

EDUARDO DOS SANTOS FUNCIA

**COEFICIENTES DE TRANSFERÊNCIA, PERFIL DE TEMPERATURA
E LETALIDADE EM PASTEURIZADOR BITUBULAR**

São Paulo

2012

EDUARDO DOS SANTOS FUNCIA

**COEFICIENTES DE TRANSFERÊNCIA, PERFIL DE TEMPERATURA
E LETALIDADE EM PASTEURIZADOR BITUBULAR**

Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado à Escola Politécnica da
Universidade de São Paulo para obtenção
do título de Bacharel em Engenharia

São Paulo

2012

EDUARDO DOS SANTOS FUNCIA

**COEFICIENTES DE TRANSFERÊNCIA, PERFIL DE TEMPERATURA
E LETALIDADE EM PASTEURIZADOR BITUBULAR**

Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado à Escola Politécnica da
Universidade de São Paulo para obtenção
do título de Bacharel em Engenharia

Área de concentração: Engenharia
Química

Orientador: Prof. Dr. Jorge Andrey
Wilhelms Gut

São Paulo

2012

AGRADECIMENTOS

À minha irmã Beatriz Funcia e à minha família pelo suporte constante.

Ao prof. Jorge Gut pela orientação durante o desenvolvimento do trabalho.

Aos amigos e colegas de classe e de laboratório pela ajuda e pelos bons momentos proporcionados.

À FAPESP pela bolsa de iniciação científica da qual resultou este trabalho.

RESUMO

O objetivo do trabalho é a caracterização de um pasteurizador bitubular utilizado no tratamento térmico contínuo de alimentos líquidos viscosos em regime laminar. São determinados os coeficientes de transferência, o perfil experimental de temperatura do fluido produto (comparado com modelo teórico) e a letalidade do processo. O equipamento consiste de dois trocadores de calor bitubulares com água escoando no ânulo como fluido de utilidade, e de um tubo de retenção. A determinação dos coeficientes de transferência se dá obtendo os parâmetros da equação semi-empírica $Nu = aRe^bPr^c$ que minimizam o erro quadrático entre os valores calculados e os experimentais. O perfil de temperaturas é obtido através de medição com termopares ao longo da linha do produto, e é comparado com o obtido através de modelo desenvolvido a partir de balanços microscópicos de energia – o sistema de equações diferenciais resultantes é resolvido pelo método das diferenças finitas para frente. A letalidade é então calculada em cada ponto do trocador como função da temperatura e do tempo médio de residência. Fluidos produto de diferentes comportamentos reológicos são usados (água, glicerina 80% e CMC 1%). Os parâmetros obtidos são $Nu = 0,000102Re^{1,35}Pr^{1/3}$ para a água, $Nu = 0,130Re^{0,470}Pr^{1/3}$ para a glicerina e $Nu = 0,113Re^{0,500}Pr^{1/3}$ para a CMC, com diferenças no geral inferiores a 15%. Os valores de Nu obtidos dessa forma correspondem com aqueles calculados segundo a literatura, especialmente para a glicerina; alternativas não resultaram em ajuste consideravelmente melhor. O modelo teórico resulta em perfis de temperatura semelhantes aos experimentais observados. A letalidade calculada mostra que a seção de aquecimento contribui para a destruição de microrganismos tanto quanto a seção de retenção. O trabalho assim apresenta correlações satisfatórias e simples para estimar as taxas de troca térmica de fluidos viscosos em regime laminar e um modelo matemático que pode ser usado para prever as temperaturas dos fluidos ao longo do processo.

Palavras-chave: Transferência de calor. Trocador de calor. Tratamento térmico de alimentos.

ABSTRACT

The goal of this study is the characterization of a double-pipe pasteurizer used in continuous heat treatment of viscous liquid foods flowing in laminar flow. Coefficients of heat transfer are determined, as well as the experimental temperature profile of the product fluid (compared to a theoretical model) and the lethality of the process. The equipment consists of two double-pipe heat exchangers with water flowing in the annulus as utility, and a retention tube. The determination of heat transfer coefficients is given by obtaining the parameters of the semi-empirical equation $Nu = aRe^bPr^c$ that minimize the squared error between calculated and experimental values. The temperature profile is obtained by measurement with thermocouples along the line of the product, and is compared with that obtained using a model developed from microscopic energy balances - the resulting system of equations is solved by forward finite difference method. Lethality is then calculated at each point of the exchanger as a function of temperature and mean residence time. Fluid product of different rheological behavior are used (water, glycerin 80% and carboxymethyl cellulose 1%). The parameters obtained are $Nu = 0,000102Re^{1,35}Pr^{1/3}$ to water, $Nu = 0,130Re^{0,470}Pr^{1/3}$ for glycerin and $Nu = 0,113Re^{0,500}Pr^{1/3}$ for CMC, with differences in general smaller than 15%. Nu values obtained in this way correspond to those calculated according to the literature, especially for glycerine; alternatives did not result in significantly better fit. The theoretical results in the temperature profiles are similar to those observed. The calculated lethality shows that the heating section greatly contributes to the destruction of microorganisms as much as the retention section. The work thus provides simple and satisfactory correlations to estimate the rates of heat transfer for viscous fluids in laminar flow and a mathematical model that can be used to predict the temperature of the fluids throughout the process.

Keywords: Heat transfer. Heat exchanger. Heat treatment of foods.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Esquema do equipamento para tratamento térmico contínuo	16
Figura 2 - Esquema do trocador de calor bitubular	17
Figura 3 - Pasteurizador bitubular utilizado	26
Figura 4 - Grampo (módulo) do trocador bitubular	26
Figura 5 - Termopar inserido na linha do produto.....	27
Figura 6 - Localização dos sensores de temperatura na linha de produto ao longo do pasteurizador	27
Figura 7 - Cálculo iterativo de a e b para erro minimizado	29
Figura 8 - Balanços de energia na seção de aquecimento	30
Figura 9 - Balanços de energia na seção de resfriamento	32
Figura 10 - Balanços de energia na seção de retenção	33
Figura 11 - Esquema do pasteurizador após redução no número de grampos	34
Figura 12 - Temperaturas na linha do produto (água)	37
Figura 13 - Temperaturas na linha do produto (CMC)	37
Figura 14 - Temperaturas na linha do produto (glicerina)	38
Figura 15 - Diagrama de paridade para a água (ambas as seções)	41
Figura 16 - Diagrama de paridade para a CMC (ambas as seções)	41
Figura 17 - Diagrama de paridade para a glicerina (ambas as seções).....	42
Figura 18 - Valores exp. e da literatura para Nu (água).....	43
Figura 19 - Valores exp. e da literatura para Nu (CMC)	43
Figura 20 - Valores exp. e da literatura para Nu (glicerina)	44
Figura 21 - Diagrama de paridade para a água (ambas as seções - viscosidades)..	45
Figura 22 - Diagrama de paridade para a CMC (ambas as seções - viscosidades) .	46
Figura 23 - Diagrama de paridade para a glicerina (ambas as seções - viscosidades)	46
Figura 24 - Diagrama de paridade para a água (ambas as seções – parâmetro a individual).....	48
Figura 25 - Diagrama de paridade para a água (ambas as seções – parâmetro b individual).....	48
Figura 26 - Diagrama de paridade para a CMC (ambas as seções – parâmetro a individual).....	49

Figura 27 - Diagrama de paridade para a CMC (ambas as seções – parâmetro b individual).....	49
Figura 28 - Diagrama de paridade para a glicerina (ambas as seções – parâmetro a individual).....	50
Figura 29 - Diagrama de paridade para a glicerina (ambas as seções – parâmetro b individual).....	50
Figura 30 - Perfis de temp. teórico e experimental para CMC a 10 L/h	52
Figura 31 - Perfis de temp. teórico e experimental para CMC a 20 L/h	52
Figura 32 - Perfis de temp. teórico e experimental para CMC a 30 L/h	53
Figura 33 - Perfis de temp. teórico e experimental para CMC a 40 L/h	53
Figura 34 - Perfis de temp. teórico e experimental para CMC a 50 L/h	54
Figura 35 - Perfis de temp. teórico e experimental para glicerina a 10 L/h	55
Figura 36 - Perfis de temp. teórico e experimental para glicerina a 20 L/h	55
Figura 37 - Perfis de temp. teórico e experimental para glicerina a 30 L/h	56
Figura 38 - Perfis de temp. teórico e experimental para glicerina a 40 L/h	56
Figura 39 - Perfis de temp. teórico e experimental para glicerina a 50 L/h	57
Figura 40 - Função letalidade calculada para CMC a 10 L/h	57
Figura 41 - Função letalidade calculada para CMC a 20 L/h	58
Figura 42 - Função letalidade calculada para CMC a 30 L/h	58
Figura 43 - Função letalidade calculada para CMC a 40 L/h	59
Figura 44 - Função letalidade calculada para CMC a 50 L/h	59
Figura 45 - Função letalidade calculada para glicerina a 10 L/h	60
Figura 46 - Função letalidade calculada para glicerina a 20 L/h	61
Figura 47 - Função letalidade calculada para glicerina a 30 L/h	61
Figura 48 - Função letalidade calculada para glicerina a 40 L/h	62
Figura 49 - Função letalidade calculada para glicerina a 50 L/h	62

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Parâmetros de modelo reológico para diversas geometrias	22
Tabela 2 - Diâmetros dos tubos do pasteurizador	25
Tabela 3 - Dados para cálculo de h_{conv} (seção de resfriamento)	35
Tabela 4 - Dados para cálculo de h_{conv} (seção de aquecimento)	36
Tabela 5 - Dados para cálculo dos coeficientes (água)	38
Tabela 6 - Dados para cálculo dos coeficientes (CMC)	39
Tabela 7 - Dados para cálculo dos coeficientes (glicerina)	39
Tabela 8 - Resultados para todas as seções e produtos	40
Tabela 9 - Resultados para todas as seções e produtos (considerando diferença de viscosidades)	45
Tabela 10 - Resultados para todas as seções e produtos (parâmetros a individuais)	47
Tabela 11 - Resultados para todas as seções e produtos (parâmetros b individuais)	47
Tabela 12 – Dados da CMC para validação do modelo	51
Tabela 13 - Dados da glicerina para validação do modelo	51
Tabela 14 - Letalidade integrada por vazão e seção (CMC)	60
Tabela 15 - Letalidade integrada por vazão e seção (glicerina)	63

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

CMC	Carboxi-metil-celulose
EDO	Equação diferencial ordinária
PHE	Trocador de calor a placas

LISTA DE SÍMBOLOS

a	Parâmetro ajustável	Adimensional
A_1	Área interna dos tubos internos	m^2
A_2	Área externa dos tubos internos	m^2
A_3	Área interna dos tubos externos	m^2
A_4	Área externa dos tubos externos	m^2
A_{lm}	Área logarítmica	m^2
A_t	Área da seção transversal do tubo	m^2
b	Parâmetro ajustável	Adimensional
c	Parâmetro ajustável	Adimensional
C_p	Calor específico	J/kg.K
D	Diâmetro de tubo	m
D'	Tempo de redução decimal	s
D_1	Diâmetro interno dos tubos internos	m
D_2	Diâmetro externo dos tubos internos	m
D_3	Diâmetro interno dos tubos externos	m
D_4	Diâmetro externo dos tubos externos	m
D'_{ref}	Tempo de redução decimal a T_{ref}	s
dz	Intervalo infinitesimal	m
e_1	Espessura dos tubos internos	m
e_2	Espessura dos tubos externos	m
<i>Erro</i>	Erro quadrático	W^2
F	Fator de correção	Adimensional
F_{Tref}	Letalidade integrada	s
h_{conv}	Coeficiente convectivo externo	W/K.m ²
h_{io}	Coeficiente convectivo interno corrigido	W/K.m ²
h_p	Coeficiente convectivo do produto	W/K.m ²
h_u	Coeficiente convectivo da utilidade	W/K.m ²
k	Condutividade térmica	W/K.m
K	Índice de consistência	Pa.s ⁿ
k_t	Condutividade térmica dos tubos	W/K.m
L	Comprimento de tubo	m
\dot{m}	Vazão mássica	kg/s
n	Índice de escoamento	Adimensional
N	Contagem final de microrganismos	UFC/m ³
N_0	Contagem inicial de microrganismos	UFC/m ³

Nu	Número de Nusselt	Adimensional
Pr	Número de Prandtl	Adimensional
Q_{calc}	Calor teórico calculado	W
Q_{conv}	Calor trocado por convecção natural	W
Q_{exp}	Varição de entalpia observada	W
Q_{rad}	Troca líquida de calor por radiação	W
Re	Número de Reynolds	Adimensional
S	Número de ciclos logarítmicos reduzidos	Adimensional
t	Tempo	s
T	Temperatura de fluido	K
$T(z)$	Temperatura do fluido na posição z	K
T_a	Temperatura ambiente	K
T_i	Temperatura média do fluido produto	K
T_o	Temperatura média do fluido utilidade	K
T_{ref}	Temperatura de referência	K
T_s	Temperatura da superfície dos tubos externos	K
T_w	Temperatura da parede dos tubos internos	K
U	Coeficiente global de troca térmica	W/K.m ²
U_{ca}	Coeficiente global de troca térmica entre fluido frio e ambiente	W/K.m ²
U_{ha}	Coeficiente global de troca térmica entre fluido quente e ambiente	W/K.m ²
U_{hc}	Coeficiente global de troca térmica entre fluido quente e frio	W/K.m ²
U_{perda}	Coeficiente global de troca térmica entre tubo e ambiente	W/K.m ²
U_t	Coeficiente global de troca térmica entre fluido produto e ambiente	W/K.m ²
v	Velocidade média do fluido	m/s
x	Posição no tubo de retenção	m
X_m	Fração mássica de glicerina	Adimensional
X_v	Fração volumétrica de glicerina	Adimensional
z	Posição axial	m
z'	Parâmetro cinético de letalidade	K

Letras gregas

α	Difusividade térmica	m ² /s
ΔT	Diferença de temperaturas	K

ΔT_{lm}	Diferença de temp. logarítmica	K
Δz	Intervalo finito	m
ε	Emissividade	Adimensional
η	Parâmetro de modelo de viscosidade	Adimensional
θ	Parâmetro de modelo de viscosidade	Adimensional
λ	Parâmetro de modelo de viscosidade	Adimensional
μ	Viscosidade Newtoniana	Pa.s
μ_g	Viscosidade generalizada	Pa.s
μ_w	Viscosidade à temperatura da parede	Pa.s
ν	Viscosidade cinemática	m ² /s
ξ	Parâmetro geométrico	Adimensional
ρ	Densidade	kg/m ³
σ	Constante de Stefan-Boltzmann, $5,670 \cdot 10^{-8}$	W/K ⁴ .m ²
u	Parâmetro geométrico	Adimensional
φ	Vazão volumétrica	m ³ /s

Subscritos

<i>a</i>	Ambiente
<i>água</i>	Água
<i>c</i>	Fluido frio
<i>ca</i>	Fluido frio/ambiente
<i>calc</i>	Calculado
<i>conv</i>	Convectivo
<i>e</i>	Entrada
<i>exp</i>	Experimental
<i>g</i>	Generalizado
<i>glicerina</i>	Glicerina
<i>h</i>	Fluido quente
<i>ha</i>	Fluido quente/ambiente
<i>hc</i>	Fluido quente/fluido frio
<i>i</i>	Interno
<i>lm</i>	Média logarítmica
<i>m</i>	Mássico
<i>o</i>	Externo
<i>p</i>	Fluido produto
<i>perda</i>	Perda
<i>rad</i>	Radiação
<i>ref</i>	Referência
<i>s</i>	Saída
<i>s</i>	Superfície
<i>t</i>	Tubos
<i>troca</i>	Troca

u utilidade
u Fluido de utilidade
v Volumétrico
w Parede

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	16
1.1 Tratamento térmico contínuo	16
1.2 Motivação	17
2. OBJETIVOS.....	18
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	18
3.1 Equações.....	18
3.2 Propriedades dos fluidos.....	23
3.3 Trabalhos correlatos	24
4. MATERIAIS E MÉTODOS	25
4.1 Equipamento e aquisição de dados	25
4.2 Tratamento de dados	28
5. MODELAGEM.....	29
5.1. Seção de aquecimento	29
5.2. Seção de resfriamento	31
5.3. Seção de retenção.....	33
5.4 Letalidade	33
6. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	34
6.1 Coeficientes convectivos externos	34
6.2 Dados obtidos nos ensaios	36
6.3 Ajuste dos parâmetros	40
6.4 Comparação com a literatura	42
6.5 Revisões dos ajustes dos coeficientes.....	44
6.6 Resultados e validação do modelo	50
6.7 Letalidade	57
7. CONCLUSÕES.....	63
REFERÊNCIAS.....	65

1. INTRODUÇÃO

1.1 Tratamento térmico contínuo

Em indústrias alimentícias, garantir a qualidade do alimento é de vital importância. Uma dentre as técnicas existentes e utilizadas é o tratamento térmico contínuo de alimentos líquidos. Esse processo objetiva a destruição de micro-organismos prejudiciais, bem como a inativação de enzimas deteriorantes a fim de estender a vida de prateleira do produto e aprimorar a segurança para o consumo (FELLOWS, 2006).

Tais processos (Figura 1) são compostos por três etapas:

1. Um estágio de aquecimento, no qual o fluido atinge uma temperatura letal predefinida;
2. Um tempo de retenção nesta temperatura para garantir que o nível de letalidade desejado seja atingido;
3. Uma etapa de resfriamento até uma temperatura próxima da ambiente, para armazenamento e embalagem – estas últimas operações devem ser realizadas de maneira asséptica a fim de evitar recontaminação (FELLOWS, 2006).

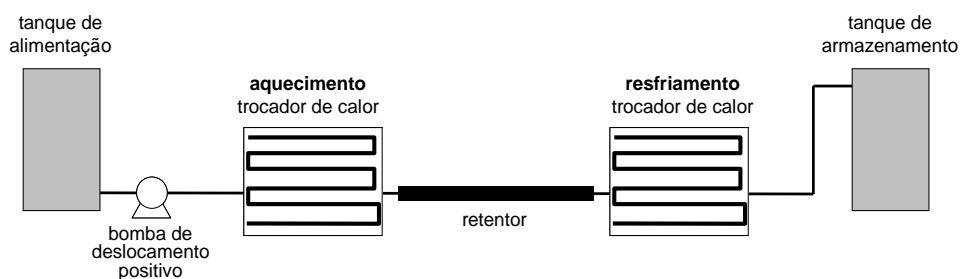


Figura 1 - Esquema do equipamento para tratamento térmico contínuo

Para fluidos pouco viscosos, como leite e alguns sucos, um tipo de trocador de calor utilizado comumente na indústria é o trocador de calor a placas (PHE). Seu projeto e forma de construção permitem fácil limpeza e manutenção e oferecem diversas possibilidades de arranjo, características atrativas para indústrias de alimentos. No entanto, os estreitos canais entre as placas causam uma elevada

perda de carga em se tratando do escoamento de alimentos viscosos, como polpas e purês. Nesses casos, recomenda-se o uso de trocadores bitubulares (Figura 2) ou PHEs de superfície raspada (FELLOWS, 2006).

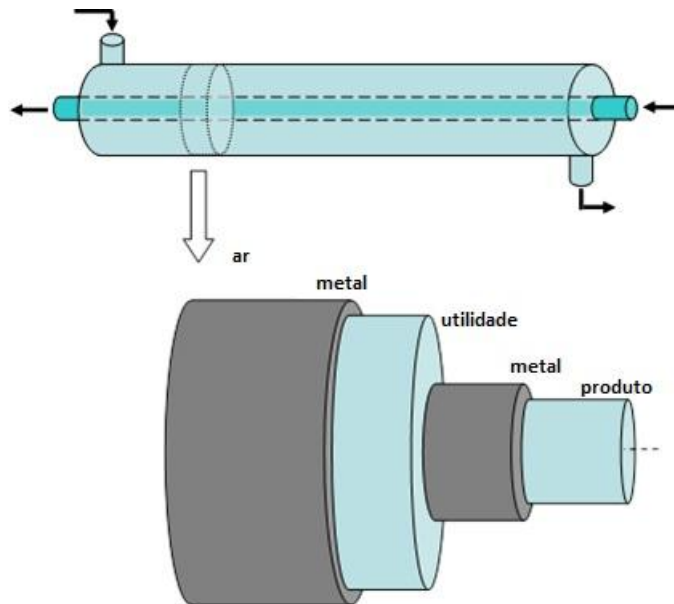


Figura 2 - Esquema do trocador de calor bitubular

1.2 Motivação

Nesse contexto, o conhecimento dos coeficientes de troca térmica dos equipamentos é essencial para a operação, pois a partir deles calcula-se a área de troca térmica requerida a fim de atingir o calor necessário para que um fluido atinja uma dada temperatura. Assim, pode-se dimensionar corretamente um trocador de calor para que o alimento atinja a temperatura letal de retenção. Uma temperatura de retenção menor resulta em subprocessamento do alimento (inativação parcial e comprometimento da segurança), enquanto que uma temperatura mais alta causa sobreprocessamento (perda de características sensoriais e nutricionais). Portanto, uma correta estimativa das temperaturas e taxas de troca térmica envolvidas é fundamental para o sucesso da operação.

Também é necessário determinar o perfil de temperaturas do equipamento utilizado, i.e., as curvas da temperatura média do alimento em função da posição (distância linear percorrida desde a entrada no trocador de calor). Com isso é

possível avaliar se a operação se dá da maneira pretendida. Ainda, para medir a eficácia do processo devemos determinar sua letalidade – o grau de destruição dos micro-organismos ou enzimas alvo.

Percebe-se que o tratamento térmico contínuo de alimentos líquidos é uma importante aplicação dos conhecimentos da área de Transferência de Calor a uma indústria de impacto direto na vida cotidiana da sociedade devido à segurança para o armazenamento e consumo de alimentos que deve ser atingida.

2. OBJETIVOS

Assim, em vista do discutido anteriormente, o objetivo do presente Trabalho de Conclusão de Curso é o estudo e a análise de um trocador de calor bitubular utilizado no tratamento térmico contínuo de alimentos líquidos viscosos escoando em regime laminar. Através da modelagem fenomenológica do processo e de ensaios experimentais com pasteurizador bitubular e fluidos de distintos comportamentos reológicos (água, glicerina 80% em água e carboxi-metil-celulose – CMC – 1% em água), são determinadas as seguintes características:

- Coeficientes de transferência de calor; os coeficientes convectivos são determinados e relacionados com características do escoamento e propriedades do produto;
- Perfil de temperatura do fluido produto; as curvas da temperatura média em função da posição são obtidas e comparadas com os resultados teóricos esperados segundo modelo desenvolvido a partir de balanços diferenciais;
- Letalidade do processo; esse parâmetro será calculado segundo micro-organismo ou enzima de referência como função do perfil de temperaturas.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Equações

Realizando o balanço global de energia de um dos fluidos entre a entrada e a saída do trocador, supondo estado estacionário e inexistência de trabalho de eixo, o calor trocado corresponde à variação de entalpia (equação 1), onde Q_{exp} é a

variação de entalpia observada, \dot{m} é a vazão mássica, C_p é o calor específico, ΔT é a diferença de temperaturas, ρ é a densidade e Φ é a vazão volumétrica. Esse calor obtido experimentalmente, no caso do fluido produto, deve equivaler ao calor calculado pela equação do trocador de calor (equação 2) (INCROPERA et al., 2008; KERN, 1982; SHAH; SEKULIC, 1998), onde Q_{calc} é o calor teórico calculado, U é o coeficiente global de troca térmica, A_2 é a área externa do tubo interno, ΔT_{lm} é a diferença média logarítmica de temperaturas e o fator F é um número entre 0 e 1 que mede o quanto o arranjo em questão se distancia de um arranjo contracorrente, sendo igual a 1 nesse caso. O fator F é uma razão entre a temperatura média logarítmica (equação 3) entre a diferença de temperaturas na saída ΔT_2 e na entrada ΔT_1 e a diferença média real de temperaturas. F depende do coeficiente global de troca térmica da equação 4, onde h_p e h_u são respectivamente os coeficientes convectivos do produto e da utilidade, A_1 é a área interna do tubo interno, e_i é a espessura dos tubos internos, k_t é a condutividade térmica dos tubos e A_{lm} é a área logarítmica da equação 5.

$$Q_{exp} = \dot{m}C_p\Delta T = \rho\Phi C_p\Delta T \quad (1)$$

$$Q_{calc} = FUA_2\Delta T_{lm} \quad (2)$$

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln(\Delta T_2/\Delta T_1)} \quad (3)$$

$$\frac{1}{UA_2} = \frac{1}{h_p A_1} + \frac{1}{h_u A_2} + \frac{e_i}{k_t A_{lm}} \quad (4)$$

$$A_{lm} = \frac{A_2 - A_1}{\ln(A_2/A_1)} \quad (5)$$

O calor trocado por convecção com o ambiente pode ser representado pela Lei de Resfriamento de Newton (equação 6) para uma superfície lisa, onde Q_{conv} é o calor trocado devido à convecção natural, h_{conv} é o coeficiente de convecção natural, A_4 é a área externa dos tubos externos, T_a é a temperatura ambiente e T_s é a temperatura superficial. Para uma superfície a uma temperatura diferente da do ambiente, o calor referente à troca líquida de radiação depende da área e da diferença das temperaturas segundo equação 7 (INCROPERA et al., 2008), onde

Q_{rad} é a troca líquida de calor por radiação, ε é a emissividade do material dos tubos e σ é a constante de Stefan-Boltzmann.

$$Q_{conv} = h_{conv}A_4(T_s - T_a) \quad (6)$$

$$Q_{rad} = \varepsilon\sigma A_4(T_s^4 - T_a^4) \quad (7)$$

Pretende-se correlacionar os valores encontrados dos coeficientes de transferência com as características do escoamento (número de Reynolds Re , equação 8), que dependem da viscosidade dinâmica ν ou da cinemática μ , da área da seção transversal disponível ao escoamento A_t e da velocidade média de escoamento v . Os coeficientes também são relacionados às propriedades do fluido (número de Prandtl Pr , equação 10), como a difusividade térmica α e a condutividade térmica k . Isso é feito através do ajuste dos parâmetros a , b e c da equação 11 usada para estimar o número de Nusselt Nu da equação 9. Um exemplo desse tipo de correlação, bastante comum na literatura devido à simplicidade e praticidade, é a tradicional equação de Colburn (equação 12), válida para fluidos Newtonianos em regime turbulento (BENNET; MYERS, 1978; INCROPERA et al., 2008):

$$Re = \frac{Dv}{\nu} = \frac{D(\Phi/A_t)\rho}{\mu} \quad (8)$$

$$Nu = \frac{hD}{k} \quad (9)$$

$$Pr = \frac{\nu}{\alpha} = \frac{\mu/\rho}{k/\rho c_p} = \frac{\mu c_p}{k} \quad (10)$$

$$Nu = aRe^b Pr^c \quad (11)$$

$$Nu = 0,023Re^{4/5} Pr^{1/3} \quad (12)$$

Uma maneira de obter um ajuste a princípio melhor e tentar diminuir os erros observados entre os calores calculados e experimentais é adicionar o efeito da diferença entre a viscosidade do fluido à temperatura média e a viscosidade na parede do tubo como mostrado na equação 13 (INCROPERA et al., 2008; KERN, 1982; SIEDER; TATE, 1936), onde μ_w é a viscosidade medida na temperatura de parede. Essa temperatura na parede T_w deve ser calculada iterativamente, pois depende dos coeficientes convectivos e das temperaturas médias interna T_i e externa T_o segundo a equação 14a (seção de aquecimento) e 14b (seção de resfriamento), que usam o coeficiente corrigido h_{io} da equação 15 (KERN, 1982).

$$Nu = aRe^bPr^c \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (13)$$

$$T_w = T_o - \frac{h_{io}}{h_u + h_{io}} (T_o - T_i) \quad (14a)$$

$$T_w = T_o - \frac{h_u}{h_u + h_{io}} (T_o - T_i) \quad (14b)$$

$$h_{io} = \frac{D_1}{D_2} h_p \quad (15)$$

Incropera et al. (2008) também apresentam correlações com parâmetros distintos para as seções de aquecimento e resfriamento, como as equações 16a (seção de aquecimento) e 16b (resfriamento), comumente chamadas de equações de Dittus-Boelter. Essa é outra maneira de tentar reduzir as diferenças eventualmente observadas entre os dados experimentais e aqueles previstos pela equação 12.

$$Nu = 0,0243Re^{4/5}Pr^{0,4} \quad (16a)$$

$$Nu = 0,0265Re^{4/5}Pr^{0,3} \quad (16b)$$

Para fluidos que apresentam comportamento reológico não-Newtoniano do tipo “lei de potência”, deve ser utilizada nos cálculos a viscosidade generalizada μ_g

da equação 17, bastando substituí-la no lugar da viscosidade Newtoniana (GUT, 2003; CAREZZATO et al., 2007) onde K e n são respectivamente os índices de consistência e de escoamento. Os parâmetros ξ e u desse modelo reológico para algumas geometrias se encontram na Tabela 1 (DELPLACE; LEULIET, 1995).

$$\mu_g = K\xi^{n-1} \left(\frac{v}{D}\right)^{n-1} \left(\frac{vn+1}{(v+1)n}\right)^n \quad (17)$$

Tabela 1 - Parâmetros de modelo reológico para diversas geometrias

Geometria	ξ	u
Tubo circular	8	3
Placas paralelas infinitas	12	2
Duto retangular (razão entre lados = 1,00)	7,113	3,19
Duto retangular (razão entre lados = 0,50)	7,774	2,982
Região anular (razão entre raios = 0,90)	11,998	2,001
Região anular (razão entre raios = 0,10)	11,171	2,135
Triângulo isósceles (abertura = 10°)	6,237	4,058
Triângulo isósceles (abertura = 90°)	6,576	3,494
Duto elíptico (razão entre eixos = 0,90)	8,011	2,999
Duto elíptico (razão entre eixos = 0,10)	9,657	3

A letalidade de um processo de tratamento representa a destruição pelo efeito da temperatura de microrganismos e enzimas deteriorantes presentes originalmente no alimento. Tal destruição é dada pelo número de ciclos logarítmicos reduzidos (equação 27) da população microbiana ou da atividade enzimática (TOLEDO, 1999), onde S é o número de ciclos logarítmicos reduzidos, N_0 e N são respectivamente a contagem inicial e final de microrganismos, t é o tempo do tratamento e D' é o tempo de redução decimal na temperatura do processo. Esse tempo é o tempo necessário para reduzir em 10 vezes a população microbiana a temperatura constante, e depende da temperatura e do microrganismo (IBARZ; BARBOSA-CÁNOVAS, 2003). A dependência de D' com a temperatura T (equação 28) é expressa em termos do tempo de redução decimal D'_{ref} a uma temperatura de referência T_{ref} e da variação de temperatura z' necessária para variar o valor de D' em 10 vezes.

$$S = \log \frac{N_0}{N} = \frac{t}{D'} \quad (26)$$

$$D' = D'_{ref} 10^{\left(\frac{T_{ref}-T}{z'}\right)} \quad (27)$$

As equações acima valem para processos de tratamento isotérmicos. Quando a temperatura varia com o tempo, deve-se calcular a letalidade integrada F_{Tref} (equação 29), 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. A letalidade integrada é obtida integrando a função letalidade L_t . (IBARZ; BARBOSA-CÁNOVAS, 2003; TOLEDO, 1999).

$$F_{Tref} = \int_0^t L_t dt = \int_0^t 10^{\left(\frac{T_{ref}-T}{z'}\right)} dt \quad (28)$$

3.2 Propriedades dos fluidos

Todas as propriedades necessárias para os fluidos utilizados foram encontradas na literatura consultada como função da temperatura, na forma de tabelas de dados ou de correlações, destacando-se Incropera et al. (2008); Yaws (1999); Carezzato et al. (2007); e Barbosa-Cánovas e Ibarz (2003).

Para misturas (como soluções em água), é necessário consultar modelos para calcular as propriedades de misturas a partir das propriedades dos fluidos puros. Cheng (2008) estabeleceu um modelo para a viscosidade de misturas glicerina-água, em função da fração mássica de glicerina X_m e da temperatura (equações 18 a 21), usando os parâmetros λ , η e θ dependentes também da temperatura. O trabalho de Choi e Okos (1986) propõe que as propriedades de alimentos podem ser obtidas a partir da combinação das propriedades de seus componentes puros. Baseando-se nesse trabalho, as equações 22 a 25 são usadas – as expressões foram simplificadas para o caso particular em questão, onde X_v é a fração volumétrica de glicerina.

$$\mu = \mu_{\acute{a}gua}^{\lambda} \mu_{glicerina}^{1-\lambda} \quad (18)$$

$$\lambda = 1 - X_m + \frac{\theta \eta X_m (1 - X_m)}{\theta X_m + \eta (1 - X_m)} \quad (19)$$

$$\theta = 0,705 - 0,0017T \quad (20)$$

$$\eta = (4,9 + 0,036T)\theta^{2,5} \quad (21)$$

$$k = X_v k_{glicerina} + (1 - X_v) k_{\acute{a}gua} \quad (22)$$

$$C_p = X_m C_{p,glicerina} + (1 - X_m) C_{p,\acute{a}gua} \quad (23)$$

$$\rho = \frac{1}{X_m / \rho_{glicerina} + (1 - X_m) / \rho_{\acute{a}gua}} \quad (24)$$

$$X_v = \frac{X_m / \rho_{glicerina}}{X_m / \rho_{glicerina} + (1 - X_m) / \rho_{\acute{a}gua}} \quad (25)$$

3.3 Trabalhos correlatos

Gut et al. (2004) e Carezzato et al. (2007) estudaram a transferência de calor em trocadores a placas procurando determinar os parâmetros a , b e c para fluidos escoando em regime laminar através da comparação entre os valores experimentais e os calculados. Em particular, no trabalho de Carezzato et al. (2007), os parâmetros obtidos para fluidos Newtonianos e pseudoplásticos diferiram mesmo utilizando-se a viscosidade generalizada. Gratão et al. (2006) e Bernardi et al. (2007) relacionaram o número de Nusselt com o comprimento de entrada para desenvolvimento do perfil de velocidades para alimentos líquidos viscosos pseudoplásticos, baseando-se no trabalho de Metzner e Gluck (1959). Ferrão (2012) também relacionou os números adimensionais de Nusselt, Reynolds e Prandtl para fluidos escoando em regime laminar em trocador bitubular, e desenvolveu modelo matemático para o trocador considerando as perdas de energia ao ambiente. Sieder e Tate (1936) obtiveram parâmetros relacionando esses mesmos números adimensionais, levando em consideração também o comprimento L do tubo (equação 26).

$$Nu = 1,86 Re^{1/3} Pr^{1/3} \left(\frac{D}{L}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \quad (29)$$

4. MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 Equipamento e aquisição de dados

O sistema de tratamento térmico contínuo usado (Figura 3) é composto por dois trocadores bitubulares – seções de aquecimento e resfriamento – e um tubo de retenção. Cada trocador é formado por grampos de aço inox de aprox. 1,8 m de comprimento total (Figura 4), conectados para escoamento do fluido de utilidade, no caso, água, no ânulo. O comprimento efetivo de troca é menor, cerca de 1,7 m, devido aos trechos curvos que unem os grampos. Os diâmetros estão indicados na Tabela 2.

Tabela 2 - Diâmetros dos tubos do pasteurizador

Diâmetro	Notação	Tamanho (m)
Diâmetro interno do tubo interno	D ₁	0,0045
Diâmetro externo do tubo interno	D ₂	0,0060
Diâmetro interno do tubo externo	D ₃	0,0210
Diâmetro externo do tubo externo	D ₄	0,0254

A seção de aquecimento é configurada para arranjo contracorrente. A seção de resfriamento, por outro lado, apresenta um arranjo distinto, com escoamento contracorrente em cada grampo, porém co-corrente considerando o conjunto geral – dessa forma busca-se um compromisso entre a eficiência do arranjo co-corrente no resfriamento e a redução rápida da temperatura do produto possibilitada pelo contracorrente.

O tubo de retenção é isolado termicamente e tem comprimento de aprox. 5 m. Nos ensaios utilizaram-se fluidos com comportamento Newtoniano (água e 80% glicerina em água) e não-Newtoniano pseudoplástico (solução 1,0% de carboximetil-celulose, CMC). Os fluidos escolhidos são comumente utilizados como alimentos-modelo para ajuste da viscosidade em ensaios simulando alimentos líquidos, e apresentam modelos simples e conhecidos de cálculo de propriedades.



Figura 3 - Pasteurizador bitubular utilizado



Figura 4 - Grampo (módulo) do trocador bitubular

Os três circuitos – utilidades e produto – possuem bombas e leitores de vazão próprios. Temperaturas de entrada e saída nos circuitos das utilidades são obtidas por termorresistências ligadas a um mostrador digital. O circuito de água gelada é mantido através de unidade de refrigeração, e o circuito de água quente é mantido por válvula de injeção de vapor a 4 kgf/cm².



Figura 5 - Termopar inserido na linha do produto

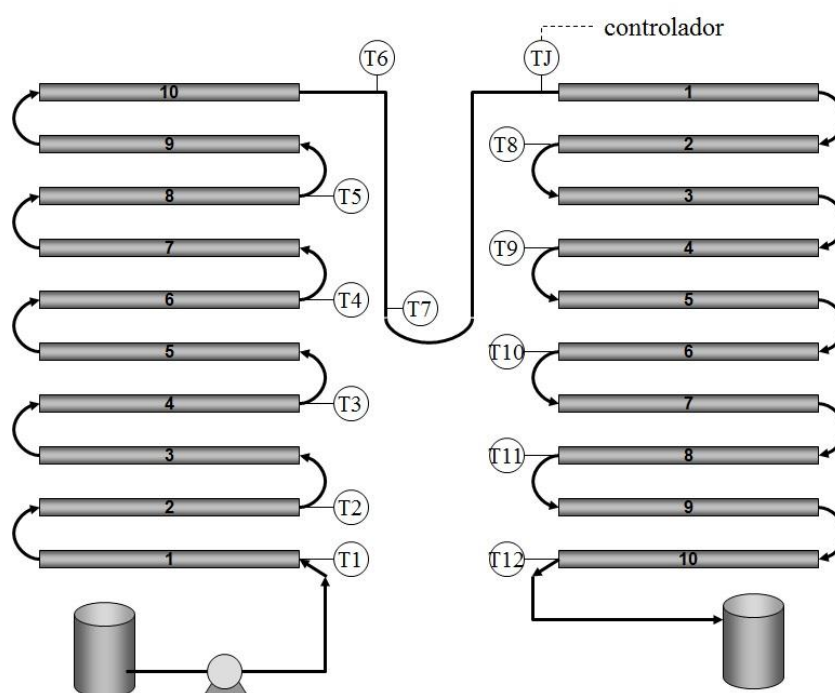


Figura 6 - Localização dos sensores de temperatura na linha de produto ao longo do pasteurizador

Na linha onde escoa o produto é possível a inserção de termopares (Figura 5) em diversos pontos para aquisição da temperatura (Figura 6) usando software previamente programado em LabView. É importante lembrar que o número de grampos de cada trocador de calor pode ser alterado. Isso permite a variação da área de troca térmica. Ainda, uma vez que os grampos não estão revestidos

externamente por materiais isolantes, ocorrem perdas de calor para o ambiente por convecção natural e também por radiação.

Os ensaios foram realizados variando-se as vazões do fluido produto (10 a 50 L/h) e das utilidades (0,5 a 2,5 m³/h), bem como o *set-point* de temperatura do controlador de 60°C a até 100°C.

4.2 Tratamento de dados

Após calibração dos valores lidos segundo as curvas de calibração dos termopares e análise de consistência das temperaturas do produto ao longo do pasteurizador para verificar se as leituras eram coerentes, verificou-se o fechamento dos balanços de energia em cada seção do equipamento (equação 30). Então, os coeficientes *a* e *b* da equação 11 foram ajustados de maneira a minimizar o erro quadrático total *Erro* da equação 31 (Figura 7). O parâmetro *c* foi fixado em seu valor típico de 1/3 pois o número de fluidos utilizados foi pequeno para permitir uma análise mais precisa da influência do número de Prandtl. A vazão das águas de utilidade era elevada o suficiente para que a resistência devido ao coeficiente h_u no ânulo fosse descartada – ela também foi estimada pela equação de Colburn (equação 12) para verificar a validade da hipótese simplificadora $1/h_u \approx 0$.

$$Q_{exp,u} = Q_{exp,p} + Q_{conv} + Q_{rad} \quad (30)$$

$$Erro = \sum (Q_{exp,p} - Q_{calc})^2 \quad (31)$$

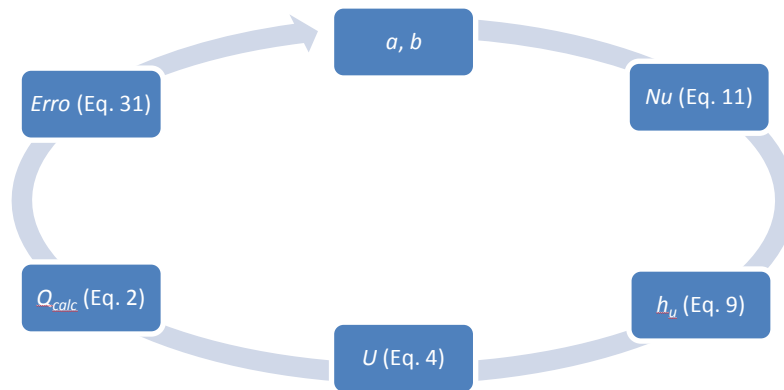


Figura 7 - Cálculo iterativo de a e b para erro minimizado

Para o coeficiente convectivo externo, não foi utilizado fluido produto, para garantir que a água no ânulo trocasse calor apenas com o ambiente. Para a determinação das perdas por convecção natural, foi realizado o ajuste de um valor de h_{conv} ao invés dos parâmetros a e b , e na equação 31 o erro utilizado foi entre a variação de entalpia do fluido utilidade e o calor Q_{conv} estimado pela equação 6.

5. MODELAGEM

Ferrão (2012) apresenta o seguinte modelo fenomenológico a partir do balanço diferencial de energia em um trocador não adiabático em estado estacionário sem troca de calor latente e com propriedades dos fluidos constantes, a fim obter um modelo para simulação numérica do perfil teórico de temperaturas, e comparar esse perfil com o experimental obtido. Os subscritos c e h indicam os fluidos frio e quente respectivamente, e os subscritos a , e e s representam ambiente, entrada e saída respectivamente.

5.1. Seção de aquecimento

Na seção de aquecimento (Figura 8), o balanço de energia no volume de controle infinitesimal para o fluido frio (produto) resulta nas equações 32a a 32b, onde $T(z)$ é a temperatura do fluido na posição axial no trocador z , U_{hc} é o coeficiente global de troca térmica entre o produto e a água de aquecimento e dz é o comprimento do volume de controle.

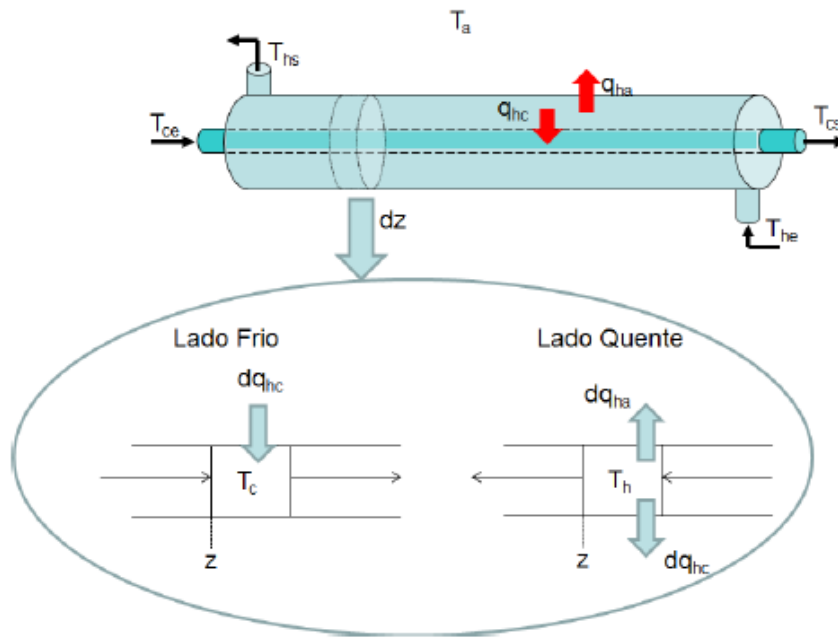


Figura 8 - Balanços de energia na seção de aquecimento

$$\dot{m}_c C_{p,c} T_c(z) - \dot{m}_c C_{p,c} T_c(z + dz) + U_{hc} \pi D_2 dz (T_h - T_c) = 0 \quad (32a)$$

$$\frac{dT_c}{dz} = \frac{U_{hc} \pi D_2}{\dot{m}_c C_{p,c}} (T_h - T_c) \quad (32b)$$

De maneira análoga, o balanço para o lado quente no mesmo volume de controle leva às equações 33a a 33b, onde U_{ha} é o coeficiente global de troca térmica entre a utilidade e o ambiente.

$$\dot{m}_h C_{p,h} T_h(z + dz) - \dot{m}_h C_{p,h} T_h(z) - U_{hc} \pi D_2 dz (T_h - T_c) - U_{ha} \pi D_4 dz (T_h - T_a) = 0 \quad (33a)$$

$$\frac{dT_h}{dz} = \frac{U_{ha} \pi D_4}{\dot{m}_h C_{p,h}} (T_h - T_a) + \frac{U_{hc} \pi D_2}{\dot{m}_h C_{p,h}} (T_h - T_c) \quad (33b)$$

Dessa forma, obtemos um sistema de equações diferenciais ordinárias (EDO) de primeira ordem formado pelas equações 32b e 33b. As condições de contorno são as temperaturas de entrada $T_c(0)$ e $T_h(L)$. Os coeficientes globais de troca

térmica são definidos segundo as equações 34 e 35, onde e_o é a espessura dos tubos externos.

$$\frac{1}{U_{hc}} = \frac{1}{h_p} \left(\frac{D_2}{D_1} \right) + \frac{e_i}{k_t A_{lm}} + \frac{1}{h_u} \quad (34)$$

$$\frac{1}{U_{ha}} = \frac{1}{h_u} \left(\frac{D_4}{D_3} \right) + \frac{e_o}{k_t A_{lm}} + \frac{1}{h_{conv}} \quad (35)$$

O sistema de EDOs pode ser resolvido pelo método das diferenças finitas para frente, partindo de $z = 0$, segundo as equações 36 e 37, onde Δz é um intervalo finito de z (tamanho do passo).

$$T_h(z + \Delta z) = T_h(z) \frac{dT_h}{dz} \Delta z \quad (36)$$

$$T_c(z + \Delta z) = T_c(z) \frac{dT_c}{dz} \Delta z \quad (37)$$

O sistema foi escrito para cada grampo do trocador separadamente, e então os módulos foram ligados considerando que a entrada de um grampo corresponde à saída do grampo anterior. As condições de contorno especificadas foram as temperaturas em $z = 0$ – o valor de $T_h(0)$ foi ajustado para que o valor de $T_h(L)$ fosse igual ao medido. Os trechos curvos entre os grampos foram considerados adiabáticos.

5.2. Seção de resfriamento

Analogamente, os balanços na seção de resfriamento (Figura 9) resultam nas equações 38 e 39, em que U_{ca} é o coeficiente global de troca térmica entre a água de resfriamento e o ambiente. O sistema de EDOs resultante também é resolvido pelo método das diferenças finitas para frente descrito nas equações 36 e 37. Os coeficientes globais de troca térmica são calculados segundo as equações 40 e 41.

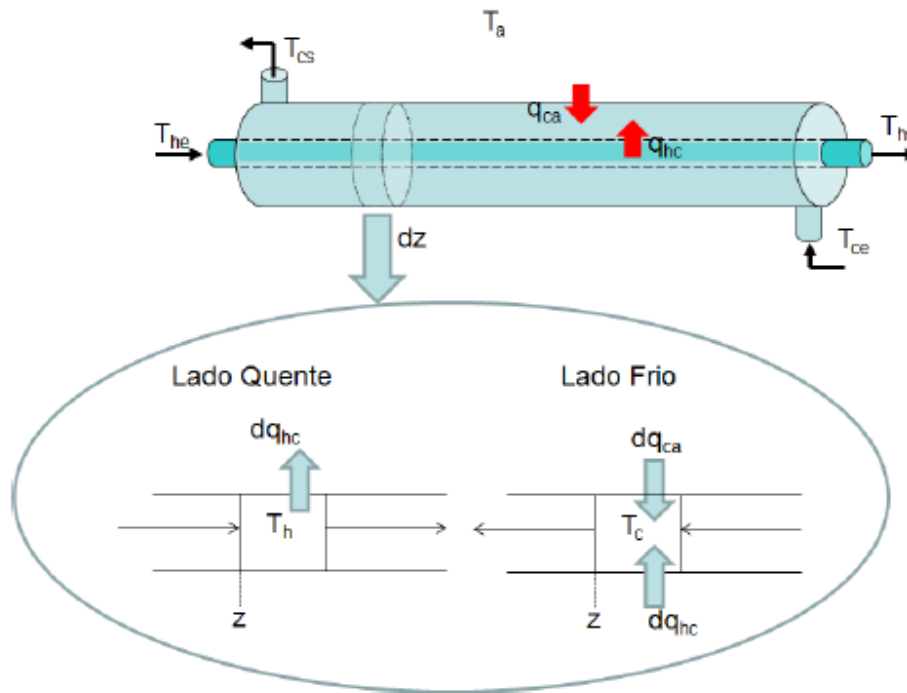


Figura 9 - Balanços de energia na seção de resfriamento

$$\frac{dT_h}{dz} = -\frac{U_{hc}\pi D_2}{\dot{m}_h c_{p,h}} (T_h - T_c) \quad (38)$$

$$\frac{dT_c}{dz} = -\frac{U_{ha}\pi D_4}{\dot{m}_c c_{p,c}} (T_h - T_a) - \frac{U_{hc}\pi D_2}{\dot{m}_c c_{p,c}} (T_h - T_c) \quad (39)$$

$$\frac{1}{U_{hc}} = \frac{1}{h_p} \left(\frac{D_2}{D_1} \right) + \frac{e_i}{k_t A_{lm}} + \frac{1}{h_u} \quad (40)$$

$$\frac{1}{U_{ca}} = \frac{1}{h_u} \left(\frac{D_4}{D_3} \right) + \frac{e_o}{k_t A_{lm}} + \frac{1}{h_{conv}} \quad (41)$$

O sistema para a seção de resfriamento também foi escrito para cada grampo do trocador separadamente, com os módulos sendo ligados considerando que a entrada de um grampo corresponde à saída do grampo anterior. As condições de contorno especificadas foram novamente as temperaturas em $z = 0$ – o valor de $T_c(0)$ foi ajustado para que o valor de $T_c(L)$ fosse igual ao medido. Os trechos curvos entre os grampos foram novamente considerados adiabáticos.

5.3. Seção de retenção

O balanço de energia (equação 42) em um volume de controle infinitesimal no tubo de retenção (Figura 10) é análogo aos anteriores, exceto que no caso como não há fluido de utilidade o produto troca calor diretamente com o ambiente. A EDO resultante é expressa na equação 43, onde U_{troca} é o coeficiente global de troca térmica entre o fluido produto e o ambiente. Ele é definido na equação 44, onde U_{perda} é o coeficiente global de troca entre a superfície interna do tubo e o ar. A equação 44 também pode ser resolvida pela equação 36.

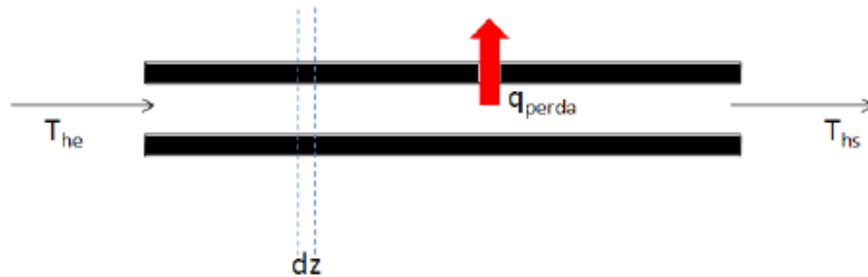


Figura 10 - Balanços de energia na seção de retenção

$$\dot{m}_h C_{p,h} T_h(z) - \dot{m}_h C_{p,h} T_h(z + dz) - U_t \pi D_2 dz (T_h - T_a) = 0 \quad (42)$$

$$\frac{dT_h}{dz} = - \frac{U_{troca} \pi D_2}{\dot{m}_h C_{p,h}} (T_h - T_a) \quad (43)$$

$$\frac{1}{U_{troca}} = \frac{1}{U_{perda}} + \frac{1}{h_p} \quad (44)$$

5.4 Letalidade

Com a temperatura calculada pelo modelo acima em cada ponto do trocador, é possível obter a letalidade integrada do fluido de produto pela equação 28, adotando como referência a temperatura medida ao fim do tubo de retenção. O tempo de residência médio pode ser obtido dividindo-se a posição axial z pela velocidade média do fluido. O valor para o parâmetro cinético z' adotado foi de 7°C

por abranger alta faixa de microrganismos patogênicos em alimentos ácidos (TOLEDO, 1999).

6. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Durante alguns ensaios preliminares para familiarização com o equipamento e coleta de dados, observou-se que o salto de temperatura do primeiro grampo era muito maior que os dos grampos posteriores em ambas as seções (evidência de superdimensionamento), sendo que o ganho de temperatura nos grampos finais era menor que o erro dos termopares utilizados. Assim, o número de grampos em cada seção foi reduzido de 5 para 2 (Figura 11).

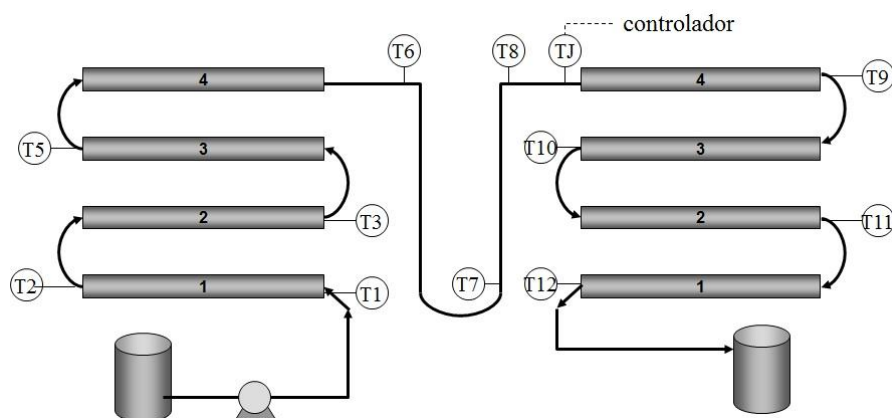


Figura 11 - Esquema do pasteurizador após redução no número de grampos

6.1 Coeficientes convectivos externos

Os coeficientes convectivos externos foram obtidos segundo o método descrito ao fim da seção 4.2, a partir dos dados das Tabelas 3 e 4 para as seções de resfriamento e aquecimento, respectivamente. O valor obtido para o coeficiente convectivo externo da seção de aquecimento foi de $13,7 \text{ W/K.m}^2$, e o valor para a seção de resfriamento foi de $23,8 \text{ W/K.m}^2$. O valor maior para a seção de resfriamento deve-se à troca de calor latente devido à condensação da umidade do ar na superfície fria dos tubos externos e à turbulência gerada pelo escoamento das gotas formadas. Em todos os casos o calor transferido devido à troca líquida de radiação (estimado pela equação 7) se mostrou desprezível, sendo duas ou três

ordens de grandeza menor que a troca por convecção natural (mesmo supondo a emissividade do tubo máxima e unitária). No entanto, as trocas com o ambiente por convecção se mostraram significativas comparativamente à entalpia trocada entre os fluidos, devido ao tamanho reduzido do aparelho usado.

Tabela 3 - Dados para cálculo de h_{conv} (seção de resfriamento)

Ensaio	Vazão (m³/h)	T_a (°C)	T_e (°C)	T_s (°C)
1	0,5	25,5	8,8	10,0
2	0,5	25,5	8,8	9,7
3	0,5	25,5	6,5	7,8
4	0,5	25,5	11,2	12,4
5	1,0	25,5	8,0	8,7
6	1,0	25,5	5,7	6,6
7	1,0	25,5	10,6	11,4
8	1,0	25,5	8,2	9,1
9	1,5	25,5	7,8	8,3
10	1,5	25,5	5,5	6,2
11	1,5	25,5	10,4	11,1
12	1,5	25,5	7,9	8,6
13	2,0	25,5	7,7	8,3
14	2,0	25,5	5,3	5,9
15	2,0	25,5	10,2	10,8
16	2,0	25,5	7,9	8,5
17	2,5	25,5	7,6	8,2
18	2,5	25,5	5,2	5,8
19	2,5	25,5	10,1	10,7
20	2,5	25,5	7,8	8,4

Tabela 4 - Dados para cálculo de h_{conv} (seção de aquecimento)

Ensaio	Vazão (m ³ /h)	T_a (°C)	T_e (°C)	T_s (°C)
1	0,5	17,9	66,8	66,4
2	0,5	17,9	87,3	86,9
3	0,5	19,5	78,0	77,6
4	1,0	17,9	67,3	67,0
5	1,0	17,9	92,1	91,6
6	1,0	19,5	80,0	80,4
7	1,5	17,9	67,9	67,6
8	1,5	17,9	90,0	89,7
9	1,5	19,5	78,6	78,3
10	2,0	17,9	68,2	67,9
11	2,0	17,9	89,7	89,3
12	2,0	19,5	83,4	83,1
13	2,5	17,9	70,4	70,0
14	2,5	17,9	89,6	89,3
15	2,5	19,5	79,3	79,0

6.2 Dados obtidos nos ensaios

As Figuras 12 a 14 apresentam os perfis experimentais de temperatura obtidos para a água, a CMC e a glicerina, respectivamente. É possível observar os saltos térmicos pronunciados nos primeiros grampos de cada seção (aquecimento e resfriamento), e também a queda de temperatura no tubo de retenção – indicando que o isolamento térmico não é eficiente e, como considerado na modelagem, ocorrem perdas ao ambiente mesmo nessa etapa do processo. As tabelas 5 a 7 mostram ainda dados complementares dos ensaios.

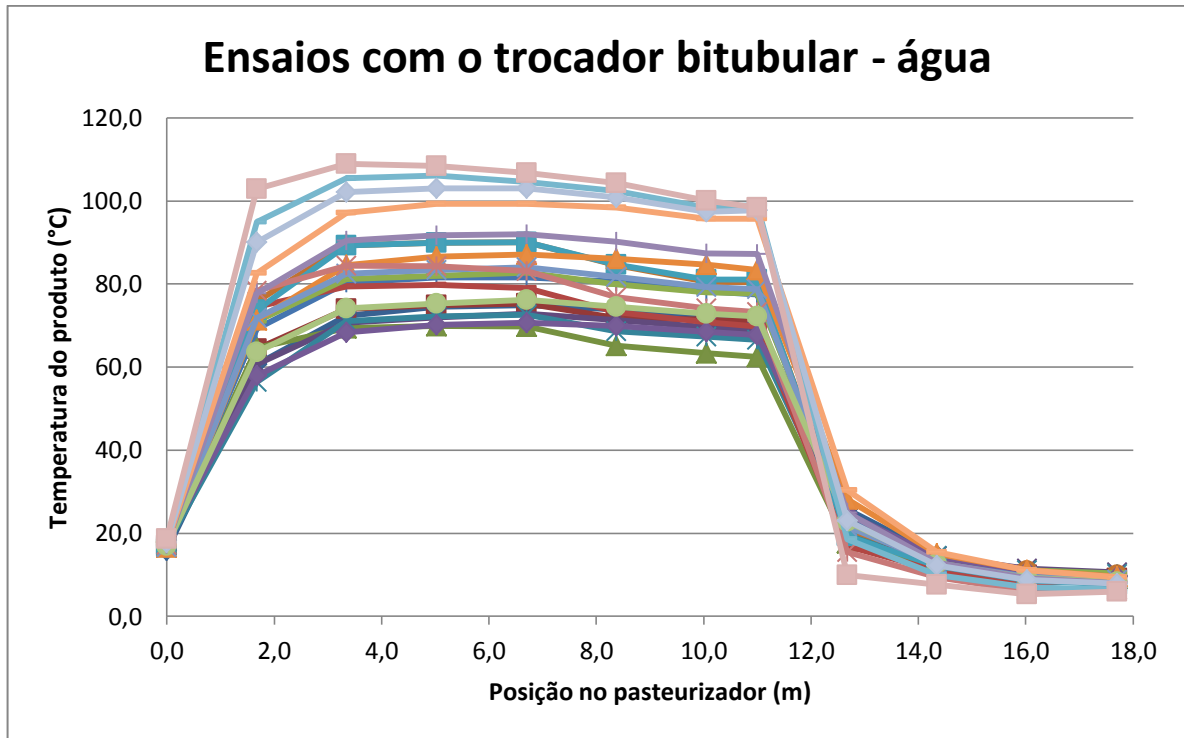


Figura 12 - Temperaturas na linha do produto (água)

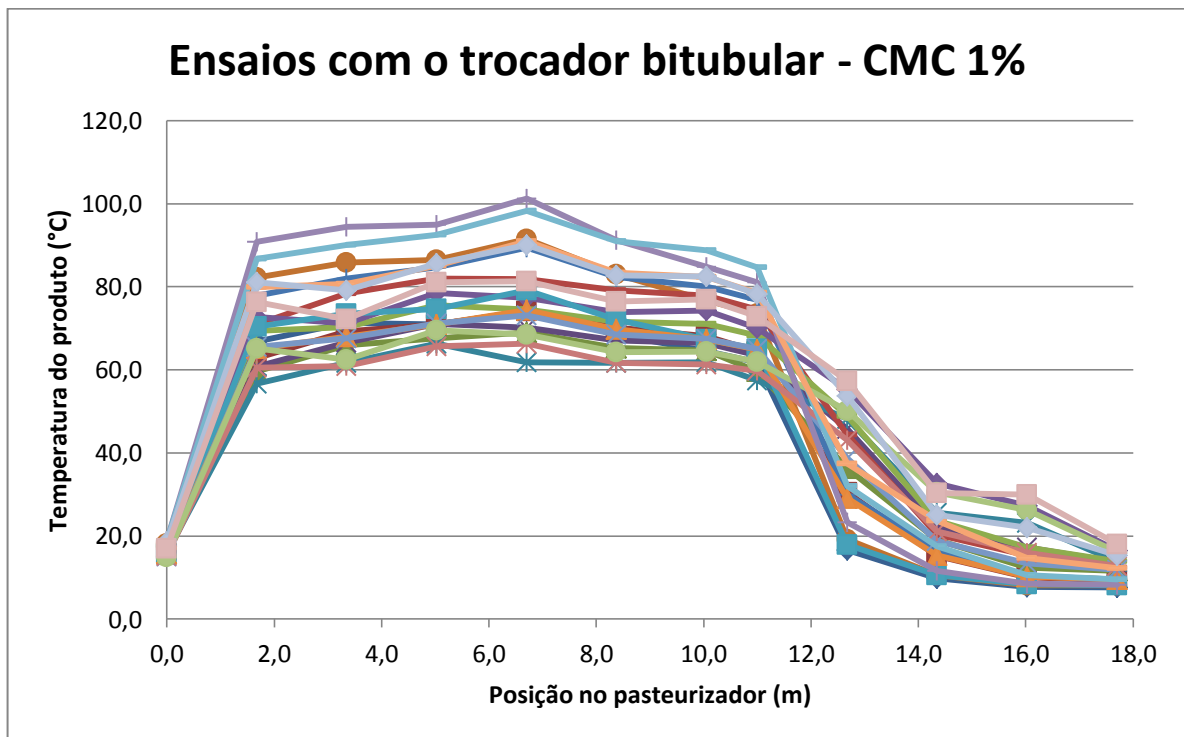


Figura 13 - Temperaturas na linha do produto (CMC)

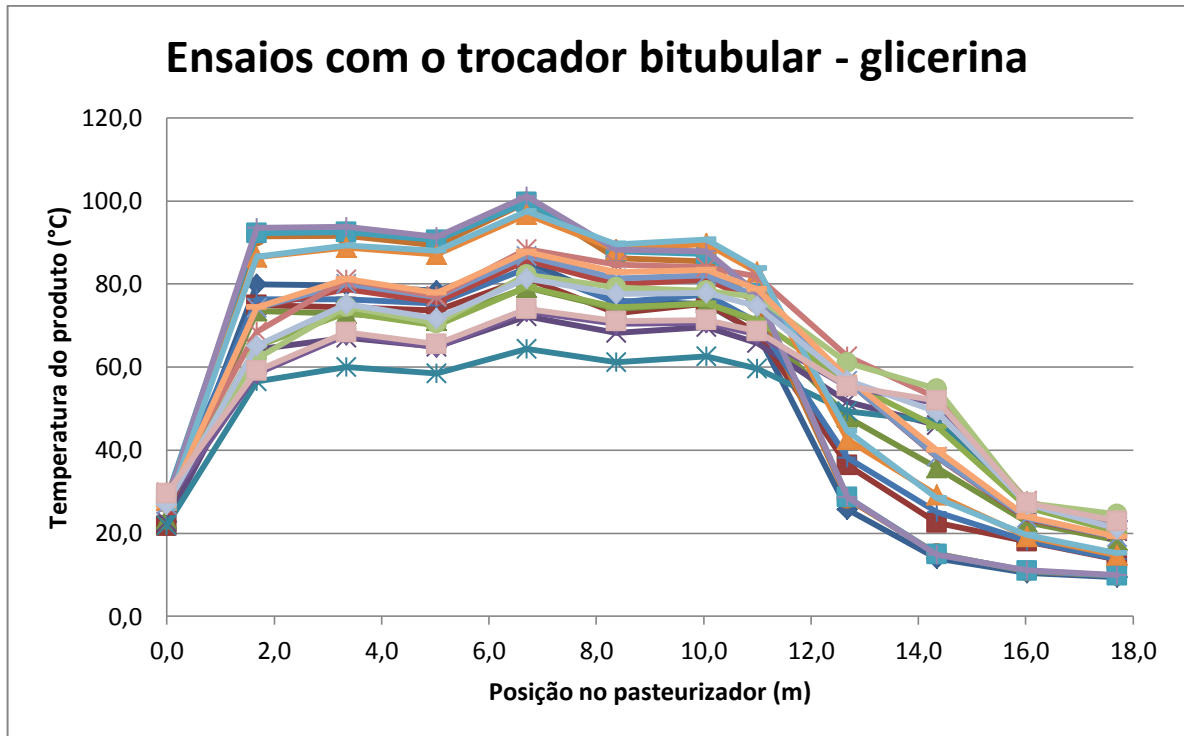


Figura 14 - Temperaturas na linha do produto (glicerina)

Tabela 5 - Dados para cálculo dos coeficientes (água)

Ensaio	Vazão (L/h)	T_a (°C)	Aquecimento		Resfriamento	
			T_e (°C)	T_s (°C)	T_e (°C)	T_s (°C)
1	10,0	18,0	72,6	72,3	6,9	7,3
2	20,0	18,0	73,7	73,2	7,4	8,0
3	30,0	18,1	76,3	75,6	6,5	7,5
4	40,0	17,9	73,3	72,4	8,7	9,7
5	50,0	18,0	75,7	74,6	7,0	8,4
6	10,0	18,2	83,1	82,7	5,6	6,2
7	20,0	18,3	92,5	91,6	7,8	8,6
8	30,0	18,2	83,4	82,6	8,3	9,3
9	40,0	18,2	82,7	81,6	7,1	8,3
10	50,0	18,2	71,5	70,5	7,1	8,3
11	10,0	18,0	87,9	87,4	3,2	3,7
12	20,0	17,8	92,3	91,6	5,0	5,8
13	30,0	18,0	84,8	83,9	6,2	7,2
14	40,0	17,9	76,7	75,8	6,2	7,2
15	50,0	18,0	88,4	87,0	7,0	8,4
16	10,0	18,6	112,0	111,3	3,1	3,7
17	20,0	18,4	108,6	107,7	3,8	4,7
18	30,0	18,5	104,2	103,0	5,5	6,6
19	40,0	18,2	93,2	92,0	5,4	6,7
20	50,0	18,4	101,0	99,3	6,5	7,2

Tabela 6 - Dados para cálculo dos coeficientes (CMC)

Ensaio	Vazão (L/h)	T_a (°C)	Aquecimento		Resfriamento	
			T_e (°C)	T_s (°C)	T_e (°C)	T_s (°C)
1	10,0	21,4	78,5	78,1	4,0	4,4
2	20,0	21,2	80,5	79,9	4,4	5,2
3	30,0	21,0	81,3	80,6	5,6	6,3
4	40,0	21,3	85,4	84,5	6,5	7,4
5	50,0	21,2	82,2	81,2	5,6	6,5
6	10,0	22,4	97,3	96,7	3,9	4,4
7	20,0	22,2	97,3	96,5	4,1	4,8
8	30,0	24,0	96,0	95,1	4,8	5,8
9	40,0	22,5	89,6	88,6	6,3	7,3
10	50,0	22,2	97,7	96,3	5,5	6,6
11	10,0	19,4	83,6	83,2	5,4	6,0
12	20,0	19,2	81,0	80,4	5,7	6,3
13	30,0	19,4	83,0	82,2	6,9	7,7
14	40,0	19,2	78,6	77,8	6,4	7,3
15	50,0	19,6	85,7	84,6	7,1	8,1
16	10,0	20,2	107,9	107,2	5,3	5,7
17	20,0	19,8	106,9	106,0	5,2	6,0
18	30,0	19,8	101,1	100,1	5,8	6,8
19	40,0	20,1	103,1	101,7	7,5	8,6
20	50,0	19,7	100,5	99,1	6,8	8,1

Tabela 7 - Dados para cálculo dos coeficientes (glicerina)

Ensaio	Vazão (L/h)	T_a (°C)	Aquecimento		Resfriamento	
			T_e (°C)	T_s (°C)	T_e (°C)	T_s (°C)
1	10,0	21,4	90,9	90,4	5,4	5,9
2	20,0	21,2	88,8	88,2	5,6	6,2
3	30,0	21,2	91,3	90,5	6,1	6,8
4	40,0	21,4	88,4	87,5	5,9	6,5
5	50,0	20,8	83,2	82,4	5,7	6,5
6	10,0	21,3	104,2	103,6	5,3	5,8
7	20,0	21,2	90,6	89,9	5,0	5,6
8	30,0	21,3	97,9	96,9	5,7	6,3
9	40,0	21,3	95,2	94,1	5,6	6,4
10	50,0	21,3	92,2	91,2	5,6	6,3
11	10,0	21,6	104,2	103,6	5,5	6,0
12	20,0	21,5	104,3	103,5	4,8	5,5
13	30,0	21,4	98,6	97,5	6,1	6,8
14	40,0	21,6	104,7	103,6	5,6	6,5
15	50,0	21,4	102,0	100,7	5,7	6,6
16	10,0	21,7	106,1	105,5	5,7	6,2
17	20,0	21,6	105,5	104,5	6,0	6,6
18	30,0	21,6	99,9	99,0	5,9	6,6
19	40,0	21,6	98,0	97,0	5,7	6,5
20	50,0	21,6	92,1	91,0	5,6	6,2

6.3 Ajuste dos parâmetros

Os coeficientes a e b foram obtidos com os dados das Tabelas 5 a 7 segundo o método ilustrado na Figura 7 para o produto em cada seção, e também para ambas as seções (Tabela 8). A hipótese simplificadora adotada é válida, pois os valores obtidos são próximos entre os dois métodos de estimativa da resistência no ânulo (Colburn e $1/h_u \approx 0$) e semelhantes entre as seções – exceção feita à água. Uma possível causa desse comportamento não esperado é a abrangência dos dados, pois para a água escoando como produto foram observados regimes tanto turbulento quanto laminar e de transição.

Pode-se notar também que os coeficientes da mistura glicerina-água são diferentes dos da equação de Colburn (apesar do fluido em questão ser Newtoniano) devido ao fato do escoamento observado ter sido laminar e não turbulento. Os coeficientes encontrados permitem cálculos com erros no geral da ordem que 15%; como pode-se observar pelos diagramas de paridade (Figuras 15 a 17). Ainda, os desvios para a solução de CMC são maiores que os da glicerina; esse fato pode ser devido ao seu comportamento pseudoplástico.

Tabela 8 - Resultados para todas as seções e produtos

Produto	Coef.	h_u estimado por Colburn			Simplificação: $1/h_u \approx 0$		
		Aquec.	Resf.	Total	Aquec.	Resf.	Total
Água	a	1,61E-05	3,72E-05	2,92E-05	5,11E-05	2,12E-04	1,02E-04
	b	1,58	1,51	1,52	1,32	1,27	1,35
CMC 1%	a	0,100	0,100	0,110	0,103	0,107	0,113
	b	0,510	0,604	0,516	0,496	0,562	0,500
Glicerina 80%	a	0,105	0,105	0,127	0,111	0,110	0,130
	b	0,508	0,525	0,480	0,492	0,506	0,470

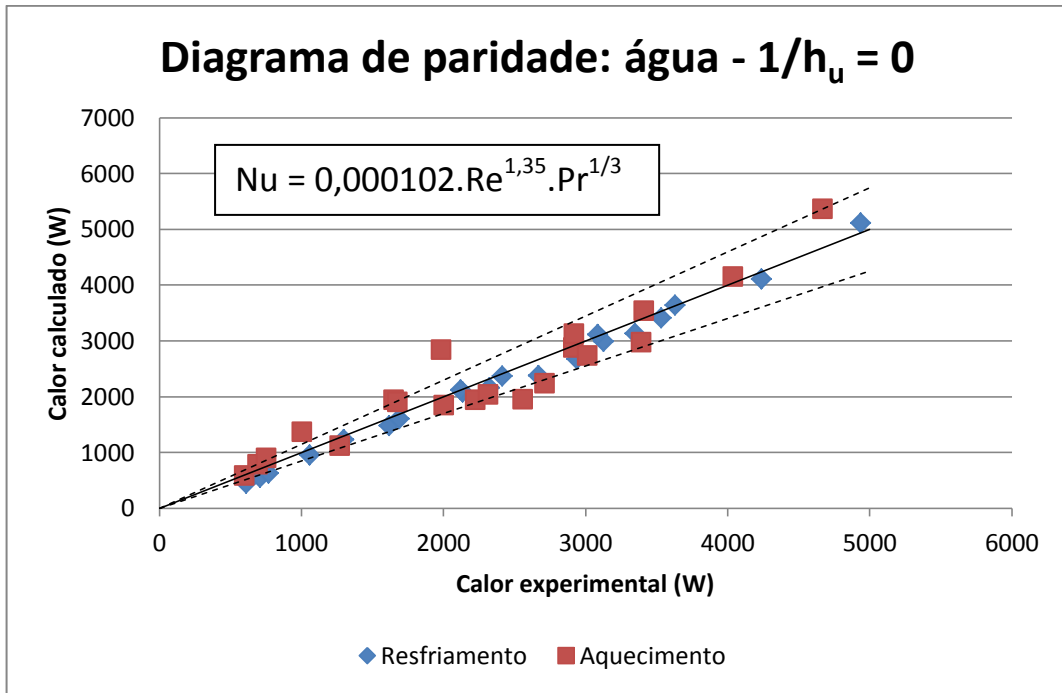


Figura 15 - Diagrama de paridade para a água (ambas as seções)

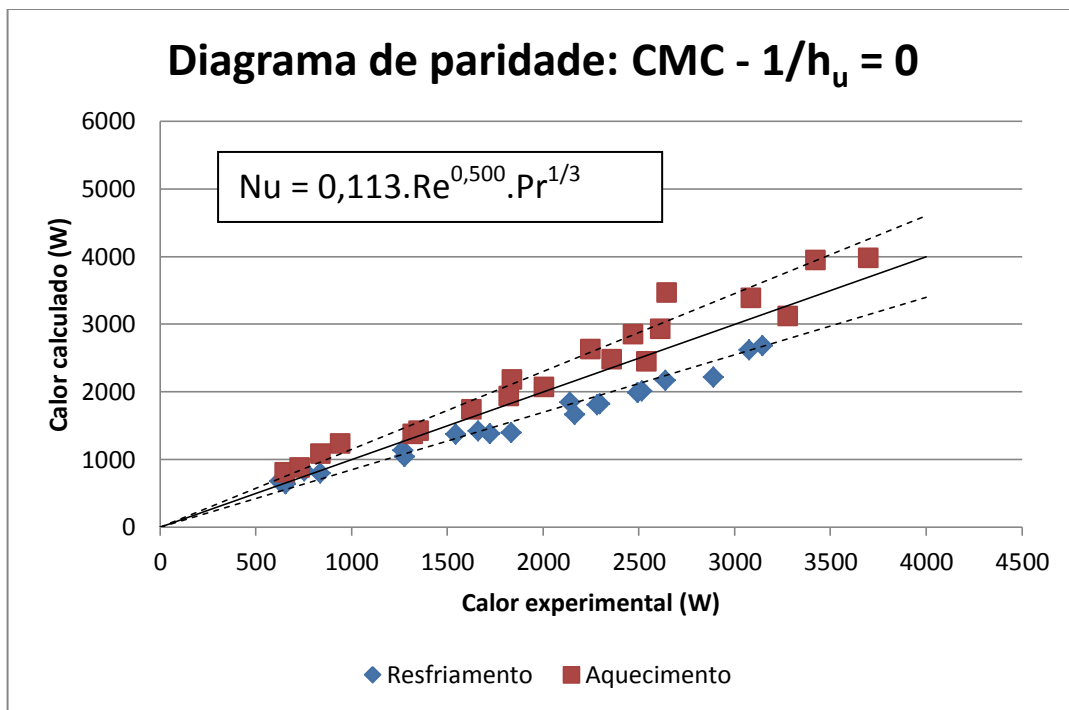


Figura 16 - Diagrama de paridade para a CMC (ambas as seções)

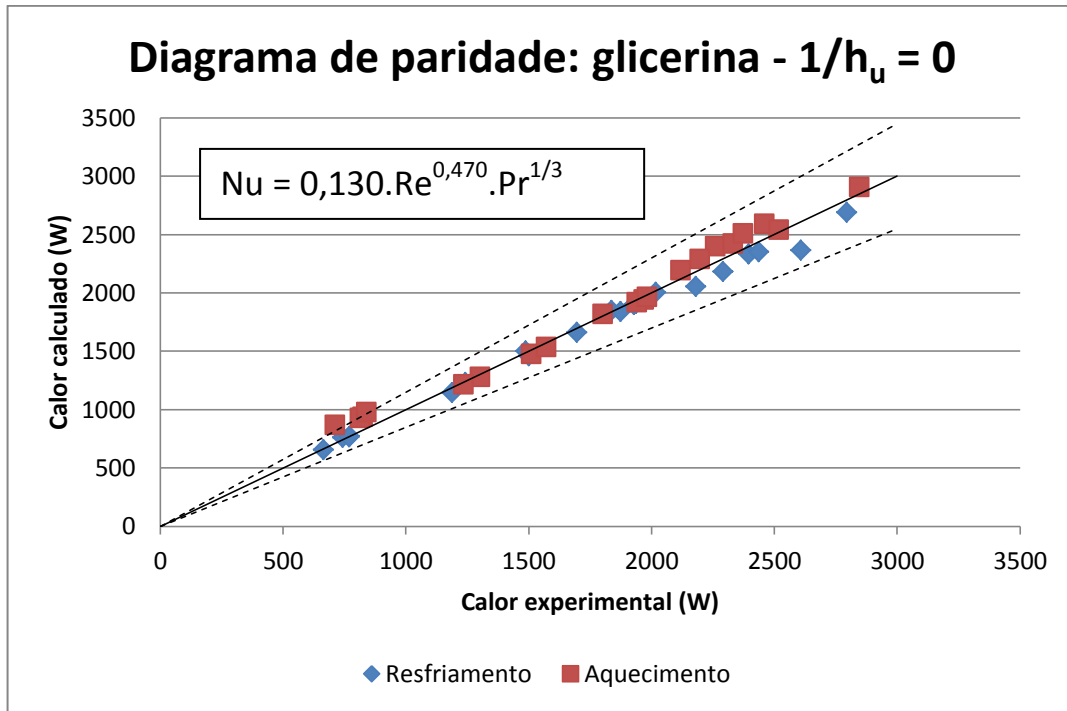


Figura 17 - Diagrama de paridade para a glicerina (ambas as seções)

6.4 Comparação com a literatura

Os valores obtidos para os números de Nusselt experimentalmente com as correlações anteriores foram comparados com os valores previstos pela equação 29 para os três fluidos (Figuras 18 a 20). Para a água, a diferença entre os valores experimentais e da literatura é menor para baixas vazões, mas cresce com o número de Reynolds – novamente, para a água como fluido produto foi observado regime turbulento em alguns ensaios; isso é reforçado pelos valores maiores de Nu para Re mais elevados. Para a glicerina, os valores obtidos são semelhantes àqueles calculados pela equação 29. Para a CMC, os valores teóricos são intermediários aos das seções de aquecimento e resfriamento.

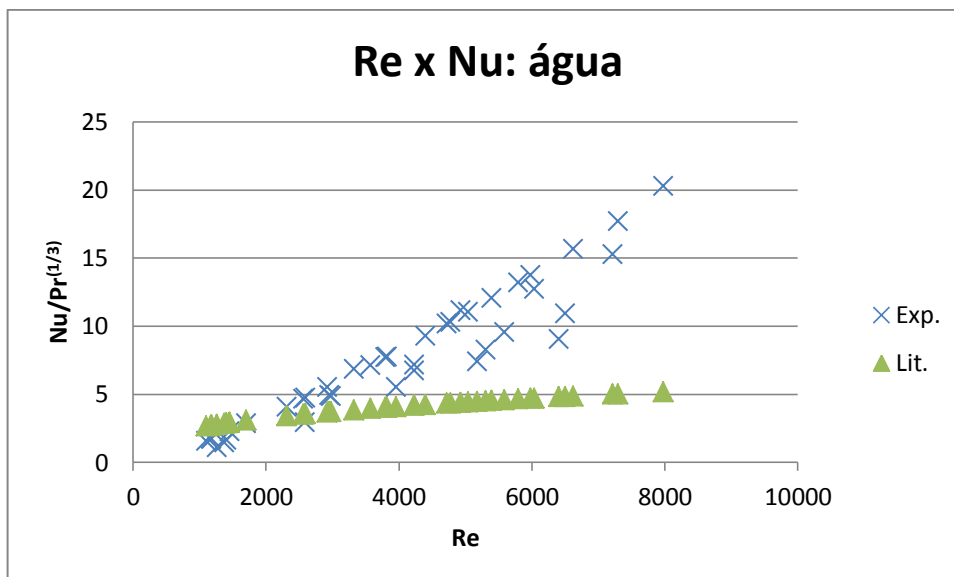


Figura 18 - Valores exp. e da literatura para Nu (água)

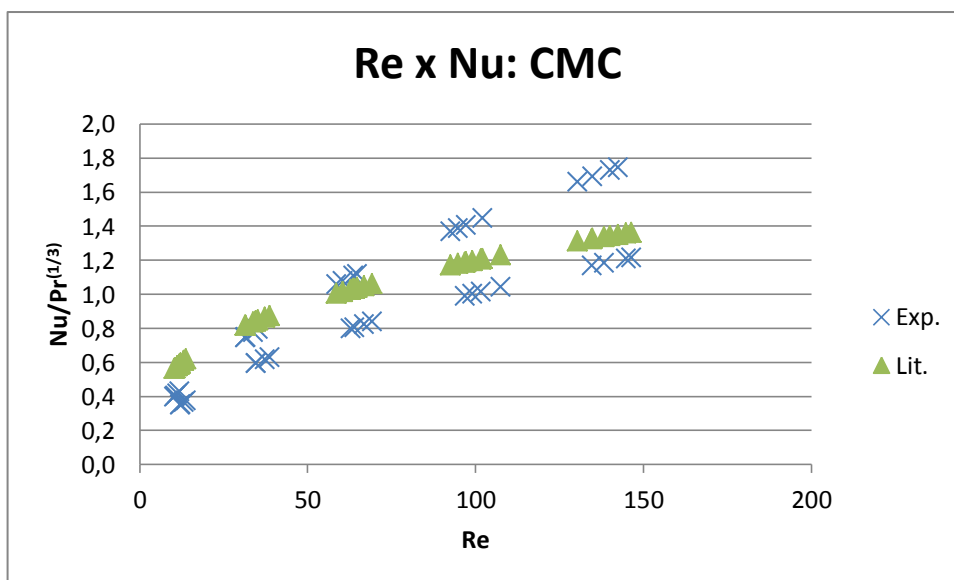


Figura 19 - Valores exp. e da literatura para Nu (CMC)

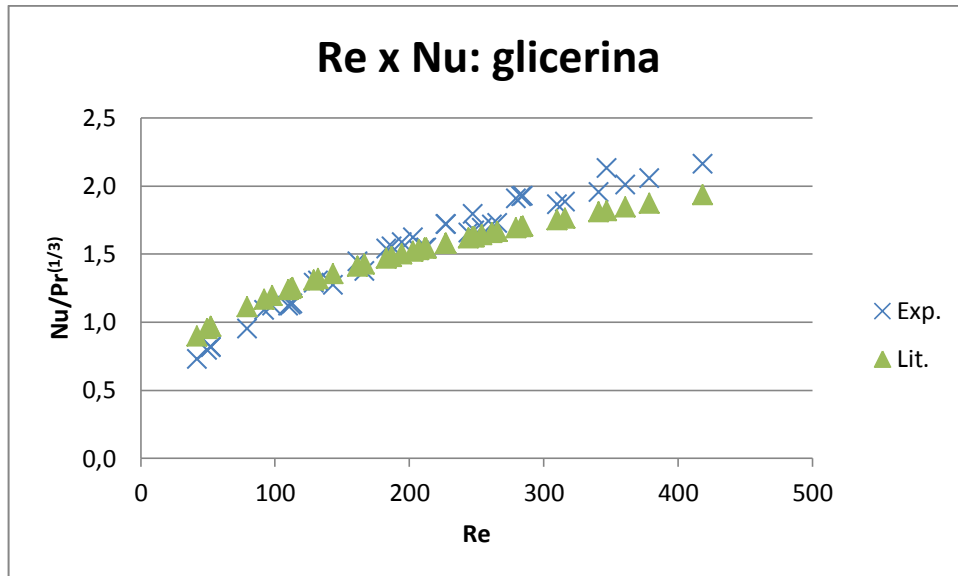


Figura 20 - Valores exp. e da literatura para Nu (glicerina)

6.5 Revisões dos ajustes dos coeficientes

Os parâmetros também foram calculados para a equação semi-empírica que considera a diferença entre as viscosidades (equação 13) – a equação de Colburn foi usada para estimar o coeficiente da utilidade no cálculo de T_w . Os resultados da Tabela 9 são no geral semelhantes aos da Tabela 8. No entanto, os diagramas de paridade (Figuras 21 a 23) não mostram um ajuste melhor para a CMC, e os pontos do diagrama para a água e a glicerina estão mais dispersos em relação aos diagramas anteriores. Essa discrepância pode indicar que o efeito da diferença entre as viscosidades é significativo para fluidos Newtonianos, mais que para pseudoplásticos – porém, se esse fosse o caso, a Figura 20 deveria apresentar uma diferença maior entre os pontos experimentais e aqueles previstos pela equação 29. O efeito observado, então, nas Figuras 21 a 23 também pode ser um resultado de uma temperatura de parede errada – os valores dos coeficientes convectivos para o cálculo de T_w podem estar imprecisos, sujeitos a erros de medições e aproximações.

Tabela 9 - Resultados para todas as seções e produtos (considerando diferença de viscosidades)

Produto	Coef.	h_u estimado por Colburn			Simplificação: $1/h_u \approx 0$		
		Aquec.	Resf.	Total	Aquec.	Resf.	Total
Água	<i>a</i>	1,37E-05	3,26E-05	2,66E-05	4,44E-05	1,84E-04	2,06E-04
	<i>b</i>	1,59	1,53	1,53	1,33	1,29	2,03
CMC 1%	<i>a</i>	0,0957	0,100	0,107	0,0980	0,107	0,110
	<i>b</i>	0,517	0,605	0,520	0,503	0,563	0,504
Glicerina 80%	<i>a</i>	0,0970	0,103	0,176	0,102	0,109	0,180
	<i>b</i>	0,492	0,530	0,404	0,477	0,511	0,392

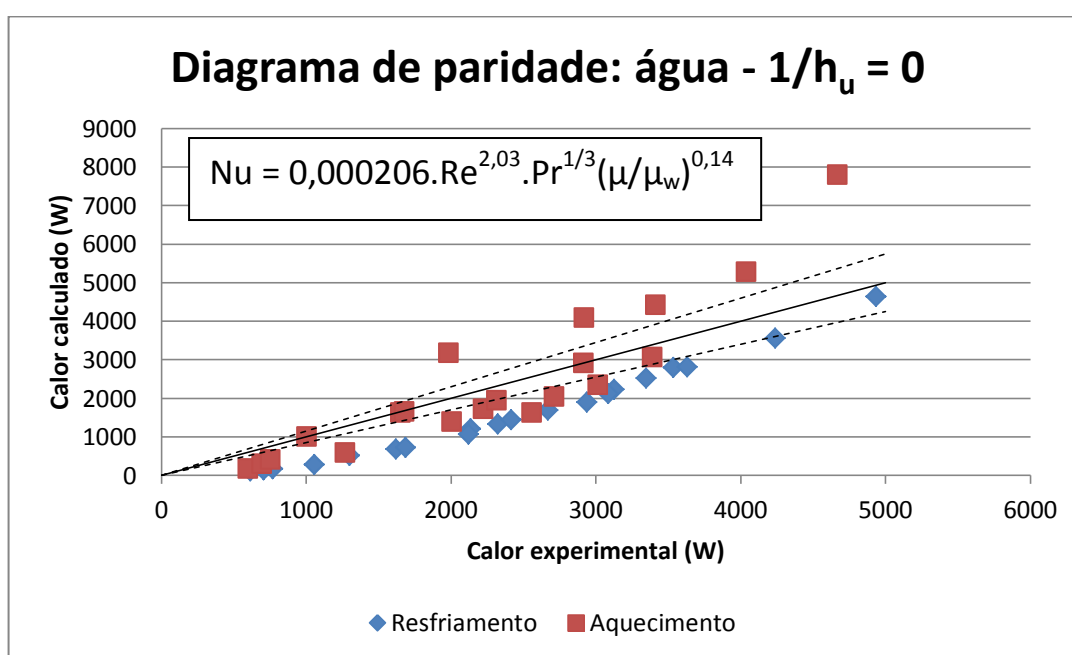


Figura 21 - Diagrama de paridade para a água (ambas as seções - viscosidades)

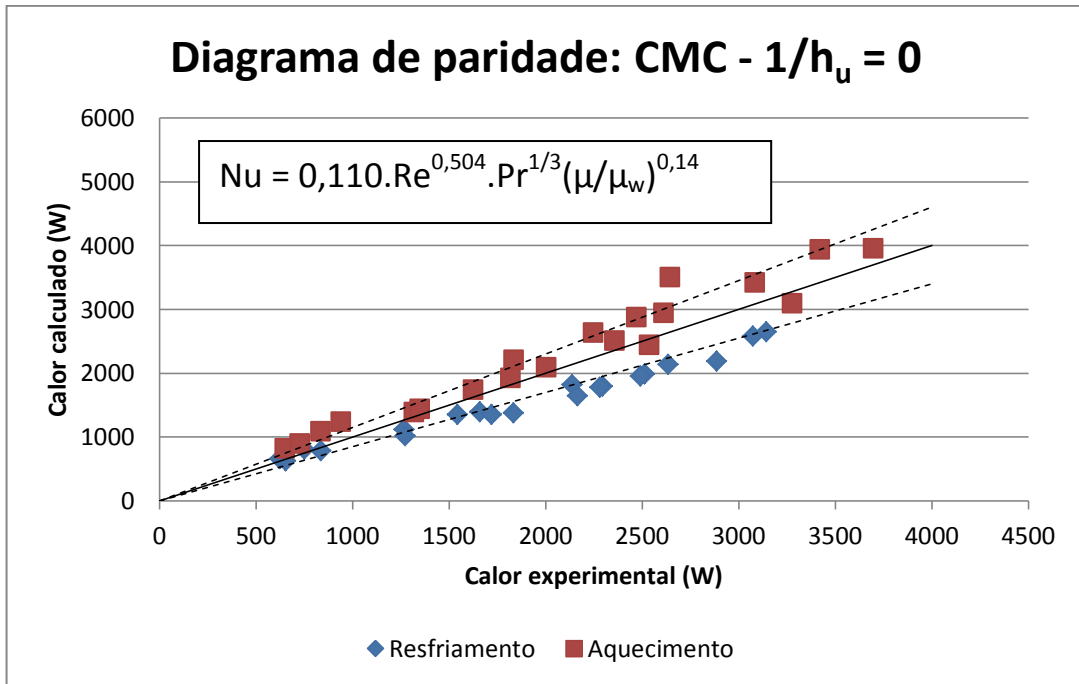


Figura 22 - Diagrama de paridade para a CMC (ambas as seções - viscosidades)

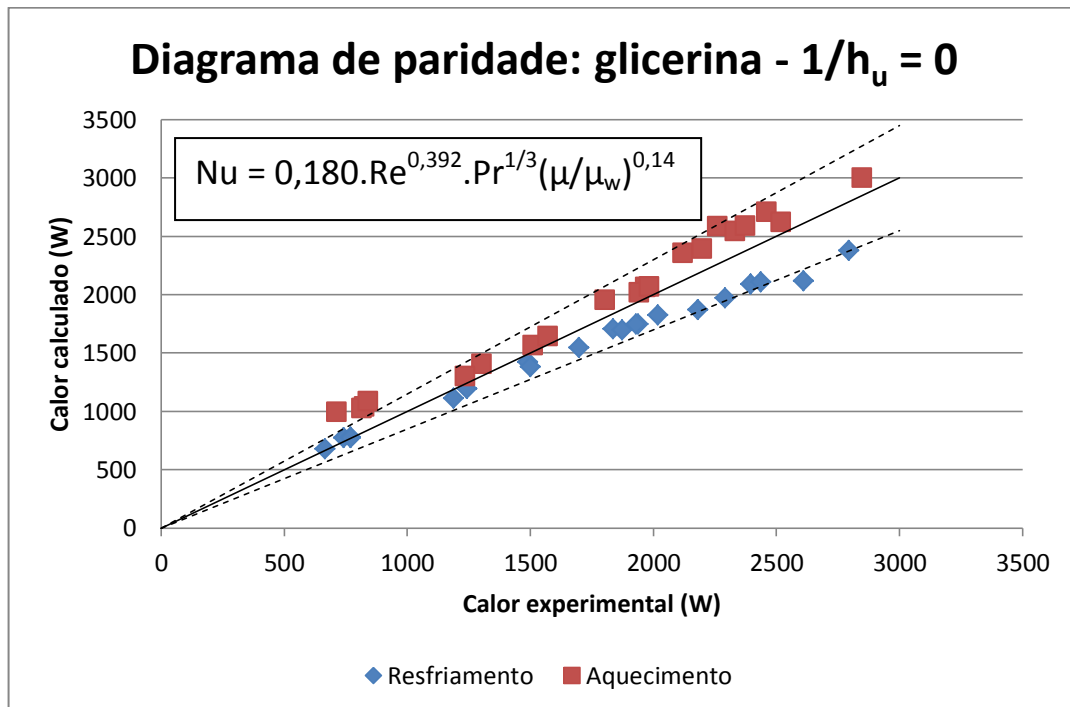


Figura 23 - Diagrama de paridade para a glicerina (ambas as seções - viscosidades)

Os parâmetros a e b também foram obtidos individualmente para as seções de aquecimento e resfriamento, para os três fluidos (Tabelas 10 e 11). Novamente, os resultados não diferem muito dos apresentados anteriormente na Tabela 8. É possível perceber uma dispersão menor dos pontos no diagrama para cada um dos

três fluidos (Figuras 24 a 29) – mas não há diferença significativa entre fixar um ou outro parâmetro. E, como nos casos anteriores, a hipótese de desprezar a resistência da utilidade na transferência de calor é razoável, pois os valores dos parâmetros para cada uma das situações é semelhante.

Tabela 10 - Resultados para todas as seções e produtos (parâmetros *a* individuais)

Produto	Coef.	h_u estimado por Colburn	Simplificação: $1/h_u \approx 0$
Água	a_{aq}	2,71E-05	2,83E-05
	a_{resf}	3,41E-05	3,18E-05
	b	1,52	1,50
CMC 1%	a_{aq}	0,0939	0,0979
	a_{resf}	0,141	0,137
	b	0,526	0,507
Glicerina 80%	a_{aq}	0,122	0,126
	a_{resf}	0,132	0,134
	b	0,481	0,470

Tabela 11 - Resultados para todas as seções e produtos (parâmetros *b* individuais)

Produto	Coef.	h_u estimado por Colburn	Simplificação: $1/h_u \approx 0$
Água	a_{aq}	2,94E-05	1,38E-04
	b_{aq}	1,51	1,31
	b_{resf}	1,54	1,33
CMC 1%	a_{aq}	0,112	0,106
	b_{aq}	0,487	0,490
	b_{resf}	0,578	0,566
Glicerina 80%	a_{aq}	0,118	0,116
	b_{aq}	0,487	0,483
	b_{resf}	0,502	0,496

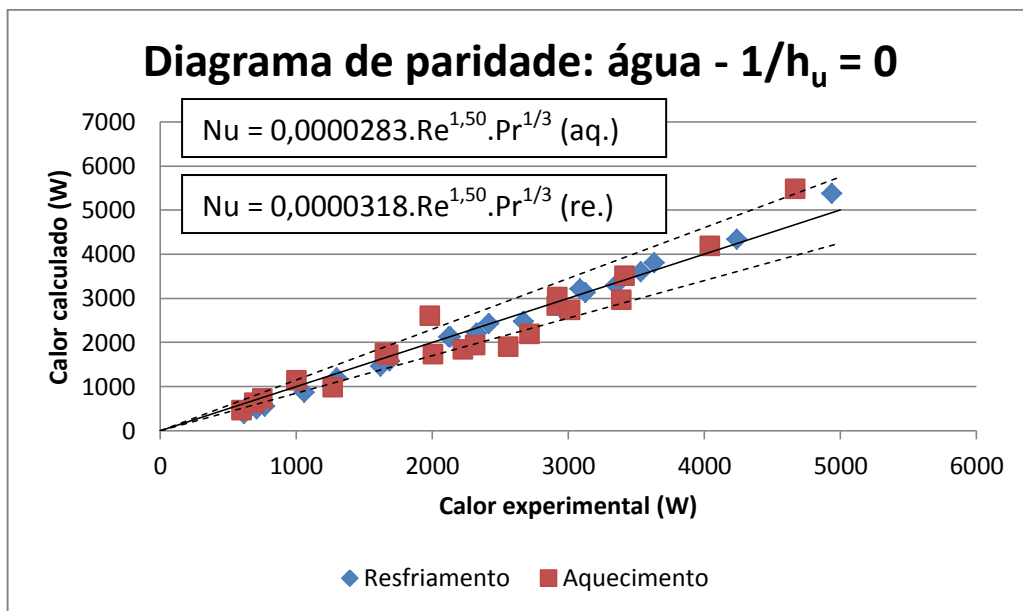


Figura 24 - Diagrama de paridade para a água (ambas as seções – parâmetro *a* individual)

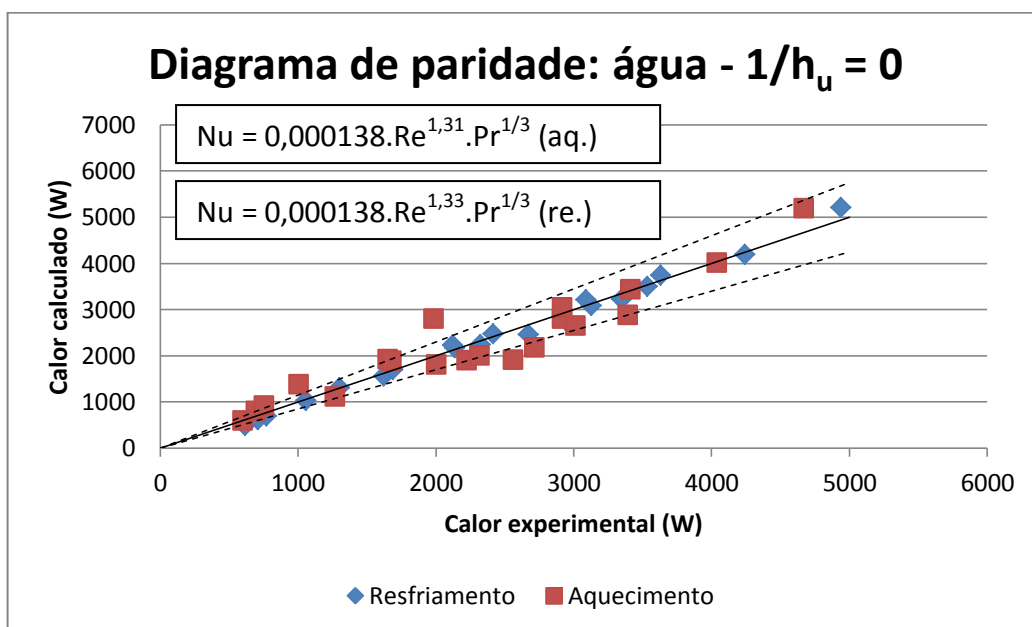


Figura 25 - Diagrama de paridade para a água (ambas as seções – parâmetro *b* individual)

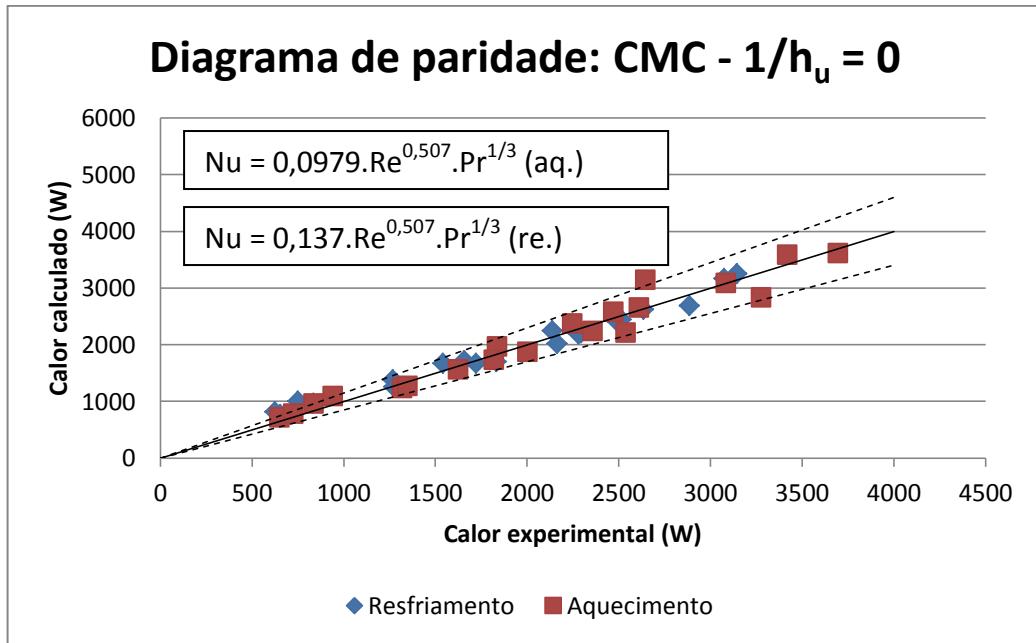


Figura 26 - Diagrama de paridade para a CMC (ambas as seções – parâmetro *a* individual)

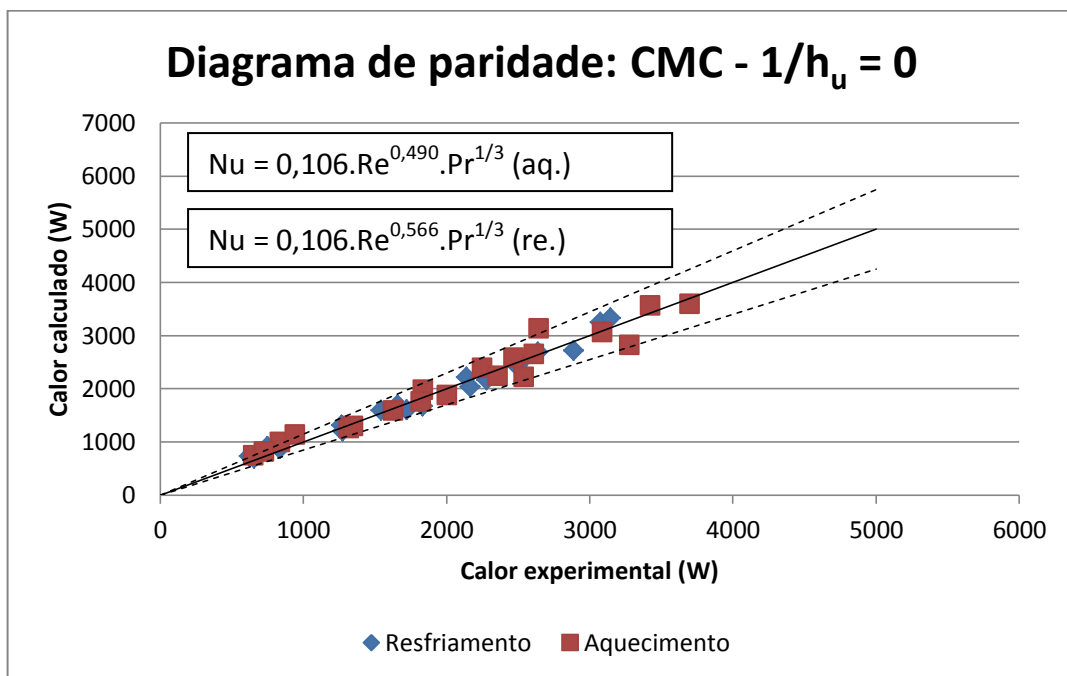


Figura 27 - Diagrama de paridade para a CMC (ambas as seções – parâmetro *b* individual)

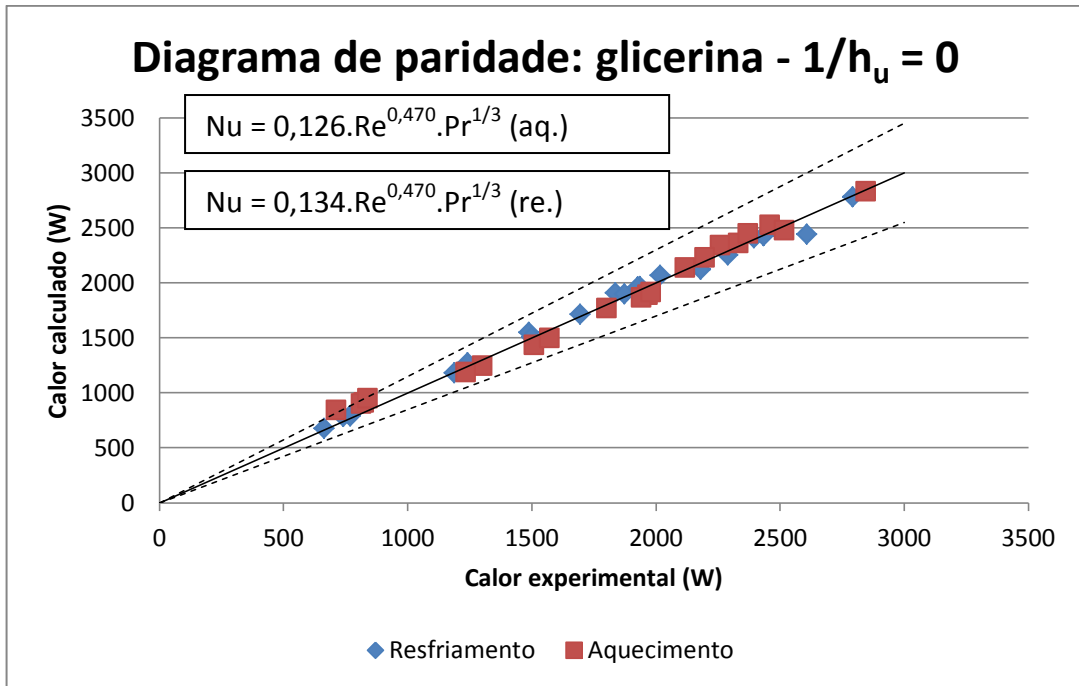


Figura 28 - Diagrama de paridade para a glicerina (ambas as seções – parâmetro *a* individual)

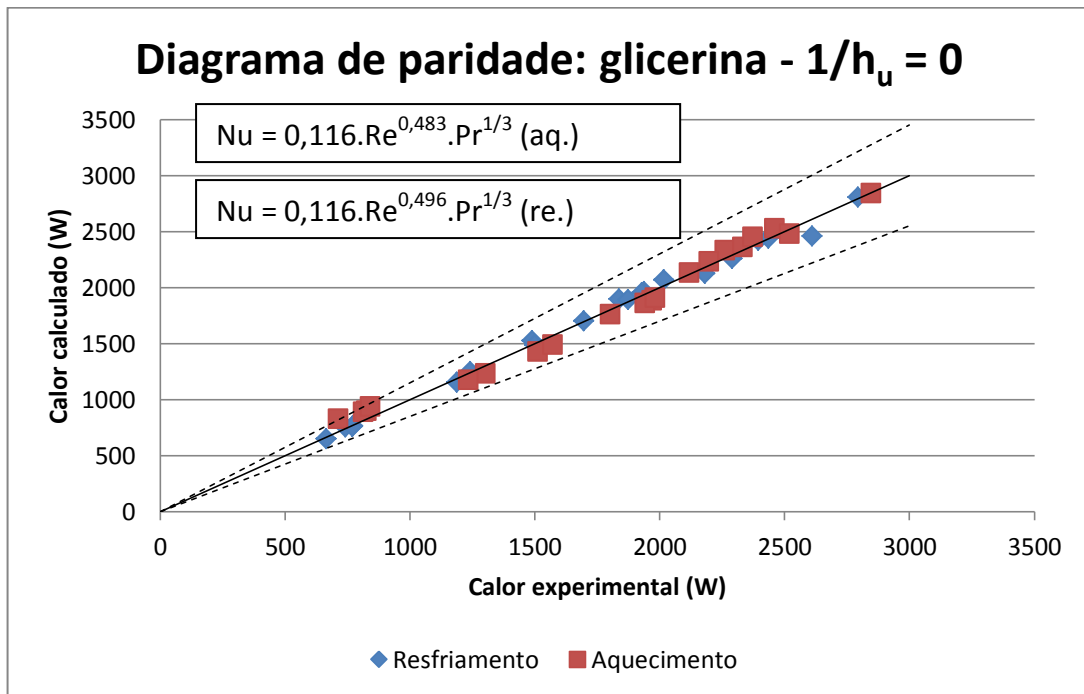


Figura 29 - Diagrama de paridade para a glicerina (ambas as seções – parâmetro *b* individual)

6.6 Resultados e validação do modelo

O modelo desenvolvido na seção 5 foi validado através de ensaios com CMC e glicerina (Tabelas 12 e 13 respectivamente). O valor do parâmetro empírico U_{perda} foi ajustado tal que fosse mínimo o erro quadrático entre a diferença de entalpia da

equação 1 para o fluido no tubo de retenção e o calor calculado. Os valores obtidos foram 84,4 W/K.m² para a CMC e 51,8 W/K.m² para a glicerina.

Tabela 12 – Dados da CMC para validação do modelo

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

Tabela 13 - Dados da glicerina para validação do modelo

<i>Ensaio</i>	<i>Vazão (L/h)</i>	<i>T_a (°C)</i>	Aquecimento		Resfriamento	
			<i>T_e (°C)</i>	<i>T_s (°C)</i>	<i>T_e (°C)</i>	<i>T_s (°C)</i>
1	10,0	25,9	101,3	100,4	5,2	6,0
2	20,0	25,9	105,7	104,3	5,2	6,5
3	30,0	25,9	102,6	100,9	5,1	6,5
4	40,0	25,9	103,9	102,0	5,3	6,9
5	50,0	25,9	101,9	99,9	6,0	7,2
6	10,0	25,9	86,6	85,9	5,5	6,3
7	20,0	25,9	95,2	94,0	6,0	7,0
8	30,0	25,9	89,3	87,9	5,6	6,8
9	40,0	25,9	94,6	92,9	5,5	6,9
10	50,0	25,9	92,3	90,5	5,6	7,1

As Figuras 30 a 34 mostram o perfil de temperaturas teórico previsto pelo modelo para cada vazão, bem como as medidas experimentais da temperatura da CMC. É possível observar que o modelo subestima as trocas de calor entre os fluidos de utilidade e produto – este último atinge temperaturas maiores no aquecimento e menores no resfriamento que o previsto. Também destaca-se a leitura do quarto termopar, por vezes incoerente com as demais. No entanto, o

comportamento observado é reproduzido pelo modelo satisfatoriamente, especialmente para vazões menores de produto.

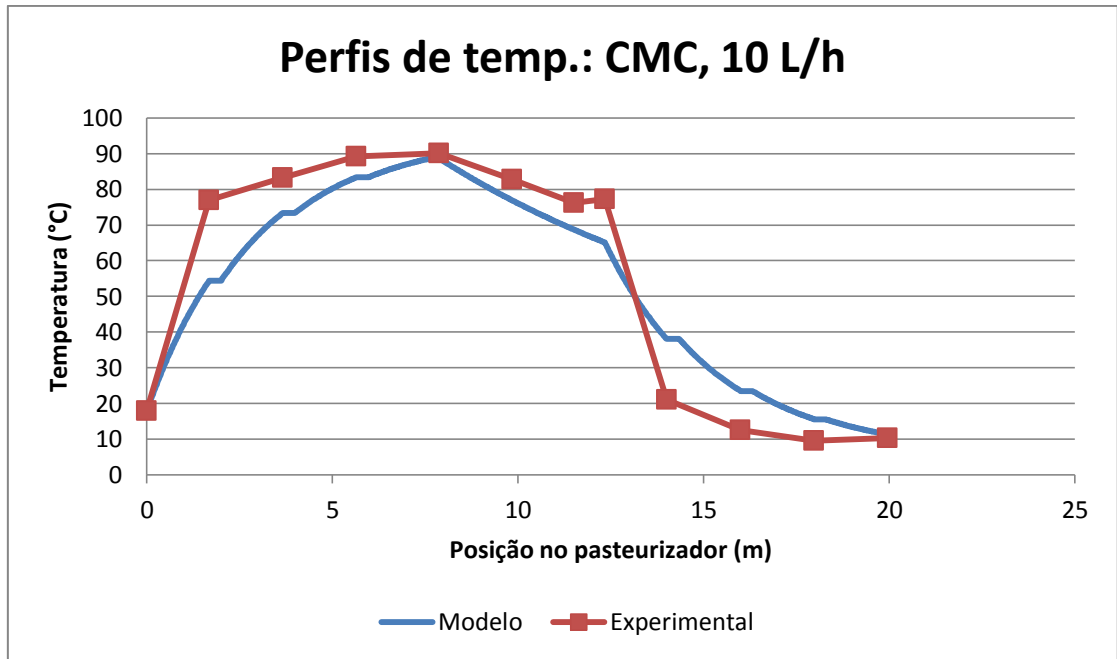


Figura 30 - Perfis de temp. teórico e experimental para CMC a 10 L/h

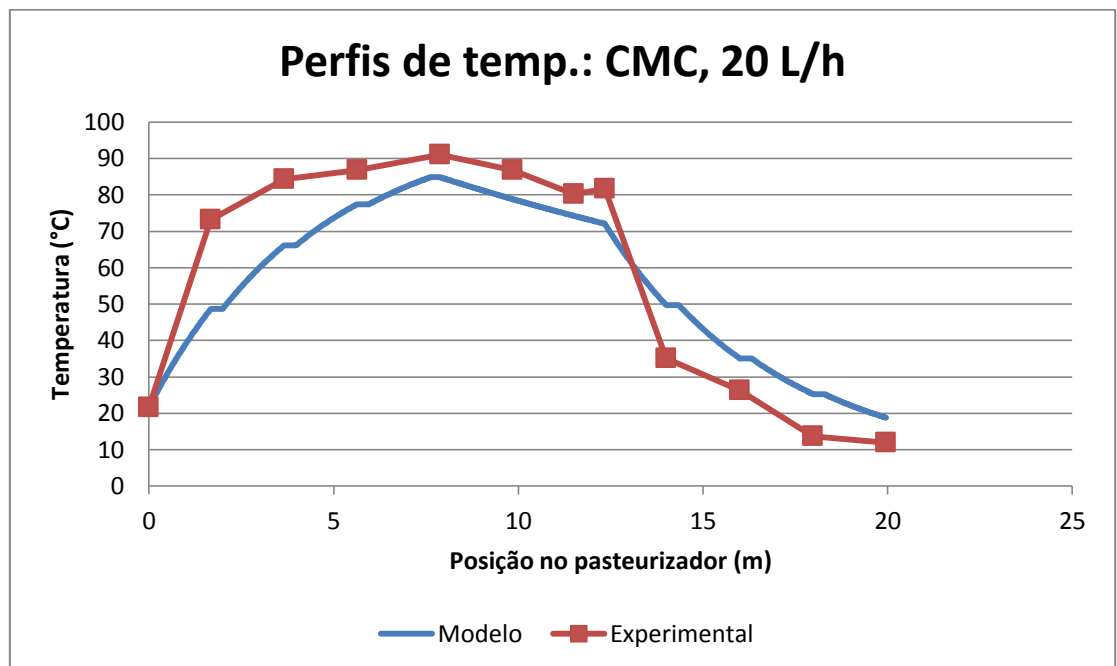


Figura 31 - Perfis de temp. teórico e experimental para CMC a 20 L/h

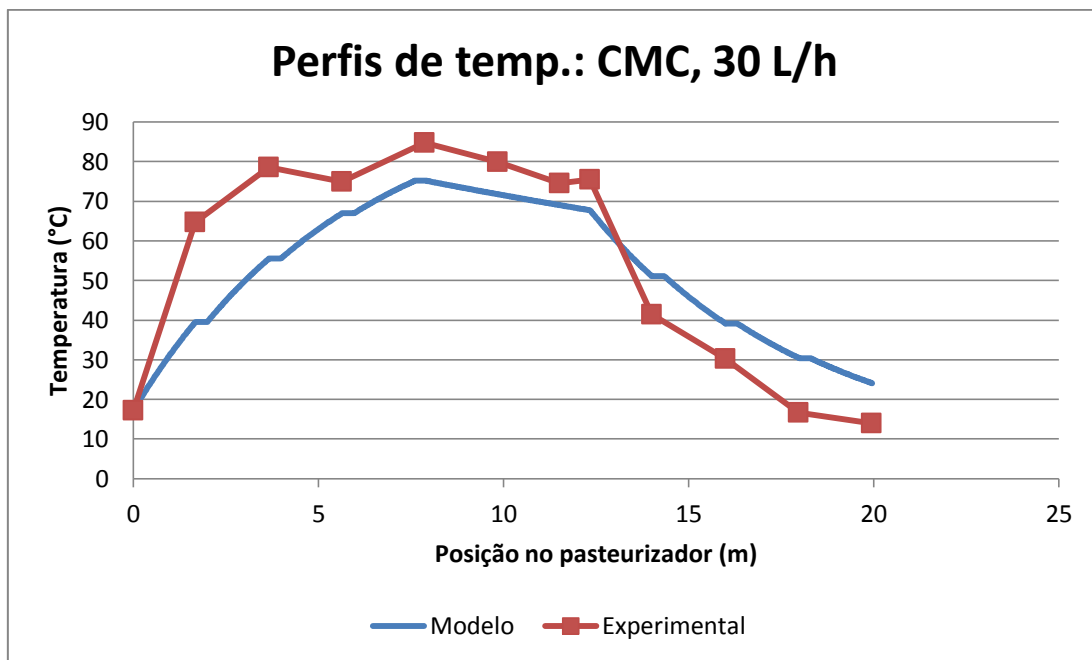


Figura 32 - Perfis de temp. teórico e experimental para CMC a 30 L/h

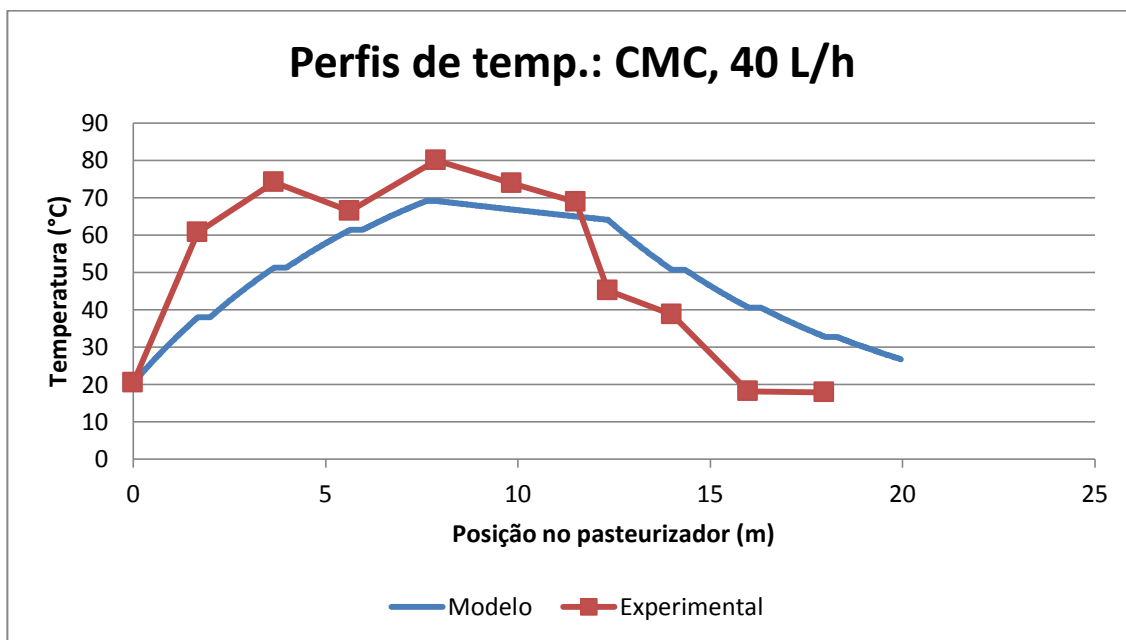


Figura 33 - Perfis de temp. teórico e experimental para CMC a 40 L/h

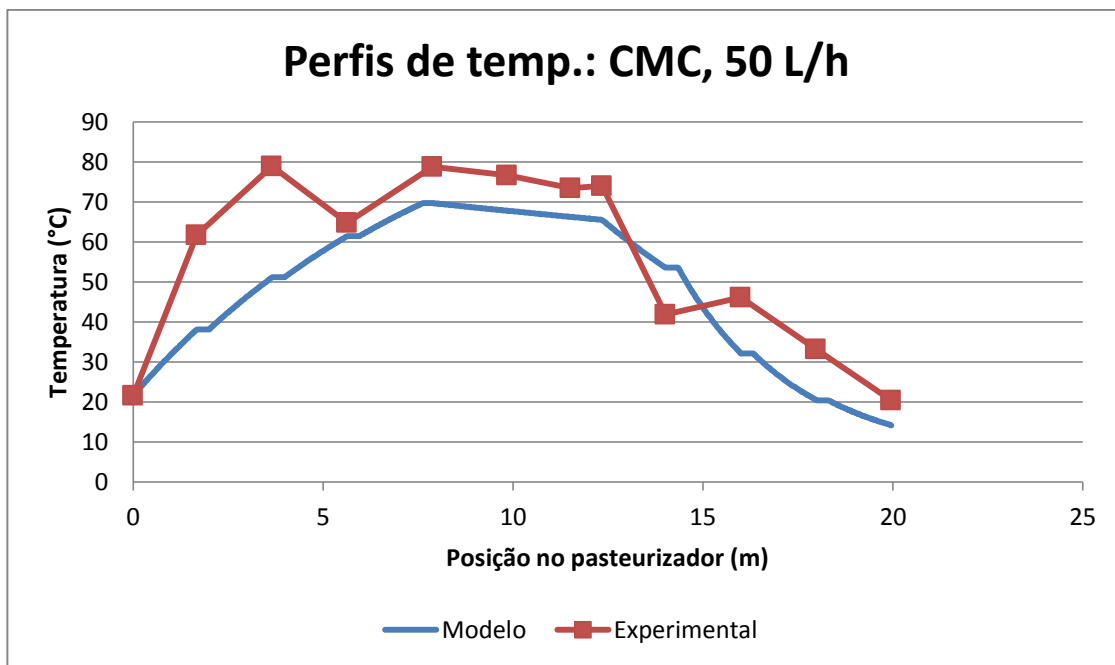


Figura 34 - Perfis de temp. teórico e experimental para CMC a 50 L/h

As Figuras 35 a 39 mostram o perfil de temperaturas teórico previsto pelo modelo para cada vazão, bem como as medidas experimentais da temperatura da glicerina. As temperaturas previstas pelo modelo se aproximam mais das medidas do que no caso da CMC; mas de maneira semelhante o perfil teórico se distancia da curva experimental à medida que a vazão aumenta.

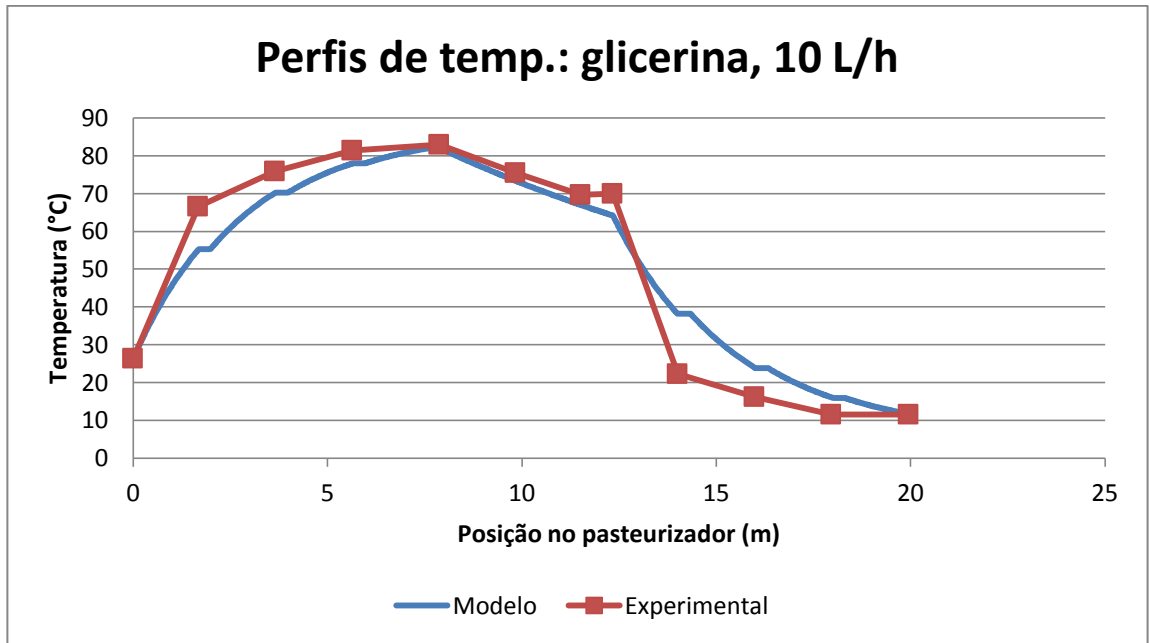


Figura 35 - Perfis de temp. teórico e experimental para glicerina a 10 L/h

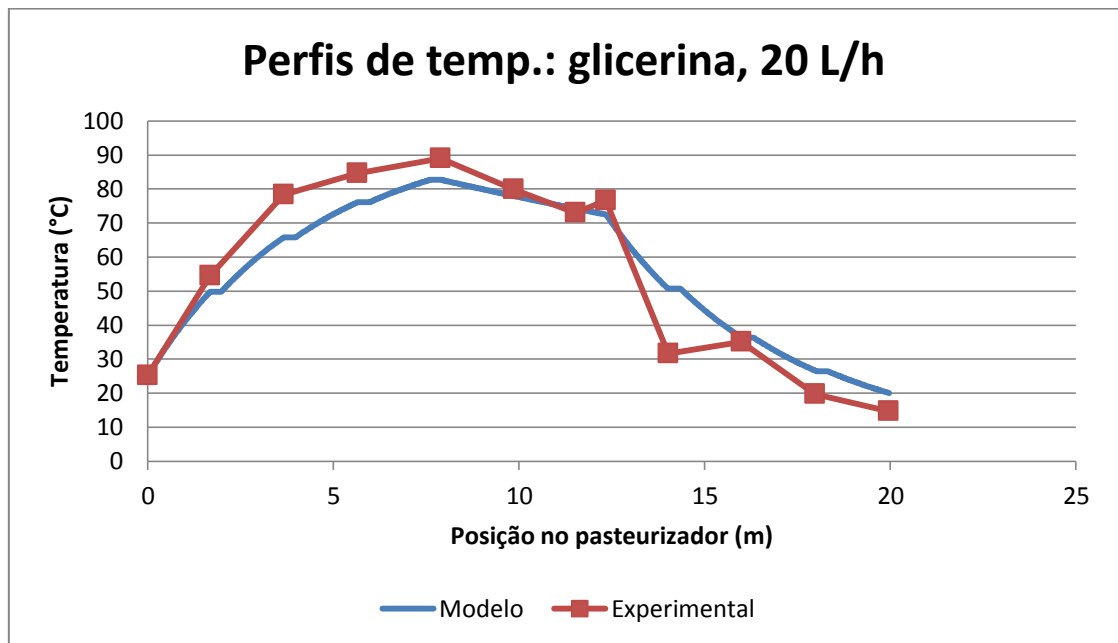


Figura 36 - Perfis de temp. teórico e experimental para glicerina a 20 L/h

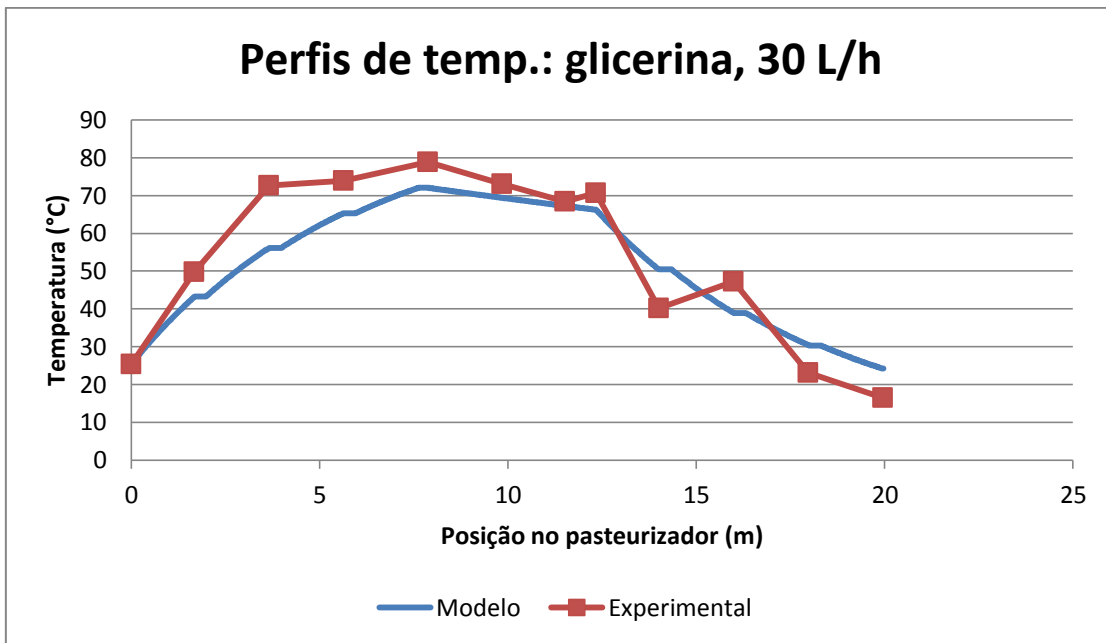


Figura 37 - Perfis de temp. teórico e experimental para glicerina a 30 L/h

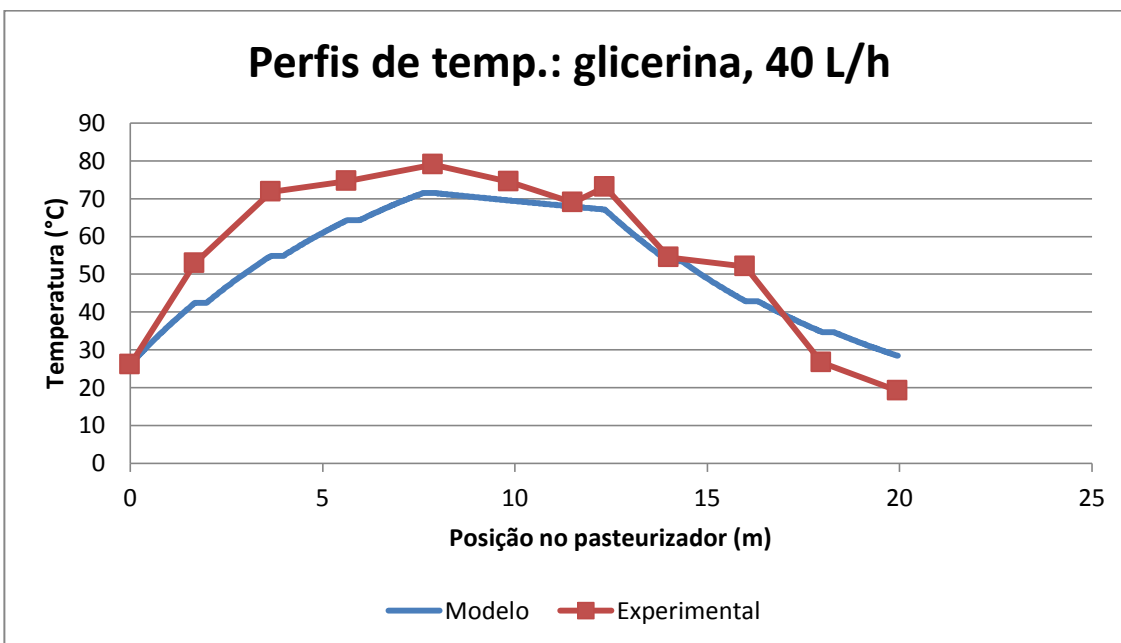


Figura 38 - Perfis de temp. teórico e experimental para glicerina a 40 L/h

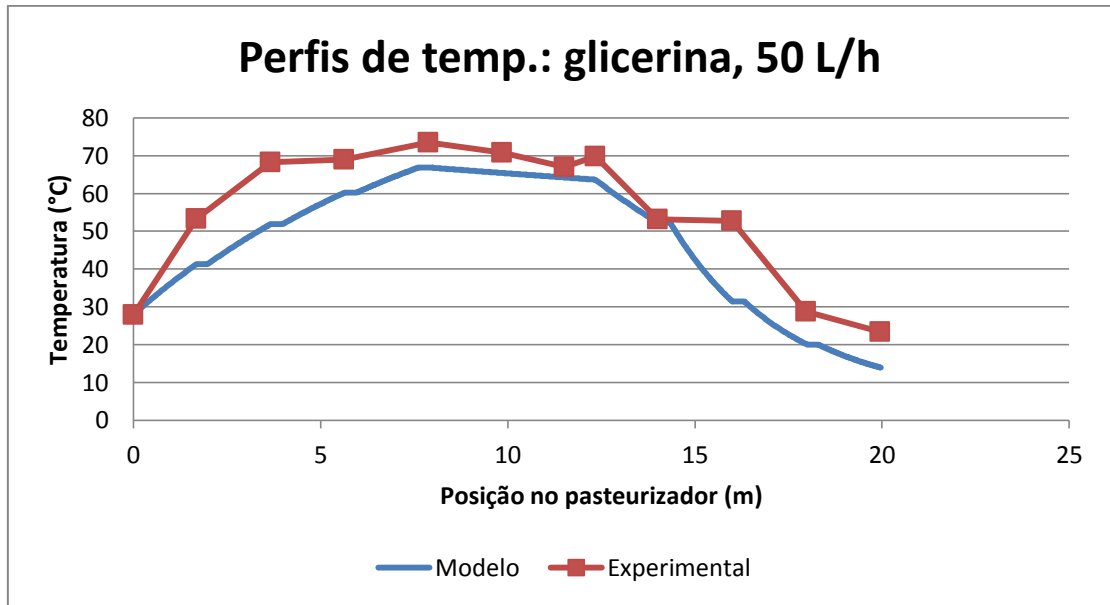


Figura 39 - Perfis de temp. teórico e experimental para glicerina a 50 L/h

6.7 Letalidade

Com a temperatura calculada ponto a ponto pelo modelo, podemos estimar a letalidade integrada do processo. As Figuras 40 a 44 apresentam a função letalidade em função do tempo para a CMC, e a Tabela 14 mostra a letalidade integrada para cada vazão e seção do equipamento – a integração numérica se deu pelo método dos trapézios.

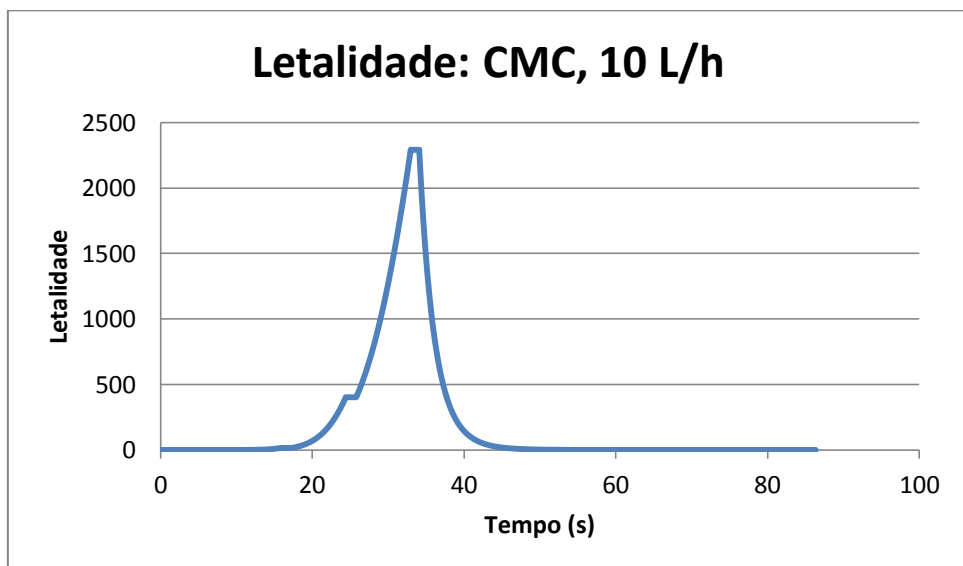


Figura 40 - Função letalidade calculada para CMC a 10 L/h

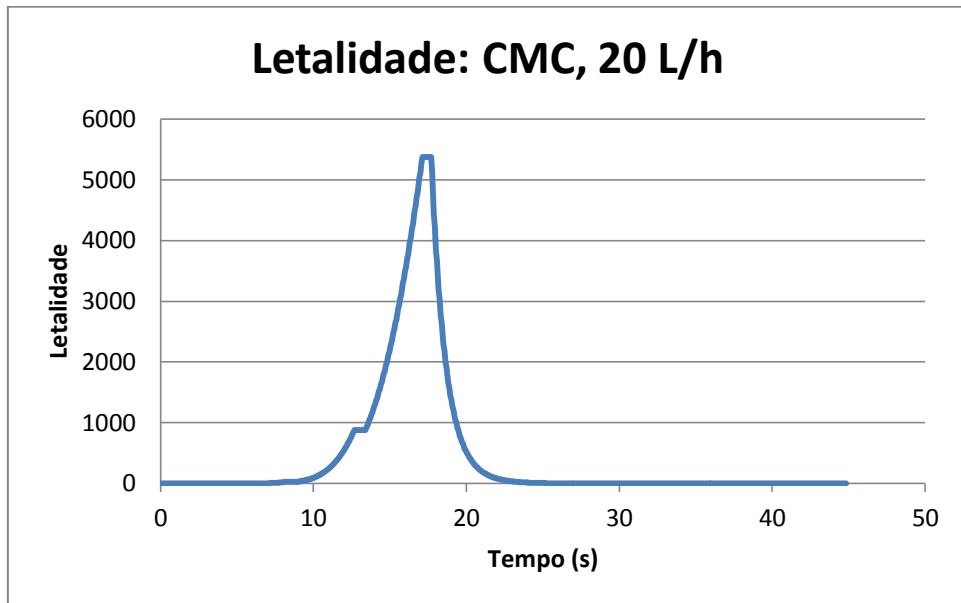


Figura 41 - Função letalidade calculada para CMC a 20 L/h

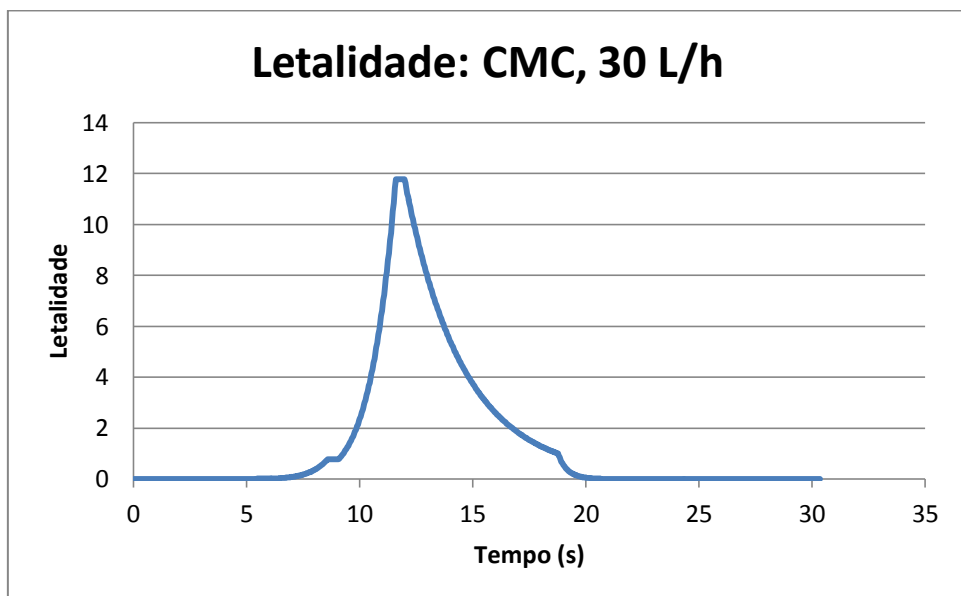


Figura 42 - Função letalidade calculada para CMC a 30 L/h

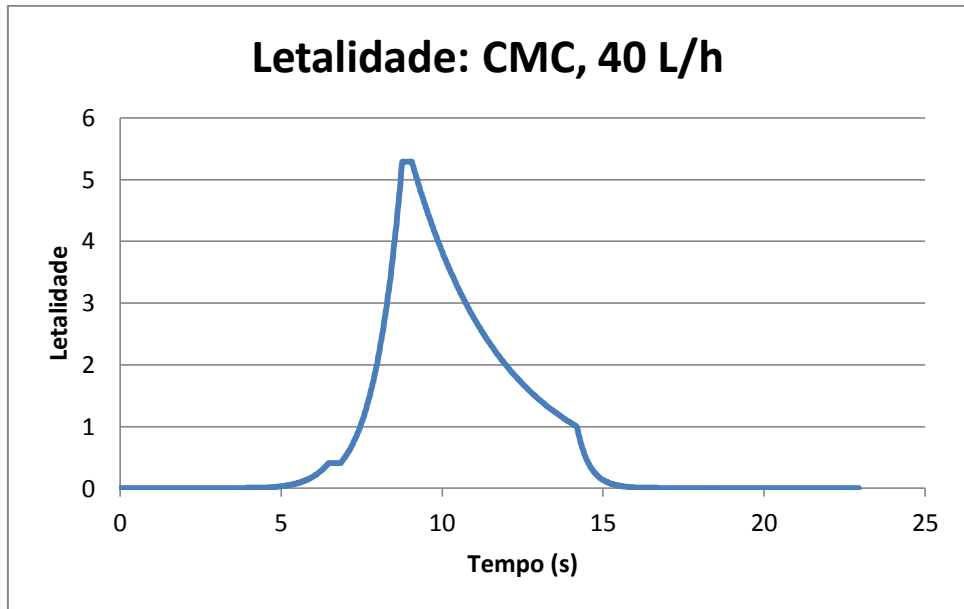


Figura 43 - Função letalidade calculada para CMC a 40 L/h

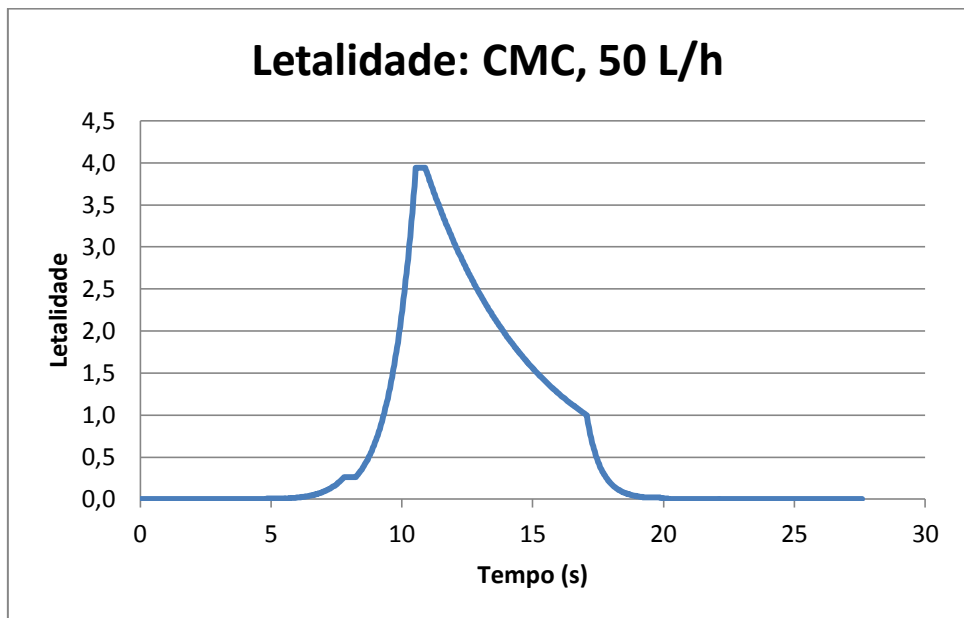


Figura 44 - Função letalidade calculada para CMC a 50 L/h

Tabela 14 - Letalidade integrada por vazão e seção (CMC)

Vazão (L/h)	T_{ref} (°C)	Aquecimento		Retenção		Resfriamento		Total	
		F_{Tref} (s)	%	F_{Tref} (s)	%	F_{Tref} (s)	%	F_{Tref} (s)	%
10,0	65,1	12722,3	72,5%	4816,9	27,5%	0,6	0,0%	17539,9	100%
20,0	72,1	151,2	50,7%	146,7	49,2%	0,4	0,1%	298,4	100%
30,0	67,7	16,5	36,2%	28,8	62,9%	0,4	0,9%	45,7	100%
40,0	64,1	5,8	30,3%	13,0	67,5%	0,4	2,1%	19,2	100%
50,0	65,6	3,3	24,7%	8,7	64,6%	1,4	10,7%	13,5	100%

Conforme pode ser observado, a letalidade cai fortemente com o aumento da vazão, o que é esperado devido ao menor tempo de residência do fluido no equipamento para vazões maiores. Os altos valores observados da letalidade integrada para a vazão de 10 L/h é resultado da vazão baixa e da queda pronunciada de temperatura no tubo de retenção. Também podemos constatar que a seção de aquecimento contribui com importante parcela da destruição dos microrganismos ou enzimas ainda durante a elevação da temperatura do fluido à temperatura letal; esse efeito é maior para vazões menores.

As Figuras 45 a 49 apresentam a função letalidade em função do tempo para a glicerina, e a Tabela 15 mostra a letalidade integrada para cada vazão e seção do equipamento.

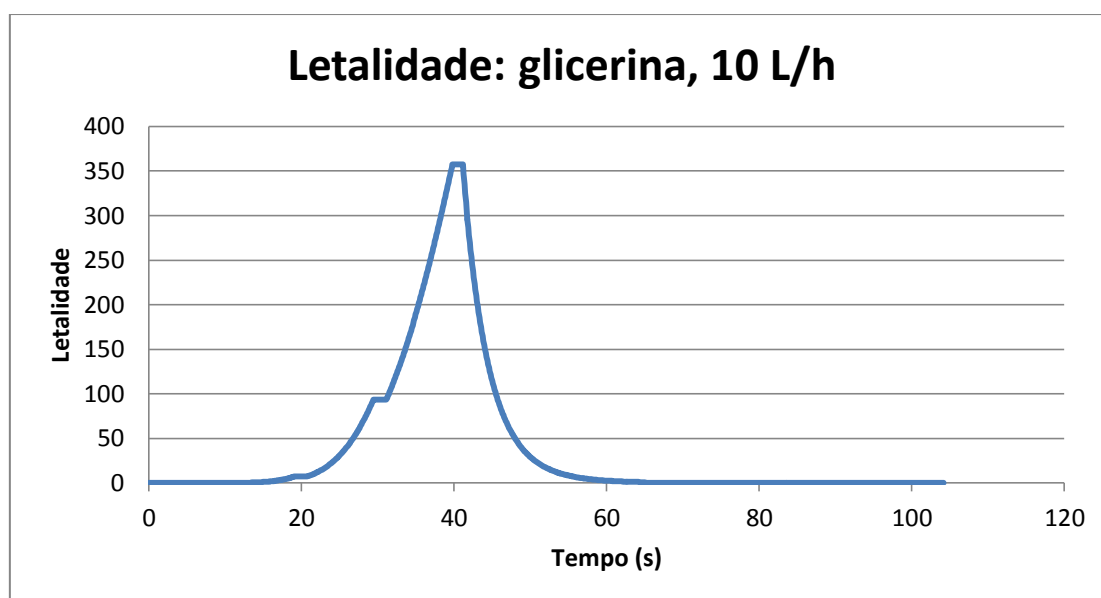


Figura 45 - Função letalidade calculada para glicerina a 10 L/h

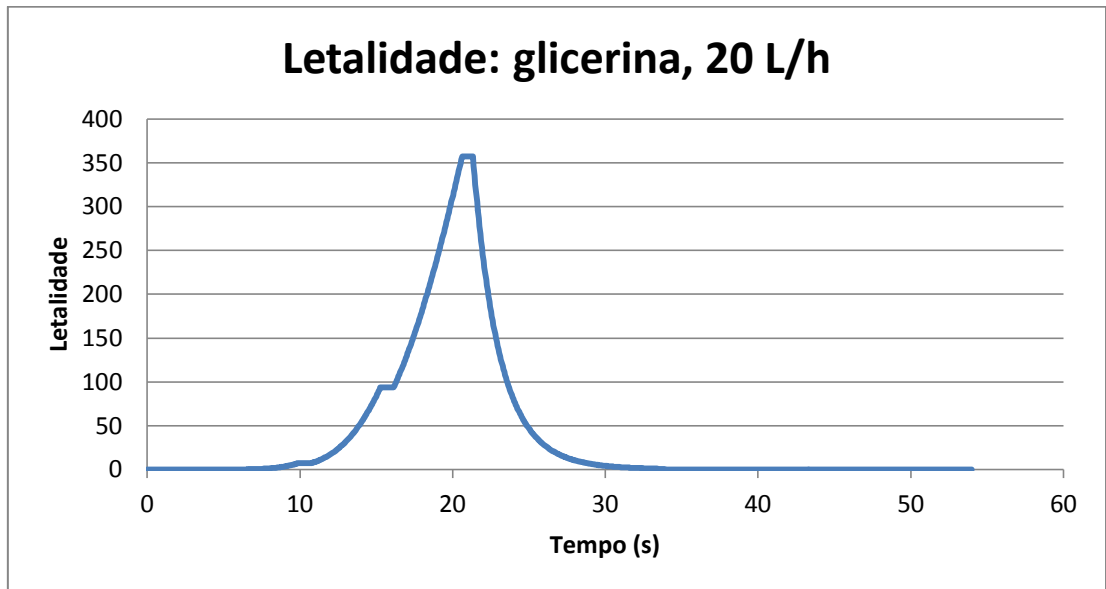


Figura 46 - Função letalidade calculada para glicerina a 20 L/h

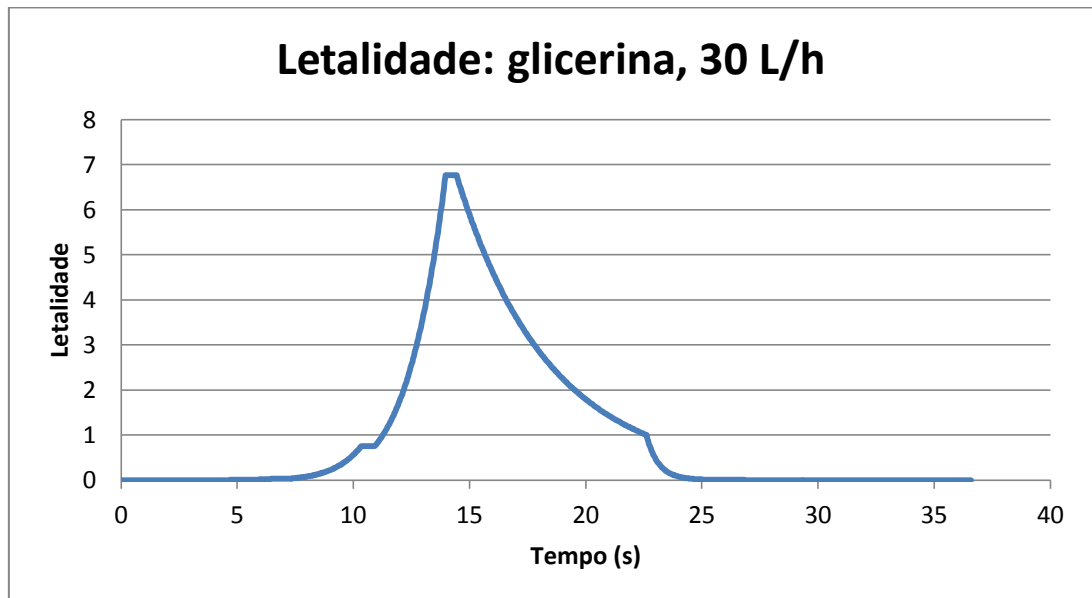


Figura 47 - Função letalidade calculada para glicerina a 30 L/h

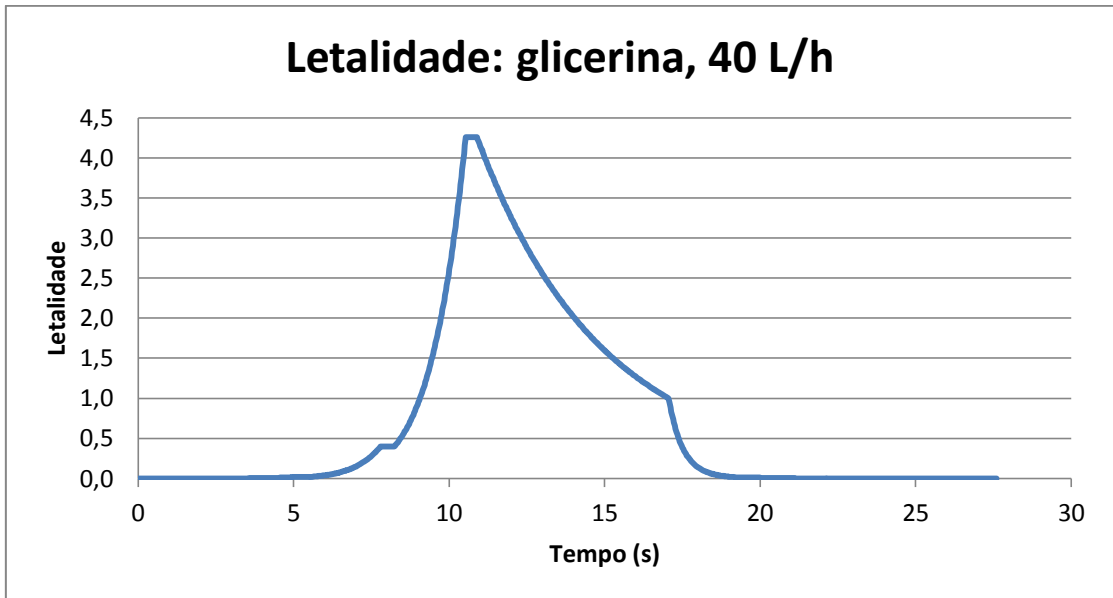


Figura 48 - Função letalidade calculada para glicerina a 40 L/h

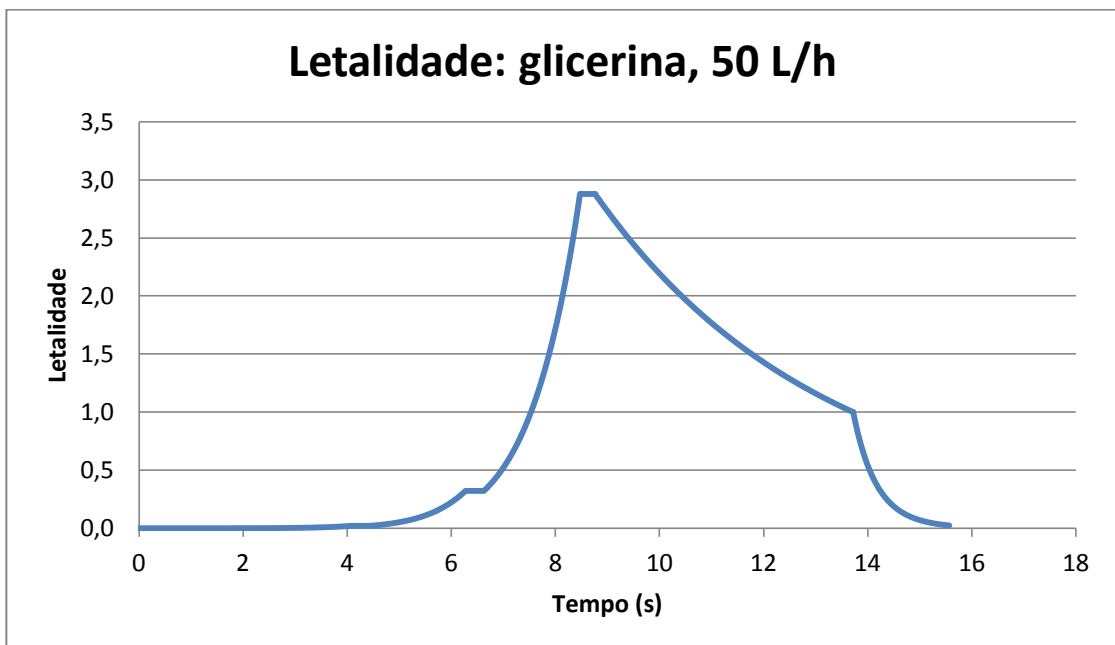


Figura 49 - Função letalidade calculada para glicerina a 50 L/h

Tabela 15 - Letalidade integrada por vazão e seção (glicerina)

Vazão (L/h)	T_{ref} (°C)	Aquecimento		Retenção		Resfriamento		Total	
		F_{Tref} (s)	%	F_{Tref} (s)	%	F_{Tref} (s)	%	F_{Tref} (s)	%
10,0	64,2	2826,6	69,4%	1242,7	30,5%	0,8	0,0%	4070,1	100%
20,0	72,5	85,1	46,8%	96,2	52,9%	0,5	0,3%	181,8	100%
30,0	66,2	13,3	35,0%	24,2	63,6%	0,5	1,4%	38,0	100%
40,0	67,1	5,9	29,5%	13,7	68,1%	0,5	2,4%	20,1	100%
50,0	63,7	3,4	25,6%	8,7	65,6%	1,2	8,8%	13,3	100%

Novamente, a letalidade do processo depende fortemente da vazão do fluido produto, e a seção de aquecimento contribui notavelmente para a destruição dos microrganismos; esse efeito é acentuado em baixas vazões. A letalidade integrada calculada para a vazão de 10 L/h se deve novamente à baixa vazão e à queda de temperatura no tubo de retenção devido às trocas com o ambiente (apesar do isolamento).

7. CONCLUSÕES

As trocas de calor entre o equipamento e o ambiente foram estimadas através da determinação dos coeficientes de convecção natural em cada seção do equipamento. Os valores encontrados foram 13,7 W/K.m² e 23,8 W/K.m² para a seção de aquecimento e resfriamento, respectivamente – esses valores foram utilizados para cálculo posterior dos coeficientes do produto. A troca líquida de calor por radiação se mostrou desprezível.

Os parâmetros obtidos para a equação semi-empírica $Nu=aRe^bPr^c$ permitem relacionar a transferência de calor com as características do escoamento e as propriedades do fluido. Os ajustes dos dados que minimizaram o erro quadrático entre valores teóricos e experimentais são $Nu=0,000102Re^{1,35}Pr^{1/3}$ para a água, $Nu=0,130Re^{0,470}Pr^{1/3}$ para a glicerina e $Nu=0,113Re^{0,500}Pr^{1/3}$ para a CMC. Essas expressões são simples e práticas e permitem estimar as taxas de troca de calor para fluidos escoando em regime laminar com erros inferiores a 15%.

Os valores para a glicerina e a CMC estão de acordo com previsões da literatura; a água, sendo pouco viscosa, apresentou escoamento turbulento, o que comprometeu o ajuste. Tentativas exploradas no sentido de aprimorar o ajuste e

reduzir os erros (incluir efeito da viscosidade parede ou separar parâmetros por seção) não resultaram em melhoria significativa na dispersão dos pontos nos diagramas de paridade.

O modelo matemático apresentado permite estimar as temperaturas durante o tratamento térmico em um dado ponto do pasteurizador – a menor diferença é observada para a glicerina e no início ou fim das seções de aquecimento e resfriamento. O isolante do tubo de retenção não impede a queda de temperatura, portanto considerar as perdas de calor ao ambiente se mostrou necessário.

Por fim, verificou-se que a letalidade do processo depende fortemente da vazão do fluido produto – um menor tempo de residência no aparelho acarreta em uma menor destruição de microrganismos. A seção de aquecimento contribui significativamente na letalidade, principalmente em vazões baixas.

Dessa forma, os resultados do trabalho permitem estimar e avaliar condições e resultados de tratamentos térmicos contínuos aplicados a líquidos viscosos escoando em regime laminar, com bom ajuste aos dados experimentais.

REFERÊNCIAS

- BARBOSA-CÁNOVAS, G.V.; IBARZ, A. *Unit operations in food engineering*, 1ºed. Boca Raton: CRC Press, 2003.
- BENNET, C.O.; MYERS, J.E. *Fenômenos de transporte: quantidade de movimento, calor e massa*, 1ºed. São Paulo: McGraw-Hill do Brasil, 1978.
- BERNARDI, M. et al. *Forced convection to laminar flow of liquid egg yolk in circular and annular ducts*. In: Brazilian Journal of Chemical Engineering, v. 26, p. 287-298, 2009.
- CAREZZATO, A. et al. *Non-Newtonian heat transfer on a plate heat exchanger with generalized configurations*. In: Chemical Engineering and Technology, v. 30, p. 21-26, 2007.
- CHENG, N. S. *Formula for viscosity of glycerol-water mixture*. In: Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 47, p. 3285-3288, 2008.
- CHOI, Y.; OKOS, M. R. *Effects of temperature and composition on the thermal properties of foods*. In: LE MAGUER, M.; JELEN P. (Org.). *Food engineering and process applications: transport phenomena*. Londres: Elsevier, 1986. p. 93-101.
- DELPLACE, F., LEULIET, J.C. *Generalized Reynolds number for the flow of power law fluids in cylindrical ducts of arbitrary cross-section*. In: The Chemical Engineering Journal, v. 56, p. 33–37, 1995.
- FELLOWS, P.J. *Tecnologia do processamento de alimentos: princípios e prática*, 2ª ed. Porto Alegre: Artmed, 2006.
- FERRÃO, E.S.P. *Modelagem e validação da transferência de calor e da distribuição de temperatura no processamento térmico contínuo de alimentos líquidos em trocadores bitubulares*. São Paulo, 2012.

- GRATÃO A.C.; JUNIOR V.S.; TELIS-ROMERO J. *Laminar forced convection to a pseudoplastic fluid food in circular and annular ducts*. In: International Communications in Heat and Mass Transfer, v. 33, p. 451-457, 2006.
- GUT, J.A.W. et al. *Thermal model validation of plate heat exchangers with generalized configurations*. In: Chemical Engineering Science, v. 59, p. 4591 – 4600, 2004.
- GUT, J.A.W. *Configurações ótimas para trocadores de calor a placas*. São Paulo, 2003.
- INCROPERA, F.P. et al. *Fundamentos de transferência de calor e massa*, 6º ed. Rio de Janeiro: LTC, 2008.
- KERN, D.Q. *Processos de transmissão de calor*. Rio de Janeiro: Guanabara Dois, 1982.
- METZNER, A. B.; GLUCK, D. F. *Heat transfer to non-Newtonian fluids under laminar flow conditions*. In: Chemical Engineering Science, v. 12, No. 3, p. 185-190, 1960.
- SHAH, R.K.; SEKULIC, D.P. *Heat exchangers*. In: ROHSENOW, W.M.; HARTNETT, J.P.; CHO, Y.I. (Org.). *Handbook of heat transfer*, 3ª ed. Nova York: McGraw-Hill, 1998.
- TOLEDO, R. T. *Fundamentals of Food Process Engineering*, Chapman & Hall, New York, 1999.
- YAWS, C.L. *Chemical properties handbook*. Nova York: McGraw-Hill, 1999.