalo finito em z .

A partir das equações 39 e 40 calculam-se os valores de U_{hc} e U_{ha} , necessárias para o cálculo dos valores dos parâmetros α , permitindo obter a distribuição de temperatura na seção de aquecimento:

$$\frac{1}{U_{hc}} = \frac{1}{h_{prod}} \cdot \left(\frac{D'_{pse}}{D'_{psi}} \right) + \frac{e_{prod}}{k_{metal} \cdot A_{lm}} + \frac{1}{h_{agua}} \quad (39)$$

$$\frac{1}{U_{ha}} = \frac{1}{h_{agua}} \cdot \left(\frac{D'_{use}}{D'_{usi}} \right) + \frac{e_u}{k_{metal} \cdot A_{lm}} + \frac{1}{h_{ar}} \quad (40)$$

em que h_{prod} é o coeficiente convectivo de troca térmica do produto ($\text{W/m}^2 \cdot \text{K}$), h_{agua} é o coeficiente convectivo de troca térmica da água de aquecimento ($\text{W/m}^2 \cdot \text{K}$), h_{ar} é o coeficiente convectivo de troca térmica com o ambiente ($\text{W/m}^2 \cdot \text{K}$), k_{metal} é a condutividade térmica da parede do tubo ($\text{W/m} \cdot \text{K}$), A_{lm} é área logarítmica média do tubo interno (m^2), e_{prod} é a espessura do tubo de produto (m), e_u é a espessura do tubo da água de aquecimento (m), D'_{pse} é o diâmetro externo do tubo de produto (m), D'_{psi} é o diâmetro interno do tubo de produto (m), D'_{use} é o diâmetro externo do tubo

da água de aquecimento (m) e D'_{usi} é o diâmetro interno do tubo da água de aquecimento (m).

Cada módulo foi modelado individualmente e ligado através de condições de contorno com os vizinhos. As condições de contorno especificadas foram as temperaturas de entrada de produto (T_{ce}) e saída de água da utilidade (T_{hs}) e as curvas de ligação entre módulos foram modeladas como trechos adiabáticos. A temperatura de saída de água da utilidade (T_{hs}) foi ajustada para que a temperatura de entrada da água da utilidade (T_{he}) fosse igual ao valor experimental.

5.3.2. Modelagem da seção de resfriamento

Analogamente ao aquecimento e a partir da Figura 15 obtêm-se as equações 41 a 46 para a seção de resfriamento:

Figura 15: Esquema para um módulo da seção de resfriamento indicando os calores envolvidos.

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dT_h}{dz} = -\alpha'_{h1} \cdot (T_h - T_c) \end{array} \right. \quad (41)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dT_c}{dz} = -\alpha'_{c1} \cdot (T_h - T_c) - \alpha'_{c2} \cdot (T_a - T_c) \end{array} \right. \quad (42)$$

$$\text{Onde: } \left\{ \begin{array}{l} \alpha'_{h1} = \frac{U_{hc} \cdot \pi \cdot D'_{pse}}{\dot{m}_h \cdot c_{ph}} \\ \alpha'_{c1} = \frac{U_{hc} \cdot \pi \cdot D'_{pse}}{\dot{m}_c \cdot c_{pc}} \\ \alpha'_{c2} = \frac{U_{ca} \cdot \pi \cdot D'_{use}}{\dot{m}_c \cdot c_{pc}} \end{array} \right.$$

em que c_{pc} é o calor específico da água de resfriamento (J/kg.K), c_{ph} é o calor específico do produto (J/kg.K), T_c é a temperatura da água de resfriamento (°C), T_h é a temperatura do produto (°C), T_a é a temperatura ambiente (°C), $\dot{m}_c$ é a vazão mássica da água de resfriamento (kg/s), $\dot{m}_h$ é a vazão mássica do produto (kg/s), α'_{c1} , α'_{c2} e α'_{h1} são parâmetros do modelo (1/m), U_{hc} é o coeficiente global de troca térmica entre o produto e a água de resfriamento (W/m².K), U_{ca} é o coeficiente global de troca térmica entre a água de resfriamento e o ambiente (W/m².K), D'_{pse} é o diâmetro externo do tubo de produto (m) e D'_{use} é o diâmetro externo do tubo da água de aquecimento (m).

Para determinar os valores das temperaturas ao longo do trocador, utilizam-se as equações 43 e 44. Essas equações são uma integração numérica pelo método de diferenças finitas para frente, partindo de $z = 0$:

$$T_h(z + \Delta z) = T_h(z) + \frac{dT_h}{dz} \cdot \Delta z \quad (43)$$

$$T_c(z + \Delta z) = T_c(z) + \frac{dT_c}{dz} \cdot \Delta z \quad (44)$$

em que $T_h(z)$ é a temperatura do produto na posição z (°C), $T_h(z+dz)$ é a temperatura do produto na posição $z+dz$ (°C), $T_c(z)$ é a temperatura da água de resfriamento na posição z (°C), $T_c(z+dz)$ é a temperatura da água de resfriamento na posição $z+dz$ (°C).

A partir das equações 45 e 46 calculam-se os valores de U_{hc} e U_{ca} , necessários para o cálculo dos parâmetros α permitindo obter um perfil de temperatura para a seção de resfriamento.

$$\frac{1}{U_{hc}} = \frac{1}{h_{prod}} \cdot \left(\frac{D'_{pse}}{D'_{psi}} \right) + \frac{e_{prod}}{k_{metal} \cdot A_{lm}} + \frac{1}{h_{agua}} \quad (45)$$

$$\frac{1}{U_{ca}} = \frac{1}{h_{agua}} \cdot \left(\frac{D'_{use}}{D'_{usi}} \right) + \frac{e_u}{k_{metal} \cdot A_{lm}} + \frac{1}{h_{ar}} \quad (46)$$

Cada módulo foi modelado individualmente e ligado através de condições de contorno com os vizinhos. As condições de contorno especificadas foram as temperaturas de entrada de produto (T_{he}) e saída de água da utilidade (T_{cs}) e as curvas de ligação entre módulos foram modeladas como trechos adiabáticos. A temperatura de saída de água da utilidade (T_{cs}) foi ajustada para que a temperatura de entrada da água da utilidade (T_{ce}) fosse igual ao valor experimental.

5.3.3. Modelagem da seção de retenção

O balanço global de energia para o tubo de retenção na Figura 16 é dado pela equação 47 a 52:

Figura 16: Esquema para o tubo de retenção indicando o calor envolvido.

$$q_{perda} = \dot{m}_h \cdot c_{ph} \cdot (T_{hs} - T_{he}) \quad (47)$$

em que q_{perda} é o calor trocado entre o fluido de produto e o ambiente (J/s), c_{ph} é o calor específico do fluido de produto (J/kg.K), T_{hs} é a temperatura de saída do produto (°C), T_{he} é a temperatura de entrada do produto (°C) e $\dot{m}_h$ é a vazão mássica do produto (kg/s).

Fazendo o balanço global no volume de controle infinitesimal na Figura 16 obtém-se as equações diferenciais 48 e 49:

$$dq_{perda} = U_t \cdot dA_{pse} \cdot (T_h - T_a) \quad (48)$$

$$dA_{pse} = \pi \cdot dz \cdot D'_{pse} \quad (49)$$

em que A_{pse} é a área superficial externa do tubo de produto (m²), D'_{pse} é o diâmetro externo do tubo de produto (m), T_h é a temperatura do fluido de produto (°C), T_a é a temperatura ambiente (°C), U_t é o coeficiente global de troca térmica entre o produto e o ambiente (W/m².K).

Aplicando o balanço de energia para a espessura dz do tubo na Figura 16, temos as equações 50a a 50d.

$$\text{Entrada de calor} - \text{saída de calor} = 0 \quad (50a)$$

$$\dot{m}_h \cdot c_{ph} \cdot T_h(z) - \dot{m}_h \cdot c_{ph} \cdot T_h(z + dz) - U_t \cdot \pi \cdot D'_{pse} \cdot dz \cdot (T_h - T_a) = 0 \quad (50b)$$

$$\frac{T_h(z+dz) - T_h(z)}{dz} = - \frac{U_t \cdot \pi \cdot D'_{pse}}{\dot{m}_h \cdot c_{ph}} \cdot (T_h - T_a) \quad (50c)$$

$$\frac{dT_h}{dz} = -\alpha' \cdot (T_h - T_a) \quad (50d)$$

Sendo:

$$\alpha' = \frac{U_t \cdot \pi \cdot D'_{pse}}{\dot{m}_h \cdot c_{ph}}$$

Para determinar os valores da temperatura ao longo do tubo, utiliza-se a equação 51. Essa equação é uma integração numérica pelo método de diferenças finitas para frente, partindo de $z = 0$:

$$T_h(z + \Delta z) = T_h(z) \cdot \frac{dT_h}{dz} \cdot \Delta z \quad (51)$$

em que Δz é um intervalo finito em z .

A partir da equação 52 calcula-se o valor de U_t , assim calcula-se o valor de α permitindo obter um perfil de temperatura para o tubo de retenção.

$$\frac{1}{U_t} = \frac{1}{U_{perda}} + \frac{1}{h_{prod}} \quad (52)$$

Onde h_{prod} é o coeficiente convectivo de troca térmica do produto ($W/m^2.K$) e U_{perda} é o coeficiente global de troca térmica entre a parede interna do tubo e o ar ambiente, incluindo a camada de isolante térmico ($W/m^2.K$).

5.4. Modelagem do processo

Para a modelagem do processo, foram consideradas condições de contorno para a integração das equações diferenciais que foram:

- Aquecimento: são fornecidas as temperaturas de entrada de fluido de produto na seção e saída de água da utilidade na seção, ambas obtidas experimentalmente;
- Resfriamento: a temperatura de entrada de fluido de produto na seção é a mesma da saída do tubo de retenção e é fornecida a temperatura de saída de água da utilidade na seção, as temperaturas são obtidas experimentalmente;
- Retenção: a temperatura do fluido de produto na entrada do tubo de retenção é a mesma da saída do fluido de produto da seção de aquecimento.

As características do pasteurizador utilizado para a modelagem como diâmetro e comprimento de tubos, são mostradas nas Tabelas 1, 2 e 3 da seção 4.1.1, as propriedades termofísicas dos fluidos utilizados (água, glicerina e CMC) e do material do pasteurizador são mostrados na seção 5.4.1.

Para o modelo foram ajustados os parâmetros empíricos h_{ar} , U_{perda} e a e b da equação 11 para se obter o valor de h_{prod} .

5.4.1. Propriedades dos fluidos e materiais

As equações preditivas das propriedades termofísicas utilizadas para os fluidos e para o material do trocador são listadas abaixo.

5.4.1.1. Água

As propriedades para água pura utilizadas foram:

- Densidade (ρ_{agua}) em kg/m³ para uma faixa de temperatura de 0 a 146 °C é mostrada na equação 53 (Incropera et al., 2003).

$$\rho_{agua} = 8,78 \cdot 10^{-6} \cdot T^3 - 4,64 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 - 3,77 \cdot 10^{-2} \cdot T + 1000,5 \quad (53)$$

- Viscosidade (μ_{agua}) em Pa.s para uma faixa de temperatura de 0 a 100 °C é mostrada na equação 54 (Gut; Pinto, 2003).

$$\frac{1}{\mu_{agua}} = 21,482 \cdot ((T - 8,435) + (8078,4 + (T - 8,435)^2)^{\frac{1}{2}}) - 1200 \quad (54)$$

- Calor específico (c_{pagua}) em J/kg. °C para uma faixa de temperatura de 0 a 260 °C é mostrado na equação 55 (Gut; Pinto, 2003).

$$c_{pagua} = 5,2013 \cdot 10^{-7} \cdot T^4 - 2,1528 \cdot 10^{-4} \cdot T^3 + 4,1758 \cdot 10^{-2} \cdot T^2 - 2,6171 \cdot T + 4227,1 \quad (55)$$

- Condutividade térmica (k) em W/m.K para uma faixa de temperatura 0 a 146 °C é mostrada na equação 56 (Incropera et al., 2003).

$$k = -6,88.10^{-6}.T^2 + 1,80.10^{-3}.T + 0,570 \quad (56)$$

5.4.1.2. Glicerina 80 %

As propriedades da mistura glicerina/água 80% (em massa) foram obtidas a partir das propriedades da água pura e da glicerina pura. As equações utilizadas são mostradas abaixo, de acordo com Cheng (2008).

- Massa molar da glicerina pura: 92,09 g/mol.
- Fração mássica da glicerina na mistura (X^w): 0,80.
- Densidade (ρ) em kg/m³ para uma faixa de temperatura de 0 a 100 °C são mostradas nas equações 57 a 59:

$$\rho_g = 1277 - 0,654.T \quad (57)$$

$$\rho_{agua} = 1000. \left(1 - \left(\frac{T-4}{622}\right)^{1,7}\right) \quad (58)$$

$$\rho = \rho_g.X^w + \rho_{agua}.(1 - X^w) \quad (59)$$

em que ρ_{agua} é a densidade da água pura, ρ_g é a densidade da glicerina pura e ρ é a densidade da mistura glicerina/água (Cheng, 2008).

- Viscosidade (μ) em cP para uma faixa de temperatura de 0 a 100 °C são mostradas nas equações 60 a 65:

$$\mu_{agua} = 1,79. e^{\left(\frac{(-1230-T).T}{(36100+360.T)}\right)} \quad (60)$$

$$\mu_g = 12100. e^{\left(\frac{(-1233+T).T}{(9900+70.T)}\right)} \quad (61)$$

$$c = 0,705 - 0,0017.T \quad (62)$$

$$d = (4,9 + 0,036.T).c^{2,5} \quad (63)$$

$$\beta = 1 - X^w + \frac{c.d.X^w.(1-X^w)}{c.X^w + d.(1-X^w)} \quad (64)$$

$$\mu = \mu_{agua}^\beta \cdot \mu_g^{(1-\beta)} \quad (65)$$

em que μ_{agua} é a viscosidade da água pura, μ_g é a viscosidade da glicerina pura, μ é a viscosidade da mistura glicerina/água e c , d e β são parâmetros (Cheng, 2008).

➤ Calor específico (c_p) é obtido a partir das equações 55, 67 e 68:

$$c_{pg} = 132,145 + 0,86007.T - 0,0019745.T^2 + 1,807.10^{-06}.T^3 \quad (67)$$

em que a temperatura T está em $273 < T < 473$ Kelvin e c_{pg} é o calor específico da glicerina pura (J/mol.K) (Yaws, 1999).

$$c_p = \sum c_{pi} \cdot X_i^w \quad (68)$$

Onde c_p é o calor específico da mistura (J/kg.°C), c_{pi} é o calor específico de cada substância e X_i^w é a fração mássica de cada substância (Maguer e Jelen, 1986)

➤ Condutividade térmica (k) em W/m.K é obtida das equações 56, 69 a 71:

$$\log_{10} k_g = -0,0355 - 0,2097. \left(\frac{1-T}{723,00} \right)^{\frac{2}{7}} \quad (69)$$

em que a temperatura T está em $273 < T < 473$ K e k_g é a condutividade térmica da glicerina pura (W/m.K) (Yaws, 1999):

$$k = \sum k_i \cdot X_i^v \quad (70)$$

em que k a condutividade térmica da mistura, k_i é a condutividade térmica de cada substância e X^v é a fração volumétrica e é dada pela equação 71.

$$X_i^v = \frac{X_i^w / \rho_i}{\sum X_i^w / \rho_i} \quad (71)$$

5.4.1.3. CMC 1%

- O calor específico da solução aquosa CMC 1 % foi considerado constante no valor de 4,173 kJ/kg.K (Carezzato et al., 2007).
- Como foi adicionada uma pouca quantidade em massa de CMC em relação ao volume de água, a densidade (ρ) para a CMC 1% foi considerada a mesma que a da água pura na mesma temperatura (equação 53).
- Parâmetros reológicos do modelo de lei de potência são obtidos por meio das equações 72 a 74:

$$K = 2,259 \cdot 10^{-4} \cdot e^{\frac{(2,298 \cdot 10^4)}{R \cdot T}} \quad (72)$$

$$n = 7,078 \cdot 10^{-2} \cdot e^{(5,845 \cdot 10^{-3} \cdot T)} \quad (73)$$

em que R é a constante dos gases ideais (8,31 J/mol.K), T é a temperatura (K) e n (adimensional) é o índice de fluxo e K (Pa.s ^{n}) é o índice de consistência (Carezzato et al., 2007).

$$\mu_{CMC} = K \cdot \xi^{(n-1)} \cdot \left(\frac{u_m}{D_h} \right)^{n-1} \cdot \left(\frac{(v \cdot n) + 1}{(v+1) \cdot n} \right)^n \quad (74)$$

Na equação 74 μ_{CMC} é a viscosidade generalizada da CMC 1 % para cálculo do Reynolds no escoamento em tubo, u e ξ são parâmetros geométricos para tubos cilíndricos, seus valores são 3 e 8 respectivamente (Carezzato et al., 2007).

- Condutividade térmica (k) em W/m.K é mostrada na equação 75 onde $0 < T < 100$ °C (Carezzato et al., 2007).

$$k = -1,09.10^{-5}.T^2 + 2,04.10^{-3}.T + 5,79.10^{-1} \quad (75)$$

5.4.1.4. Aço AISI 304

- Condutividade térmica (k_{metal}) em W/m.K para faixa de temperatura de 200 a 400 K é mostrada na equação 76 (Incropera et al., 2003), onde T está em Kelvin.

$$k_{metal} = 0,02.T + 8,6 \quad (76)$$

5.5. Letalidade

A obtenção da letalidade do fluido de produto (L_t) foi a partir da temperatura T (z) do fluido, para isso foi utilizada a equação 3 ($L_t = 10^{(\frac{T-T_{ref}}{z})}$) onde a temperatura T_{ref} é a temperatura de referência que foi adotada como sendo a temperatura de saída de produto no tubo de retenção e T é a temperatura do produto na posição axial z .

Para se obter o tempo médio de residência do fluido, utilizou-se a equação $t = \frac{z}{u_m}$, onde u_m é a velocidade média do fluido de produto no pasteurizador e z é a posição axial.

5.6. Ensaio experimentais e parâmetros ajustados

5.6.1. Determinação do coeficiente convectivo com o ar ambiente

Esses experimentos foram realizados para determinar o valor do coeficiente convectivo (h_{ar}) para as trocas de calor com o ambiente nas seções de aquecimento e resfriamento separadamente e para se obter esses coeficientes foi utilizado o modelo descrito na seção 5.1.

Nesses experimentos foi circulada apenas a água de aquecimento ou de resfriamento sem circular o produto. Foram coletadas as temperaturas de entrada e saída da água e a temperatura ambiente média. A vazão volumétrica da água foi

ajustada em 0,5; 1,0; 1,5; 2,0 e 2,5 m³/h e variou-se a temperatura de entrada da água de 65 a 95 °C e de 5 a 10 °C para o aquecimento e resfriamento, respectivamente.

5.6.2. Determinação do coeficiente convectivo do produto

Esses experimentos foram realizados para determinar o valor do coeficiente convectivo do produto e para se obter esse coeficiente foi utilizado o modelo descrito na seção 5.2.

Nesses experimentos as vazões da água de aquecimento e resfriamento foram mantidas no máximo (válvulas abertas). A vazão de produto foi ajustada em 10, 20, 30, 40 e 50 L/h e variou-se a temperatura de entrada da água de 72 a 110 °C e de 3 a 9 °C para o aquecimento e resfriamento, respectivamente. Foram coletadas as temperaturas do ambiente, de entrada e de saída da água de aquecimento/resfriamento e do produto em vários pontos do pasteurizador. Os fluidos utilizados como produto foram a CMC 1 % e mistura glicerina/água 80 %.

5.6.3. Validação do modelo

Para a validação do modelo foi utilizado o modelo proposto na seção 5.3 e os resultados do modelo foram comparados com os dados experimentais.

Nos experimentos realizados foram mantidas constantes as vazões da água de aquecimento e de resfriamento em 1,5 m³/h e variou-se a temperatura de entrada da água de 85 a 105 °C e de 5 a 6,0 °C para o aquecimento e resfriamento, respectivamente. A vazão volumétrica do fluido de produto foi ajustada em 10, 20, 30, 40 e 50 L/h. Foram coletadas as temperaturas do ambiente, de entrada e de saída da água de aquecimento/resfriamento e do produto em vários pontos do pasteurizador.

6. RESULTADOS E DISCUSSÃO

6.1. Teste do modelo

Para testar o modelo de simulação, foi realizado um estudo de caso, onde o fluido de produto foi a glicerina 80 %. Foi adotado 30 L/h como vazão volumétrica do produto, o coeficiente convectivo de troca térmica para o ambiente foi obtido através de equações empíricas de Incropera et al., 2003. O coeficiente convectivo da água de aquecimento/resfriamento foi obtido através da equação de Colburn e o coeficiente convectivo do produto foi obtido através da equação de Sieder-Tate (equação 77) (Kern, 1950) para escoamento laminar ($Re < 2000$):

$$Nu = \frac{h.D'_{psi}}{k} = 1,86. \left(Re.Pr. \frac{D'_{psi}}{L} \right)^{\frac{1}{3}}. \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (77a)$$

$$Nu = \frac{h.D'_{psi}}{k} = 0,259. (Re.Pr)^{\frac{1}{3}}. \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (77b)$$

em que μ_w é a viscosidade do fluido utilizando a temperatura da parede e D'_{psi} é o diâmetro interno do tubo por onde o fluido escoa, nesse caso o tubo interno do pasteurizador. A equação 77b foi obtida substituindo os valores de L e D'_{psi} e o valor de $\left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ não foi calculado, pois a temperatura da parede do tubo de produto não foi medida.

A temperatura de saída do tubo de retenção foi considerada de 85 °C, a temperatura de entrada de produto foi considerada em 21 °C, as temperaturas de entrada e de saída da água de resfriamento foram consideradas 6,3 e 7,5 °C, respectivamente. A temperatura de saída de água de aquecimento foi ajustada até se obter o valor de 85 °C para a saída do produto no tubo de retenção, o valor obtido foi de 115,0 °C. O valor de Z foi considerado igual a 7 °C, obtido através da Tabela 9.3 da página 337 de Toledo (1999). Este valor de Z foi escolhido, pois ele abrange um grande faixa para a letalidade de micro-organismos patogênicos em alimentos de alta acidez. O valor de U_{perda} adotado foi de 51,83 W/m².K, este valor foi obtido através dos experimentos com a glicerina 80 % e os coeficientes convectivos da água de aquecimento e de resfriamento foram 16621 e 6265 W/m².K, respectivamente.

Com as equações propostas para o modelo e com esses dados foram obtidas as Figuras 17 e 18 e a Tabela 4.

Figura 17: Gráfico com o perfil de temperatura para o fluido de produto e para a água de aquecimento/resfriamento para o pasteurizador em toda sua extensão para o teste do modelo.

Figura 18: Gráfico da letalidade versus o tempo para o processo de pasteurização estudado no teste do modelo.

Tabela 4: Valores da letalidade integrada para cada seção do pasteurizador.

<i>F</i>			
Aquecimento	Retenção	Resfriamento	Total
35,26	60,36	0,48	96,10
36,7%	62,8%	0,5%	100,0%

Pela Figura 17, temos que o modelo proposto para o perfil de temperatura apresentou um resultado coerente. Pela Figura 18, temos que o perfil de letalidade versus o tempo apresentou um resultado coerente, mas o valor da letalidade é maior que o valor da letalidade de projeto devido à influência da seção de aquecimento e como o tubo de retenção não é isotérmico ele necessita que a temperatura na seção de aquecimento seja maior para se obter a temperatura desejada no final do tubo de retenção, assim há um grande aumento de letalidade.

Pela Tabela 4, notamos que a seção de aquecimento contribui significativamente para a letalidade no processo de pasteurização e a seção de resfriamento não possui uma influência significativa no valor da letalidade. Com isso temos que a seção de aquecimento apresenta uma importante participação na letalidade de um processo de pasteurização, mostrando que a letalidade não ocorre apenas no tubo de retenção e que uma modelagem mais rigorosa do processo é necessária para que se possa simular e otimizar o tratamento térmico visando determinar condições ótimas de operação para minimizar os efeitos indesejáveis do aquecimento e garantir a qualidade microbiológica do alimento e reduzir os custos operacionais.

6.2. Estudo experimental

6.2.1. Obtenção do coeficiente convectivo do ar ambiente

Para a determinação do coeficiente convectivo (h_{ar}) entre o trocador e o ambiente nas seções de aquecimento e resfriamento, foi utilizado o modelo descrito na seção 5.1 e o modo experimental pela seção 5.6.1. Nas Tabelas 5 e 6 são apresentados os dados de vazão mássica, temperatura de entrada e saída da água para a seção de aquecimento e de resfriamento.

Tabela 5: Dados experimentais para seção de resfriamento, para o cálculo do coeficiente convectivo (h_{ar}) da seção de resfriamento, T_e - temperatura de entrada, T_s - temperatura de saída, $\dot{q}$ - vazão volumétrica.

Resfriamento			
Ensaio	$\dot{q}$ (m³/s)	T_e(°C)	T_s(°C)
1	1,39E-04	9,2	10,0
2	1,39E-04	11,6	12,4
3	1,39E-04	6,8	7,8
4	1,39E-04	9,1	9,7
5	2,78E-04	8,5	9,1
6	2,78E-04	10,9	11,4
7	2,78E-04	6,0	6,6
8	2,78E-04	8,4	8,7
9	4,17E-04	8,3	8,6
10	4,17E-04	10,7	11,1
11	4,17E-04	5,8	6,2
12	4,17E-04	8,2	8,3
13	5,56E-04	8,2	8,5
14	5,56E-04	10,6	10,8
15	5,56E-04	5,6	5,9
16	5,56E-04	8,1	8,3
17	6,94E-04	8,2	8,4
18	6,94E-04	10,5	10,7
19	6,94E-04	5,6	5,8
20	6,94E-04	8,0	8,1

Tabela 6: Dados experimentais para seção de aquecimento, para o cálculo do coeficiente convectivo (h_{ar}) da seção de aquecimento, T_e - temperatura de entrada, T_s - temperatura de saída, $\dot{q}$ - vazão volumétrica.

Aquecimento			
Ensaio	$\dot{q}$ (m³/s)	T_e (°C)	T_s (°C)
1	1,39E-04	67,3	66,9
2	1,39E-04	87,2	86,9
3	1,39E-04	77,9	77,6
4	2,78E-04	67,3	67,0
5	2,78E-04	92,0	91,6
6	2,78E-04	80,3	80,0
7	4,17E-04	67,9	67,6
8	4,17E-04	89,9	89,6
9	4,17E-04	78,6	78,3
10	5,56E-04	68,2	67,9
11	5,56E-04	89,6	89,3
12	5,56E-04	83,3	83,1
13	6,94E-04	70,3	70,0
14	6,94E-04	89,6	89,4
15	6,94E-04	79,3	79,0

Com esses dados e com o modelo proposto, foi calculado o valor de h_{ar} para as seções de aquecimento e resfriamento sendo que seus valores médios são 17,8 e 28,5 W/m².K, respectivamente. Como ocorrem fenômenos diferentes nas seções, no aquecimento a utilidade fornece calor ao ambiente e no resfriamento o ambiente fornece calor à utilidade, e na seção de resfriamento ao atingir o estado estacionário forma-se uma camada de água condensada ao redor dos módulos, os valores obtidos para h_{ar} foram diferentes.

6.2.2. Obtenção do coeficiente convectivo do fluido produto

Para a determinação do coeficiente convectivo (h_{prod}) dos fluidos produto (CMC 1 % e glicerina 80 %) para o pasteurizador, foi utilizado o modelo descrito na seção 5.2 e o modo experimental pela seção 5.6.2.

6.2.2.1. CMC 1%

Os dados obtidos em todos os experimentos realizados para a CMC 1 % são mostrados na Tabela 7 e na Figura 19. A Tabela 7 foi construída com as temperaturas ambiente, entrada e saída da água de aquecimento e resfriamento e com a vazão volumétrica do fluido (CMC 1 %). A Figura 19 apresenta o gráfico das temperaturas do fluido (CMC 1 %) em diversas posições do pasteurizador para cada experimento.

Tabela 7: Dados experimentais da CMC 1 % como fluido de produto para o cálculo do coeficiente convectivo do produto, T_e – temperatura de entrada, T_s – temperatura de saída, T_a – temperatura ambiente.

Experimento	Vazão do produto (L/h)	$T_a(^{\circ}\text{C})$	Aquecimento		Resfriamento	
			$T_e(^{\circ}\text{C})$	$T_s(^{\circ}\text{C})$	$T_e(^{\circ}\text{C})$	$T_s(^{\circ}\text{C})$
1	10	21,4	78,5	77,8	4,4	4,4
2	20	21,2	80,4	79,4	4,8	5,2
3	30	21,0	81,2	80,1	6,0	6,3
4	40	21,3	85,3	84,7	6,9	7,4
5	50	21,2	82,7	80,6	6,0	6,5
6	10	22,4	97,2	96,4	4,3	4,4
7	20	22,2	97,2	96,0	4,5	4,8
8	30	24,0	95,9	94,7	5,2	5,8
9	40	22,5	89,5	88,3	6,7	7,3
10	50	22,2	97,6	95,7	5,9	6,6
11	10	19,4	83,5	82,8	5,8	6,0
12	20	19,2	80,9	80,0	6,1	6,3
13	30	19,4	82,9	81,9	7,3	7,7
14	40	19,2	78,6	77,4	6,8	7,3
15	50	19,6	85,6	84,4	7,5	8,1
16	10	20,2	107,7	106,7	5,7	5,7
17	20	19,8	106,7	105,4	5,6	6,0
18	30	19,8	100,9	99,7	6,2	6,8
19	40	20,1	102,9	101,5	7,9	8,6
20	50	19,7	100,3	98,7	7,2	8,1

Figura 19: Gráfico com as temperaturas experimentais da CMC 1 % como fluido de produto para o cálculo do coeficiente convectivo, cada curva representa um ensaio.

A partir dos dados coletados e do modelo proposto, foram ajustados os parâmetros a e b da equação 11 para a CMC 1 % nas seções de aquecimento e resfriamento. Esses parâmetros foram ajustados para as seções separadamente e para elas juntas.

Os valores obtidos para a e b para cada seção separada e juntas são mostrados nas Figuras 20, 21 e 22 juntamente com o gráfico de paridade entre o calor experimental e o teórico, com as linhas de erro de 15 % para referência.

Figura 20: Gráfico de paridade para a seção de aquecimento com valores de a e b para a CMC 1 %.

Figura 21: Gráfico de paridade para a seção de resfriamento com valores de a e b para a CMC 1 %.

Figura 22: Gráfico de paridade para a seção de aquecimento/resfriamento com valores de a e b para a CMC 1 %.

Pelos resultados obtidos, temos que os valores estão próximos a curva de erro, porém apresentam uma boa aproximação, logo serão utilizados os valores de a e b obtidos a partir da Figura 22 ($a = 0,131$ e $b = 0,485$ para $Re < 205$).

Os valores obtidos para os parâmetros a e b , foram utilizados para o cálculo de número de Nusselt e o resultado foi comparado com a equação 77a obtida por Sieder e Tate.

A Figura 23 apresenta o gráfico com as comparações dos valores de Nusselt para a equação 77b e para os valores dos parâmetros a e b obtidos pelo modelo proposto para as seções de aquecimento, resfriamento e para as duas seções juntas. A legenda "Formula" indica os valores obtidos pela equação 77 e "Exp" os valores obtidos utilizando os parâmetros a e b do modelo proposto.

Figura 23: Gráfico Reynolds versus Nusselt para a seção de aquecimento/resfriamento para a CMC 1 %.

Pelas Figuras 20, 21 e 22, temos que os resultados obtidos foram satisfatórios, pois os valores estão próximos as retas de erro.

Pela Figura 23, notamos que as curvas apresentam um comportamento próximo para a faixa de Reynolds estudada, porém os valores apresentam uma diferença para o começo e final da curva. Isso pode ser devido a uma diferença dos parâmetros a e b ($a = 0,131$ e $b = 0,485$) obtidos e os utilizados na equação 77 ($a = 0,259$ e $b = 1/3$) e também devido a erros experimentais e dos próprios instrumentos.

Logo os parâmetros a e b obtidos para a CMC 1 % apresentaram um valor satisfatório.

6.2.2.2. Glicerina 80 %

Os dados obtidos em todos os experimentos realizados para a glicerina 80 % são mostrados na Tabela 8 e na Figura 24. A Tabela 8 foi construída com as temperaturas ambiente, de entrada e saída da água de aquecimento e resfriamento

e com a vazão volumétrica do fluido (glicerina 80 %). A Figura 24 apresenta o gráfico das temperaturas do fluido (glicerina 80 %) em diversas posições do pasteurizador.

Tabela 8: Dados experimentais da glicerina 80 % como fluido de produto para o cálculo do coeficiente convectivo do produto, T_e – temperatura de entrada, T_s – temperatura de saída, T_a – temperatura ambiente.

Experimento	Vazão do produto (L/h)	T_a (°C)	Aquecimento		Resfriamento	
			T_e (°C)	T_s (°C)	T_e (°C)	T_s (°C)
1	10	21,4	90,8	90,1	5,8	5,9
2	20	21,2	88,7	87,7	6,0	6,2
3	30	21,2	91,2	90,2	6,5	6,8
4	40	21,4	88,3	87,2	6,3	6,5
5	50	20,8	83,1	82,1	6,1	6,5
6	10	21,3	104,0	103,3	5,7	5,8
7	20	21,2	90,5	89,6	5,4	5,6
8	30	21,3	97,8	96,5	6,1	6,3
9	40	21,3	95,1	93,7	6,0	6,4
10	50	21,3	92,1	90,9	6,0	6,3
11	10	21,6	104,0	103,3	5,9	6,0
12	20	21,5	104,1	103,1	5,2	5,5
13	30	21,4	98,5	97,2	6,5	6,8
14	40	21,6	104,5	103,4	6,0	6,5
15	50	21,4	101,8	100,4	6,1	6,6
16	10	21,7	105,9	105,1	6,1	6,2
17	20	21,6	105,3	104,2	6,4	6,6
18	30	21,6	99,7	98,7	6,3	6,6
19	40	21,6	97,9	96,7	6,1	6,5
20	50	21,6	92,0	90,7	6,0	6,2

Figura 24: Gráfico com as temperaturas experimentais da glicerina 80 % como fluido de produto para o cálculo do coeficiente convectivo, cada curva representa um ensaio.

A partir dos dados coletados e do modelo proposto, foram calculados os parâmetros a e b da equação 11 para a glicerina 80 % nas seções de aquecimento e resfriamento. Esses parâmetros foram calculados para as seções separadamente e para elas juntas.

Os valores obtidos para a e b para cada seção separada e juntas são mostrados nas figuras 25, 26 e 27 juntamente com o gráfico de paridade entre o calor experimental e o teórico, com as linhas de erro de 15 % para referência.

Figura 25: Gráfico de paridade para a seção de aquecimento com valores de a e b para a glicerina 80 %.

Figura 26: Gráfico de paridade para a seção de resfriamento com valores de a e b para a glicerina 80 %.

Figura 27: Gráfico de paridade para a seção de aquecimento/resfriamento com valores de a e b para a glicerina 80 %.

Pelos resultados obtidos, temos que os valores apresentaram uma boa aproximação, logo serão utilizados os valores de a e b obtidos a partir da Figura 27 ($a = 0,122$ e $b = 0,474$ para $Re < 440$).

Os valores obtidos para os parâmetros a e b , foram utilizados para o cálculo de número de Nusselt e o resultado foi comparado com a equação 77b.

A Figura 28 apresenta o gráfico com as comparações dos valores de Nusselt para a equação 77b e para os valores dos parâmetros a e b obtidos pelo modelo proposto para as duas seções juntas. A legenda Formula indica os valores obtidos pela equação 77 e Exp os valores obtidos utilizando os parâmetros a e b do modelo proposto.

Figura 28: Gráfico Reynolds versus Nusselt para a seção de aquecimento/resfriamento para a glicerina 80 %.

Pelas Figuras 25, 26 e 27, foi observado que os resultados obtidos foram bons, pois os valores estão próximos à reta de 45°.

Pela Figura 28, foi observado que as curvas apresentam um comportamento próximo para a faixa de Reynolds estudada, porém os valores apresentam uma pequena diferença para o começo e final da curva. Isso pode ser devido a uma diferença dos parâmetros a e b ($a = 0,122$ e $b = 0,474$) obtidos e os utilizados na equação 77b ($a = 0,259$ e $b = 1/3$) e também devido a erros experimentais e dos próprios instrumentos. Logo os parâmetros a e b obtidos para a glicerina 80 % apresentaram um bom resultado.

6.3. Para a validação do modelo

Para a validação do modelo, foram utilizados a CMC 1 % e a glicerina 80 %. Foi utilizado o modelo descrito na seção 5.3 com os parâmetros ajustados anteriormente e o modo experimental pela seção 5.6.3.

6.3.1. Tubo de retenção

Para a obtenção do perfil do tubo de retenção, para cada um dos fluidos, foi utilizada a modelagem descrita na seção 5.3.3, foram utilizados os dados experimentais mostrados nas Tabelas 9 (para a CMC 1 %) e 15 (para a glicerina 80 %). Nas seções 6.3.2 e 6.3.3, são mostrados os gráficos com o perfil obtido para o tubo de retenção e a letalidade do processo para cada fluido. Para obter o valor de U_t , foi ajustado o valor do coeficiente global de troca térmica para o ambiente (U_{perda}) para os dois fluidos de produto através da minimização dos erros quadráticos (emQ) da diferença entre o calor experimental e o calor calculado, o valor de U_{perda} para a glicerina 80 % e CMC 1 % são 51,83 e 84,39 W/m².K, respectivamente.

6.3.2. CMC 1 %

Os dados obtidos em todos os experimentos para a validação realizados com a CMC 1 % são mostrados na Tabela 9 e na Figura 29. A Tabela 9 foi construída com as temperaturas ambiente, entrada e saída da água de aquecimento e resfriamento e com a vazão volumétrica do fluido (CMC 1 %). A Figura 29 apresenta o gráfico das temperaturas do fluido (CMC 1 %) em diversas posições do pasteurizador.

Tabela 9: Dados experimentais da CMC 1 % como fluido de produto para a validação do modelo, T_e – temperatura de entrada, T_s – temperatura de saída, T_a – temperatura ambiente.

Experimento	Vazão do fluido (L/h)	T_a (°C)	Aquecimento		Resfriamento	
			T_e (°C)	T_s (°C)	T_e (°C)	T_s (°C)
1	10	25,9	94,5	93,1	5,7	6,2
2	20	25,9	97,7	95,8	5,4	6,6
3	30	25,9	95,9	93,6	6,1	7,4
4	40	25,9	93,3	91,0	5,5	7,0
5	50	25,9	93,0	90,6	5,5	7,1
6	10	25,9	101,5	100,4	4,9	5,5
7	20	25,9	98,4	96,8	5,3	6,2
8	30	25,9	100,7	98,4	5,7	7,1
9	40	25,9	100,3	97,7	6,2	7,9
10	50	25,9	99,8	96,7	5,9	7,7

Figura 29: Gráfico com as temperaturas experimentais da CMC 1 % como fluido de produto para a validação do modelo, cada curva representa um ensaio.

Com os dados experimentais obtidos foram construídos gráficos para cada ensaio realizado com o perfil de temperatura mais predição do modelo proposto e os gráficos da letalidade para o pasteurizador foram construídos a partir do modelo proposto, sendo adotada como temperatura de referência (T_{ref}) para o cálculo da letalidade a temperatura obtida no final do tubo de retenção (T_{sp}). Os gráficos mostrados são dos dados experimentais dos ensaios 6, 2, 8, 9 e 5 para as vazões volumétricas de 10, 20, 30, 40 e 50 L/h, respectivamente.

As Figuras 30 a 39 representam os gráficos dos perfis de temperatura e da letalidade e as Tabelas 10 a 14 mostram os valores de F para cada ensaio. A legenda “Exp” representa os dados experimentais e “Modelo” representa os valores calculados a partir do modelo proposto para os dados experimentais.

Tabela 10: Valores de F para as seções de aquecimento, resfriamento e retenção para uma vazão volumétrica de 10 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).

F (s), $T_{ref} = 69,4$ °C			
Aq.	Ret.	Resf.	Total
28882,88	10076,66	0,59	38960,13
74,1%	25,9%	0,0%	100,0%

Figura 30: Gráfico da letalidade para o pasteurizador para uma vazão volumétrica de 10 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).

Figura 31: Gráfico do perfil de temperatura experimental mais predição do modelo para uma vazão volumétrica de 10 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).

Tabela 11: Valores de F para as seções de aquecimento, resfriamento e retenção para uma vazão volumétrica de 20 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).

$F(s), T_{ref} = 71,0\text{ }^{\circ}\text{C}$			
Aq.	Ret.	Resf.	Total
131,77	135,60	0,45	267,82
49,2%	50,6%	0,2%	100,0%

Figura 32: Gráfico da letalidade para o pasteurizador para uma vazão volumétrica de 20 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).

Figura 33: Gráfico do perfil de temperatura experimental mais predição do modelo para uma vazão volumétrica de 20 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).

Tabela 12: Valores de F para as seções de aquecimento, resfriamento e retenção para uma vazão volumétrica de 30 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).

F (s), $T_{ref} = 71,9\text{ }^{\circ}\text{C}$			
Aq.	Ret.	Resf.	Total
21,03	34,00	0,39	55,42
38,0%	61,3%	0,7%	100,0%

Figura 34: Gráfico da letalidade para o pasteurizador para uma vazão volumétrica de 30 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).

Figura 35: Gráfico do perfil de temperatura experimental mais predição do modelo para uma vazão volumétrica de 30 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).

Tabela 13: Valores de F para as seções de aquecimento, resfriamento e retenção para uma vazão volumétrica de 40 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).

$F(s), T_{ref} = 68,8\text{ }^{\circ}\text{C}$			
Aq.	Ret.	Resf.	Total
6,77	14,76	0,38	21,91
30,9%	67,4%	1,7%	100,0%

Figura 36: Gráfico da letalidade para o pasteurizador para uma vazão volumétrica de 40 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).

Figura 37: Gráfico do perfil de temperatura experimental mais predição do modelo para uma vazão volumétrica de 40 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).

Tabela 14: Valores de F para as seções de aquecimento, resfriamento e retenção para uma vazão volumétrica de 50 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).

F (s), $T_{\text{ref}} = 61,3^{\circ}\text{C}$			
Aq.	Ret.	Resf.	Total
3,05	8,00	0,41	11,47
26,6%	69,8%	3,6%	100,0%

Figura 38: Gráfico da letalidade para o pasteurizador para uma vazão volumétrica de 50 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).

Figura 39: Gráfico do perfil de temperatura experimental mais predição do modelo para uma vazão volumétrica de 50 L/h para o fluido de produto (CMC 1 %).

Pelas Figuras 31, 33, 35, 37 e 39 temos que o perfil de temperatura apresentou um comportamento similar quando comparados os dados experimentais

com os calculados, o que mostra um ajuste satisfatório do modelo. As diferenças ocorridas podem ser devido a erros intrínsecos dos termopares e como o diâmetro da tubulação por onde escoa o fluido de produto é muito pequeno, pode existir uma influência da temperatura da parede nos valores dos termopares.

Pelas Figuras 30, 32, 34, 36 e 38 e Tabelas 10 a 14 temos que a letalidade do processo diminui à medida que a vazão volumétrica do fluido aumenta, e que a influência da seção de aquecimento na letalidade do processo é maior para vazões menores, sendo até mesmo maior que a letalidade no tubo de retenção para a vazão de 10 L/h.

Os valores de F obtidos nos mostram a grande influência da velocidade do fluido e da variação de temperatura no tubo de retenção, a variação de temperatura no tubo de retenção para as vazões volumétricas de 10, 20, 30, 40 e 50 L/h foram 26,1, 12,5, 8,3, 5,7 e 3,0 °C respectivamente. Os altos valores de F mostrados nas Tabelas 10 e 11 para as vazões de 10 e 20 L/h, são resultado da alta variação de temperatura no tubo de retenção e da baixa velocidade do fluido o que faz com que o fluido troque mais calor e aumente sua letalidade.

6.3.3. Glicerina 80 %

Os dados obtidos em todos os experimentos para a validação, realizados com a glicerina 80 %, são mostrados na Tabela 15 e na Figura 40. A Tabela 15 foi construída com as temperaturas ambiente, entrada e saída da água de aquecimento e resfriamento e com a vazão volumétrica do fluido (glicerina 80 %). A Figura 40 apresenta o gráfico das temperaturas do fluido (glicerina 80 %) em diversas posições do pasteurizador.

Tabela 15: Dados experimentais da glicerina 80 % como fluido de produto para a validação do modelo, T_e – temperatura de entrada, T_s – temperatura de saída, T_a – temperatura ambiente.

Experimento	Vazão do produto (L/h)	T_a (°C)	Aquecimento		Resfriamento	
			T_e (°C)	T_s (°C)	T_e (°C)	T_s (°C)
1	10	25,9	101,1	100,0	5,6	6,0
2	20	25,9	105,5	103,9	5,6	6,5
3	30	25,9	102,4	100,5	5,5	6,5
4	40	25,9	103,7	101,6	5,7	6,9
5	50	25,9	101,7	99,5	6,4	7,2
6	10	25,9	86,5	85,4	5,9	6,3
7	20	25,9	95,1	93,4	6,4	7,0
8	30	25,9	89,2	87,5	6,0	6,8
9	40	25,9	94,5	92,8	5,9	6,9
10	50	25,9	92,2	90,2	6,0	7,1

Figura 40: Gráfico com as temperaturas experimentais da glicerina 80 % como fluido de produto para a validação do modelo, cada curva representa um ensaio.

Com os dados experimentais obtidos foram construídos gráficos para cada ensaio realizado com o perfil de temperatura mais predição do modelo proposto e os gráficos da letalidade para o pasteurizador foram construídos a partir do modelo proposto, sendo adotada como temperatura de referência (T_{ref}) para o cálculo da letalidade a temperatura obtida no final do tubo de retenção (T_{sp}). Os gráficos

mostrados são dos dados experimentais dos ensaios 1, 2, 3, 4 e 5 para as vazões volumétricas de 10, 20, 30, 40 e 50 L/h, respectivamente.

As Figuras 41 a 50 representam os gráficos dos perfis de temperatura e da letalidade e as Tabelas 16 a 20 mostram os valores de F para cada ensaio. A legenda Exp são os dados experimentais e Modelo são os valores calculados a partir do modelo proposto para os dados experimentais.

Tabela 16: Valores de F para as seções de aquecimento, resfriamento e retenção para uma vazão volumétrica de 10 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).

F (s), $T_{\text{ref}} = 73,9 \text{ }^{\circ}\text{C}$			
Aq.	Ret.	Resf.	Total
11033,31	4237,10	0,67	15271,07
72,3%	27,7%	0,0%	100,0%

Figura 41: Gráfico da letalidade para o pasteurizador para uma vazão volumétrica de 10 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).

Figura 42: Gráfico do perfil de temperatura experimental mais predição do modelo para uma vazão volumétrica de 10 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).

Tabela 17: Valores de F para as seções de aquecimento, resfriamento e retenção para uma vazão volumétrica de 20 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).

$F(s), T_{ref} = 80,7\text{ }^{\circ}\text{C}$			
Aq.	Ret.	Resf.	Total
144,14	147,59	0,47	292,20
49,3%	50,5%	0,2%	100,0%

Figura 43: Gráfico da letalidade para o pasteurizador para uma vazão volumétrica de 20 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).

Figura 44: Gráfico do perfil de temperatura experimental mais predição do modelo para uma vazão volumétrica de 20 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).

Tabela 18: Valores de F para as seções de aquecimento, resfriamento e retenção para uma vazão volumétrica de 30 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).

$F(s), T_{ref} = 76,7\text{ }^{\circ}\text{C}$			
Aq.	Ret.	Resf.	Total
19,81	33,11	0,44	53,36
37,1%	62,1%	0,8%	100,0%

Figura 45: Gráfico da letalidade para o pasteurizador para uma vazão volumétrica de 30 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).

Figura 46: Gráfico do perfil de temperatura experimental mais predição do modelo para uma vazão volumétrica de 30 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).

Tabela 19: Valores de F para as seções de aquecimento, resfriamento e retenção para uma vazão volumétrica de 40 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).

$F(s), T_{ref} = 74,5\text{ }^{\circ}\text{C}$			
Aq.	Ret.	Resf.	Total
7,25	16,01	0,41	23,67
30,6%	67,6%	1,8%	100,00%

Figura 47: Gráfico da letalidade para o pasteurizador para uma vazão volumétrica de 40 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).

Figura 48: Gráfico do perfil de temperatura experimental mais predição do modelo para uma vazão volumétrica de 40 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).

Tabela 20: Valores de F para as seções de aquecimento, resfriamento e retenção para uma vazão volumétrica de 50 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).

$F(s), T_{ref} = 69,5\text{ }^{\circ}\text{C}$			
Aq.	Ret.	Resf.	Total
3,60	9,58	0,43	13,61
26,5%	70,4%	3,1%	100,0%

Figura 49: Gráfico da letalidade para o pasteurizador para uma vazão volumétrica de 50 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).

Figura 50: Gráfico do perfil de temperatura experimental mais predição do modelo para uma vazão volumétrica de 50 L/h para o fluido de produto (glicerina 80 %).

Pelas Figuras 42, 44, 46, 48 e 50 temos que o perfil de temperatura apresentou um comportamento similar quando comparados os dados experimentais com os calculados, o que mostra um ajuste satisfatório do modelo. As diferenças ocorridas podem ser devido a erros intrínsecos dos termopares e como o diâmetro da tubulação por onde escoar o fluido de produto é muito pequeno, pode existir uma influência da temperatura da parede nos valores dos termopares.

Pelas Figuras 41, 43, 45, 47 e 49 e Tabelas 16 a 20 temos que a letalidade do processo diminui à medida que a vazão volumétrica do fluido aumenta, e que a influência da seção de aquecimento na letalidade do processo é maior para vazões menores, sendo até mesmo maior que a letalidade no tubo de retenção para a vazão de 10 L/h.

Os valores de F obtidos nos mostram a grande influência da velocidade do fluido e da variação de temperatura no tubo de retenção, a variação de temperatura no tubo de retenção para as vazões volumétricas de 10, 20, 30, 40 e 50 L/h foram 22,3, 12,0, 7,3, 5,2 e 3,7 °C respectivamente. Os altos valores de F mostrados nas Tabelas 16 e 17 para as vazões de 10 e 20 L/h, são resultado da alta variação de

temperatura no tubo de retenção e da baixa velocidade do fluido o que faz com que o fluido troque mais calor e aumente sua letalidade.

7. CONCLUSÕES

Os objetivos desse trabalho foram desenvolver a modelagem matemática para representar a distribuição de temperatura para tratamento térmico contínuo de alimentos líquidos, determinar os coeficientes individuais de transferência de calor em um equipamento bitubular usado para tratamento térmico contínuo de alimentos líquidos e validar a modelagem matemática através de experimentos de tratamento térmico no equipamento estudado.

Através do modelo proposto para o cálculo do coeficiente convectivo de troca de calor para o ambiente (h_{ar}) nas seções de aquecimento e resfriamento foram obtidos os valores de 17,79 e 28,47 W/m².K, respectivamente. Os resultados obtidos apresentaram um bom ajuste para o modelo proposto assim esses valores foram utilizados nos modelos para a obtenção do coeficiente convectivo para os fluidos propostos (h_{prod}).

No modelo para o cálculo do coeficiente convectivo de calor para o fluido de produto, foram ajustados os parâmetros a e b da equação $Nu = a.Re^b.Pr^{\frac{1}{3}}$. Para a CMC 1 % os parâmetros $a = 0,131$ e $b = 0,485$ apresentaram um ajuste satisfatório, pois os valores obtidos apresentaram uma diferença dos valores em comparação à equação de Sieder e Tate e apresentaram um valor de erro próximo a 15 % para a relação entre o calor experimental trocado e o calor teórico trocado.

A glicerina 80 % obteve um bom ajuste para os parâmetros $a = 0,122$ e $b = 0,474$, pois os valores apresentaram uma boa aproximação comparando-se com Sieder e Tate e o erro apresentado pela relação entre o calor experimental trocado e o calor teórico trocado foram inferiores a 15 %.

Para a validação do modelo proposto foi utilizado os dois fluidos, a glicerina 80 % e a CMC 1 %. A validação do modelo para a seção de aquecimento apresentou um mesmo perfil que os dados experimentais, apresentando uma boa aproximação para o final do aquecimento, porém para o início do aquecimento como a temperatura experimental apresentou um grande salto em seu valor, o modelo proposto não se ajustou visto que esse modelo não prevê elevações súbitas de temperatura.

Para o tubo de retenção, o modelo apresentou um mesmo perfil que os dados experimentais e os valores ficaram muito próximos, mostrando um bom ajuste do modelo. Para a seção de resfriamento o modelo proposto apresentou um mesmo perfil que os dados experimentais e os valores ficaram muito próximos, mostrando um bom ajuste do modelo.

A diferença obtida entre o modelo proposto e os dados experimentais pode ser devido ao erro intrínseco dos aparelhos, erros experimentais e devido à proximidade dos sensores dos termopares com as paredes do tubo de fluido devido ao pequeno diâmetro desse tubo o que pode acarretar em variações nas leituras das temperaturas.

Com os resultados obtidos, o modelo proposto foi considerado válido, pois apresentou um mesmo perfil e uma boa aproximação com os valores experimentais.

O modelo proposto é útil para avaliação da letalidade em processos térmicos, visando a análise e melhoria do projeto e das condições de processamento.

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- CAREZZATO, A.; ALCANTARA, M.R.; TELIS-ROMERO, J.; TADINI, C.C.; GUT, J.A.W. Non-Newtonian heat transfer on a plate heat exchanger with generalized configurations. *Chemical Engineering and Technology*, 30(1), 21-26, 2007.
- CHAN, H.T.; CAVALETTO, C.G. Aseptically packaged papaya and guava puree changes in chemical and sensory quality during processing and storage. *Journal of Food Science*, v. 47, p. 1164-1169, 1174, 1982.
- CHENG, N.S. Formula for the viscosity of a glycerol-water mixture. *Industrial and Engineering Chemistry Research* v. 47, p. 3285-3288, 2008.
- CHO, Y.I.; ROHSENOW, W.M.; MARTNETT, J.P. *Handbook of Heat Transfer*. New York: McGraw Mill, 3rd Ed., 1998.
- DITCHFIELD, C. Estudo do processamento contínuo do purê de banana (*Musa cavendishii* Lamb.). Tese (Doutorado). Orientadora: Carmen Cecilia Tadini. Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, 2004.
- FELLOWS, P. *Food processing technology: Principles and practice*, Woodhead publishing ltd e CRC Press LLC, 2nd, 2000.
- FENNEMA, O.R. *Food Chemistry*. Marcel Dekker, Inc 3rd Ed, 1996.
- 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. 7, p. 237-242, 2003.
- GRIJSPEERDT, K.; MORTIER, L.; de BLOCK, J.; van RENTERGHEM, R. Application of modeling to optimize ultra high temperature milk heat exchangers with respect to fouling. *Food Control*, v. 15, p. 117-130, 2004.
- GUT, J.A.W.; PINTO, J.M. Modeling of plate heat exchangers with generalized configurations. *International Journal of Heat and Mass Transfer* 46(14), p.2571-2585, 2003.
- IBARROLA, J.J.; SANDOVAL, J.M.; GARCÍA-SANZ, M.; PINZOLAS, M. Predictive control of a high temperature-short time pasteurization process. *Control Engineering Practice*, v.10, n. 7, p. 713-725, 2002.
- IBARZ, A.; BARBOSA-CANOVAS, G. V. *Unit Operations in Food Engineering*, CRC Press, Boca Raton, FL, 2003.
- INCROPERA, F. P.; DEWITT, D.P. *Fundamentos de Transferência de Calor e de Massa*, Rio de Janeiro: LTC, 5rd Ed., 2003.

- JUNG, A.; FRYER, P.J. Optimizing the quality of safe food: computational modeling of a continuous sterilization process. *Chemical Engineering Science* 54, n.6, p.717-730, 1999.
- KERN, D. Q. *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill Book Company, 1rd Ed., 1950.
- LADO, B.H.; YOUSSEF, A. E. Alternative food-preservation technologies: efficacy and mechanisms. *Microbes and Infections*, v.4, n. 4, p. 433-440, 2002.
- LEWIS, M.; HEPPELL, N. *Continuous thermal processing of foods: pasteurization and UHT sterilization*. Gaithersburg, Maryland: Aspen Publishers, Inc. 2000.
- MAGUER, M.L.; JELEN, P. *Food Engineering and Process Applications: Volume 1 – Transport Phenomena*. London: Elsevier, 1986.
- PARTRIDGE, J.A. Pasteurization of Milk: historical impact on tuberculosis. Department of Food Science and Human Nutrition. *Michigan Dairy Review*, v19. July 2000.
- SCHWARTZ, S.J.; LORENZO, T.V. Chlorophyll stability during continuous aseptic processing and storage. *Journal of Food Science*, v. 56, n. 4, p. 1059-1062, 1991.
- SIMS, C.A.; BATES, R.P.; ARREOLA, A.G. Color, polyphenoloxidase, and sensory changes in banana juice as affected by heat and ultrafiltration. *Journal of Food Quality*, v. 17, p. 371-379, 1994.
- SUN D.W. *Thermal Food Processing: New Technologies and Quality Issues*, CRC Press LLC, 2006.
- TAQUEDA, M. E. S. *Trocadores de Calor (notas de aula)*, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, 2006.
- TOLEDO, R. T. *Fundamentals of Food Process Engineering*, Chapman & Hall, New York, 1999.
- TORRES, A. P.; OLIVEIRA, F. A. R. Residence time distribution studies in continuous thermal processing of liquid foods: a review, *Journal of Food Engineering* 36, 1-30, 1998.
- YAWS, C.L. *Chemical Properties Handbook*. McGraw-Hill, 1999.
- YEN, G.C.; LIN, H.T. Comparison of high pressure treatment and thermal pasteurization effects on the quality and shelf life of guava puree. *International Journal of Food Science and Technology*, v. 31, p. 205-213, 1996.