



**Modelagem matemática e controle de
trocador de calor tubular para o processo
UHT do leite de coco**

Gabriela Pinho Tavares Rittershausen

Projeto de Final de Curso

Orientadores

Prof. Bruno Didier Olivier Capron, D.Sc.

Prof. Marcellus Guedes Fernandes de Moraes, M.Sc.

Junho de 2020

Modelagem matemática e controle de trocador de calor tubular para o processo UHT do leite de coco

Gabriela Pinho Tavares Rittershausen

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenheiro Químico.

Aprovado por:

Maurício Bezerra de Souza Jr., D.Sc

Andrea Pereira Parente, D.Sc

Orientado por:

Prof. Bruno Didier Olivier Capron, D.Sc

Prof. Marcellus Guedes Fernandes de Moraes, M.Sc.

Rio de Janeiro, RJ - Brasil

Junho 2020

Pinho Tavares Rittershausen, Gabriela.

Modelagem matemática e controle de trocador de calor tubular para o processo UHT do leite de coco/Gabriela Pinho Tavares Rittershausen. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2020. x, 47 p.; il.

(Projeto Final) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2020.
Orientadores: Bruno Didier Olivier Capron e Marcellus Guedes Fernandes de Moraes.
1. Ultra High Temperature (UHT). 2. Modelagem. 3. Controle. 4. Projeto Final (Graduação – UFRJ/EQ). 5. Bruno Didier Olivier Capron. 6. Marcellus Guedes Fernandes de Moraes. I. Título.

AGRADECIMENTOS

Gostaria de agradecer, em primeiro lugar, aos meus pais e a minha irmã por todo apoio, pela ajuda com os estudos e todo o suporte necessário.

Agradeço também aos meus avós que mesmo a distância estiveram sempre presentes e me apoiaram a cada novo passo.

Gostaria de agradecer também ao meu namorado por toda a paciência e companheirismo ao longo dos anos. Obrigada por estar sempre ao meu lado.

Aos meus orientadores que, além de todo o suporte e orientação no trabalho, também foram meus professores e tiveram um papel muito importante na minha formação.

Aos meus colegas da LEMA que despertaram minha paixão pela área de alimentos.

Por fim, agradeço aos membros da banca examinadora pela disponibilidade de avaliar este projeto final.

Resumo do Projeto Final de Curso apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Engenheiro Químico.

Modelagem matemática e controle de um trocador de calor tubular para o processo UHT do leite de coco

Gabriela Pinho Tavares Rittershausen

Junho, 2020

Orientadores: Prof. Bruno Didier Olivier Capron, D.Sc.

Prof. Marcellus Guedes Fernandes de Moraes, M.Sc.

O processo *Ultra High Temperature* (UHT) é uma das etapas mais importantes na produção do leite de coco, pois garante a qualidade e segurança do produto final. Por ser uma etapa essencial para a produção do leite de coco, é importante um controle eficiente das temperaturas do processo. Consequentemente é necessário desenvolver um modelo de qualidade para o processo de forma a obter uma boa sintonia dos controladores envolvidos. O objetivo desse trabalho é, então, avaliar a modelagem matemática e o controle de uma planta UHT. Para a modelagem matemática foi realizada a discretização de um trocador tubular da TETRA PAK e avaliado como o modelo se comporta frente a distúrbios do tipo degrau. Foram também verificadas quais são as condições do processo que resultam em um produto com as características necessárias para atingir a especificação final necessária para envase. Em seguida foram parametrizados controladores utilizando diferentes métodos de sintonização (tentativa e erro e a ferramenta a ferramenta *Autotuning* do *Matlab*[®] do *Matlab*[®]). Foram avaliados os seus desempenhos frente a perturbações degrau no *setpoint* e no distúrbio, de forma a escolher o controlador com melhor parametrização e desempenho para o processo.

ÍNDICE

1.	INTRODUÇÃO	2
1.1.	Motivação	2
1.2.	Objetivos.....	2
1.3.	Estrutura do texto.....	3
2.	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	3
2.1.	Composição do coco	3
2.2.	Produtos gerados.....	4
2.2.1.	Copra	4
2.2.2.	Óleo de coco.....	4
2.2.3.	Leite de coco	5
2.2.4.	Água de coco	5
2.3.	Beneficiamento do leite de coco	5
2.4.	Tratamento térmico	7
2.4.1.	Esterilização na embalagem	7
2.4.1.1.	Batelada	7
2.4.1.2.	Contínuo	8
2.4.2.	Processo <i>Ultra High Temperature</i> (UHT).....	8
2.4.2.1.	Indireto	9
2.4.2.2.	Direto	10
2.5.	Modelagem matemática para o processo UHT	11
2.5.1.	Conceitos gerais	11
2.5.2.	Aplicação ao processo UHT	13
2.6.	Sistema de controle e automação para o processo UHT	14
2.6.1.	Conceitos gerais	14
2.6.2.	Aplicação ao processo UHT	17
3.	METODOLOGIA	17
3.1.	Modelagem da transferência de calor no trocador casco-tubo	18
3.1.1.	Aproximações realizadas.....	18
3.1.2.	Discretização do trocador de calor casco-tubo	19
3.1.3.	Elaboração do código no Matlab.....	22
3.2.	Desenvolvimento do sistema de controle para o processo UHT	23
3.2.1.	Premissas iniciais.....	23
3.2.2.	Sintonia do controlador no Simulink.....	24
4.	RESULTADOS E DISCUSSÃO	25

4.1.	Modelagem da transferência de calor no trocador casco-tubo	25
4.1.1.	Trocador casco-tubo para aquecimento do leite de coco	27
4.1.2.	Trocador casco-tubo para resfriamento do leite de coco	28
4.2.	Avaliação dos controladores desenvolvidos	30
4.2.1.	Trocador casco-tubo para aquecimento do leite de coco	30
4.2.2.	Trocador casco-tubo para resfriamento do leite de coco	33
5.	CONCLUSÃO E SUGESTÕES	36
6.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	36
7.	ANEXOS	37

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 - Composição do coco	4
Figura 2 - Fluxograma do beneficiamento do leite de coco.....	6
Figura 3 - Descascadora automática de cocos	6
Figura 4 - Coco descascado	7
Figura 5 - Esterilização em embalagem utilizando o processo em batelada	8
Figura 6 - Esterilização em embalagem utilizando o processo contínuo	8
Figura 7 - Sistema UHT indireto baseado em trocadores de calor casco-tubo	10
Figura 8 - Processo UHT com aquecimento por injeção direta de vapor combinado com trocador de calor de placas.....	11
Figura 9 - Perfil de temperatura para o leite no estado estacionário	13
Figura 10 - Perfil de temperaturas obtido para as utilidades ao longo do trocador de calor	14
Figura 11 - Fluxograma para a técnica de feedback negativo	15
Figura 12 - Componentes em uma resposta a um degrau unitário	16
Figura 13 - Esquema simplificado das etapas metodológicas	17
Figura 14 - Sistema UHT indireto simplificado utilizando trocadores de calor casco-tubo, utilizado no presente trabalho.....	19
Figura 15 - Esquema simplificado da discretização do trocador de calor, utilizando 3 nós.....	19
Figura 16 - Exemplo da matriz A supondo 3 nós.....	21
Figura 17 - Exemplo da matriz B supondo 3 nós.....	21
Figura 18 - Esquema simplificado da elaboração do código no Matlab.....	22
Figura 19 - Diagrama de blocos para o processo UHT	23
Figura 20 - Esquema simplificado da sintonização do controlador no Simulink.....	25
Figura 21 - Perfil das temperaturas no estado estacionário para o leite de coco, vapor e água de resfriamento	26
Figura 22 - Perfil das temperaturas das utilidades no estado estacionário.....	26
Figura 24 - Resposta da variação da temperatura do leite ao final do primeiro trocador ao provocar um degrau nas vazões de entrada.....	27
Figura 25 - Resposta da variação da temperatura do leite ao final do primeiro trocador ao provocar um degrau nas temperaturas de entrada.....	28
Figura 26 - Resposta da variação da temperatura do leite ao final do segundo trocador ao provocar um degrau as vazões de entrada	29
Figura 27 - Resposta da variação da temperatura do leite ao final do segundo trocador ao alterar as temperaturas de entrada.....	30
Figura 27 - Fluxograma de controle	30
Figura 28 - Resposta para um degrau no <i>setpoint</i> utilizando um controlador parametrizado pelo método de tentativa e erro.....	31
Figura 30 - Resposta comparativa para um controlador utilizando a ferramenta <i>Autotuning</i> e para um controlador obtido pelo método de tentativa e erro	31
Figura 30 - Resposta comparativa para um controlador utilizando a ferramenta <i>Autotuning</i> e para um controlador obtido pelo método de tentativa e erro	32
Figura 32 - Resposta para um degrau no <i>setpoint</i> utilizando um controlador parametrizado pelo método de tentativa e erro.....	33
Figura 33 - Resposta comparativa para um controlador utilizando a ferramenta <i>Autotuning</i> e para um controlador obtido pelo método de tentativa e erro	34
Figura 34 - Resposta comparativa para um controlador utilizando a ferramenta <i>Autotuning</i> e para um controlador obtido pelo método de tentativa e erro	35

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1 - Composição química dos componentes presentes do leite de coco.....	5
Tabela 2 - Condições do UHT para produtos contendo leite de coco.....	9
Tabela 3 - Parâmetros obtidos para os controladores sintonizados por dois métodos: tentativa e erro e <i>Autotuning</i>	32
Tabela 4 - Parâmetros obtidos para os controladores sintonizados por dois métodos: tentativa e erro e <i>Autotuning</i>	33
Tabela 5 - Parâmetros obtidos para os controladores sintonizados por dois métodos: tentativa e erro e <i>Autotuning</i>	34
Tabela 6 - Parâmetros obtidos para os controladores sintonizados por dois métodos: tentativa e erro e <i>Autotuning</i>	35

NOMENCLATURA

A	área de contato entre os líquidos (m^2)
C_p	capacidade calorífica (J/kg)
N	número total de nós
T_i	temperatura no nó i (K)
t	tempo (s)
U	coeficiente convectivo total de troca de calor ($W/(m^2K)$)
V	volume (m^3)
W	vazão (m^3/s)

Letras Gregas

ρ	densidade (kg/m^3)
α	simplificação para a multiplicação entre volume, capacidade calorífica e densidade
γ	simplificação para a multiplicação entre área de contato entre os líquidos e coeficiente convectivo total de troca de calor

Sobrescritos

A	água
L	leite de coco
SS	estado estacionário

Subscritos

o	propriedade referente a entrada
j	propriedade dentro do trocador de calor

ABREVIATURAS

DMC	<i>Dynamic matrix control</i>
IMC	<i>Internal model control</i>
MPC	<i>Model predictive control</i>
PID	Controle proporcional, integral e derivativo
UHT	<i>Ultra high temperature</i>

1. INTRODUÇÃO

1.1. Motivação

O Brasil é o quarto maior produtor de coco do mundo e entre os anos de 1961 e 2008 a sua produção aumentou praticamente 700% (SIRIPHANICH *et. al*, 2011). Devido à representatividade do coco na economia brasileira, o foco do presente trabalho será na produção do leite de coco, em específico na sua etapa mais essencial, a esterilização. Para a esterilização foi considerado o processo *Ultra High Temperature* ou UHT, por via indireta. Essa técnica de esterilização foi escolhida devido à sua rapidez, permitindo esterilizar maiores quantidades em um menor período de tempo e também devido a sua larga utilização na indústria (ORDONEZ *et. al*, 2005). Devido à sua modelagem mais conhecida e a seus maiores benefícios frente às demais opções, o trocador escolhido foi o casco-tubo ou tubular.

O processo UHT garante a especificação correta e segurança do produto final, além de ser uma das etapas com maior gasto energético em utilidades e, por consequência, uma das etapas mais caras. Diante dessas características torna-se extremamente importante obter uma boas sintonias para os controladores utilizados na planta UHT, que podem ser conseguidas a partir de um modelo apropriado do processo. Sendo assim o presente trabalho irá abordar esses dois temas, tão importantes para o UHT: a sua modelagem matemática e o controle do processo.

1.2. Objetivos

O presente trabalho tem como objetivo geral desenvolver a modelagem e controle para trocadores de calor do processo UHT. A partir do objetivo geral temos três principais objetivos específicos:

1. O desenvolvimento de um modelo para estudar as variações de temperatura no leite de coco dentro dos trocadores de calor;
2. A parametrização de um controlador PID utilizando dois métodos de sintonia distintos: tentativa e erro e a ferramenta *Autotuning do Matlab*[®];
3. Avaliar o desempenho dos controladores frente a degraus no *setpoint* e no distúrbio;

A partir do desenvolvimento do modelo, busca-se compreender a variação na temperatura de saída do leite de coco ao aplicarmos variações do tipo degrau nas variáveis do problema. Dessa forma, será possível identificar quais são as variáveis críticas para o problema, ou seja, aquelas que se forem alteradas irão prejudicar na qualidade e segurança do produto final. Além disso, o modelo também será utilizado para a parametrização de dois controladores, por meio de dois métodos distintos (tentativa e erro e a ferramenta *Autotuning do Matlab*[®]). Em seguida serão avaliadas o desempenho de cada um deles ao serem aplicados degraus no *setpoint* e no distúrbio. Por fim, espera-se determinar qual dos controladores tem melhor performance no problema proposto.

1.3. Estrutura do texto

O trabalho se inicia com uma breve descrição dos tópicos mais importantes para compreensão do tema. Dentre eles temos, no Capítulo 2, a produção do leite de coco (incluindo suas etapas de beneficiamento) e o processo UHT, distinguindo o UHT direto e indireto e justificando a escolha do trocador casco tubo. No Capítulo 2, também são abordados conceitos importantes da modelagem matemática e do controle e automação, além de suas devidas aplicações para o problema em questão. No Capítulo 3 será abordada a metodologia para obtenção da modelagem matemática e dos controladores. Para obtenção das respostas da modelagem foi utilizado o *software* Matlab e os controladores foram parametrizados no Simulink. Ao final do trabalho, no Capítulo 4, foi analisado, a partir da modelagem obtida, como os distúrbios presentes na planta alteram a temperatura de saída do leite de coco. Foram também avaliados os controladores parametrizados por dois métodos distintos: tentativa e erro e a ferramenta *Autotuning* do Matlab.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1. Composição do coco

O coco é da espécie *Cocos nucifera* L., é a única espécie do gênero *Cocos* da família *Aracaceae*, ordem *Cocoeae*. O coco pode ser classificado entre os grupos anão ou alto. Os anões possuem baixa produtividade e são menos tolerantes a más condições. Já os tipos altos são cultivados para obter cocos maduros, seus núcleos são maiores e produzem menos cachos ao ano. Existem também híbridos entre os dois grupos com maior produtividade e nozes de melhor qualidade do que seus pais (SIRIPHANICH et. al, 2011).

O coco é constituído de 6 principais partes, conforme presente na Figura 1. A primeira delas é o exocarpo, a parte mais externa do coco. Em seguida há o mesocarpo e o endocarpo que são respectivamente a casca fibrosa do coco e a casca dura que envolve a polpa. Há também a testa, uma fina camada marrom de aproximadamente 0,2 mm que reveste a polpa. Por último a própria polpa (endosperma comestível) e a água (endosperma líquido) (TETRA PAK, 2019).

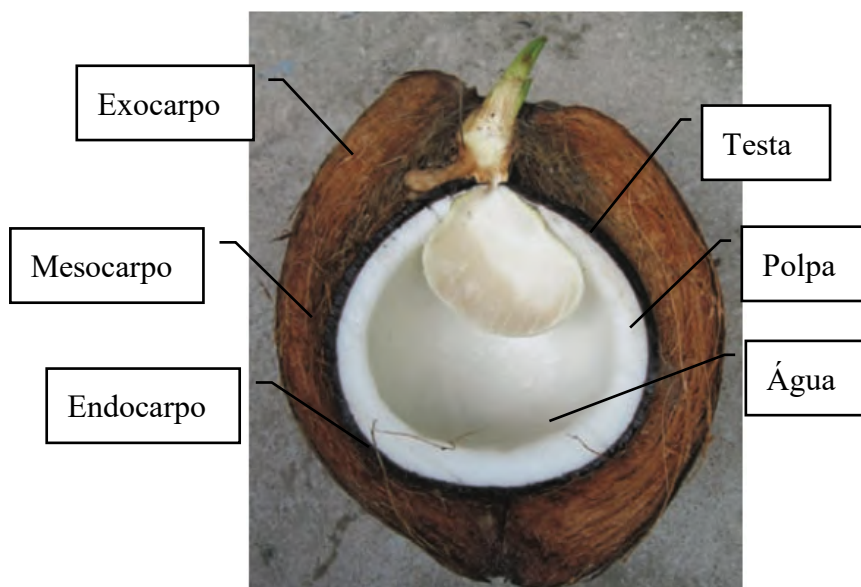


Figura 1 - Composição do coco

2.2. Produtos gerados

A partir do processamento do coco é possível gerar uma diversa gama de produtos: desde alimentos, até componentes para fabricação de sabão. Existem mais de 50 produtos processados, não processados e semi-processados que podem ser originados do coco (FAO, 1999). Aqueles com maior importância econômica são discutidos brevemente na sessão abaixo.

2.2.1. Copra

Copra é a polpa do coco seca, utilizada em grande escala como matéria-prima na extração do óleo de coco. Para obter a copra são utilizados cocos completamente maduros, uma vez que possuem uma polpa mais desenvolvida e espessa. O único processo envolvido consiste em remover 35% da água presente na polpa, utilizando a secagem. Para realizar essa etapa existem 5 métodos mais conhecidos, dentre eles: secagem ao sol, secagem utilizando fumaça, secagem indireta no forno, secagem direta no forno e secagem utilizando injeção de ar (SIRIPHANICH et. al, 2011).

2.2.2. Óleo de coco

O óleo de coco possui aplicação industrial variada: pode ser utilizado como matéria prima para a fabricação de sabão, como um intermediário nas indústrias de tinta e verniz ou até mesmo como alimento. Para que seja possível ingerir o óleo de coco é necessário que o óleo bruto seja refinado empregando solução de soda caustica (SIRIPHANICH et. al, 2011). O processo utilizado para obter o óleo é a prensagem, podendo utilizar ou não aquecimento a depender da matéria prima utilizada (TRETA PAK, 2019).

2.2.3. Leite de coco

O leite de coco é considerado um fluido leitoso extraído da polpa do coco (SIRIPHANICH et. al, 2011). Ele é composto por uma emulsão de óleo e água, estabilizado pelas proteínas e pelos íons absorvidos na interface (WOODROOF, 1975). Segundo o Codex Standards para produtos líquidos de coco, o leite de coco deve conter pelo menos 10% de gordura e de 12,7% a 25,3% de sólidos totais (FAO, 2019), seus principais componentes estão descritos na Tabela 1.

Tabela 1 - Composição química dos componentes presentes do leite de coco
Fonte: TETRA PAK

Composição Química	Varição (%)
Água	74 – 77
Gordura	19 – 21
Proteínas	2 – 3
Açúcares	0,8 – 1,6
Outros sólidos	0,6 – 1,0

Conforme descrito anteriormente, o leite possui uma alta concentração de óleo, água e compostos orgânicos e por esse motivo o leite de coco fresco possui pouco tempo de prateleira. Para aumentar a sua durabilidade é realizado um tratamento térmico que será discutido em maior detalhes no decorrer do trabalho.

2.2.4. Água de coco

A água de coco é encontrada dentro do endosperma do fruto. Assim como o leite, a água também perece rapidamente e por isso necessita de tratamentos antes de chegar ao consumidor final. Um dos métodos é pasteurização a 90°C por 5 minutos que pode gerar alteração na característica sensorial do produto final. A segunda opção é a técnica de filtração com membrana que mantem o sabor natural e os nutrientes da água (SIRIPHANICH et. al, 2011).

2.3. Beneficiamento do leite de coco

O leite de coco é produzido a partir de cocos maduros de aproximadamente 10 a 13 meses. Nessa maturação o coco apresenta uma polpa dura e espessa com a presença de carboidratos, óleos e componentes aromáticos. Esses elementos asseguram uma melhor extração do leite de coco, garantindo um sabor único e textura cremosa. O esquema completo do beneficiamento do leite de coco, encontra-se na Figura 2.

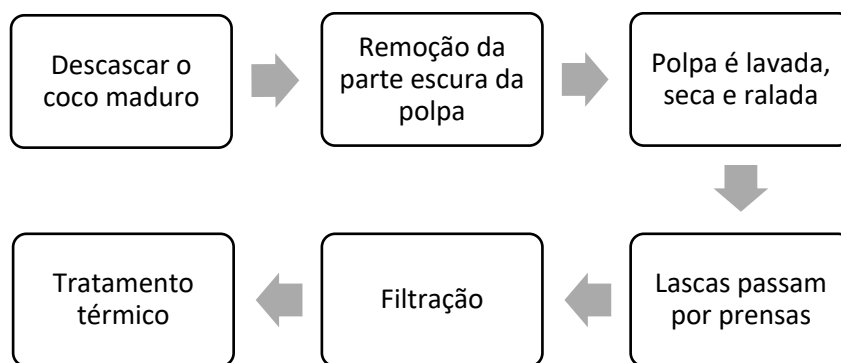


Figura 2 - Fluxograma do beneficiamento do leite de coco

Conforme o fluxograma da Figura 2, para realizar a extração do leite de coco, o primeiro passo é descascar o coco maduro para obter somente a polpa. Essa etapa pode ser realizada de maneira automática, na Figura 3 encontra-se um equipamento capaz de descascar 300 a 1.200 coco por hora (TETRA PAK, 2019).



Figura 3 - Descascadora automática de cocos
Fonte: Asian and Pacific Coconut Community

Um passo importante é a remoção da parte escura da polpa que pode amargar o sabor do produto final, como pode-se observar na Figura 4. Em seguida a polpa é lavada, seca e em seguida ralada, resultando em lascas de coco. As lascas, então, passam por diversas prensas para obtenção do leite. Para melhorar o aproveitamento do processo, as lascas são prensadas duas vezes. Após a primeira prensagem elas são misturadas com a água para serem prensadas pela segunda vez (TETRA PAK, 2019).



Figura 4 - Coco descascado

Existem alguns fatores que podem alterar o rendimento da extração do leite, dentre eles: tamanho das partículas, a pressão e temperatura aplicadas na etapa de prensagem e a quantidade de água adicionada na segunda prensagem. Quando as partículas são menores, existe maior área de contato e por consequência a extração possui um desempenho melhor. Utilizando maiores pressões também é possível otimizar a etapa em questão (TETRA PAK, 2019).

Depois da extração o leite é filtrado para remover contaminantes e finalmente é aplicado um tratamento térmico para em seguida realizar o empacotamento do produto final.

2.4. Tratamento térmico

2.4.1. Esterilização na embalagem

Uma das possíveis formas de esterilizar o produto final é a partir da esterilização dentro da própria embalagem. Para esse processo podem ser usados dois métodos: em batelada ou contínuo.

2.4.1.1. Batelada

No processo em batelada é utilizada uma autoclave rotativa para realizar a esterilização, conforme apresentado na Figura 5. O leite começa sendo pré-aquecido e depois é transferido para garrafas limpas e aquecidas, estas devem ser resistentes ao calor. Em seguida as garrafas são tapadas e colocadas na autoclave. A vantagem de se utilizar uma autoclave rotativa é que a absorção de calor é mais rápida e uniforme, garantindo maior uniformidade na eliminação de bactérias (TETRA PAK, 2019).

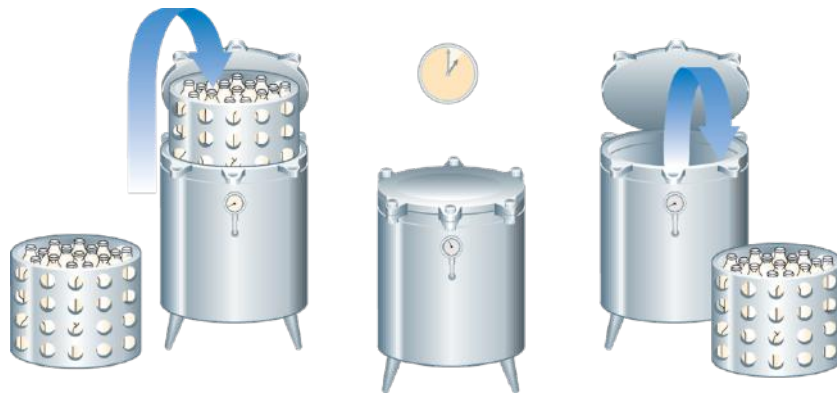
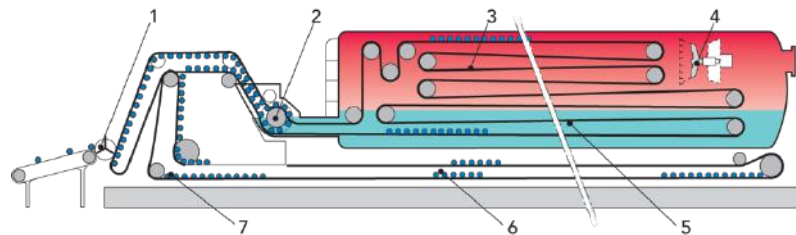


Figura 5 - Esterilização em embalagem utilizando o processo em batelada
 Fonte: Tetra Pak, Dairy Processing Handbook 2015

2.4.1.2.Contínuo

O processamento contínuo das embalagens é utilizado quando há produção de pelo menos 10 mil unidades por dia. A operação consiste na alteração da temperatura de pallets cheios de embalagens, conforme apresentado na Figura 6. Em uma primeira etapa os pallets passam por uma região de baixa pressão e baixa temperatura, em seguida são encaminhados para uma zona de alta pressão e alta temperatura. Por fim são submetidos a condições de pressão e temperatura decrescentes, até serem resfriados com água fria (TETRA PAK, 2019).



1.Carregamento automático das garrafas; 2.Válvula de rotação; 3. Área de esterilização; 4. Ventilador ; 5. Área de pré-resfriamento; 6. Resfriamento final a pressão atmosférica; 7. Descarregamento

Figura 6 - Esterilização em embalagem utilizando o processo contínuo
 Fonte: Tetra Pak, Dairy Processing Handbook 2015

2.4.2. Processo *Ultra High Temperature* (UHT)

A técnica de UHT é usada para preservar alimentos líquidos, expondo-os a uma alta temperatura por um curto período de tempo. Basicamente o processo consiste em um aumento rápido da temperatura até atingir a temperatura de esterilização, em seguida essa temperatura é mantida por um curto período de tempo e por fim o produto é resfriado rapidamente. Para alcançar a esterilidade comercial, as condições do UHT podem variar dependendo do produto, conforme apresentado na Tabela 2. No caso do leite de coco, são utilizadas temperaturas mais elevadas devido a presença de fibras e por conta da sua maior viscosidade (TETRA PAK, 2019).

Tabela 2 - Condições do UHT para produtos contendo leite de coco
 Fonte: TETRA PAK

Produto	pH	Temperatura de Aquecimento (°C)	Tempo de Espera(s)
Leite de coco	>4,6	140-145	8-15
Bebidas com leite de coco de alta acidez	<4,6	110-125	15-30
Bebidas com leite de coco e baixa acidez	>4,6	137-145	4-15

Para os processos UHT existem duas técnicas conhecidas, utilizando contato direto entre o leite e o agente de aquecimento ou utilizando contato indireto entre ambos. Além das diferenças no layout de cada planta, que será discutido nas seções abaixo, existem diferenças no produto final obtido. Para o caso do UHT direto, obtém-se um produto mais fresco e com coloração mais clara. Por sua vez o UHT indireto gera um produto com cor mais escura e um sabor de cozido (TETRA PAK, 2019).

2.4.2.1. Indireto

Para sistemas UHT indireto, o trocador de calor separa o leite do agente de aquecimento e resfriamento. Para aquecer o líquido é utilizado vapor e para resfriar a água. No processo indireto podemos ter 2 tipos de trocadores de calor: casco-tubo ou de placas (TETRA PAK, 2019). O mais utilizado na indústria é o trocador tubo-casco devido (ORDONEZ *et. al*, 2005):

- À maior facilidade de limpeza e manutenção devido ao seu layout;
- Ao fluxo turbulento devido a maior taxa de fluxo;
- À transferência de calor uniforme;

Na Figura 7 é possível observar como ocorre o processo UHT indireto utilizando um trocador de calor casco-tubo. Primeiro, o produto é bombeado para o tanque de equilíbrio (1, Figura 7) a uma temperatura de 4°C. Em seguida a bomba de alimentação (2, Figura 7) direciona o leite para a secção regenerativa do trocador de calor tubular (3, Figura 7). Nessa etapa o leite é aquecido a 75°C pelo próprio produto final da planta que é ao mesmo tempo esfriado durante essa troca de calor. Até esse ponto ainda não temos o processo UHT propriamente, pois a etapa 3 tem como principal objetivo apenas o reaproveitamento energético da planta. O equipamento seguinte é um homogeneizador asséptico, responsável por reduzir o tamanho dos glóbulos de gordura, evitando a formação de creme (4, Figura 7). Então, o leite pré-aquecido e homogeneizado é direcionado para a secção de aquecimento do trocador de calor (5, Figura 7), onde ele é aquecido até 140°C por aproximadamente 10s. O fluido calefator utilizado é a própria água. O resfriamento do leite é realizado de forma regenerativa: contra a extremidade fria do circuito de água quente e depois contra o produto de entrada frio (etapa 3). O produto proveniente desse processo pode ir direto para as embalagens assépticas ou para um

tanque asséptico de armazenamento intermediário. Caso a temperatura caia durante o processo, o leite é direcionado para um tanque de rejeição (TETRA PAK, 2019).

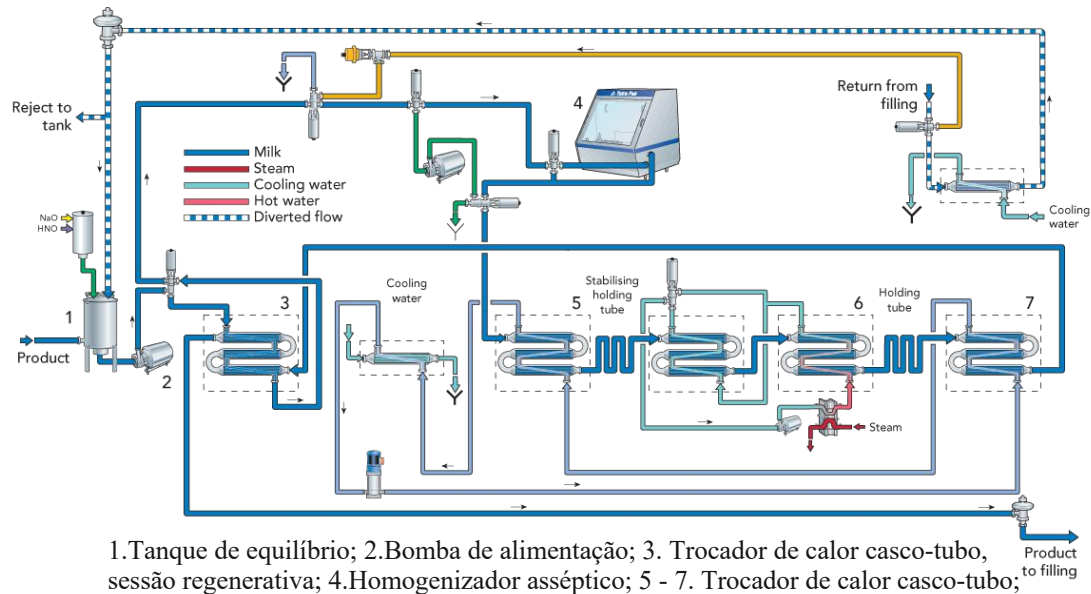
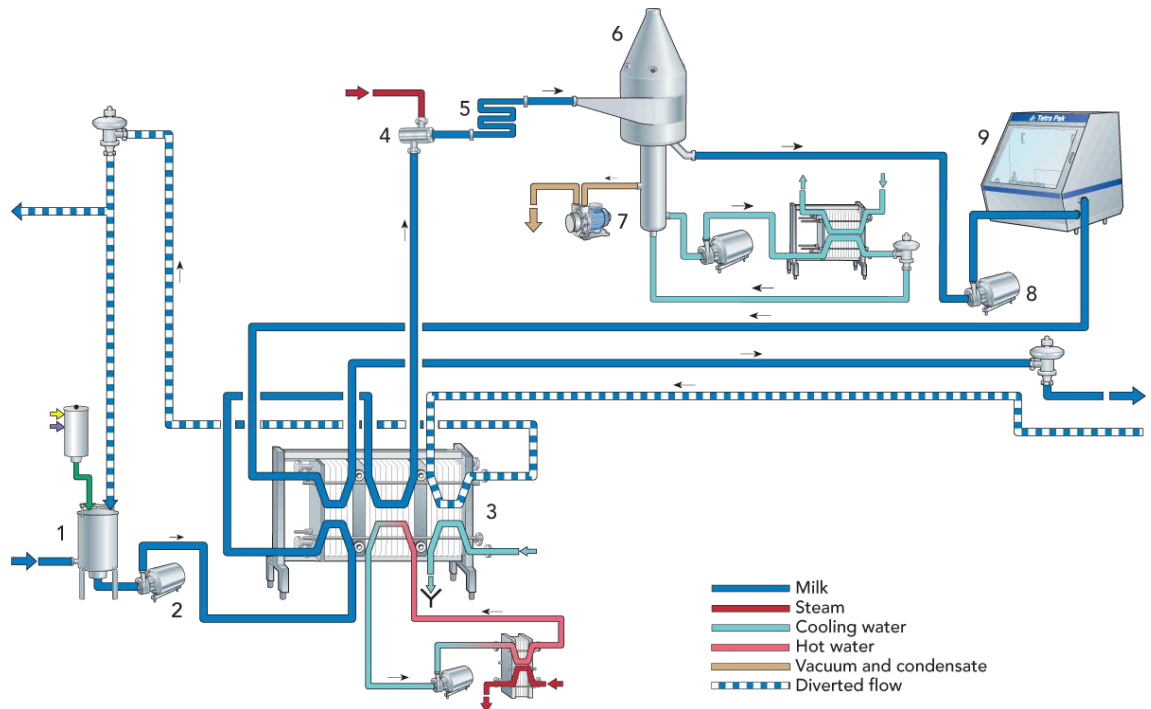


Figura 7 - Sistema UHT indireto baseado em trocadores de calor casco-tubo
 Fonte: Tetra Pak, Dairy Processing Handbook 2015

2.4.2.2. Direto

Para sistemas UHT direto, existe o contato direto entre o leite e o agente de aquecimento que nesse caso é o vapor de água. Na Figura 8 é possível observar como ocorre o processo UHT direto utilizando a injeção a vapor. Primeiro, o produto é bombeado para o tanque de equilíbrio (1, Figura 8) a uma temperatura de 4 – 15°C. Em seguida a bomba de alimentação (2, Figura 8) direciona o leite para um trocador de calor de placa ou casco-tubo (3, Figura 8). Nessa etapa o leite é pré-aquecido a 75°C. Então o leite é direcionado para a cabeça da injeção a vapor (4, Figura 8), onde ele é aquecido até 140°C por aproximadamente 4s. O fluido calefator utilizado é o próprio vapor da água. Como há contato direto da água com o leite, temos a condensação de água no produto e por consequência a diluição do leite. A saída da injeção é conectada com uma câmara de vácuo (5 e 6, Figura 8). Para evitar a ebulição dentro da cabeça da injeção deve ser introduzida uma sobrepressão suficiente. Ao ser exposto a uma baixa pressão, o leite começa a ferver vigorosamente e o vapor é retirado (TETRA PAK, 2019).



1. Tanque de equilíbrio; 2. Bomba de alimentação; 3. Trocador de calor; 4. Cabeça de injeção a vapor; 5. Tubo de contenção; 6. Vaso de vácuo; 7. Bomba de vácuo; 8. Bomba centrífuga; 9. Homogenizador aseptico

Figura 8 - Processo UHT com aquecimento por injeção direta de vapor combinado com trocador de calor de placas

Fonte: Tetra Pak, Dairy Processing Handbook 2015

2.5. Modelagem matemática para o processo UHT

2.5.1. Conceitos gerais

Modelos dinâmicos derivados de princípios físicos geralmente são constituídos de uma ou mais equações diferenciais ordinárias, também conhecidas como ODE's (*Ordinary Differential Equations*). O modelo de espaço de estados fornece uma metodologia compacta e usual para trabalhar com ODE's aplicadas a modelagem matemática (SEBORG *et. al*, 2017). O modelo do espaço de estado depende de 3 variáveis, a variável de estado (x), a variável de entrada (u) e a variável de saída (y). Nas Equações 1, 2, 3 e 4 tem-se a relação entre as variáveis citadas (BEQUETTE, 1998).

$$\frac{dx_1}{dt} = a_{11} x_1 + a_{12} x_2 + \dots + a_{1n} x_n + b_{11} u_1 + \dots + b_{1m} u_m \quad (1)$$

⋮

$$\frac{dx_n}{dt} = a_{n1} x_1 + a_{n2} x_2 + \dots + a_{nn} x_n + b_{n1} u_1 + \dots + b_{nm} u_m \quad (2)$$

$$y_1 = c_{11} x_1 + c_{12} x_2 + \dots + a_{1n} x_n + d_{11} u_1 + \dots + d_{1m} u_m \quad (3)$$

⋮

$$y_r = c_{r1} x_1 + c_{r2} x_2 + \dots + a_{rn} x_n + d_{r1} u_1 + \dots + d_{rm} u_m \quad (4)$$

Nas ODE's a , b , c e d são parâmetros do modelo e tem-se n variáveis de estado (x), m variáveis de entrada (u) e r variáveis de saída (y). Essa relação presente nas ODE's também pode ser escrita de forma matricial conforme Equações 5 e 6 (BEQUETTE,1998).

$$\begin{pmatrix} \dot{x}_1 \\ \vdots \\ \dot{x}_n \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} a_{11} & \dots & a_{1n} \\ \vdots & \ddots & \vdots \\ a_{n1} & \dots & a_{nn} \end{pmatrix} \begin{pmatrix} x_1 \\ \vdots \\ x_n \end{pmatrix} + \begin{pmatrix} b_{11} & \dots & b_{1m} \\ \vdots & \ddots & \vdots \\ b_{n1} & \dots & b_{nm} \end{pmatrix} \begin{pmatrix} u_1 \\ \vdots \\ u_m \end{pmatrix} \quad (5)$$

$$\begin{pmatrix} y_1 \\ \vdots \\ y_r \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} c_{11} & \dots & c_{1n} \\ \vdots & \ddots & \vdots \\ c_{r1} & \dots & c_{rn} \end{pmatrix} \begin{pmatrix} x_1 \\ \vdots \\ x_n \end{pmatrix} + \begin{pmatrix} d_{11} & \dots & d_{1m} \\ \vdots & \ddots & \vdots \\ d_{r1} & \dots & d_{rm} \end{pmatrix} \begin{pmatrix} u_1 \\ \vdots \\ u_m \end{pmatrix} \quad (6)$$

De forma geral, as matrizes representadas nas Equações 5 e 6 podem ser escritas conforme Equações 7 e 8, em que \dot{x} indica a derivada de x em relação ao tempo.

$$\dot{x} = A x + B u \quad (7)$$

$$y = C x + D u \quad (8)$$

As Equações 7 e 8 podem ser reescritas da forma descrita nas Equações 9 e 10. E os elementos das matrizes A , B , C e D das Equações 7 e 8 como nas Equações 11 a 14.

$$\dot{x} = f(x, u) \quad (9)$$

$$y = g(x, u) \quad (10)$$

$$A_{ij} = \frac{\partial f_i}{\partial x_j} \quad (11)$$

$$B_{ij} = \frac{\partial f_i}{\partial u_j} \quad (12)$$

$$C_{ij} = \frac{\partial g_i}{\partial x_j} \quad (13)$$

$$D_{ij} = \frac{\partial g_i}{\partial u_j} \quad (14)$$

Após a linearização do modelo em relação a um determinado ponto de operação, chega-se à forma do espaço de estado presente na Equações 15 e 16. Usualmente a variável de saída não é uma função direta da variável de entrada, sendo assim, o termo multiplicado por D seria zero. Nesse caso a notação ($'$) determina que as variáveis estão em desvio, ou seja, elas são a diferença entre a própria variável e seu valor estacionário.

$$\dot{x}' = A x' + B u' \quad (15)$$

$$y' = C x' \quad (16)$$

Passando as Equações 15 e 16 para o domínio de Laplace obtém-se as Equações 17 e 18 (BEQUETTE,1998).

$$X(s) = (sI - A)^{-1}BU(s) \quad (17) \qquad Y(s) = C(sI - A)^{-1}B(s) \quad (18)$$

Temos então que $G(s)$, a matriz de funções de transferência, pode ser escrita conforme as Equação 19 e 20 (BEQUETTE,1998).

$$Y(s) = G(s) U(s) \quad (19)$$

$$G(s) = C(sI - A)^{-1}B \quad (20)$$

2.5.2. Aplicação ao processo UHT

Para avaliação de uma modelagem matemática é essencial considerar qual o comportamento e perfil esperado na teoria para o estado estacionário. Para o caso de um trocador de calor, o quesito mais importante seria o perfil da temperatura do leite e das utilidades no estado estacionário.

Em TETRA PAK (2019), encontra-se o perfil ideal para a temperatura do leite no estado estacionário, presente em mais detalhes na Figura 8. Nesse caso, é importante que a temperatura suba de forma constante, até que seja atingida a temperatura do UHT. Em seguida, o leite deve permanecer com a mesma temperatura por alguns segundos, para que a esterilização ocorra de forma apropriada. A última etapa é o resfriamento constante até a temperatura ideal para armazenamento (em torno de 25°C). No presente trabalho será desenvolvido um modelo matemático para descrever as temperaturas dentro dos trocadores de calor e buscaremos verificar se o perfil obtido pelo modelo condiz com o perfil encontrado na teoria, conforme Figura 9.

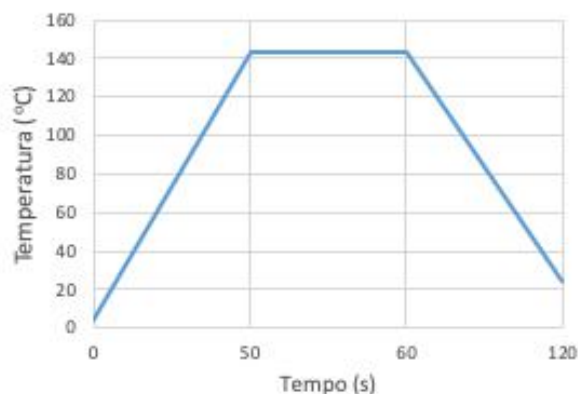


Figura 9 - Perfil de temperatura para o leite no estado estacionário

Em Silva (2010) encontram-se informações para avaliar a variação de temperatura das utilidades no estado estacionário. Na Figura 10, encontram-se os dois perfis teóricos de temperatura esperados para trocadores de calor em contracorrente e paralelos, obtidos

analiticamente. Utilizaremos os perfis abaixo para validar o perfil de temperaturas das utilidades encontradas no modelo desenvolvido no presente trabalho.

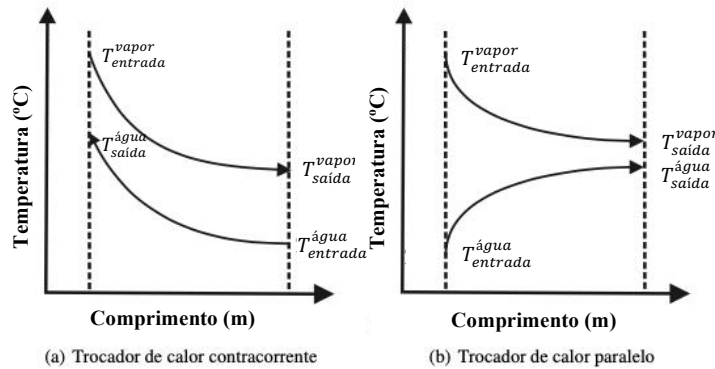


Figura 10 - Perfil de temperaturas obtido para as utilidades ao longo do trocador de calor

Fonte: SILVA, 2010

Em Xia, Garcia e Hartley (1991) foi desenvolvido um modelo matemático a partir da teoria do espaço de estado para avaliar o perfil de temperatura em um trocador de calor, em seguida foi analisado a sua resposta frente a uma perturbação degrau. Em Silva (2010) também foi realizado a modelagem matemática de um trocador de calor casco tubo. Foi desenvolvido um modelo utilizando a teoria do espaço de estado e em seguida avaliaram-se os resultados obtidos após a aplicação de um degrau de 50% na vazão de entrada do trocador.

Levando em consideração os trabalhos apresentados, também será utilizada, no presente trabalho, a teoria do espaço de estado para chegar à modelagem matemática do processo UHT. Utilizando o modelo obtido serão aplicados degraus para verificar as respostas, assim como em Silva (2010) e Xia, Garcia e Hartley (1991). Ao invés de aplicar um degrau de 50% como em Silva (2010) será aplicado um degrau de 15%, percentual mais adequado levando em consideração as variáveis e *layout* do trocador proposto nesse trabalho. Além de aplicar um degrau na corrente de entrada como é visto na bibliografia, serão aplicados também degraus nas temperaturas e nas vazões das utilidades. Estudos e análises sobre a aplicação de um degrau em todas as variáveis de entrada não foram encontrados na literatura.

2.6. Sistema de controle e automação para o processo UHT

2.6.1. Conceitos gerais

Segundo Seborg *et. al* (2017) o objetivo principal do controle de processo é manter um processo nas condições operacionais desejadas, com segurança e economia, enquanto atende os requisitos de qualidade e especificação do produto. O controle é, então, uma etapa crítica na produção de alimentos, uma vez que a segurança do processo e qualidade

final do produto são prioridades nesse caso. Um controle automatizado irá garantir uma maior consistência na operação, podendo reduzir custos e aumentar a segurança e qualidade do produto (BRESNAHAN, 2011).

Dentro das estratégias de controle de um processo, a mais conhecida e utilizada é o *feedback* negativo, cujo objetivo é reduzir o sinal do erro a zero (SEBORG *et. al*, 2017). A medição da variável controlada é realimentada a malha, por isso o termo *feedback*. Já o termo negativo está relacionado com o sinal que a informação receberá ao entrar novamente no loop sob forma de um erro associado à variável medida. O controle *feedback* é oscilatório por natureza e é importante que sejam feitas configurações corretas para que a sintonia do controlador leve a estabilidade (BRESNAHAN, 2011).

Na Figura 11 é possível verificar como é o fluxograma dessa técnica. Em primeiro lugar a variável do processo a ser controlada é medida, em seguida esse valor é comparado com o *setpoint*, obtendo um erro. Esse sinal do erro é usado por um algoritmo para determinar a resposta de controle. Por fim a resposta é usada para manipular um elemento de controle que irá afetar a variável controlada.

Uma aplicação do controle *feedback* é o controle de temperatura de fluidos aquecidos ou resfriados em trocadores de calor, como no caso do presente trabalho. A variável controlada é a temperatura de saída do leite e para medir esse parâmetro é utilizado um sensor. O controlador irá avaliar se a temperatura está muito alta ou muito baixa, comparando o valor medido com o *setpoint*. Então será ajustada a válvula da corrente de aquecimento ou resfriamento, para obter a temperatura desejada. É importante ressaltar que, nesse caso, como o sensor entra em contato com o produto, ele deve ser composto por materiais que possam ter contato com alimentos (BRESNAHAN, 2011).

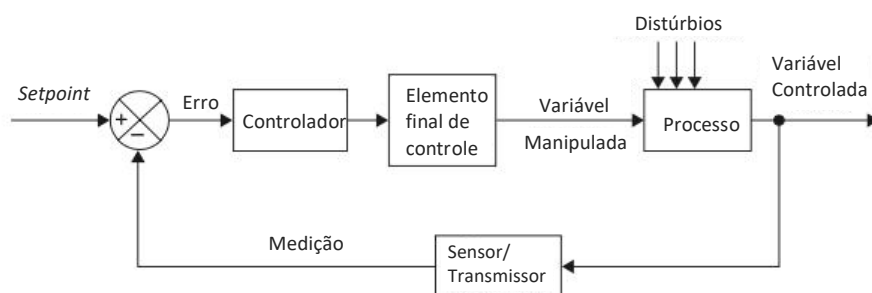


Figura 11 - Fluxograma para a técnica de feedback negativo

Para processos industriais o controlador mais utilizado é o controlador PID devido a sua simplicidade e boa performance. A sigla PID significa controlador proporcional, integral e derivativo. Para a análise da resposta em malha fechada obtida por um controlador, três índices de desempenho podem ser usados, conforme Figura 12 (SEBORG *et. al*, 2017):

1. Tempo de subida – Tempo que a variável de saída do processo leva para alcançar pela primeira vez o novo valor em estado estacionário.

2. *Overshoot* – Divisão entre o valor de a e b, descritos na Figura 12;
3. Tempo de estabilização – Tempo necessário para que a variável de saída do processo alcance e permaneça dentro de uma banda cuja largura seja igual a $\pm 5\%$ da variação total em y ($\pm 1\%$ também é usado para algumas aplicações);

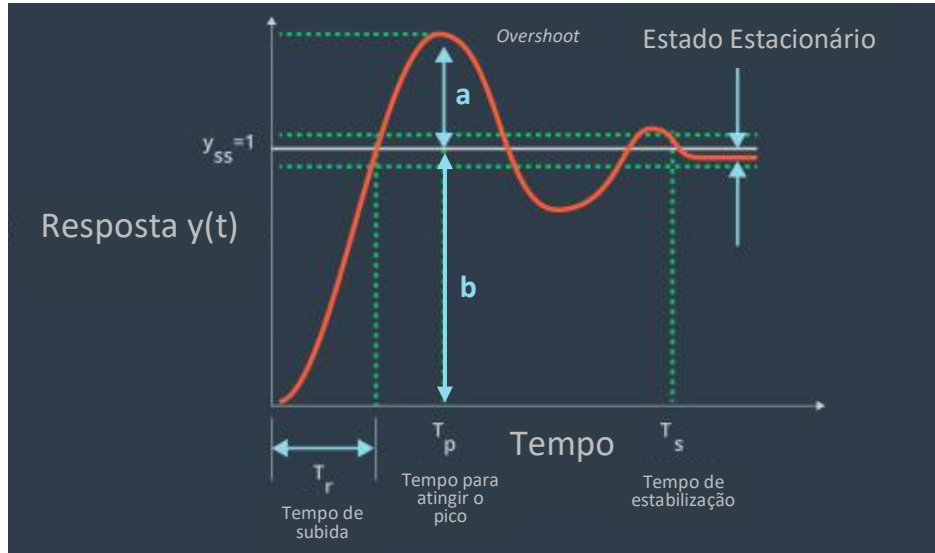


Figura 12 - Componentes em uma resposta a um degrau unitário

Fonte: Adaptado de Controls in Robotics - Robotics Nanodegree by Udacity

Conforme descrito acima, o controle PID possui 3 modos e cada um deles contribui para o sinal de controle de formas diferentes. O modelo do controlador PID utilizado neste trabalho foi o PID paralelo clássico que está representado na Equação 21, em que K_c é o ganho proporcional, τ_i é o tempo integral e τ_d é o tempo derivativo.

$$G_c(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{\tau_i s} + \tau_d s \right) \quad (21)$$

O controle proporcional é uma resposta em proporção ao erro e o sinal do K_c fará com que o sinal de saída do controlador aumente ou diminua de acordo com o aumento do sinal do erro (SEBORG *et. al*, 2017). Uma desvantagem da utilização apenas do controle proporcional é que teremos sempre uma resposta com um *offset* após a perturbação do sistema (BRESNAHAN, 2011). A parte integral do controlador irá fornecer informações baseado no erro acumulado ao longo do tempo. Utilizando um controlador PI é possível retirar o *offset* obtido pelo controlador proporcional, entretanto ele tende a instabilizar o processo em malha fechada. A parte derivativa do controlador fornece informações sobre a taxa de variação do erro (BRESNAHAN, 2011). A partir da taxa de variação do erro, o controle derivativo consegue antecipar o comportamento futuro (SEBORG *et. al*, 2017). Existem alguns métodos para sintonizar um controlador e obter os parâmetros descritos, dentre eles os mais utilizados até hoje são os métodos empíricos, utilizando tentativa e erro (PADHEE, 2014).

2.6.2. Aplicação ao processo UHT

Em Kokate e Waghmare (2009) é desenvolvido um DMC para um trocador de calor tubular. São comparadas 2 formas de sintonização, o PID (utilizando o método presente em Morari and Zafiriou (1989) para obtenção dos parâmetros) e o próprio IMC. O desempenho dos controladores foi avaliado verificando três parâmetros, o tempo de estabilização, o tempo de subida e o percentual de *overshoot*. Ao final do trabalho conclui-se que o melhor controlador obtido foi o IMC-PID, devido ao seu menor percentual de *overshoot*, tempo de subida e tempo de estabilização.

Conforme discutido na seção anterior, em Silva (2010) é estudado o controle preditivo para um trocador de calor casco tubo. Nesse trabalho é projetado um controlador do tipo PID e do tipo MPC, considerando a variável controlada a vazão de entrada de produto no casco. É aplicado um degrau de 50% no setpoint para a sintonização dos controladores.

Em Padhee, Khare e Singh (2011) são sintonizados também dois controladores utilizando dois métodos distintos: tentativa e erro e modelo interno. Para avaliar o desempenho dos controladores são avaliados dois importantes parâmetros, o tempo de estabilização e o percentual de *overshoot*. Ao final do trabalho conclui-se que o melhor controlador é o obtido pelo método do modelo interno.

Levando em consideração os três artigos acima, o presente trabalho também irá sintonizar dois controladores parametrizados por métodos distintos. Um deles será o método de tentativa e erro utilizado também em Padhee, Khare e Singh (2011). A segunda forma de sintonia será utilizando o *Autotuning*, ferramenta do Simulink. A utilização dessa ferramenta para parametrizar controladores em trocadores de calor não foi encontrada na literatura. Para determinar qual o melhor controlador obtido serão avaliados três índices de desempenho conforme em Padhee, Khare e Singh (2011) e em Kokate e Waghmare (2009): percentual de *overshoot*, tempo de subida e tempo de estabilização.

3. METODOLOGIA

Na Figura 13 é possível verificar um esquema resumido das etapas realizadas na metodologia do presente trabalho.

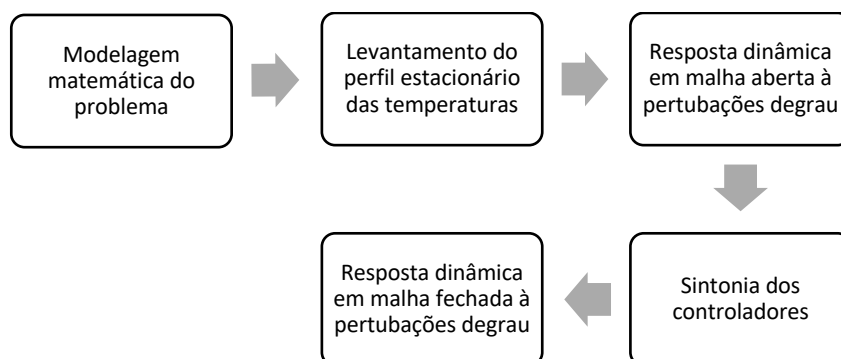


Figura 13 - Esquema simplificado das etapas metodológicas

3.1. Modelagem da transferência de calor no trocador casco-tubo

3.1.1. Aproximações realizadas

Para realizar a modelagem do trocador de calor casco-tubo será utilizada como modelo a planta da TETRA PAK (Figura 7) com algumas simplificações. Assim como na planta modelo, teremos o leite de coco saindo de um tanque de nível – destinado ao armazenamento. O leite em seguida é transferido para um trocador de calor por meio de uma bomba de forma a garantir um fluxo contínuo de produto contra a pressão do trocador de calor, conforme Figura 14.

Para a modelagem foram escolhidos dois trocadores de calor casco-tubo ao invés do trocador de calor em placa, devido aos seus maiores benefícios e maior aplicação industrial (ORDONEZ *et. al*, 2005). A secção regenerativa foi desconsiderada, pois sua função é de reaproveitamento energético e ela não influencia diretamente no processo UHT, objeto de estudo do presente trabalho. As variáveis do trocador de calor como suas medidas e o coeficiente convectivo total de troca de térmica são correspondentes ao modelo CMR 85 / 12 x 16 C – 6 da Tetra Pak. Foi considerado também que os trocadores passaram recentemente por um processo de limpeza, assim o *fouling* seria desprezível. A espessura do tubo dentro do trocador, onde ocorre a passagem do leite, seria muito pequena e poderíamos considerar apenas convecção durante o processo.

Segundo Ampawan Tansakul e Pawinee Chaisawang (2006) a capacidade calorífica e a densidade do leite de coco dependem de duas variáveis: percentual de gordura presente no leite e temperatura do mesmo. Contudo a partir dos resultados dessa pesquisa, é possível evidenciar que o leite de coco com percentual de gordura de 20% possui pequena variação nas suas propriedades térmicas e fluidodinâmicas ao alteramos a sua temperatura. Sendo assim, podemos considerar a simplificação que a capacidade calorífica e a densidade do leite de coco não variam com a temperatura. Outra simplificação realizada foi também considerar constante as propriedades do vapor.

Para obter a modelagem do processo, foi feita uma discretização dos trocadores de calor que será explicada com mais detalhes na próxima secção. Foi considerado que as propriedades do fluido são constantes e que os tanques são de mistura perfeita. Para garantir que o leite fique por 10 segundos na temperatura necessária para o UHT, considerou-se também que o tubo conectando os dois trocadores seria adiabático e o tempo de residência seria 10 segundos. Por fim, a corrente de leite longa-vida é direcionada para o envase em embalagens assépticas. Para simplificar o projeto também será considerado que não há perda de carga nas tubulações da planta.

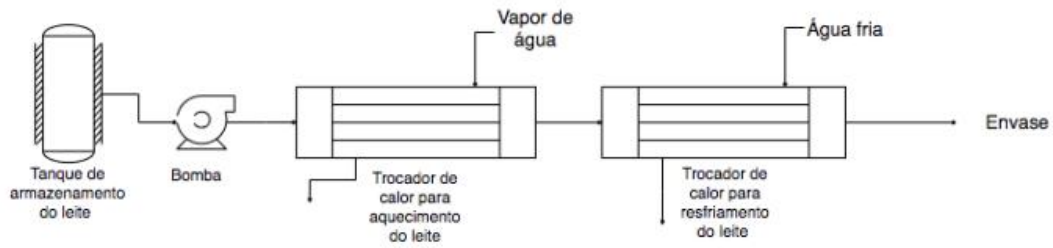


Figura 14 - Sistema UHT indireto simplificado utilizando trocadores de calor casco-tubo, utilizado no presente trabalho.

3.1.2. Discretização do trocador de calor casco-tubo

Para a modelagem do processo foi realizada a discretização do trocador em contracorrente, aproximando-o a diversos tanques em serie. Na Figura 15 é possível visualizar um exemplo para a discretização realizada. Nesse caso foram considerando 3 nós, ou seja, 3 tanques de água e 3 tanques de leite. Diferentemente da Figura 15, foram considerados 10 nós para a elaboração do presente trabalho. A escolha do número de nós foi feita a partir de uma análise visual do perfil obtido, abaixo de 10 nós o perfil não apresentava uma linha contínua e acima de 10 nós não havia diferença significativa no perfil.

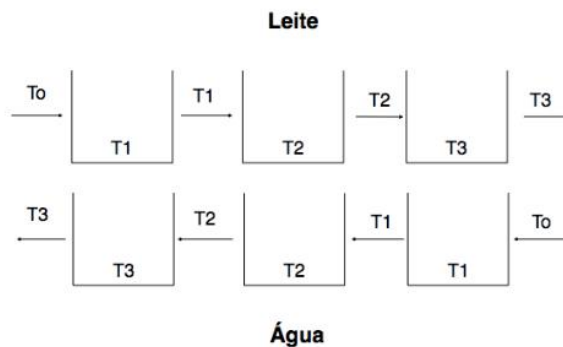


Figura 15 - Esquema simplificado da discretização do trocador de calor, utilizando 3 nós

A etapa seguinte foi a estruturação do balanço de energia para os tanques de leite. Na Equação 22, T_i^L representa da temperatura do leite no nó i , Cp^L a capacidade calorífica do leite, W^L a vazão do leite, ρ^L a densidade do leite, U o coeficiente convectivo total de troca de calor, A a área de contato entre os líquidos e T_{N-i+1}^A a temperatura da água no nó $(N-i+1)$.

$$\frac{dT_i^L}{dt} = \frac{Cp^L W^L}{Cp^L V^L \rho^L} (T_{i-1}^L - T_i^L) + \frac{UA}{Cp^L V^L \rho^L} (T_{N-i+1}^A - T_i^L) \quad (22)$$

Depois estruturou-se o balanço de energia para os tanques de água. Na Equação 23, T_i^A representa da temperatura da água no nó i , Cp^A a capacidade calorífica da água, W^A a vazão da água, ρ^A a densidade da água, U o coeficiente convectivo total de troca de calor, A a área de contato entre os líquidos e T_{N-i+1}^A a temperatura da água no nó $(N-i+1)$.

$$\frac{dT_i^A}{dt} = \frac{Cp^A W^A}{Cp^A V^A \rho^A} (T_{i-1}^A - T_i^A) + \frac{UA}{Cp^A V^A \rho^A} (T_{N-i+1}^L - T_i^A) \quad (23)$$

Para facilitar a manipulação das duas equações acima foram feitas as simplificações presentes nas Equações 24, 25 e 26.

$$\alpha^L = Cp^L V^L \rho^L \quad (24)$$

$$\alpha^A = Cp^A V^A \rho^A \quad (25)$$

$$\gamma = UA \quad (26)$$

Aplicando as simplificações acima nas Equações 22 e 23, obtemos as novas equações demonstradas nas Equações 27 e 28.

$$\frac{dT_i^L}{dt} = \frac{Cp^L W^L}{\alpha^L} (T_{i-1}^L - T_i^L) + \frac{\gamma}{\alpha^L} (T_{N-i+1}^A - T_i^L) \quad (27)$$

$$\frac{dT_i^A}{dt} = \frac{Cp^A W^A}{\alpha^A} (T_{i-1}^A - T_i^A) + \frac{\gamma}{\alpha^A} (T_{N-i+1}^L - T_i^A) \quad (28)$$

As variáveis de entrada definidas foram W^L , W^A , T_o^A e T_o^L e as variáveis de saída foram T_i^L e T_i^A , em i varia de 1 a N , sendo N o número total de nós. Assim, obteve-se o vetor das variáveis de entrada (\underline{u}) e o vetor das variáveis de saída do processo (\underline{x}).

$$\underline{u} = \begin{pmatrix} W^A \\ W^L \\ T_o^L \\ T_o^A \end{pmatrix} \quad (29) \quad \underline{x} = \begin{pmatrix} T_1^L \\ T_2^L \\ \vdots \\ T_N^L \\ T_1^A \\ T_2^A \\ \vdots \\ T_N^A \end{pmatrix} \quad (30)$$

Para estabelecer o espaço de estados foram desenvolvidas as matrizes \underline{A} e \underline{B} e para encontrar os seus elementos, foram utilizadas as definições abaixo. Os elementos das matrizes \underline{A} e \underline{B} foram calculados em torno do ponto do estado estacionário.

$$I. a_{i,j} = \frac{\partial f_i}{\partial a_j} \quad II. b_{i,j} = \frac{\partial f_i}{\partial b_j} \quad (31)$$

Na Equação 31.I o i varia de 1 a $2N$, assim como o j . Na equação 31.II o i varia de 1 a $2N$ e o j varia de 1 a 4. Além disso, f representa as $2N$ funções do balanço de energia. Nas Figuras 16 e 17 estão representadas as matrizes \underline{A} e \underline{B} para um exemplo adotando 3 nós.

$$\underline{\mathbf{A}} = \begin{bmatrix} \frac{-W^{L,SS} Cp^L - \gamma}{\alpha^L} & 0 & 0 & 0 & 0 & \frac{\gamma}{\alpha^L} \\ \frac{W^{L,SS} Cp^L}{\alpha^L} & \frac{-W^{L,SS} Cp^L - \gamma}{\alpha^L} & 0 & 0 & \frac{\gamma}{\alpha^L} & 0 \\ 0 & \frac{W^{L,SS} Cp^L}{\alpha^L} & \frac{-W^{L,SS} Cp^L - \gamma}{\alpha^L} & \frac{\gamma}{\alpha^L} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & \frac{\gamma}{\alpha^A} & \frac{-W^{L,SS} Cp^L - \gamma}{\alpha^L} & 0 & 0 \\ 0 & \frac{\gamma}{\alpha^A} & 0 & \frac{W^{A,SS} Cp^A}{\alpha^A} & \frac{-W^{A,SS} Cp^A - \gamma}{\alpha^A} & 0 \\ \frac{\gamma}{\alpha^A} & 0 & 0 & 0 & \frac{W^{A,SS} Cp^A}{\alpha^A} & \frac{-W^{A,SS} Cp^A - \gamma}{\alpha^A} \end{bmatrix}$$

Figura 16 - Exemplo da matriz $\underline{\mathbf{A}}$ supondo 3 nós

$$\underline{\mathbf{B}} = \begin{bmatrix} \frac{Cp^L (T_0^{L,SS} - T_1^{L,SS})}{\alpha^L} & 0 & \frac{W^{L,SS} Cp^L}{\alpha^L} & 0 \\ \frac{Cp^L (T_1^{L,SS} - T_2^{L,SS})}{\alpha^L} & 0 & 0 & 0 \\ \frac{Cp^L (T_2^{L,SS} - T_3^{L,SS})}{\alpha^L} & 0 & 0 & 0 \\ 0 & \frac{Cp^A (T_0^{A,SS} - T_1^{A,SS})}{\alpha^A} & 0 & \frac{W^{A,SS} Cp^A}{\alpha^A} \\ 0 & \frac{Cp^A (T_1^{A,SS} - T_2^{A,SS})}{\alpha^A} & 0 & 0 \\ 0 & \frac{Cp^A (T_2^{A,SS} - T_3^{A,SS})}{\alpha^A} & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

Figura 17 - Exemplo da matriz $\underline{\mathbf{B}}$ supondo 3 nós

Para obter os valores das temperaturas no estado estacionário, as equações do balanço de energia foram igualadas a zero. Utilizando a matriz $\underline{\mathbf{A}}$ e construindo um vetor resposta $\underline{\mathbf{R}}$, presente na Equação 32, obtém-se o vetor de temperaturas no estado estacionário, $\underline{\mathbf{V}}_{SS}$, conforme Equação 33.

$$\underline{\mathbf{R}} = \begin{pmatrix} \frac{-W_L Cp_L (T_{0,SS}^L)}{A_L} \\ \vdots \\ \frac{-W_A Cp_A (T_{0,SS}^A)}{A_A} \\ \vdots \end{pmatrix} \quad (32)$$

$$\underline{\mathbf{V}}_{SS} = \underline{\mathbf{A}}^{-1} \times \underline{\mathbf{R}} \quad (33)$$

Em seguida, nas Equações 34 e 35 temos os valores considerados para as matrizes $\underline{\mathbf{C}}$ e $\underline{\mathbf{D}}$.

$$\underline{\mathbf{C}} = \underline{\mathbf{I}} \quad (34)$$

$$\underline{\mathbf{D}} = \underline{\mathbf{0}} \quad (35)$$

Para encontrar a matriz de funções de transferência para esse processo foi utilizada a relação presente na Equação 36.

$$\underline{G}(s) = \underline{C} (s\underline{I} - \underline{A})^{-1} \underline{B} \quad (36)$$

3.1.3. Elaboração do código no Matlab

Para operacionalizar as etapas descritas na sessão anterior, foi criado um código utilizando o Matlab. Na Figura 18 é possível verificar um esquema simplificado do processo realizado. Na Seção 7, ao final do trabalho, também se encontra o código completo para consulta.

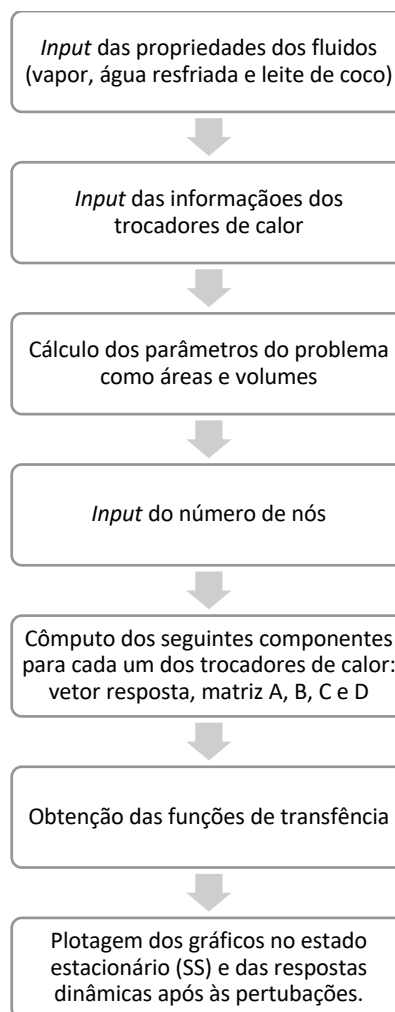


Figura 18 - Esquema simplificado da elaboração do código no Matlab

3.2. Desenvolvimento do sistema de controle para o processo UHT

3.2.1. Premissas iniciais

Utilizando como modelo o fluxograma presente na Figura 11 foi desenvolvida uma malha de controle no Simulink. O fluxograma obtido pode ser verificado na Figura 19. O fluxograma inicia-se com um degrau no *setpoint* chamado de YSP que em seguida é enviado para um bloco de conversão que utiliza a função de transferência K_m , responsável por converter o *setpoint* da variável física em sinal padrão. Esse sinal é comparado com a variável medida que anteriormente passou por um sensor, com função de transferência G_m . A partir da diferença entre esses dois sinais é gerado um erro que passa pelo controlador PID, gerando uma resposta. Essa resposta será encaminhada para um elemento de controle com função de transferência G_v , nesse caso uma válvula linear que atua na corrente de utilidade. Então, essa ação de controle terá um efeito no processo, chamado de G_p . Pode haver também um degrau no distúrbio chamado de D que terá um efeito na variável controlada através da função de transferência de distúrbio (G_d). O sinal oriundo de G_d se combina com o sinal proveniente de G_p e a variável medida é em seguida aferida novamente, reiniciando o ciclo.

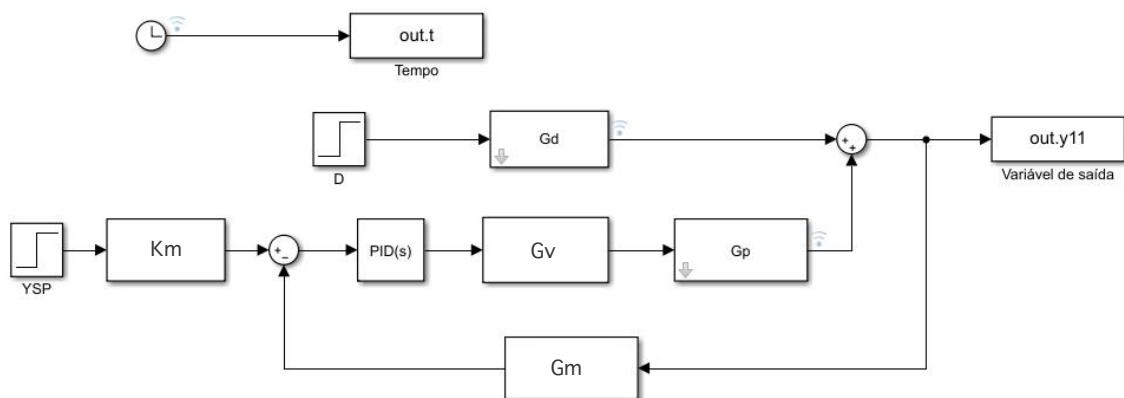


Figura 19 - Diagrama de blocos para o processo UHT

Para desenvolver os controladores para o processo UHT foi escolhido o *software* Simulink. A variável controlada considerada para ambos os trocadores foi a temperatura de saída do leite, pois essa variável irá ditar a qualidade final do produto. Para medi-la será utilizado um sensor elétrico que possa entrar em contato com alimentos. Já a variável manipulada selecionada foi a vazão da corrente de utilidade, no caso do primeiro trocador será o vapor e no segundo será a água resfriada. O distúrbio a ser estudado será a vazão de entrada do leite, pois na modelagem matemática foi um dos parâmetros com maior influência na temperatura final do leite e por consequência na qualidade final do mesmo. Como as funções de transferência do processo e do distúrbio, $G_p(s)$ e $G_d(s)$ respectivamente, já foram obtidas na etapa da modelagem, é necessário definir as demais

funções de transferência do problema. Para obter o valor de K_m foi utilizado a Equação 37.

$$K_m = \frac{\Delta \text{ sinal padrão elétrico}}{\Delta \text{ temperaturas}} = \frac{20-4}{150-20} = 0,123 \text{ mA/}^\circ\text{C} \quad (37)$$

Considerando que não há dinâmica em G_m , ou seja, τ_m foi considerado igual a zero, podemos aproximar G_m a K_m , conforme Equação 38.

$$G_m = \frac{K_m}{\tau_m s + 1} = K_m = 0,123 \text{ mA/}^\circ\text{C} \quad (38)$$

O processo UHT não tem grandes variações de pressão e foi considerada uma válvula de tipo linear, de forma que pode ser assumida uma relação linear entre a vazão de leite e a abertura da válvula. O cálculo de K_v encontra-se na Equação 39. Cabe ressaltar que K_v inclui a conversão do sinal elétrico oriundo do controlador em sinal pneumático, por isso a presença da constante $C1$.

$$K_v = K_{atuador} \times K_{corpo} \times C1 = \frac{\Delta \text{ posição da válvula}}{\Delta \text{ sinal padrão pneumático}} \times \frac{\Delta \text{ vazão de utilidade}}{\Delta \text{ posição da válvula}} \times$$

$$\frac{\Delta \text{ sinal padrão pneumático}}{\Delta \text{ sinal padrão elétrico}} = \frac{1-0}{15-3} \times \frac{4-0}{1-0} \times \frac{15-3}{20-4} = 0,25 \frac{\text{kg}}{\text{s. mA}} \quad (39)$$

Assumindo também uma dinâmica muito rápida para a válvula, pode-se aproximar G_v por K_v que será calculado a partir da Equação 40.

$$G_v = \frac{K_v}{\tau_v s + 1} = K_v = 0,25 \frac{\text{kg}}{\text{s. mA}} \quad (40)$$

3.2.2. Sintonia do controlador no Simulink

Utilizando o diagrama de blocos da seção acima foi desenvolvida uma malha no Simulink para sintonizar um controlador para cada trocador de calor. Foram utilizados dois métodos de sintonia, tentativa e erro e a ferramenta *Autotuning* do Matlab. Na Figura 20 abaixo é possível verificar um esquema simplificado do procedimento realizado.

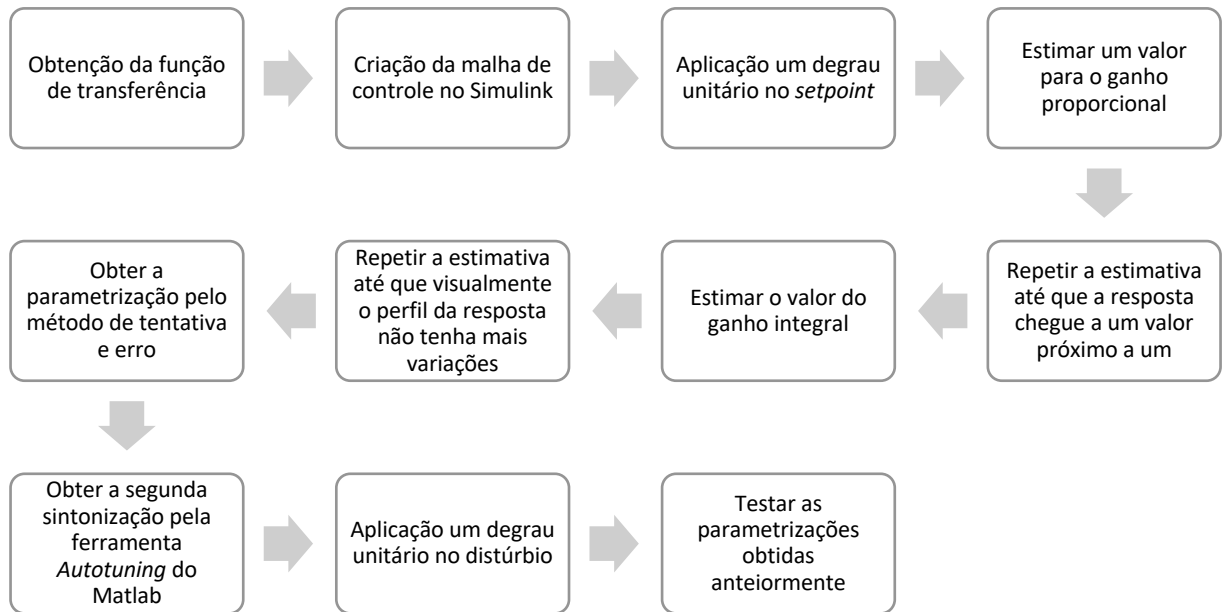


Figura 20 - Esquema simplificado da sintonização do controlador no Simulink

Para sintonizar o controlador utilizando o *Autotuning* do Matlab podem ser regulados dois critérios sobre a resposta, *response time* e *transient behavior*. Nesse caso foram alterados ambos os critérios.

Para realizar a escolha do melhor controlador para cada trocador de calor serão avaliados três parâmetros importantes: o tempo de estabilização, o tempo de subida e o percentual de *overshoot* das respostas. Os controladores com menor tempo de subida e de estabilização geram respostas mais rápidas, contudo mais oscilatórias.

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1. Modelagem da transferência de calor no trocador casco-tubo

Em primeiro lugar, utilizando as matrizes do espaço de estados, foram obtidas as funções de transferência para o sistema estudado. Em seguida, a partir do código, foi construído o perfil das temperaturas no estado estacionário ao longo do trocador de calor, disponível na Figura 21. É importante considerar que no pico da curva do leite de coco, obteve-se uma temperatura de 143°C, temperatura essa que está dentro da faixa estabelecida para esterilização do leite de coco (TETRA PAK, 2019). Dessa forma, podemos afirmar que no estado estacionário, é atingida a temperatura necessária para se obter um produto seguro e com as características sensoriais adequadas. Ao final obteve-se um produto a 24°C, temperatura ideal para que leite seja diretamente direcionado ao tanque de armazenamento.

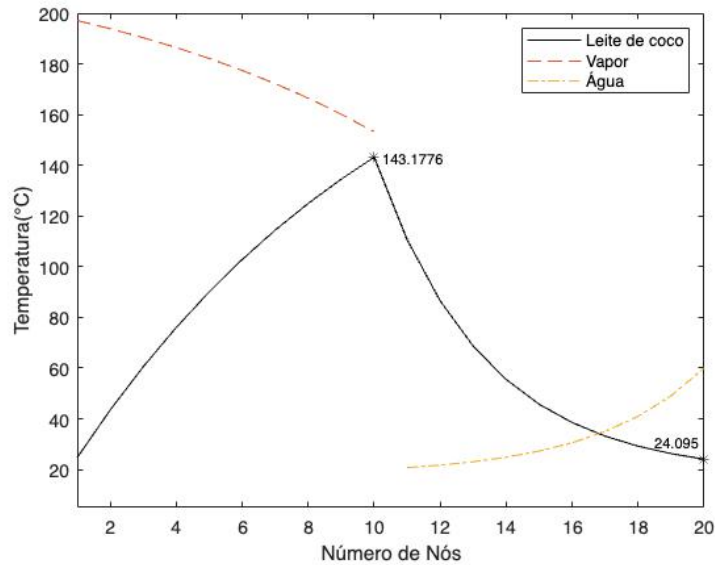


Figura 21 - Perfil das temperaturas no estado estacionário para o leite de coco, vapor e água de resfriamento

Foi avaliado também o perfil de temperaturas das utilidades no estado estacionário e o resultado obtido encontra-se na Figura 22. Conforme pode ser observado o perfil encontrado para o modelo se assemelha ao perfil teórico descrito em Silva (2010) para trocadores casco tubo em contracorrente.

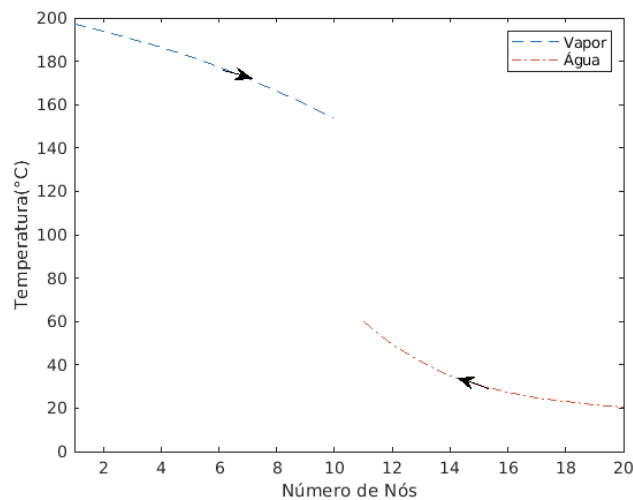


Figura 22 - Perfil das temperaturas das utilidades no estado estacionário

Utilizando as funções de transferência obtidas no Matlab, foram provocadas perturbações degrau nas variáveis de entrada definidas para cada um dos trocadores. Em seguida, as respostas obtidas foram avaliadas levando em consideração as temperaturas de saída de cada um dos trocadores no estado estacionário. Esse é o caráter mais importante nesse processo, uma vez que as temperaturas de saída irão influenciar na qualidade e grau de esterilização do produto.

4.1.1. Trocador casco-tubo para aquecimento do leite de coco

Primeiro, foi aplicado um degrau com magnitude de 15% em relação ao valor do estado estacionário nas vazões de entrada do primeiro trocador de calor (vazão do leite de coco e vazão do vapor). Os resultados obtidos após a aplicação dessa perturbação podem ser encontrados na Figura 23.

Percebe-se que ao aplicar o degrau na vazão de entrada do leite, há uma queda brusca na temperatura de saída no primeiro trocador, aproximadamente $10,5^{\circ}\text{C}$. No estado estacionário, o leite saía do trocador a uma temperatura de 143°C , logo após essa perturbação o leite sairia a $132,5^{\circ}\text{C}$. Dessa forma, a temperatura do leite após a perturbação estaria abaixo da temperatura mínima do UHT (140°C), sendo assim, não poderíamos garantir a esterilização necessária para o alimento. Como nesse caso estamos aumentando em 15% a vazão de entrada do leite, a troca de calor não será tão eficiente quando comparada ao estado estacionário. A quantidade de calor transferido é a mesma, mas o volume de leite de coco sofreu um aumento, sendo assim a temperatura final obtida após o degrau será menor do que a encontrada no estado estacionário.

Aplicando o degrau à vazão de vapor temos um comportamento diferente do anterior: ocorre um pequeno aumento na temperatura de saída do leite. Nesse caso estamos aumentando em 15% a vazão da utilidade, então, espera-se que a troca de calor seja mais eficiente que a observada no estado estacionário, provocando um aumento na temperatura de saída após o degrau. Contabilizando o aumento de $1,95^{\circ}\text{C}$ a temperatura no estado estacionário, obtemos uma temperatura final de aproximadamente 145°C . Como essa temperatura não ultrapassa a temperatura máxima do processo, podemos garantir que houve a esterilização necessária e também não há perda na qualidade do produto.

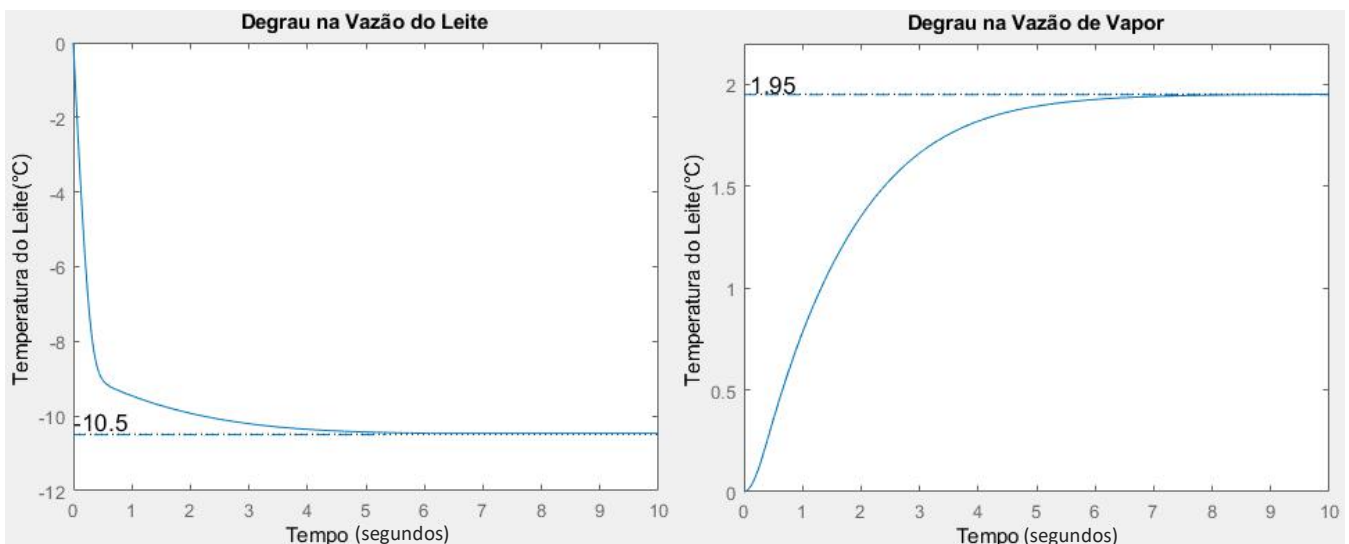


Figura 23 - Resposta da variação da temperatura do leite ao final do primeiro trocador ao provocar um degrau nas vazões de entrada

Em seguida, foi aplicado novamente um degrau de magnitude de 15% em relação ao valor do estado estacionário nas temperaturas de entrada do primeiro trocador de calor

(temperatura do leite de coco e temperatura do vapor). Os resultados obtidos após a aplicação dessa perturbação podem ser encontrados na Figura 24.

Aplicando o degrau nas temperaturas de entrada, observa-se um aumento na temperatura de saída do leite no primeiro trocador para ambos os casos. Para o primeiro caso o aumento da temperatura é pouco significativo e o leite continuaria sendo esterilizado a 143°C. Como essa temperatura não ultrapassa a temperatura máxima do processo, podemos garantir que houve a esterilização necessária e também não há perda na qualidade do produto. Para o segundo caso, teríamos o leite saindo a uma temperatura superior à temperatura máxima do UHT (145°C). Sendo assim, teríamos o produto final esterilizado, contudo haveria uma queda significativa na qualidade final do produto, correndo o risco de ocorrer a desnaturação das proteínas.

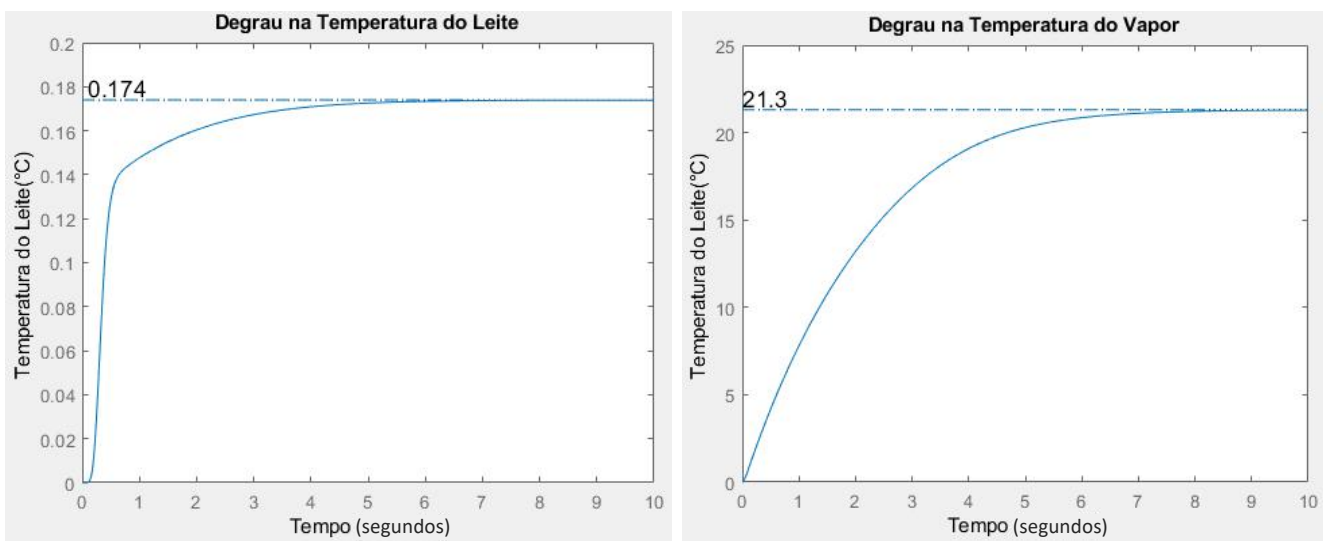


Figura 24 - Resposta da variação da temperatura do leite ao final do primeiro trocador ao provocar um degrau nas temperaturas de entrada

4.1.2. Trocador casco-tubo para resfriamento do leite de coco

Para o segundo trocador foi avaliado a mudança nas vazões e temperaturas do leite e da água resfriada. Como a mudança na temperatura e vazão do leite também influenciam no primeiro trocador, essa influência foi contabilizada nas respostas no segundo trocador. Assim como na sessão anterior, iniciamos a análise aplicando um degrau de magnitude de 15% em relação ao valor do estado estacionário na vazão de entrada do leite de coco e na vazão de entrada da água resfriada, o resultado encontra-se na Figura 25.

Ao provocar o degrau na vazão de entrada do leite de coco temos um ligeiro aumento na temperatura de saída do leite, aproximadamente 2°C, totalizando uma temperatura de saída de 26°C. Esse valor está acima da temperatura ideal de saída do leite para o processo UHT que seria em torno de 24°C. Mesmo obtendo um leite parcialmente resfriado, não teríamos perda na qualidade ou esterilização do produto. Uma solução seria

direcionar a corrente à um tanque de armazenamento intermediário que poderia resfriar o leite até a temperatura ideal para embalar. Aplicando o degrau na vazão de água resfriada é possível aumentar ligeiramente a taxa de troca de calor entre a água e o leite, ocasionando em uma pequena redução na temperatura de saída do leite, aproximadamente 1°C. O leite sairia a 23°C, temperatura que seria bem próxima a ideal, ou seja, o leite poderia ser direcionado diretamente para o envase.

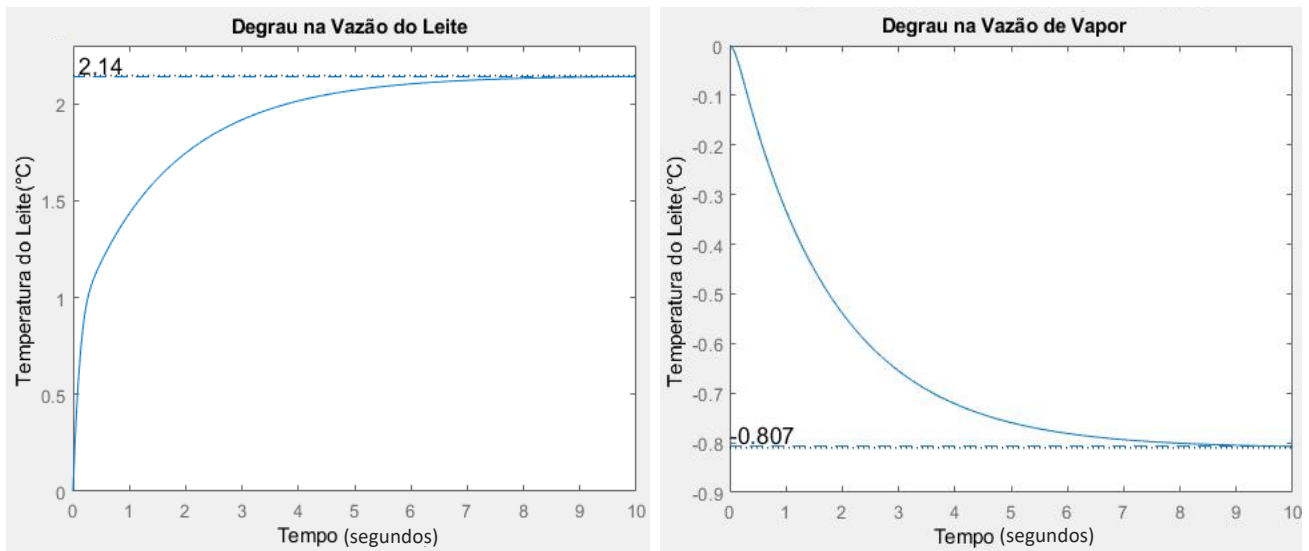


Figura 25 - Resposta da variação da temperatura do leite ao final do segundo trocador ao provocar um degrau as vazões de entrada

A segunda análise foi feita aplicando um degrau de magnitude de 15% em relação ao valor do estado estacionário nas temperaturas de entrada do leite e da água resfriada. Os resultados obtidos para esse caso encontram-se na Figura 26. Para o degrau na temperatura do leite, tivemos um pequeno aumento na temperatura de saída do leite, aproximadamente 0,02°C. Essa pequena variação não influenciaria no processo, teríamos o leite saindo a uma temperatura ideal para ser direcionando diretamente à etapa de embalagem. Quando é aplicado o degrau na temperatura da água resfriada, ocorre um aumento significativo da temperatura final do leite, totalizando 27°C. Assim, seria obtido um leite parcialmente resfriado que poderia ser direcionando para um tanque intermediário, antes de partir para o envase.

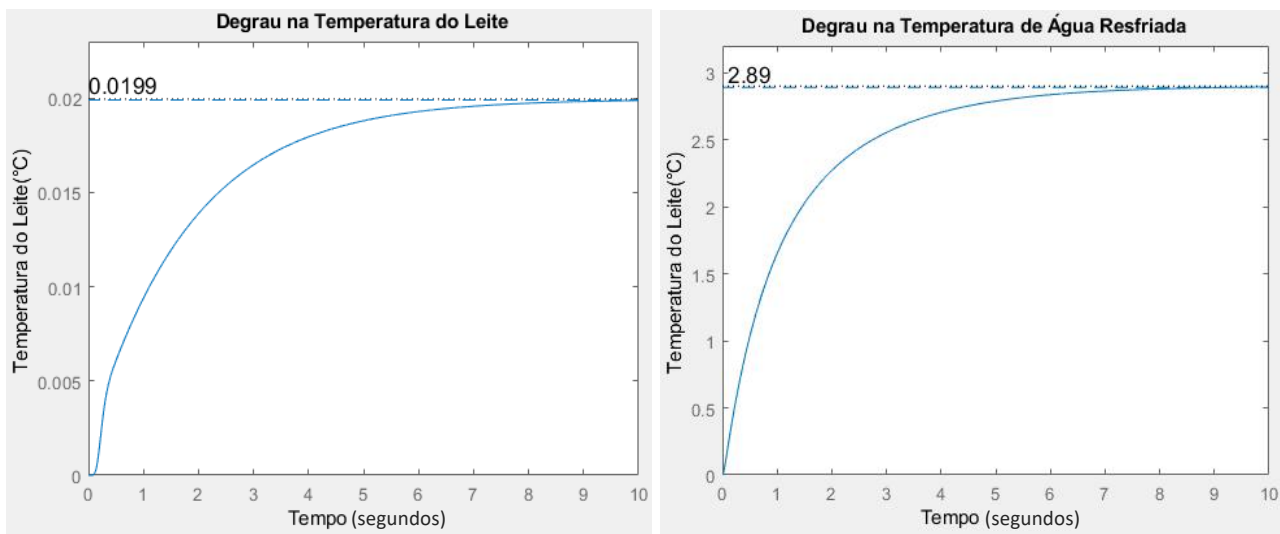


Figura 26 - Resposta da variação da temperatura do leite ao final do segundo trocador ao alterar as temperaturas de entrada

4.2. Avaliação dos controladores desenvolvidos

Utilizando as funções de transferência obtidas no capítulo anterior foi gerada a malha de controle no Simulink, presente na Figura 27. Para cada um dos trocadores foram parametrizados dois controladores, utilizando o método de tentativa e erro e a ferramenta *Autotuning* do Simulink. Conforme descrito anteriormente, serão avaliados três parâmetros para a escolha do melhor controlador: tempo de subida, tempo de estabilização e percentual de *overshoot*.

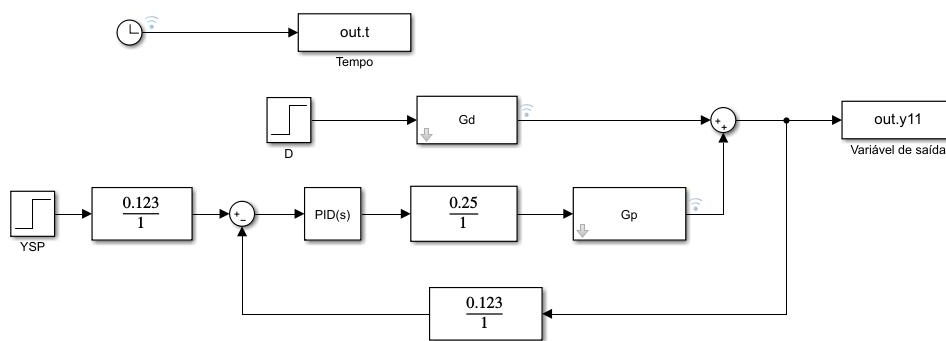


Figura 27 - Fluxograma de controle

4.2.1. Trocador casco-tubo para aquecimento do leite de coco

Em primeiro lugar, foi aplicado um degrau unitário apenas no *setpoint* e o controlador foi parametrizado pelo método de tentativa e erro. Na Figura 28 encontra-se a resposta obtida utilizando esse controlador. Observa-se que utilizando o controlador parametrizado pelo método de tentativa e erro obtemos uma resposta rápida que atinge o valor final de um.

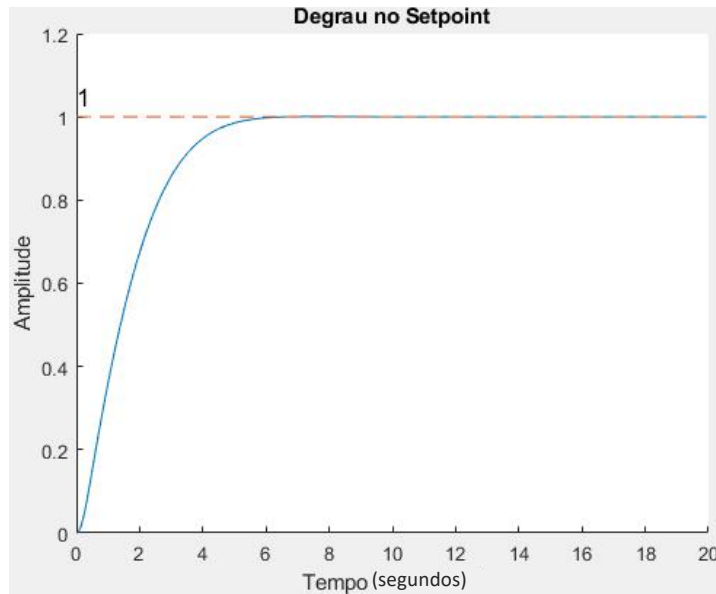


Figura 28 - Resposta para um degrau no *setpoint* utilizando um controlador parametrizado pelo método de tentativa e erro

Em seguida, foi parametrizado um segundo controlador utilizando a ferramenta *Autotuning* do Simulink. Na Figura 29 é possível verificar a resposta obtida para o controlador gerado utilizando o *Autotuning* em comparação com o controlador obtido utilizando o método de tentativa e erro.

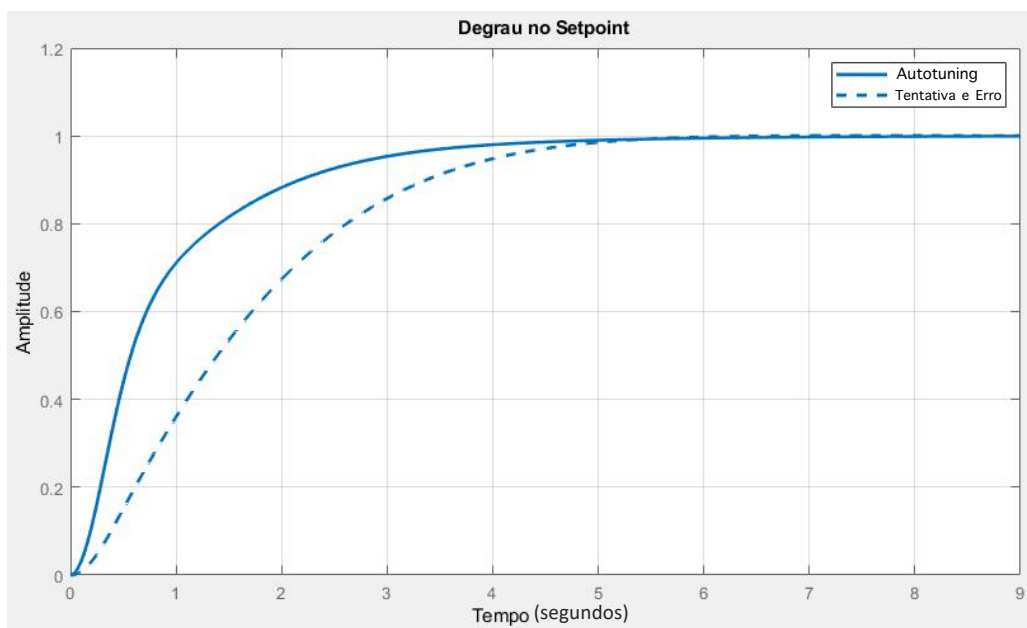


Figura 29 - Resposta comparativa para um controlador utilizando a ferramenta *Autotuning* e para um controlador obtido pelo método de tentativa e erro

Analisando apenas o gráfico, verifica-se que a resposta obtida para o controlador que utilizou o *Autotuning* é um pouco mais rápida. Contudo, é necessário avaliar os outros parâmetros. Na Tabela 3 encontra-se os parâmetros gerados pelo Matlab que nos permitem realizar uma comparação mais aprofundada entre os dois controladores. Avaliando primeiro os tempos de subida e de estabilização, verifica-se que o controlador

parametrizado pelo *Autotuning* possui uma resposta pelo menos 45% mais rápida, para os dois parâmetros. O percentual de *overshoot* dos controladores não possui grande diferença, mas o controlador parametrizado utilizando o *Autotuning* tem melhor performance.

Tabela 3 - Parâmetros obtidos para os controladores sintonizados por dois métodos: tentativa e erro e *Autotuning*

Parâmetros	<i>Autotuning</i>	Tentativa e Erro
P	37,43	15
I	0,57	0,8
D	0,23	0
Tempo de Subida	2,0s	3,0s
Tempo de Estabilização	4,0s	4,8s
<i>Overshoot</i>	0%	0,1%

Se fossemos analisar apenas a resposta para um degrau no *setpoint*, o controlador escolhido seria o parametrizado utilizando o *Autotuning*. Contudo, para realizar a escolha do melhor controlador é necessário analisar também a sua ação frente a um degrau no distúrbio. Utilizando os mesmos valores de P, I e D presentes na Tabela 3, foi aplicado um degrau unitário no distúrbio e a resposta obtida encontra-se na Figura 30.

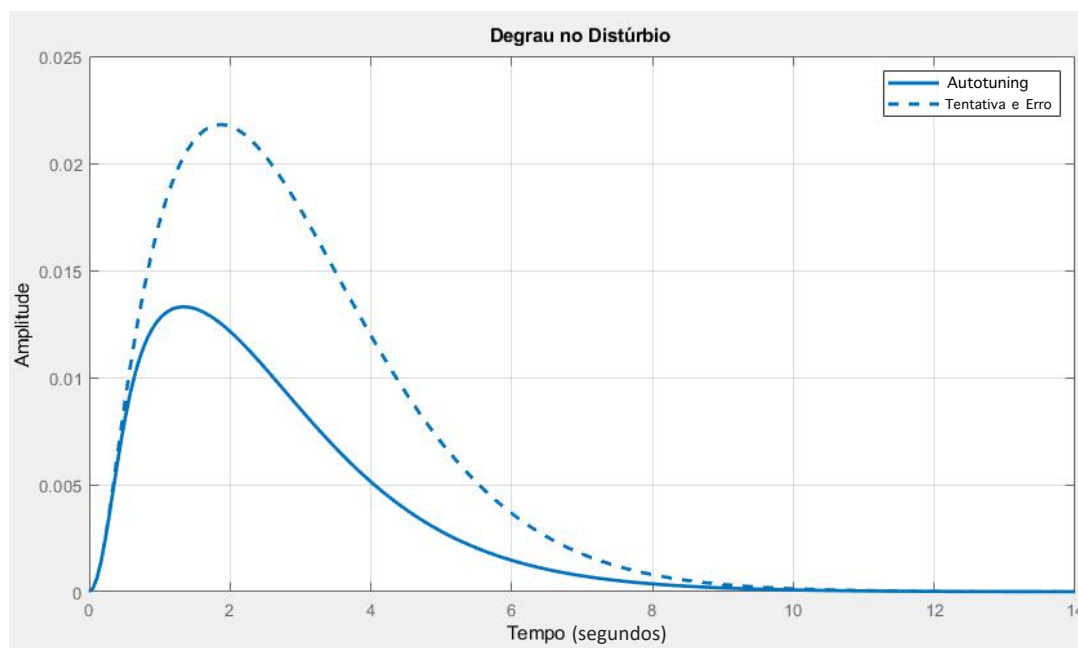


Figura 30 - Resposta comparativa para um controlador utilizando a ferramenta *Autotuning* e para um controlador obtido pelo método de tentativa e erro

Verificando o gráfico da Figura 30 e a Tabela 4, conclui-se que o controlador obtido utilizando o *Autotuning* possui uma resposta mais rápida para o degrau no distúrbio. Além disso, possui um menor pico e também menor *overshoot*.

Tabela 4 - Parâmetros obtidos para os controladores sintonizados por dois métodos: tentativa e erro e *Autotuning*

Parâmetros	<i>Autotuning</i>	Tentativa e Erro
P	37,43	15
I	0,57	0,8
D	0,23	0
Tempo de Subida	1,9s	3,0s
Tempo de Estabilização	3,7s	4,8s
<i>Overshoot</i>	0%	0,1%

Após a análise das respostas frente a um degrau unitário no setpoint e no distúrbio, conclui-se que o melhor controlador para o primeiro trocador é aquele que foi parametrizado utilizando a ferramenta *Autotuning*. Em ambos os casos, sua resposta apresenta tempos de subida e estabilização mais rápidos e menores percentuais de *overshoot*.

4.2.2. Trocador casco-tubo para resfriamento do leite de coco

Para o segundo trocador de calor, foi aplicado novamente um degrau unitário apenas no *setpoint* e o controlador foi parametrizado pelo método de tentativa e erro. Na Figura 32 encontra-se a resposta obtida utilizando esse controlador. Observa-se que utilizando o controlador parametrizado pelo método de tentativa e erro obtemos uma resposta rápida que atinge o valor final de um.

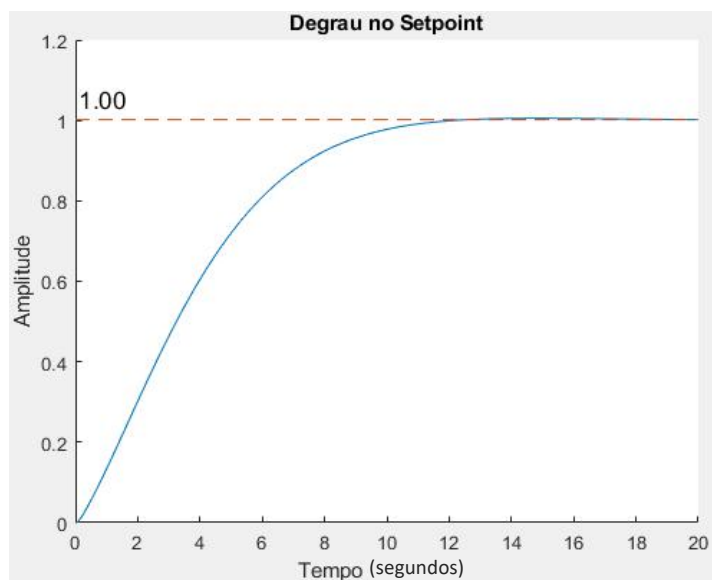


Figura 31 - Resposta para um degrau no setpoint utilizando um controlador parametrizado pelo método de tentativa e erro

Em seguida, foi parametrizado um segundo controlador utilizando a ferramenta *Autotuning* do Simulink. Na Figura 33 é possível verificar a resposta obtida para o

controlador gerado utilizando o *Autotuning* em comparação com o controlador obtido utilizando o método de tentativa e erro.

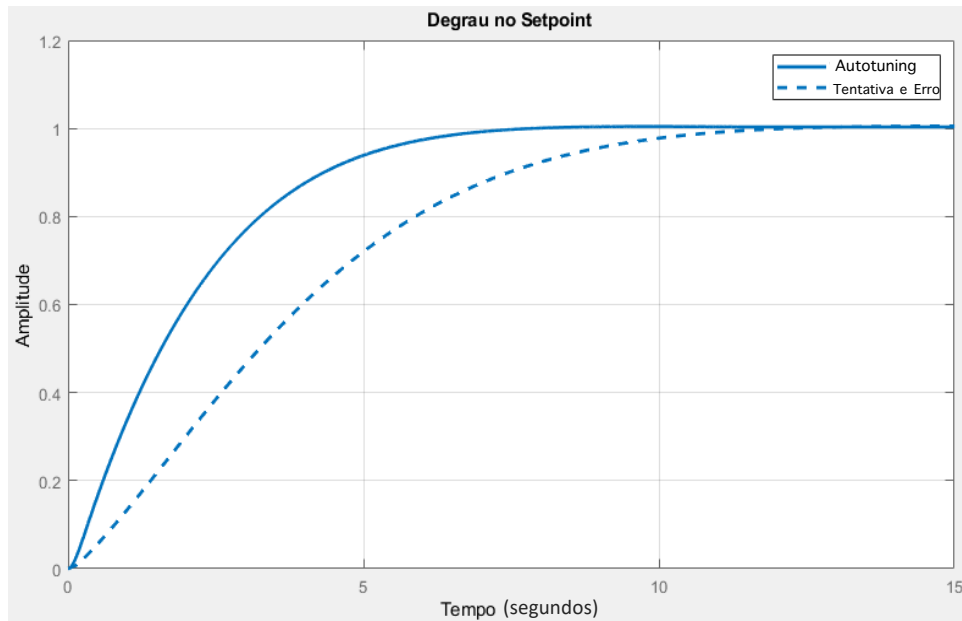


Figura 32 - Resposta comparativa para um controlador utilizando a ferramenta *Autotuning* e para um controlador obtido pelo método de tentativa e erro

Analisando apenas o gráfico, verifica-se que a resposta obtida para o controlador que utilizou o *Autotuning* é mais rápida. Contudo, é necessário avaliar os outros parâmetros. Na Tabela 5 encontram-se os parâmetros gerados pelo Matlab que nos permitem realizar uma comparação mais aprofundada entre os dois controladores. Avaliando primeiro os tempos de subida e de estabilização, verifica-se que o controlador parametrizado pelo *Autotuning* possui uma resposta pelo menos 60% mais rápida, para os dois parâmetros. O percentual de *overshoot* dos controladores possui uma pequena diferença, mas o controlador parametrizado utilizando o *Autotuning* tem melhor performance.

Tabela 5 - Parâmetros obtidos para os controladores sintonizados por dois métodos: tentativa e erro e *Autotuning*

Parâmetros	<i>Autotuning</i>	Tentativa e Erro
P	-34,24	-10
I	0,71	1,3
D	0	0
Tempo de Subida	4,0s	6,7s
Tempo de Estabilização	6,3s	10,1s
<i>Overshoot</i>	0,44%	0,53%

Se fossemos analisar apenas a resposta para um degrau no *setpoint*, o controlador escolhido seria o parametrizado utilizando o *Autotuning*. Contudo, para realizar a escolha do melhor controlador é necessário analisar também a sua ação frente a um degrau

unitário no distúrbio. Utilizando os mesmos valores de P, I e D presentes na Tabela 5, foi aplicado um degrau no distúrbio e a resposta obtida encontra-se na Figura 34.

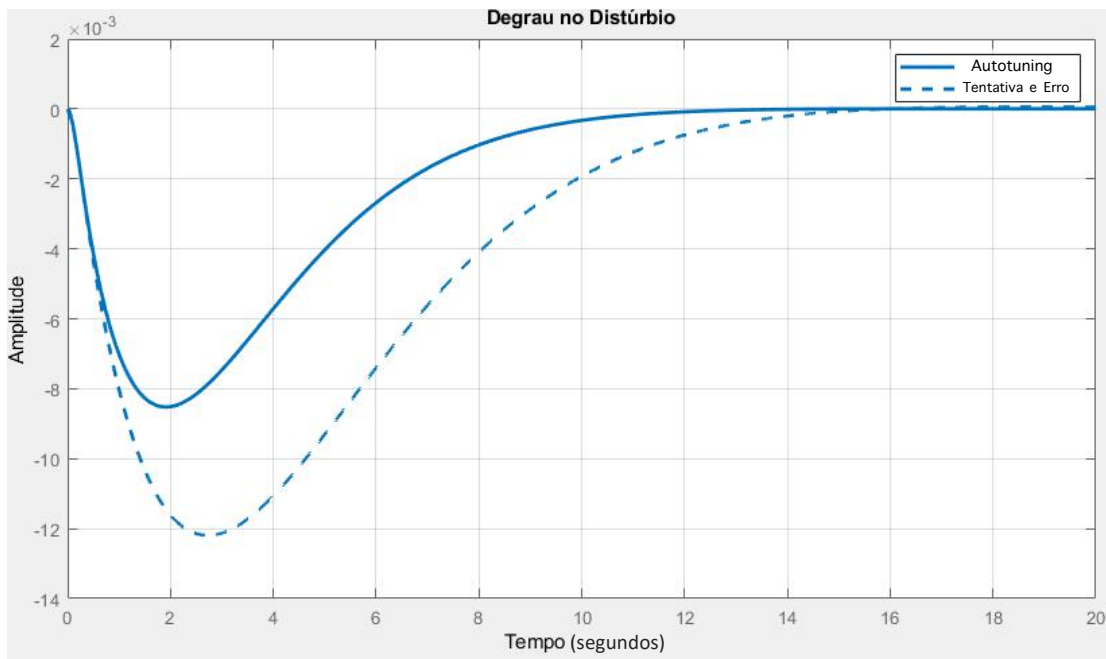


Figura 33 - Resposta comparativa para um controlador utilizando a ferramenta *Autotuning* e para um controlador obtido pelo método de tentativa e erro

Verificando o gráfico da Figura 31 e a Tabela 6, conclui-se que o controlador obtido utilizando o *Autotuning* possui uma resposta mais rápida para o degrau unitário no distúrbio. Além disso, possui um menor pico e também menor *overshoot*.

Tabela 6 - Parâmetros obtidos para os controladores sintonizados por dois métodos: tentativa e erro e *Autotuning*

Parâmetros	<i>Autotuning</i>	Tentativa e Erro
P	-34,24	-10
I	0,71	1,3
D	0	0
Tempo de Subida	3,9s	6,7s
Tempo de Estabilização	6,4s	10,1s
<i>Overshoot</i>	0,206%	0,53%

Após a análise das respostas frente a um degrau no setpoint e no distúrbio, conclui-se que o melhor controlador para o segundo trocador é aquele que foi parametrizado utilizando a ferramenta *Autotuning*. Em ambos os casos, sua resposta apresenta tempos de subida e estabilização mais rápidos e menores percentuais de *overshoot*.

5. CONCLUSÃO E SUGESTÕES

Avaliando as respostas obtidas para o modelo matemático, pode-se concluir que perfil de temperatura do leite no estado estacionário é compatível com o resultado teórico esperado. Comparando o perfil de temperatura para as utilidades também, conclui-se que o perfil encontrado esta coerente com o perfil teórico da literatura. A partir das respostas aos degraus, é possível concluir que as variáveis que mais afetam a temperatura de saída do leite são vazão de entrada do leite e temperatura da corrente de água e vapor (a variação percentual da temperatura final do leite para esses casos foi maior do que para os outros casos estudados). Alterações nessas duas variáveis causam mudanças percentuais de 8% na temperatura final do leite e por consequência alteram a esterilidade e as características sensoriais do mesmo.

Ambos os controladores parametrizados apresentaram baixos valores para o tempo de subida, tempo de estabilização e percentual de *overshoot*. Tanto para o primeiro quanto para o segundo trocador o controlador que mais se destacou foi o obtido pela ferramenta *Autotuning*. Comparando os parâmetros de desempenho dos dois controladores verificase que o controlador parametrizado pelo *Autotuning* possui tempo subida 36% mais rápido, tempo de estabilização 22% mais rápido e em alguns casos seu percentual de *overshoot* é a metade do valor obtido para o controlador obtido por tentativa e erro. Utilizando a ferramenta é possível alcançar mais facilmente o equilíbrio entre a velocidade de resposta e a robustez do controlador. Por esse motivo os controladores obtidos pela ferramenta tiveram melhor desempenho que os obtidos por tentativa e erro.

No presente trabalho foram realizadas algumas considerações e simplificações. Uma sugestão para trabalhos futuros seria aumentar o rigor do modelo. Por exemplo para as propriedades dos fluidos poderiam ser obtidas as funções que relacionam cada uma das propriedades com as variáveis do problema (temperatura, percentual de gordura no leite e assim por diante). Outra possibilidade seria considerar o efeito do *fouling* na transferência de calor e considerar a perda de carga na vazão do leite.

Outra sugestão seria um estudo comparativo entre o modelo criado e valores experimentais obtidos de um trocador de calor real. Dessa forma, o modelo poderia ser validado. Outra possibilidade seria a inclusão da etapa regenerativa na modelagem e a comparação entre o gasto de utilidades antes e, após, a implementação dessa etapa. Para a etapa de controle seria interessante desenvolver, em trabalhos futuros, algumas comparações entre o controlador PID e outros controladores, layouts e arranjos possíveis.

6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- BEQUETTE, B.W. **Process Dynamics Modeling, Analysis and Simulation**. Prentice Hall, 1998.
- BRESNAHAN, D. **Elements, Modes, Techniques, and Design of Process Control for Thermal Processes**. Chapter 2. 2011
- ESTEVES, A.C. **Desenvolvimento de Modelo Matemático de Trocador de Calor Tipo Casco-Tubo**. 2008
- FAO. **Standard for aqueous coconut products: coconut milk and coconut cream**. 2019. Disponível em < <http://www.fao.org/fao-who-codexalimentarius/sh-proxy/en/?lnk=1&url=https%253A%252F%252Fworkspace.fao.org%252Fsites%252F>

odex%252FStandards%252FCXS%2B240-2003%252FCXS_240e.pdf>. Acesso em 12/03/2020.

FAO. **Coconut: Post-harvest Operations**. 1999. Disponível em <http://www.fao.org/fileadmin/user_upload/inpho/docs/Post_Harvest_Compendium_-_Coconut.pdf>. Acesso em 17/03/2020

IDRISSI, M.A., BAGUI, F., ESTEL, L. **Analytical and experimental response time to flow rate step along a counter flow double pipe heat exchanger**. International Journal of Heat and Mass Transfer, 2000.

PADHEE, S. **Controller Design for Temperature Control of Heat Exchanger System: Simulation Studies**. 2014. National Institute of Technology Department of Electronics and Communication Engineering.

PADHEE, S., KHARE, Y.B., SINGH, Y. **Internal Model Based PID Control of Shell and Tube Heat Exchanger System**. IEEE, 2011.

PERRY, R. H.; GREEN, D. W. **Perry's Chemical Engineers' Handbook**. 7ªEd., New York, McGraw-Hill Book Co., 1997.

POORANI, V. J., ANAND, L. D. V. **Comparison of PID controller and Smith predictor controller for heat exchanger**. 2013. IEEE International Conference ON Emerging Trends in Computing, Communication and Nanotechnology (ICECCN).

ORDONEZ, J.A. et al. **Tecnologia de alimentos – Volume 1: Componentes dos alimentos e processos**. Artmed, 2005.

SEBORG, D.E., EDGAR, T.F., MELLICHAMP, D.A., DOYLE, F.J. **Process Dynamics and Control**. Wiley, 2017.

SILVA, M.P. **Controle Preditivo em Rede Aplicado a um Trocador de Calor Casco-Tubos**. 2010

SIRIPHANICH, J., SARADHULDHAT, P., ROMPHOPHAK, T., KRISANAPOOK, K., PATHAVEERAT, S., TONGCHITPAKDEE, S. **Postharvest Biology and Technology of Tropical and Subtropical Fruits**. 2011.

TANSAKUL, A., CHAISAWANG, P. **Thermophysical properties of coconut milk**. Journal of Food Engineering 73 (276–280). 2006. Disponível em: <www.elsevier.com/locate/jfoodeng> Acesso em 19/02/20.

TETRA PAK. **Coconut Handbook**. 2019. Disponível em <<https://coconuthandbook.tetrapak.com>>. Acesso em 12/03/2020.

TETRA PAK. **Dairy Processing Handbook**. 1ª ed. 2015. Disponível em: <<http://dairyprocessinghandbook.com/>> Acesso em 11/06/18.

WOORDROF, J.G. **Coconuts: Production, Processing, Products**. Westport, Conn: AVI. 1979, 2ª Ed.

XIA, L., GARCIA, J.A.D.A., HARLEY, T.T. **Modelling and Simulation of a Heat Exchanger**. 1991

7. ANEXOS

```
clear all
clc
% ----- IMPUT PROPIEDADES -----
```

```

Cpl= 3.7476*1e3; %Cpleite em J/(kg K)
Cph=4.18*1e3; %Cpagua em J/(kg K)
Rhol=965.16; %Densidade do leite em kg/m3
Rhoh=958.356; %Densidade da agua em kg/m3
Tolss=4; %Temperatura de entrada do leite no SS em oC
Tohss=200; %Temperatura de entrada da agua no SS em oC

```

```

% ----- IMPUT #1 TROCADOR -----

```

```

DiametroInt=16/1000; %Diametro interno dos tubos em m
DiametroCas=85/1000; %Diametro interno do casco em m
L=6; %Comprimento do trocador em m
Ntubos=12; %Numero de tubos no trocador
Fh=8; %Vazao de entrada agua em kg/s
Fl=3; %Vazao de entrada leite em kg/s
U=5000; %U do trocador em W/m2 oC
N=10; %# de nos
wl=Fl;
wa=Fh;

```

```

% ----- CALCULO DE PARAMETROS -----

```

```

Area=(DiametroInt*pi*L*Ntubos)/N; %Area de troca termica em cada no em
m2
Vtubo=((DiametroInt/2)^2*pi*L)/N; %Volume de cada tanque tubo em m3
Vcasco((((DiametroCas/2)^2)*pi-((DiametroInt/2)^2)*pi)*L)/N; %Volume
de cada tanque (Vcasco-Vtubo)

```

```

% ----- SIMPLIFICACOES -----

```

```

Al=Rhol*Cpl*Vtubo; %Densidade do leite*Cpleite*Volume
Ah=Rhoh*Cph*Vcasco; %Densidade da agua*Cpagua*Volume
Bl=Fl*Cpl; %Vazao do leite*Cpleite
Bh=Fh*Cph; %Vazao da agua*Cpagua
K=U*Area;

```

```

% ----- OBTENDO T NO SS -----

```

```

Resposta=zeros(2*N,1);
Resposta(1)=-((wl*Cpl/Al)*Tolss);
Resposta(N+1)=-((wa*Cph/Ah)*Tohss);

```

```

% ----- OBTENDO MATRIZ A -----

```

```

MatrizA=zeros(2*N,2*N);

```

```

%Coeficientes da Matriz A

```

```

X=(-Bl-K)/Al;
Y=(K/Al);
Z=(Bl/Al);
A=(-Bh-K)/Ah;
B=Bh/Ah;
C=K/Ah;

```



```

%Organizando a Matriz A
MatrizA(1,1)=X;
MatrizA(1,2*N)=Y;
for i=2:N
MatrizA(i,i-1)=Z;
MatrizA(i,i)=X;
MatrizA(i,2*N+1-i)=Y;
end
MatrizA(N+1,N)=C;
MatrizA(N+1,N+1)=A;
k=N-1;
for i=N+2:2*N
MatrizA(i,k)=C;
MatrizA(i,i)=A;
MatrizA(i,i-1)=B;
k=k-1;
end

%Usando a matriz A para obter a T no SS
x=inv(MatrizA)*Resposta;
Tl=x(1:N); %Temperaturas do leite
Th=x(N+1:2*N); %Temperaturas da agua
%plot(1:N,Tl,'b',1:N,Th,'g')

```

% ----- OBTENDO MATRIZ B -----

```

%Coeficientes da Matriz B
Cl=Cpl/Al;
Ca=Cph/Ah;

```

```

%Organizando a Matriz B
MatrizB=zeros(2*N,4);
k=1;
MatrizB(1,1)=Cl*(Tolss-Tl(1));
MatrizB(N+1,2)=Ca*(Tohss-Th(1));
for i=1:N-1
MatrizB(i+1,1)=Cl*(Tl(i)-Tl(k+1));
MatrizB(N+i+1,2)=Ca*(Th(i)-Th(i+1));
k=k+1;
end
MatrizB(1,3)=wl*Cl;
MatrizB(N+1,4)=wa*Ca;

```

% ----- OBTENDO MATRIZ C e D -----

```

MatrizC=eye(2*N,2*N);
MatrizD=zeros(2*N,4);

```

```

% ----- FUNCOES DE TRANSFERENCIA -----

[Num1,Den1]=ss2tf(MatrizA,MatrizB,MatrizC,MatrizD,1);
[Num2,Den2]=ss2tf(MatrizA,MatrizB,MatrizC,MatrizD,2);
[Num3,Den3]=ss2tf(MatrizA,MatrizB,MatrizC,MatrizD,3);
[Num4,Den4]=ss2tf(MatrizA,MatrizB,MatrizC,MatrizD,4);

% Laco para organizar as FT
for i=1:N
k1=Num1(i,:);
k2=Num2(i,:);
k3=Num3(i,:);
k4=Num4(i,:);
Sys1(i)=tf(k1,Den1);
Sys2(i)=tf(k2,Den2);
Sys3(i)=tf(k3,Den3);
Sys4(i)=tf(k4,Den4);
end

% ----- IMPUT #2 TROCADOR -----

Ntubos=12*4; %Numero de tubos no trocador
Fh=8; %Vazao de entrada agua em kg/s
Fl=3; %Vazao de entrada leite em kg/s
U=5000; %U do trocador
N2=10; %# de nos
Tohss=20; %Temperatura agua fria
Tolss=Tl(N); %Temperatura do leite = temperatura do ultimo no
wa=Fh;
wl=Fl;

% ----- CALCULO DE PARAMETROS -----
Area=(DiametroInt*pi*L*Ntubos)/N; %Area de troca termica em cada no em
m2
Vtubo=((DiametroInt/2)^2*pi*L)/N; %Volume de cada tanque tubo em m3
Vcasco((((DiametroCas/2)^2)*pi-((DiametroInt/2)^2)*pi)*L)/N; %Volume
de cada tanque (Vcasco-Vtubo)

% ----- SIMPLIFICACOES -----
Al=Rhol*Cpl*Vtubo; %Densidade do leite*Cpleite*Volume
Ah=Rhoh*Cph*Vcasco; %Densidade da agua*Cpagua*Volume
Bl=Fl*Cpl; %Vazao do leite*Cpleite
Bh=Fh*Cph; %Vazao da agua*Cpagua
K=U*Area;

% ----- OBTENDO T NO SS -----
Resposta=zeros(2*N2,1);
Resposta(1)=-(wl*Cpl/Al)*Tolss;

```

Resposta(N2+1)=- (wa*Cph/Ah)*Tohss;

% ----- OBTENDO MATRIZ A -----
MatrizA=zeros(2*N2,2*N2);

%Coeficientes da Matriz A
X=(-B1-K)/A1;
Y=(K/A1);
Z=(B1/A1);
A=(-Bh-K)/Ah;
B=Bh/Ah;
C=K/Ah;

%Organizando a Matriz A
MatrizA(1,1)=X;
MatrizA(1,2*N2)=Y;
for i=2:N2
MatrizA(i,i-1)=Z;
MatrizA(i,i)=X;
MatrizA(i,2*N2+1-i)=Y;
end
MatrizA(N2+1,N2)=C;
MatrizA(N2+1,N2+1)=A;
k=N2-1;
for i=N2+2:2*N2
MatrizA(i,k)=C;
MatrizA(i,i)=A;
MatrizA(i,i-1)=B;
k=k-1;
end

%Usando a matriz A para obter a T no SS
x=inv(MatrizA)*Resposta;
Tl2=x(1:N2);
Th2=x(N2+1:2*N2);
%plot(1:N2,Tl2,'b',1:N2,Th2,'g')

% ----- OBTENDO MATRIZ B -----

%Coeficientes da Matriz B
Cl=Cpl/A1;
Ca=Cph/Ah;

%Organizando a Matriz B
MatrizB=zeros(2*N2,4);
k=1;
MatrizB(1,1)=Cl*(Tolss-Tl2(1));
MatrizB(N2+1,2)=Ca*(Tohss-Th2(1));
for i=1:N2-1
MatrizB(i+1,1)=Cl*(Tl2(i)-Tl2(k+1));

```

MatrizB(N2+i+1,2)=Ca*(Th2(i)-Th2(i+1));
k=k+1;
end
MatrizB(1,3)=wl*C1; MatrizB(N2+1,4)=wa*Ca;

% ----- OBTENDO MATRIZ C e D -----

MatrizC=eye(2*N,2*N);
MatrizD=zeros(2*N,4);

% ----- FUNCOES DE TRANSFERENCIA -----

[Num11,Den11]=ss2tf(MatrizA,MatrizB,MatrizC,MatrizD,1);
[Num21,Den21]=ss2tf(MatrizA,MatrizB,MatrizC,MatrizD,2);
[Num31,Den31]=ss2tf(MatrizA,MatrizB,MatrizC,MatrizD,3);
[Num41,Den41]=ss2tf(MatrizA,MatrizB,MatrizC,MatrizD,4);
for i=1:N2
k11=Num11(i,:);
k21=Num21(i,:);
k31=Num31(i,:);
k41=Num41(i,:);
Sys11(i)=tf(k11,Den11);
Sys21(i)=tf(k21,Den21);
Sys31(i)=tf(k31,Den31);
Sys41(i)=tf(k41,Den41);
end

% ----- PLOT ESTADO ESTACIONARIO -----

Tltot=zeros(N+N2,1);
Tltot(1:N,1)=Tl(1:N,1) ;
Tltot(N+1:N+N2,1)=Tl2(1:N2,1);

% RESULTADO SS

figure(N+N2+4);
plot(1:N+N2,Tltot,'k','DisplayName','Leite de coco');
hold on
plot(1:N,Th,'--','DisplayName','Vapor');
plot(N+1:N+N2,Th2,'-','DisplayName','Água');
scatter(10,Tltot(N,1),'*','k');
scatter(20,Tltot(N+N2,1),'*','k');
hold off

```

```

ylabel('Temperatura(°C)');
xlabel('Número de Nós');
xlim([1 20]);
ylim([5 200]);
str=num2str(Tltot(N,1));
text(N+0.25,Tltot(N,1),str,'FontSize',8);
str2=num2str(Tltot(N2+N,1));
text(N+N2-1.5,Tltot(N2+N,1)+6.75,str2,'FontSize',8);
legend('Leite de coco','Vapor','Água');

```

```

% PERFIL UHT

```

```

Tltot2=zeros(N+N2+1,1);
Tltot2(1:N,1)=Tl(1:N,1) ;
Tltot2(N+1:N+2,1)=Tl(N:N,1) ;
Tltot2(N+2:N+N2+1,1)=Tl2(1:N2,1);

```

```

figure(N+N2+2);
plot(1:N+N2+1,Tltot2,'b');
ylabel('Temperatura(°C)');
xlabel('Progressão Espacial (m)');
xlim([1 20]);
ylim([0 150]);
set(gca,'XTick',[ ]);

```

```

% RESULTADO SS AGUA

```

```

figure(N+N2+3);
plot(1:N,Th,'--','DisplayName','Vapor');
hold on
plot(N+1:N+N2,flip(Th2),'-.','DisplayName','Água');
hold off
ylabel('Temperatura(°C)');
xlabel('Número de Nós');
xlim([1 20]);
ylim([0 200]);
legend('Vapor','Água');

```



Tetra Pak® Tubular Heat Exchanger C



Application

General heating and cooling duties, heat recovery, pasteurization and UHT treatment of a broad range of food products.

Product portfolio

- Tetra Pak® Tubular Heat Exchanger C comprises a family of the following singlepass shell-and-tube heat exchangers:
- Tetra Pak Tubular Heat Exchanger CD, double tube, for multipurpose thermal treatment of particulate products.
- Tetra Pak Tubular Heat Exchanger CM, multitube heat exchangers for thermal treatment of most liquid products.
- Tetra Pak Tubular Heat Exchanger CMR, multitube for product-to-product heat recovery of low-viscosity products.
- Tetra Pak Tubular Heat Exchanger CHD, CHM and CHMR, high-pressure versions of the CD, CM and CMR models.
- Tetra Pak Tubular Heat Exchanger CMRF, multitube for product-to-product heat recovery of low-viscosity products with pulp and fibres.
- Tetra Pak Tubular Heat Exchanger CMP, multitube for products with a very high pulp or fibre content.

- Tetra Pak Tubular Heat Exchanger CC, concentric tubes for processing viscous and particulate food products.

Working principle

In Tetra Pak Tubular Heat Exchangers CD, CM and CMP models, the product flows through one tube (CD) or a bundle of parallel tubes (CM, CMP) and the service medium flows between and around them.

By allowing product-to-product heat recovery, the CMR and CMRF models offer unique opportunities for energy savings. The processed product flows through a bundle of parallel tubes and the unprocessed product flows between and around them.

The CC model has three concentric tubes. The product flows in the second (middle) tube and the service medium flows on both sides of the product.

Tubes are normally corrugated to increase turbulence and heat transfer efficiency, while a few tubes are smooth, for special applications, e.g. high-viscosity products.

Each complete Tetra Pak Tubular Heat Exchanger tube is designed for single-pass operation, with all inner tubes connected in parallel and in counter-current flow to the service medium. The complete tubes are normally connected in series and grouped on a common frame.

Tetra Pak® Tubular Heat Exchanger C

Standard design

The heat transfer surface consists of a bundle of straight tubes or three straight concentric tubes welded into tube plates at both ends. The tube plates are sealed from the shell connections by O-rings and the shell connections are sealed from the shell in the same way – creating a system that allows movement between the different parts as well as between individual tubes. The complete tube nests on a cradle which also allows movement. This design – the Floating Protection System – absorbs the effects of ΔT and ensures that the tubes will not crack due to thermal expansion. Moreover, it enables the product tubes to be removed from the shell for inspection, for improved food safety, and it allows replacement of individual parts, reducing downtime and cost significantly.

Tetra Pak® Tubular Heat Exchangers C are based on a modular concept that simplifies expansion and/or reconfiguration of tube modules. Different tube types and sizes can be mounted on the same frame.

In the special Tetra Pak Tubular Heat Exchanger CMRF model, the inner tubes are spring-loaded, which stretches them and thus eliminates the need for baffles that create problems with fibrous products. This opens the door to product-to-product heat recovery, which means opportunities for reduced energy consumption, even with fibrous products (fibre length up to 15 mm).

The standard tube length is 6 metres.

Material

Product-wetted surfaces in pressure-vessel steel, 1.4404 (AISI 316L). Other parts in 1.4307 (AISI 304L). Product seals in EPDM.

Design temperature

Design temperature: 160 °C (320 °F)

Approval

The tubes and shells are designed in accordance with PED (European Pressure Equipment Directive) for the specified temperature and for the pressure ranges shown in the table on the opposite page. MHCW and CRN available on request.

Key to type designations

CMR 85 / 12 x 16 C - 6

a b c d e f

a Model designation

Ex. CMR = Multitube model, regenerative execution

b Outer shell diameter in mm

c Number of product tubes

For CC model, N = Normal or W = Wide channel gap

d Outer product tube diameter in mm

e C = corrugated tube

S = smooth tube

f Module length in m (3 or 6)

Options

Materials

- Most tube inserts and bends can be supplied in 1.4547 (254 SMC)
- Shell in grade 1.4404 (AISI 316L)

Insulation

- One or several sections of tubes with carpets of 25 mm mineral wool covered with silicon cloth

Seals

- Product seals in PTFE

Accessories

- Base frame
- Holding tubes, single or double, in lengths adapted to the flow and holding time. Several tubes can be connected in series.
- Protective panels (compulsory for high-temperature and high-pressure applications)

Design

- 3 m tube lengths (except CMRF and CC versions)

Approval

- PED certification or other pressure-vessel codes available for different models

Commissioning

- Kit with tools (for maintenance) and extra seals (for tube inserts and product flanges)

Particulars required for quotation

To assure an accurate quotation on the most suitable unit, order enquiries should include particulars of:

- Required flow rates
- Temperature programme
- Physical properties of product and media
- Desired working pressure
- Maximum acceptable pressure drop

Environment

Utility consumption and heat recovery are optimized for each specific case. The exact amount of energy consumed depends on the duty the specific heat exchanger performs. In pasteurization duties, it is possible to utilize product-to-product heat recovery, thereby reducing energy consumption considerably. Tetra Pak Tubular Heat Exchangers consist of parts that can be separated for recycling purposes.

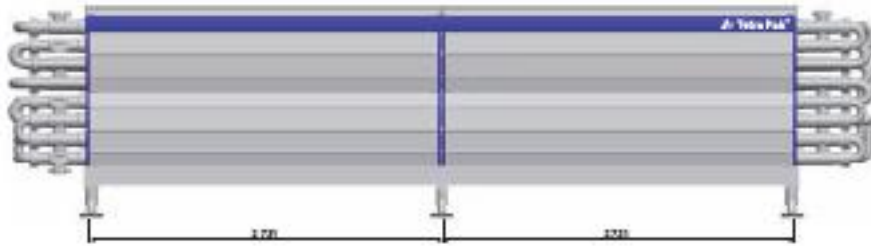
Design pressure (according to standard design)

Shell tube diameter (mm)	Model									Design pressure	
	CO	CHD	CM	CHM	CMR	CHMS	CMRF	CMP	CC*	Shell (MPa)	Tube (MPa)
25	*									2	3
29	*									2	3
38	*									2	3
70	*		*		*		*			2	3
		*		*		*				2	3
85	*		*		*		*	*		1.6	4
		*		*		*				1.6	4
100	*		*		*		*	*		1.6	4
		*		*		*			*	1.6	5
		*		*		*				1.6	4
100	*		*		*		*	*		1	2.5
		*		*		*				1	4
154	*		*		*		*	*		1	2.5
		*		*		*				1	2.2

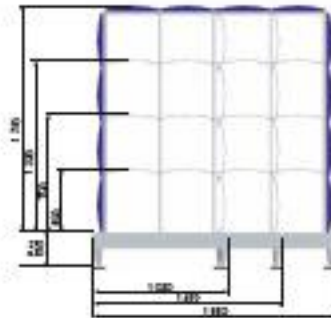
*For Tube Pak Tubular Heat Exchanger "CC" tube" refers to product side and "shell" refers to media side.

Dimensions

Measurements in mm



Tubes of different sizes can be mounted on the same frame. The number of tubes of different shell diameters behind each protective panel are shown in the picture.

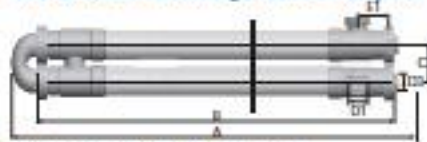


Tetra Pak® Tubular Heat Exchanger C

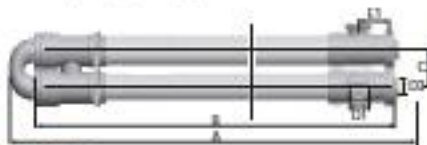
Dimensions

Measurements in mm

Tetra Pak Tubular Heat Exchanger (all models except CC)

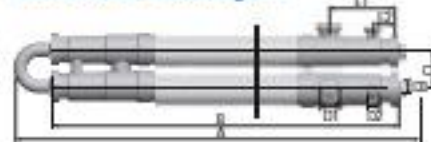


Models C0, C10, C1, C1M, C1R, C1M1 and C1M2



Model C1M1

Tetra Pak Tubular Heat Exchanger CC



Size	CC108
A	4,507
B	4,254
C	180
D1	76
D2	51
D3	51 ± 1.5
E1	250
E2	84.5

A – max. length bend to bend
 B – max. length counterflange to counterflange
 C – center to center
 D1 – SMS
 D2 – SMS
 D3 – flange with welding end
 E1 – center SMS to split ring
 E2 – center SMS to split ring

Product channel gap
 H port(s) gap: 4 mm
 W side gap: 14 mm

Size	C0	C10	C1	C1M
	4 m / 3 m	4 m / 3 m	4 m / 3 m	4 m / 3 m
A	5,862 / 2,891	5,862 / 2,891	5,862 / 2,891	4,180 / 3,220
B	5,736 / 2,765	5,736 / 2,765	5,736 / 2,765	5,086 / 3,916
C	70	70	70	135
D1	25	25	25	51
D3	12 ± 0.8	16 ± 0.8	16 ± 0.8, 20 ± 1.0	28 ± 1.5
E1	40	40	40	103

Size	C1R	C1M1	C1M2	C1M3
	4 m / 3 m	4 m / 3 m	4 m / 3 m	4 m / 3 m
A	4,389 / 3,279	4,387 / 3,297	4,368 / 3,304	4,302 / 3,412
B	5,988 / 3,039	4,006 / 3,036	4,008 / 3,038	4,008 / 3,038
C	180	180	210	210
D1	76	76	104	106
D3	51 ± 1.5	63.5 ± 1.6	75 ± 1.6	106 ± 2
E1	118	118	118	118

A – max. length bend to bend
 B – max. length counterflange to counterflange
 C – center to center
 D1 – SMS
 D3 – flange with welding end
 E1 – center SMS to split ring

We reserve the right to introduce design modifications without prior notice. Tetra Pak, A and PCT 1071 (M) 171 0000 and trademarks belonging to the Tetra Pak Group.
www.tetrapak.com

Tetra Pak®

© Tetra Pak International AB, 2014, 0101 23