



**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS**

**MODELAGEM E SIMULAÇÃO DE UMA PLANTA INTEGRADA
HTST DE SUCO DE LARANJA NATURAL COM CONTROLES
FUZZY E CONVENCIONAL**

Patrícia Akemi Makiyama
Engenheira de Alimentos

Orientador: Prof. Dr. Vivaldo Silveira Júnior

Dissertação apresentada ao curso de pós-graduação da Faculdade de Engenharia de Alimentos da Universidade Estadual de Campinas para a obtenção do título de MESTRE em ENGENHARIA DE ALIMENTOS

**Campinas, SP.
Março, 2004**

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA F.E.A. – UNICAMP

Makiyama, Patrícia Akemi

M289m Modelagem e simulação de uma planta integrada HTST de suco de laranja natural com controles fuzzy e convencional / Patrícia Akemi Makiyama. – Campinas, SP: [s.n.], 2004.

Orientador: Vivaldo Silveira Júnior

Dissertação (mestrado) – Universidade Estadual de Campinas.Faculdade de Engenharia de Alimentos.

1.Controladores (PID). 2.Pasteurização. I.Silveira Júnior, Vivaldo. II.Universidade Estadual de Campinas.Faculdade de Engenharia de Alimentos. III.Título.

BANCA EXAMINADORA

Prof. Dr. Vivaldo Silveira Jr.
Departamento de Engenharia de Alimentos
(Orientador)

Profa. Dra. Ana Maria Frattini Fileti
Faculdade de Engenharia Química
(Membro)

Dr. Paulo de Tarso Vieira e Rosa
Departamento de Engenharia de Alimentos
(Membro)

Prof. Dr. Javier Telis Romero
UNESP
(Membro)

Para ser grande, sê inteiro: nada
Teu exagera ou exclui.
Sê todo em cada coisa. Põe quanto és
No mínimo que fazes.
Assim em cada lago a lua toda
Brilha, porque alta vive.

(Fernando Pessoa)

DEDICATÓRIA

Ao meu pai, o japonês mais lindo do mundo, e à minha mãezinha querida pela família maravilhosa que formaram e me proporcionaram.

À Tico que tem sido mais que uma irmã, tem sido minha mãe, minha amiga, minha base e o meu lar para onde sempre vou voltar.

Ao “Karl” e Cristina, corintianos e felizes como eu.

Ao Marcello e Geco, pelos constantes cuidados comigo.

Ao Bico, Gué e Yuri, porque sempre cuidaram de mim também.

A todos eles, meus irmãos, pela paciência que tiveram comigo a minha vida inteira, pela educação que me deram, por todas as alegrias que me proporcionaram... Sem eles não estaria aqui hoje. Sem eles não seria tão feliz. A vocês, devo tudo que sou.

Não há quem ame mais no mundo que minha família.

AGRADECIMENTOS

À UNICAMP e ao Departamento de Engenharia de Alimentos por possibilitar toda a minha formação acadêmica.

À CAPES pelo apoio financeiro.

Ao Vivaldo, pela chance, orientação e amizade.

Aos membros da banca examinadora pela contribuição e pelo cuidado que tiveram com o meu trabalho.

Aos meus tios Namio e Marina, por todo o amor e carinho que me deram e ainda dão. Minha vida é muito mais agradável quando estou com vocês.

Aos meus tios Pedro e Tereza, por serem tão amáveis e estarem sempre prontos a me ajudar e receber.

Ao meu Tio Akio, por ter cuidado de mim como se fosse uma filha.

Aos meus cunhados, não só pelo suporte que me deram por toda a minha vida, mas por fazerem meus irmãos felizes.

Aos meus sobrinhos, que tanto me divertem.

À Vera e Inês, pelos cuidados comigo.

À algumas pessoas que, apenas por serem tão especiais, fazem desse mundo um lugar melhor para se viver: Amélia, Amir, Dona Madalena, Minoru,...

À Bel e ao Flávio por toda a ajuda que me deram durante o mestrado.

À Pat Castro e Haroldo pela mais pura e simples amizade.

Às minhas amigas “superpoderosas” Marloca e Ana Carolina, pela agradável companhia e por nunca deixarem meu copo vazio... nos momentos de lazer.

Ao Amorim, Silmar e Zazá, por estarem sempre dispostos a me ajudar e por tornarem o LACPA um lugar agradável.

Aos meus colegas de laboratório, pelo companheirismo.

À Ana Frattini, mais uma vez, e Petrônio por terem me atendido e ajudado com meus problemas quando, durante o meu trabalho, precisei.

Aos professores e funcionários da faculdade que contribuíram com a minha formação e realização desse projeto.

ÍNDICE GERAL

Índice Geral	xi
Índice de Tabelas	xviii
Índice de Figuras	xxi
NOMENCLATURA.....	xxviii
RESUMO	xxxix
SUMMARY	xxxiii
INTRODUÇÃO GERAL	1
REVISÃO GERAL	3
1) MODELAGEM MATEMÁTICA.....	3
1. 1) Equações para o cálculo das propriedades físicas dos fluídos	4
1. 2) Correlações para os números adimensionais Nu, Pr e Re.	5
1. 3) Modelos de Transferência de calor em TCP	7
2) CARACTERIZAÇÃO DO PROCESSO	8
2. 1) linearidade de sistemas.....	8
2. 1.1) Princípio da superposição – imagem especular.....	9
2. 1.2) Princípio da superposição – soma das respostas.	9
2. 2) Funções de transferência	9
2. 2.1) Ordem de sistemas	10
2. 3) ordem e linearidade em tcp	12
3) CONTROLE CONVENCIONAL.....	13
3. 1) Configurações e Estratégias de controle	13
3. 2) Lógicas de controle Convencionais.....	13
3. 2.1) Controle Proporcional (P)	14

3. 2.2) Controle Proporcional Integral (PI)	14
3. 2.3) Controle Proporcional Derivativo (PD)	14
3. 2.4) Controle Proporcional Integral Derivativo (PID).....	15
Exemplos de Aplicações.....	16
3. 3) Sintonia dos Controladores Convencionais.....	16
3. 4) Processo de pasteurização de suco de laranja natural	18
4) CONTROLE FUZZY	19
4. 1) Lógica não convencional - <i>Fuzzy</i>	19
4. 2) Controle <i>Fuzzy</i>	20
4. 3) Sintonia do controlador fuzzy	23
4. 3.1) Estrutura do Controlador Fuzzy	23
5) ANÁLISE DE DESEMPENHO DOS CONTROLADORES.....	25
CAPÍTULO I – DESENVOLVIMENTO DO MODELO MATEMÁTICO E SIMULADOR	
.....	28
I. 1) INTRODUÇÃO	28
I. 2) MATERIAIS E MÉTODOS	30
I. 2.1) Materiais	30
I. 2.2) Metodologia	30
I. 2.2.1) Descrição da planta de pasteurização	30
I. 2.2.2) Propriedades termofísicas e reológicas dos fluidos de resfriamento, aquecimento e SLN.	31
I. 2.2.2) Modelo matemático em regime transiente.....	32
I. 2.2.2.1) Correlações para os números adimensionais Re, Pr e Nu.....	33
I. 2.2.2.2) Configuração do pasteurizador a placas.	33
I. 2.2.3) Desenvolvimento do programa de simulação	35

I. 2.2.4) Comparação com dados experimentais.....	35
I. 3) RESULTADOS	38
I. 3.1) Propriedades termofísicas e reológicas dos fluidos	38
I. 3.1.1) Propriedades termofísicas do propileno glicol.....	38
I. 3.1.2) Propriedades reológicas dos fluidos.....	38
I. 3.2) Modelo matemático	39
I. 3.1.2) Coeficiente de convecção na placa, h.	40
I. 3.3) Temperaturas de saída	41
I. 3.3.1) Comparação dos dados simulados com dados experimentais.....	42
1. 4) CONCLUSÕES.....	44
CAPÍTULO II – CARACTERIZAÇÃO DO PROCESSO	45
II. 1) INTRODUÇÃO.....	45
II. 2) MATERIAIS E MÉTODOS.....	46
II. 2.1) Materiais	46
II. 2.2) Metodologia.....	46
II. 2.2.1) Linearidade do comportamento dinâmico dos processos.	46
II. 2.2.1.1) Seção de resfriamento.....	47
II. 2.2.1.2) Seção de regeneração.....	48
II. 2.2.1.3) Seção de aquecimento	49
II. 2.2.2) Caracterização do processo	49
II. 2.2.2.1) Pasteurizador a Placas	50
II. 2.2.2.2) Bombas e sensores de temperatura	50
II. 3) RESULTADOS	51
II. 3.1) Linearidade dos processos.....	51

II. 3.1.1) Seção de Resfriamento	51
II. 3.1.2) Seção de Regeneração	53
II. 3.1.3) Seção de Aquecimento	54
II. 3.2) Caracterização do Processo	56
II. 3.2.1) Seção de Resfriamento	56
II. 3.2.2) Seção de Regeneração	58
II. 3.2.3) Seção de Aquecimento	59
II. 3.2.4) Bomba de deslocamento positivo e sensores de temperatura.....	61
II. 4) CONCLUSÕES	62
CAPÍTULO III – CONTROLE CONVENCIONAL	63
III. 1) INTRODUÇÃO	63
III. 2) MATERIAIS E MÉTODOS	65
III. 2.1) Materiais.....	65
III. 2.2) Metodologia	65
III. 2.2.1) Simulador	65
III. 2.2.2) Sintonia dos Controladores.	69
III. 2.2.3) Análise de Desempenho dos Controladores.....	70
III. 2.2.3.1) Perturbação no <i>Set-Point</i>	70
III. 2.2.3.2) Perturbação na Carga.	70
III. 2.2.4) Análise da performance dos controladores.	71
III. 3) RESULTADOS	72
III. 3.1) Sintonia dos controladores	72
III. 3.2) Desempenho dos controladores convencionais.....	72
III. 3.2.1) Perturbação no <i>Set-Point</i>	72

III. 3.2.2) Perturbação na Carga	76
III. 3.2.2.1) Perturbação na temperatura de entrada do suco de laranja natural na seção de regeneração.	76
III. 3.2.2.2) Perturbação na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento.....	80
III. 3.2.2.3) Perturbação na temperatura de entrada do propileno glicol na seção de resfriamento.....	83
III. 4) CONCLUSÕES.....	84
CAPÍTULO IV – CONTROLE <i>FUZZY</i>	85
IV. 1) INTRODUÇÃO	85
IV. 2) MATERIAIS E MÉTODOS	87
IV. 2.1) Materiais	87
IV. 2.2) Metodologia	87
IV. 2.2.1) Cálculo dos Fatores de Escala do Controlador <i>Fuzzy</i>	88
IV. 2.2.1.1) Controlador <i>fuzzy</i> PI (CF-PI)	88
IV. 2.2.1.2) Controlador <i>fuzzy</i> PID (CF-PID)	89
IV. 2.2.2) Sintonia dos controladores CF-PI e CF-PID.....	89
IV. 2.2.2.1) Controlador <i>fuzzy</i> PI (CF-PI)	89
IV. 2.2.2.2) Controlador <i>fuzzy</i> PID (CF-PID)	90
IV. 2.2.3) Perturbações para a avaliação da performance dos controladores.....	90
IV. 2.2.3.1) Perturbação no <i>Set-Point</i>	90
IV. 2.2.3.2) Perturbação na Carga.	90
IV. 2.2.4) Análise da performance dos controladores.....	91
IV. 2.2.5) Comparação dos desempenhos entre os controladores convencionais PID e não convencionais CF-PI e CF-PID.	91

IV. 3) RESULTADOS.....	92
IV. 3.1) Estrutura das funções de pertinência.....	92
IV. 3.2) Base de regras	92
IV. 3.3) Sintonia dos controladores cf-PI e CF-PID	93
IV. 3.4) Desempenho dos controladores	95
IV. 3.4.1) Perturbação no <i>Set-Point</i>	95
IV. 3.4.2) Perturbação na Carga.	98
IV. 3.4.2.1) Perturbação na temperatura de entrada do SL <i>in natura</i> na seção de regeneração.....	98
IV. 3.4.2.2) Perturbação na temperatura de entrada da água quente.	101
IV. 3.4.2.3) Perturbação na temperatura de entrada do propileno glicol.....	104
IV. 3.5) Comparação entre os controladores de lógica convencional e <i>fuzzy</i>	105
IV. 3.5.1) Perturbação no <i>Set-Point</i>	105
IV. 3.5.1.1) Seção de Aquecimento.....	105
IV. 3.5.1.2) Seção de Resfriamento.....	108
IV. 3.5.2) Perturbação na Carga	110
IV. 3.5.2.1) Perturbação na temperatura de entrada do suco de laranja <i>in natura</i> na seção de regeneração.	110
IV. 3.5.2.2) Perturbação na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento.....	113
IV. 3.5.2.3) Perturbação na temperatura de entrada do propileno glicol na seção de resfriamento.	116
IV. 5) CONCLUSÕES	118
CONCLUSÕES GERAIS	119
1) Capítulo I – Desenvolvimento do Modelo Matemático e Simulador.....	119

2) Capítulo II – Caracterização do Processo.	119
3) Capítulo III – Controle Convencional.....	120
4) Capítulo IV – Controle <i>Fuzzy</i>	121
SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	123
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	124
APÊNDICE A	129
A. 1) Base de regras para o controlador <i>fuzzy</i> da seção de aquecimento editada no <i>Rule Editor</i> da <i>Toolbox Fuzzy</i>	129
A. 2) Base de regras para o controlador <i>fuzzy</i> da seção de resfriamento editada no <i>Rule Editor</i> da <i>Toolbox Fuzzy</i>	131

ÍNDICE DE TABELAS

REVISÃO GERAL

Tabela 1 – Constantes de sintonia de controladores recomendadas por Cohen e Coon.....	18
Tabela 2 – Constantes de sintonia de controladores recomendadas por Ziegler-Nichols. ..	18
Tabela 3 – Exemplo de base de regras fuzzy.....	24

CAPÍTULO I

Tabela I. 1 – Condições de operação aplicadas para cada seção do pasteurizador.	34
Tabela I. 2 – Configuração física do pasteurizador.	34
Tabela I. 3 – Condições operacionais do ensaio experimental um com trocador de calor a placas real.	37
Tabela I. 4 – Condições operacionais do ensaio experimental dois com trocador de calor a placas real.	37
Tabela I. 5 – Condições de saída no primeiro regime permanente.	41
Tabela I. 6 – Temperaturas de saída dos fluidos de cada seção do trocador de calor a placas obtidas a partir do ensaio experimental um e respectiva simulação.....	42
Tabela I. 7 – Temperaturas de saída dos fluidos de cada seção do trocador de calor a placas obtidas a partir do ensaio experimental dois e respectiva simulação.	43

CAPÍTULO II

Tabela II. 1 – Valores dos níveis de perturbações individuais aplicados na seção de resfriamento.....	48
Tabela II. 2 – Valores dos níveis de perturbações individuais aplicados na seção de regeneração.....	48
Tabela II. 3 – Valores dos níveis de perturbações individuais aplicados na seção de aquecimento.....	49
Tabela II. 4 – Parâmetros K_p e τ ajustados a partir de funções de transferência de 2ª ordem com $\zeta=1$ e diferentes perturbações na vazão de propileno glicol.....	57

Tabela II. 5 – Parâmetros K e τ ajustados a partir de funções de transferência de 2ª ordem com $\zeta=1$ e diferentes perturbações na vazão de água quente.	60
---	----

CAPÍTULO III

Tabela III. 1 – Condições operacionais para o processo de pasteurização HTST.....	70
Tabela III. 2 – Perturbações aplicadas nas temperaturas de entrada do suco de laranja, água quente e propileno glicol.	71
Tabela III. 3 – Constantes calculadas recomendadas por Cohen-Coon.	72
Tabela III. 4 – Constantes calculadas recomendadas por Ziegler-Nichols	72
Tabela III. 5 – Desempenho dos controladores para perturbação positiva e negativa no <i>set-point</i> da temperatura de pasteurização do suco de laranja na seção de aquecimento...	74
Tabela III. 6 – Desempenho dos controladores para perturbação positiva e negativa no <i>set-point</i> da temperatura de saída do suco de laranja da seção de resfriamento.	75

CAPÍTULO IV

Tabela IV. 1 – Perturbações aplicadas nas temperaturas de entrada do suco de laranja <i>in natura</i> , água quente e propileno glicol.	90
Tabela IV. 2 – Base de regras <i>fuzzy</i> para o controlador da seção de aquecimento.....	93
Tabela IV. 3 – Base de regras <i>fuzzy</i> para o controlador da seção de resfriamento.....	93
Tabela IV. 4 – Fatores de escala calculados do controlador CF-PI para as seções de aquecimento e resfriamento.....	94
Tabela IV. 5 - Fatores de escala calculados do controlador CF-PID para as seções de aquecimento e resfriamento.....	94
Tabela IV. 6 – Desempenho dos controladores para perturbação unitária positiva e negativa no <i>set-point</i> da temperatura de pasteurização do suco de laranja na seção de aquecimento.....	96
Tabela IV. 7 – Desempenho dos controladores para perturbação unitária positiva e negativa no <i>set-point</i> da temperatura de saída do suco de laranja na seção de resfriamento.....	97

Tabela IV. 8 – Desempenho dos controladores para perturbação negativa no <i>set-point</i> da temperatura de saída da seção de aquecimento.	106
Tabela IV. 9 – Desempenho dos controladores para perturbação positiva no <i>set-point</i> da temperatura de saída da seção de aquecimento.	106
Tabela IV. 10 – Desempenho dos controladores para perturbação negativa no <i>set-point</i> da temperatura de saída da seção de resfriamento.	108
Tabela IV. 11 – Desempenho dos controladores para perturbação positiva no <i>set-point</i> da temperatura de saída da seção de resfriamento.	108
Tabela IV. 12 – Desempenho dos controladores para perturbação de 5 °C negativa na temperatura de entrada do SL <i>in natura</i> na seção de regeneração.	111
Tabela IV. 13 - Desempenho dos controladores para perturbação de 5 °C positiva na temperatura de entrada do SL <i>in natura</i> na seção de regeneração.	112
Tabela IV. 14 – Desempenho dos controladores para perturbação de 2 °C negativa na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento.....	114
Tabela IV. 15 - Desempenho dos controladores para perturbação de 2 °C positiva na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento.....	115
Tabela IV. 16 - Desempenho dos controladores na seção de resfriamento para perturbação de 2 °C negativa na temperatura de entrada do propileno glicol.....	116
Tabela IV. 17 - Desempenho dos controladores na seção de resfriamento para perturbação de 2 °C positiva na temperatura de entrada do propileno glicol.....	116

ÍNDICE DE FIGURAS

REVISÃO GERAL

Figura 1 – Esquema de escoamento em paralelo em trocador de calor a placas (Fonte: GEA).....	3
Figura 2 – Respostas típicas de controles tipo <i>Feedback</i> após perturbação degrau na carga.	15
Figura 3 – Curva típica de reação de processo.	17
Figura 4 – Esquema do fluxo de dados na aplicação do Controle <i>fuzzy</i>	21
Figura 5 – Exemplo de funções de pertinência triangular.	22
Figura 6 – Estrutura digital do (a) CF-PI e (b) CF-PID.....	24
Figura 7 – Parâmetros para análise do desempenho de controladores.	26

CAPÍTULO I

Figura I. 1 – Planta de pasteurização HTST.....	31
Figura I. 2 – Esquema do volume de controle modelado.	33
Figura I. 3 – Pasteurizador a placas modelado.	34
Figura I. 4 – Fluxograma do programa de simulação.....	36
Figura I. 5 – Coeficiente de convecção do canal para variação na temperatura de entrada do suco de laranja cru e suco de laranja pasteurizado na seção de regeneração (a), temperatura de entrada e vazão de propileno glicol (b) e variação na temperatura de entrada e vazão de água quente (c).....	41

CAPÍTULO II

Figura II.1 – Curvas de reação da diferença de temperatura de saída do produto da seção de resfriamento após perturbação degrau nos níveis -, --, + e ++ na temperatura de entrada do SLN. (a) Imagem especular do ganho da temperatura. (b) Soma das respostas da temperatura.....	52
---	----

Figura II.2 – Curvas de reação da diferença de temperatura de saída do produto da seção de resfriamento após perturbação degrau nos níveis -, --, + e ++ na vazão do propileno glicol. (a) Imagem especular do ganho da temperatura. (b) Soma das respostas da temperatura.	52
Figura II.3 – Curvas de reação da diferença de temperatura de saída do produto na seção de resfriamento após perturbação degrau nos níveis -, --, + e ++ na temperatura de entrada do propileno glicol. (a) Imagem especular do ganho da temperatura. (b) Soma das respostas da temperatura.	52
Figura II. 4 – Curvas de reação da diferença de temperatura de saída do produto da seção de regeneração para a seção de aquecimento após perturbação degrau nos níveis -, --, + e ++ na temperatura de entrada no trocador do SLN. (a) Imagem especular do ganho da temperatura. (b) Soma das respostas da temperatura.	53
Figura II. 5 – Curvas de reação da diferença de temperatura de saída do produto da seção de regeneração para a seção de resfriamento após perturbação degrau nos níveis -, --, + e ++ na temperatura de entrada no trocador do SLN. (a) Imagem especular do ganho da temperatura. (b) Soma das respostas da temperatura.	53
Figura II. 6 – Curvas de reação da diferença de temperatura de saída do produto da seção de regeneração para a seção de aquecimento após perturbação degrau nos níveis -, --, + e ++ na temperatura de entrada na seção do SL pasteurizado. (a) Imagem especular do ganho da temperatura. (b) Soma das respostas da temperatura.	54
Figura II. 7 – Curvas de reação da diferença de temperatura de saída do produto da seção de regeneração para a seção de resfriamento após perturbação degrau nos níveis -, --, + e ++ na temperatura de entrada na seção do SL pasteurizado. (a) Imagem especular do ganho da temperatura. (b) Soma das respostas da temperatura.	54
Figura II. 8 – Curvas de reação da diferença de temperatura de saída do produto da seção de aquecimento após perturbação degrau nos níveis -, --, + e ++ na temperatura de entrada do SLN. (a) Imagem especular do ganho da temperatura. (b) Soma das respostas da temperatura.	55

Figura II. 9 – Curvas de reação da diferença de temperatura de saída do produto da seção de aquecimento após perturbação degrau nos níveis -, --, + e ++ na vazão de água quente. (a) Imagem especular do ganho da temperatura. (b) Soma das respostas da temperatura.	55
Figura II. 10 – Curvas de reação da diferença de temperatura de saída do produto da seção de aquecimento após perturbação degrau nos níveis -, --, + e ++ na temperatura de entrada da água quente. (a) Imagem especular do ganho da temperatura. (b) Soma das respostas da temperatura.	55
Figura II. 11 – Curva de reação de 1 ^a ordem com tempo morto ajustada para a diferença de temperatura de saída do SLN (a) Sob perturbação degrau na temperatura de entrada do SLN. (b) Sob perturbação degrau na temperatura de entrada do PG.	56
Figura II. 12 – Parâmetro K_{pPG} (a) e τ_{pPG} (b) para equação de 2 ^a ordem com $\zeta=1$ ajustado para perturbação na vazão do propileno glicol.	57
Figura II. 13 – Variação na temperatura de estabilização do 2 ^o regime permanente em função da perturbação aplicada na vazão de propileno glicol.	58
Figura II. 14 – Curva de reação de 2 ^a ordem ajustada para a diferença de temperatura de saída do SL indo para a seção de aquecimento (a) Sob perturbação degrau na temperatura de entrada do SLN no trocador. (b) Sob perturbação degrau na temperatura de entrada do SL pasteurizado.	58
Figura II. 15 – Curva de reação de 2 ^a ordem ajustada para a diferença de temperatura de saída do SL indo para a seção de resfriamento (a) Sob perturbação degrau na temperatura de entrada do SLN no trocador. (b) Sob perturbação degrau na temperatura de entrada do SL pasteurizado.	59
Figura II. 16 – (a) Curva de reação de 2 ^a ordem ajustada para a diferença de temperatura de saída do SLN sob perturbação degrau na temperatura de entrada do SL na seção. (b) Curva de reação de 2 ^a ordem ajustada para temperatura de saída do SLN sob perturbação degrau na temperatura de entrada da água quente.	59
Figura II. 17 – (a) Parâmetros K_p (a) e τ_p (b) para equação de 2 ^a ordem com $\zeta=1$ ajustada para perturbação na vazão de água quente.	60

Figura II. 18 – Variação na temperatura de estabilização do 2º regime permanente em função da perturbação aplicada na vazão de água quente.	61
Figura II. 19 – Funções de transferência ajustadas para (a) Bomba de água quente; (b) Bomba de propileno glicol.	61

CAPÍTULO III

Figura III. 1 – Programa codificado no Simulink (seção de aquecimento).	66
Figura III. 2 – Programa codificado no Simulink (seção de regeneração).	67
Figura III. 3 – Programa codificado no Simulink (seção de resfriamento).	68
Figura III. 4 – Resposta do processo para perturbações negativas, (a) e (b), e positivas, (c) e (d), no <i>set-point</i> da temperatura de pasteurização do suco de laranja na seção de aquecimento utilizando controladores PID com sintonias de Cohen-Coon, (a) e (c), e Ziegler-Nichols, (b) e (d).	73
Figura III. 5 – Resposta do processo para perturbações negativas, (a) e (b), e positivas, (c) e (d), no <i>set-point</i> da temperatura de saída do suco de laranja na seção de resfriamento utilizando controladores PID com sintonias de Cohen-Coon, (a) e (c), e Ziegler-Nichols, (b) e (d).	74
Figura III. 6 – Curvas de resposta da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Regeneração (a) e (b), Resfriamento (c) e (d) e Aquecimento (e) e (f) para perturbação de 5 °C negativa na temperatura de entrada do suco de laranja <i>in natura</i> na seção de regeneração.	78
Figura III. 7 – Curvas de resposta da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Regeneração (a) e (b), Resfriamento (c) e (d) e Aquecimento (e) e (f) para perturbação de 5 °C positiva na temperatura de entrada do suco de laranja <i>in natura</i> na seção de regeneração.	79
Figura III. 8 – Curvas de resposta da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Regeneração (a) e (b), Resfriamento (c) e (d) e Aquecimento (e) e (f) para perturbação de 2 °C negativa na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento.	81

Figura III. 9 – Curvas de resposta da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Regeneração (a) e (b), Resfriamento (c) e (d) e Aquecimento (e) e (f) para perturbação de 2 °C positiva na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento.	82
Figura III. 10 – Curvas de reação da temperatura de saída do suco de laranja da seção de resfriamento e vazão de propileno glicol para perturbação de 2°C negativa na temperatura de entrada do propileno glicol.	83
Figura III. 11 – Curvas de reação da temperatura de saída do suco de laranja da seção de resfriamento e vazão de propileno glicol para perturbação de 2°C positiva na temperatura de entrada do propileno glicol.	83

CAPÍTULO IV

Figura IV. 1 – Distribuição das funções de pertinência no universo de discurso normalizado para a variável de entrada erro.....	92
Figura IV. 2 – Resposta do processo para perturbações unitárias negativas, (a) e (b), e positivas, (c) e (d), no <i>set-point</i> da temperatura de pasteurização do suco de laranja na seção de aquecimento utilizando as lógicas de controle CF-PI, (a) e (c), e CF-PID, (b) e (d).....	96
Figura IV. 3 – Resposta do processo para perturbações unitárias negativas, (a) e (b), e positivas, (c) e (d), no <i>set-point</i> da temperatura de saída do suco de laranja na seção de resfriamento utilizando as lógicas de controle CF-PI, (a) e (c), e CF-PID, (b) e (d). ..	97
Figura IV. 4 – Comportamento da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Regeneração (a) e (b), Resfriamento (c) e (d) e Aquecimento (e) e (f) para perturbação de 5 °C negativa na temperatura de entrada do suco de laranja <i>in natura</i> na seção de regeneração.....	99
Figura IV. 5 – Comportamento da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Regeneração (a) e (b), Resfriamento (c) e (d) e Aquecimento (e) e (f) para perturbação de 5 °C positiva na temperatura de entrada do suco de laranja <i>in natura</i> na seção de regeneração.....	100
Figura IV. 6 – Comportamento da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Regeneração (a) e (b), Resfriamento (c) e (d) e Aquecimento (e) e (f) para perturbação	

de 2 °C negativa na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento.	102
Figura IV. 7 – Comportamento da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Regeneração (a) e (b), Resfriamento (c) e (d) e Aquecimento (e) e (f) para perturbação de 2 °C positiva na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento.	103
Figura IV. 8 – Comportamento da temperatura de saída do suco de laranja da seção de resfriamento e vazão de propileno glicol para perturbação de 2 °C negativa na temperatura de entrada do propileno glicol.	104
Figura IV. 9 – Comportamento da temperatura de saída do suco de laranja da seção de resfriamento e vazão de propileno glicol para perturbação de 2 °C positiva na temperatura de entrada do propileno glicol.	104
Figura IV. 10 – Comparação do comportamento da temperatura de saída do SL da seção de aquecimento para perturbação unitária negativa (a) e positiva (b) no <i>set-point</i> da temperatura de pasteurização do suco de laranja na seção de aquecimento controlado pelos controladores sintonizados por Cohen-Coon, Ziegler-Nichols, CF-PI e CF-PID.	107
Figura IV. 11 – Comparação do comportamento da temperatura de saída do SL da seção de resfriamento para perturbação negativa (a) e positiva (b) no <i>set-point</i> da temperatura de saída do suco de laranja da seção de resfriamento controlado pelos controladores sintonizados por Cohen-Coon, Ziegler-Nichols, CF-PI e CF-PID.....	109
Figura IV. 12 – Comparação dos comportamentos da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Resfriamento (a) e Aquecimento (b) para perturbação de 5 °C negativa na temperatura de entrada do suco de laranja <i>in natura</i> na seção de regeneração.....	111
Figura IV. 13 – Curvas de resposta da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Resfriamento (a) e Aquecimento (b) para perturbação de 5 °C positiva na temperatura de entrada do suco de laranja <i>in natura</i> na seção de regeneração.	112

Figura IV. 14 – Comparação do comportamento da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Resfriamento (a) e Aquecimento (b) para perturbação de 2 °C negativa na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento.....	114
Figura IV. 15 – Comparação do comportamento da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Resfriamento (a) e Aquecimento (b) para perturbação de 2 °C positiva na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento.....	115
Figura IV. 16 – Comparação do comportamento da temperatura de saída do suco de laranja da seção de resfriamento para perturbação de 2 °C negativa (a) e positiva (b) na temperatura de entrada do propileno glicol na seção de resfriamento.	117

NOMENCLATURA

$m(t)$	Sinal de uma variável de processo em função do tempo	
\dot{m}	Vazão mássica	kg/s
A	Área de transferência de calor	m^2
Bu	Resposta limite de uma curva de reação de processo	
$c(t)$	Sinal de uma variável de processo em função do tempo	
C	Concentração	%
C_p	Calor específico do fluido	J/(kg.°C)
C_s	Concentração de sólidos solúveis	°B
De	Diâmetro equivalente	m
dx	Comprimento do volume de controle	m
$e(t)$	Comportamento do erro de processo em função do tempo	
ep	Espessura da placa	m
$G(s)$	Função de transferência no domínio de Laplace	
h	Coefficiente convectivo de transferência de calor	W/(m^2K)
I	Intensidade da perturbação degrau	
k	Índice de consistência do fluido	Pas ⁿ
K	Fator de escala do controlador <i>fuzzy</i> PI	
K_0	Fator de escala do controlador <i>fuzzy</i> PID	
K_1	Fator de escala do controlador <i>fuzzy</i> PID	
K_c	Ganho proporcional	
K_d	Fator de escala do controlador <i>fuzzy</i> PI e PID	
K_e	Fator de escala do controlador <i>fuzzy</i> PI e PID	
K_p	Ganho estático ou ganho do processo	
L	Comprimento do canal	m
lc	Largura do canal	m
lp	Largura da placa	m
m	Vazão mássica	kg/s
M	Massa total	kg
M_p	Sobre-sinal máximo – <i>maximum overshoot</i>	

n	Índice de comportamento do fluído	
Nu	Número de Nusselt	-
Pr	Número de Prandtl	-
\dot{q}	Taxa de calor trocado	J/s
Re	Número de Reynolds	-
R^2	Coeficiente de correlação	
S	Inclinação da tangente no ponto de inflexão de uma curva	
SL	Suco de laranja	
SLN	Suco de laranja natural	
SLP	Suco de laranja pasteurizado	
T	Temperatura	K
t	Tempo	s
T_A	Constante de tempo aparente	s
TCP	Trocador de Calor a Placas	
Td	Tempo morto aparente	s
t_d	Tempo de atraso – <i>delay time</i>	s
t_p	Tempo de pico – <i>peak time</i>	s
t_r	Tempo de subida – <i>rise time</i>	s
t_s	Tempo de acomodação – <i>settling time</i>	s
U	Coeficiente global de transferência de calor	$\text{kJ}/(\text{s} \cdot ^\circ\text{Cm}^2)$
v	Velocidade do fluído	m/s
X	Fração mássica	
$y(t)$	Função de transferência no domínio do tempo	

SÍMBOLOS GREGOS

α	Difusividade térmica	m^2/s
ρ	Densidade	kg/m^3
λ	Condutividade térmica	$\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$
η	Viscosidade	Pa.s

τ_d	Tempo derivativo	
τ_i	Tempo integral	
τ_p	Constante de tempo	
ξ	Parâmetro de escoamento, conforme modelo da placa	
Φ	Função de escoamento, conforme modelo da placa.	
ω	Velocidade angular	rad/s
ζ	Fator de amortecimento	
ϕ	Ângulo de fase	rad

SUBSCRITOS

1°RP	Primeiro regime permanente
2°RP	Segundo regime permanente
f	Fluido
f_I	Entrada do fluido no volume de controle
f_O	Saída do fluido no volume de controle
i	Número do canal
j	Número da placa
g	Generalizado
ML	Média logarítmica
p	Placa
PG	Propileno glicol
SLN	Suco de laranja natural
W	Água quente

RESUMO

Este trabalho consistiu na modelagem matemática, simulação dinâmica e controle de um pasteurizador a placas de três seções, regeneração, aquecimento e resfriamento, para a pasteurização HTST (*High Temperature Short Time*) de suco de laranja natural (SLN).

Com a modelagem matemática e a simulação dinâmica do pasteurizador, foi possível obter as curvas de reação do processo de pasteurização (variáveis de processo em função do tempo sob perturbações degrau das variáveis externas e manipuláveis) e prever o comportamento dinâmico do suco de laranja sob diversas condições de operação. Para perturbações na vazão de entrada das utilidades, água quente e propileno glicol, a temperatura de saída do suco de laranja das seções de resfriamento e aquecimento teve comportamento não linear e linear para perturbações nas temperaturas de entrada dos fluidos em questão. As curvas de reação obtidas a partir das perturbações aplicadas nas vazões dos fluidos foram utilizadas na sintonia dos controladores, assim como na caracterização do processo. Quanto à ordem do comportamento dinâmico, foi verificado que as temperaturas de saída do suco de laranja de cada seção são de segunda ordem tanto para perturbações nas vazões de entrada da água quente e propileno glicol quanto para perturbações nas temperaturas de entrada dos fluidos.

Foi utilizada a lógica convencional PID e a não convencional *fuzzy* combinada à estratégia *feedback* com configuração SISO (*Single Input / Single Output*) para lógica convencional PID e não convencional *fuzzy*. O simulador foi codificado primeiramente em Matlab® para a caracterização do processo e posteriormente em Simulink para o trabalho com os controladores.

Com o intuito de se avaliar o desempenho dos controladores convencionais PID e não convencionais *fuzzy* PI e *fuzzy* PID no controle da temperatura de pasteurização do SLN foram aplicadas perturbações no *set-point* e na carga. Uma vez aplicadas as perturbações, os controladores foram avaliados sob os aspectos de condições de estabilização do processo. Para perturbações no *set-point* tanto os controladores de lógica convencional quanto os controladores de lógica não convencional obtiveram desempenhos satisfatórios. Para perturbações na carga, de maneira geral, os controladores de lógica convencional foram eficientes, ao passo que os controladores *fuzzy* PI e *fuzzy* PID

necessitariam de uma metodologia mais adequada para suas sintonias, uma vez que apresentaram problemas para perturbações na temperatura de entrada das utilidades.

SUMMARY

The mathematical modeling, dynamic simulation and control of a plate heat exchanger with three sections: regenerator, heater and cooler for the natural orange juice *HTST (High Temperature Short Time)* pasteurization process have been carried out.

From the plate heat exchanger mathematical modeling and the dynamic simulation, it has been possible to obtain the pasteurization process reaction curves (process variables as a time function under step disturbances of the external and manipulated variables) and to predict the dynamic behavior of the orange juice under several operating conditions. These reaction curves have been used for the controllers tuning, as well as in the process characterization. It has been found that the orange juice outlet temperature has non-linear characteristics for step changes in the utilities mass flow and linear characteristics for step changes in the orange juice and utilities inlet temperatures.

It has also been found that the dynamic response of the orange juice outlet temperature to variations in the utilities mass flow and inlet temperature, as well as in the orange juice inlet temperature, most closely approaches the second-order transfer function.

The conventional logic PID and the non conventional *fuzzy* logic, settled to the *feedback* control strategy with *SISO (Single Input/Single Output)* configuration have been studied. The simulator has been first codified in Matlab[®] software for the process characterization and later in Simulink for the controlling work.

The conventional PID and non conventional *fuzzy* PI and *fuzzy* PID logic controllers performance for the pasteurization temperature control has been evaluated for the process stabilization condition aspects under set-point and load step changes. For set-point step changes, it has been found that the conventional PID as well as the non conventional *fuzzy* PI and *fuzzy* PID logic controllers have obtained good performances. For load step changes, the conventional PID logic controllers have obtained successful results for all step changes. The results with fuzzy logic controllers have been successful for the orange juice inlet temperature step change and not very successful for the utilities inlet temperature step changes.

INTRODUÇÃO GERAL

Trocadores de calor a placas são, atualmente, largamente empregados em indústria de alimentos em geral. Muitos estudos foram realizados e trabalhos foram publicados sobre transferência de calor no regime permanente e poucos no regime transiente. Da mesma forma, poucos estudos foram realizados sobre o controle do processo de pasteurização em trocadores de calor a placas.

O mercado interno de suco de laranja industrializado é voltado basicamente para o comércio de suco de laranja pasteurizado que possui características sensoriais superiores aos sucos concentrados e reconstituídos. A obtenção de um produto de alto grau de qualidade dentro da indústria de alimentos depende não só da qualidade da matéria prima utilizada, mas de um controle adequado do processo.

O controle clássico PID vem sendo largamente empregado em uma larga variedade de processos nos últimos 50 anos e obtêm melhores desempenhos em processos lineares e dinâmicas de baixa ordem.

Por outro lado, poucos estudos foram feitos aplicando-se técnicas de controle avançados e, em especial, o controle de lógica não convencional *fuzzy* em processos na indústria de alimentos.

A dissertação está organizada em quatro capítulos:

No Capítulo I é feita a modelagem matemática e simulação dinâmica de um trocador de calor a placas de três seções para a pasteurização de suco de laranja natural pelo método HTST.

No Capítulo II o processo de pasteurização é caracterizado quanto à sua linearidade sob variações nas vazões e temperaturas de entrada dos fluidos. Foi determinada em uma segunda etapa a ordem da resposta dinâmica do processo sob diversas perturbações de grau em cada seção do pasteurizador a placas isoladamente.

No Capítulo III foi avaliado o desempenho do controlador com lógica convencional PID utilizando as constantes recomendadas por Cohen-Coon e Ziegler-Nichols no controle da temperatura do SLN no processo HTST.

No Capítulo IV foi avaliado o desempenho do controlador com lógica não convencional *fuzzy* no controle da temperatura do SLN no processo HTST e comparado com o desempenho do controlador convencional PID, estudado no Capítulo III.

O presente trabalho, dessa forma, teve por objetivo a modelagem matemática de um trocador de calor a placas de três seções para pasteurização de SLN, caracterização do processo de pasteurização quanto à linearidade e comportamento das temperaturas de saída dos fluidos sob variações nas temperaturas de entrada e vazões dos fluidos e comparação dos desempenhos de diferentes lógicas de controle para o processo de pasteurização HTST do SLN.

REVISÃO GERAL

1) MODELAGEM MATEMÁTICA

O trocador de calor a placas é um equipamento compacto com a finalidade de aquecer ou resfriar líquidos em geral (leite, sucos, refrescos, vinhos, etc). É composto por uma estrutura de sustentação em aço inoxidável, chapas de aperto, conexões, gaxetas e placas trocadoras de calor devidamente dimensionadas para o propósito final. Foi originalmente projetado para aplicações em laticínios e cervejarias para solucionar o problema de limpeza e manutenção dos equipamentos. Os fatores que atraíram essa geração de trocadores de calor são sua forma compacta, habilidade de gerar maior turbulência com velocidade de escoamento relativamente baixa, menor volume retido e, dessa forma, resposta mais rápida às operações de controle e flexibilidade nas operações.

A disposição das placas depende da configuração do escoamento, que pode ser dividida em três categorias:

- ✓ Em série: onde o escoamento é contínuo e muda de direção ao passar por cada uma das passagens verticais;
- ✓ Em paralelo: no qual a vazão de entrada se divide em escoamentos paralelos e depois convergem a uma só saída, Figura 1;
- ✓ Complexo: são combinações das configurações em série e em paralelo.

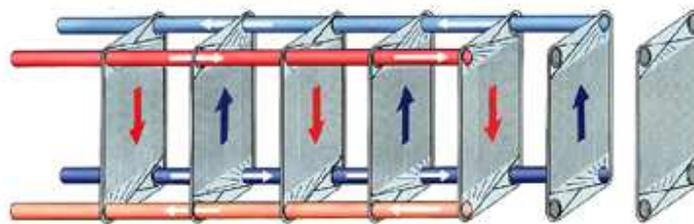


Figura 1 – Esquema de escoamento em paralelo em trocador de calor a placas (Fonte: GEA).

As placas possuem geometrias diferentes; podem ter corrugações retas (tábua de lavar); quando os canais de escoamento são perpendiculares ao eixo axial da placa, ou em espinha de peixe, quando a disposição é inclinada e relação ao eixo axial.

A eficiência hidrodinâmica das placas é, geralmente, correlacionada ao fator de atrito ($f/2$) e ao número de Reynolds. A eficiência térmica está correlacionada aos adimensionais números de Nusselt, Reynolds e Prandtl. Esses números adimensionais envolvem as propriedades termo-físicas do fluido: calor específico, densidade e condutividade térmica e a propriedade reológica, viscosidade.

Em processo de pasteurização de suco de laranja pelo método HTST (*High Temperature Short Time*), a temperatura se constitui na variável a ser controlada, pois as características organolépticas, fator principal para a aceitação do produto, são afetadas por altas temperaturas. Por outro lado, o processo HTST é caracterizado por um binômio tempo/temperatura, que garante um produto seguro do ponto de vista microbiológico. Dessa forma, a obtenção de um produto seguro depende da temperatura atingida no processo e do tempo que o produto permanece no retardador tubular. Utilizar a temperatura de saída do retardador tubular como set-point de um sistema de controle garante não apenas um produto seguro como é flexível para o processamento de outros produtos.

1. 1) EQUAÇÕES PARA O CÁLCULO DAS PROPRIEDADES FÍSICAS DOS FLUÍDOS

Berto (2000) utilizou as seguintes equações para os cálculos das propriedades físicas dos fluidos suco de laranja natural e água em seu trabalho de modelagem matemática e simulação dinâmica de trocador de calor a placas para o resfriamento de suco de laranja natural e concentrado:

Suco de laranja natural (SLN):

✓ Calor específico em $[J/(kg^{\circ}C)]$:

$$Cp_{SLN} = X_w (4176,2 - 0,090864T - 0,005473T^2) + 1,46X_{SLN} \quad (1)$$

✓ Densidade em $[\text{kg}/\text{m}^3]$, Ramos e Ibartz (1998):

$$\rho_{SLN} = 1025,42 - 0,3289T + 3,2819C_s + 0,0178C_s^2 \quad (2)$$

✓ Condutividade térmica em $[\text{W}/(\text{m}^\circ\text{C})]$, Riedel (1949), apud Berto (2000):

$$\lambda_{SLN} = (326,58 + 1,0412T - 0,00337T^2)(0,46 + 0,54X_w)0,00173 \quad (3)$$

Para a água tem-se as equações citadas por Choi e Okos (1986):

✓ Calor específico em $[\text{J}/(\text{kg}^\circ\text{C})]$:

$$Cp_w = 4176,2 - 0,090864T + 0,0054731T^2 \quad (4)$$

✓ Densidade em $[\text{kg}/\text{m}^3]$:

$$\rho_w = 997,18 + 0,0031439T - 0,0037574T^2 \quad (5)$$

✓ Condutividade térmica em $[\text{W}/(\text{m}^\circ\text{C})]$:

$$\lambda_w = 0,57109 + 0,0017625T - 0,000006T^2 \quad (6)$$

1. 2) CORRELAÇÕES PARA OS NÚMEROS ADIMENSIONAIS NU, PR E RE.

Muitas são as correlações existentes dos números adimensionais Nu, Pr e Re para aplicação em trocadores de calor a placas. Berto (2000), em seu trabalho, utilizou as seguintes correlações:

✓ Para o número de Reynolds generalizado tem-se a equação 7 proposta por Leuliet et al. (1987), citado por Rene et al. (1991):

$$\text{Re}_g = \frac{\rho v^{(2-n)} D^n}{k [\Phi(n)]^n \xi^{(n-1)}} \quad (7)$$

✓ Para o número de Prandtl generalizado tem-se a equação 8, que pode ser usada tanto para fluidos Newtonianos quanto para não-Newtonianos, Rene et al. (1991):

$$\text{Pr}_g = k \left(\frac{\xi v}{D} \right)^{(n-1)} [\Phi(n)]^n \frac{Cp}{\lambda} \quad (8)$$

Os parâmetros $\Phi(n)$ e ξ são funções do escoamento que variam conforme o tipo de placa:

✓ Placa com corrugação reta (tábua de lavar):

$$\Phi(n) = \left(\frac{2n+1}{3n} \right) \left(\frac{1}{n^{0,1}} \right)^{\frac{1}{n}} \quad e \quad \xi = 56,6 \quad (9)$$

✓ Placa com corrugação inclinada formando ângulo de 60° (espinha de peixe):

$$\Phi(n) = \left(\frac{2n+1}{3n} \right) \left(\frac{1}{n^{0,3}} \right)^{\frac{1}{n}} \quad e \quad \xi = 43,7 \quad (10)$$

Para o número de Nusselt, Berto (2000) utilizou as seguintes correlações apresentadas por Rene et al. (1991):

✓ Placa com corrugações retas:

$$\text{Re}_g \leq 70 \quad Nu = 0,634 \text{Re}_g^{1/3} \text{Pr}_g^{1/3} \quad (11)$$

$$\text{Re}_g > 70 \quad Nu = 0,312 (\text{Re}_g^{2/3} - 8,45) \text{Pr}_g^{1/3} \quad (12)$$

✓ Placa com corrugações inclinadas formando ângulo de 60° :

$$\text{Re}_g \leq 5,5 \quad Nu = 0,590 \text{Re}_g^{1/3} \text{Pr}_g^{1/3} \quad (13)$$

$$\text{Re}_g > 5,5 \quad Nu = 0,352 \text{Re}_g^{0,639} \text{Pr}_g^{1/3} \quad (14)$$

Para o número de Nusselt outras correlações ainda foram propostas:

✓ Sharifi et al. (1995) utilizaram a seguinte correlação na simulação do efeito na temperatura ao longo dos canais e saídas em um trocador de calor escoando em paralelo:

$$Nu = \frac{hDe}{\lambda} = 1,35 Re^{0,65} Pr^{0,33} \quad (15)$$

✓ Buonopane et al. (1963) em estudo de transferência de calor em TCP:

$$Nu = \frac{hDe}{\lambda} = 0,2536 Re^{0,65} Pr^{0,33} \quad (16)$$

✓ Kim et al. (1999) em estudo sobre pasteurização do suco de laranja natural, utilizando TCP de duas seções, aquecimento e resfriamento:

$$Nu = 0,28 Re^{0,65} Pr^{0,40} \left(\frac{\eta}{\eta_{parede}} \right) \quad (17)$$

1. 3) MODELOS DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM TCP

✓ Sharifi et. al (1995), estudaram e calcularam a resposta dinâmica da temperatura de saída do produto na seção de aquecimento de um trocador de calor a placas sob perturbação degrau na temperatura de entrada do fluido quente. Compararam resultados experimentais e numéricos obtidos a partir de um programa de simulação baseado em diferenças finitas para a discretização de equações diferenciais parciais para um trocador de calor a placas composto de cinco placas e dois fluidos escoando em paralelo e contracorrente. Obtiveram perfis de temperatura tanto do regime permanente quanto do transiente com uma boa precisão e é aplicável para qualquer tipo de escoamento, arranjo e geometria de placas.

Lakshmanan e Potter (1990), em simulação de trocador de calor a placas com o intuito de avaliar sua performance dinâmica, desenvolveram um modelo matemático, ao qual denominaram modelo cinemático, a partir de equações diferenciais ordinárias. Obtiveram, com baixo esforço computacional, resultados precisos, tanto do regime

permanente quanto do transiente, para problemas de configuração considerados por outros autores.

Zaleski e Klepacka (1992), em estudo sobre metodologias de resolução de equações diferenciais ordinárias para trocadores de calor a placas obtiveram resultados exatos no cálculo de perfis de temperatura e eficiência térmica, utilizando funções exponenciais lineares como aproximação da temperatura em cada canal. Tal metodologia é aplicável a uma larga faixa de parâmetros termofísicos e interconexões de canais.

Berto (2000), em seu trabalho sobre modelagem matemática e simulação dinâmica de trocador de calor a placas de única seção, estudou a resposta dinâmica da temperatura de saída do fluido do trocador a perturbações aplicadas, assim como a sua performance, a diferentes configurações de trocador, a diferentes formas de discretização das equações diferenciais parciais, a diferentes fluidos e obteve erros percentuais inferiores a 0,15% em relação a valores experimentais apresentados por Kim et al. (1999).

2) CARACTERIZAÇÃO DO PROCESSO

2. 1) LINEARIDADE DE SISTEMAS

Com o intuito de se utilizar funções de transferência lineares para uma análise dinâmica do processo de pasteurização é antes necessário determinar, a linearidade do processo.

Variando-se o grau de rigor, todos os processos físicos exibem algum comportamento não linear. Ademais, quando um processo apresenta um comportamento fortemente não-linear, um modelo linear pode ser inadequado; um modelo não linear será mais realista. Muitos processos exibem comportamento dinâmico não-linear médio e conseqüentemente podem ser aproximados razoavelmente por modelos lineares. Entretanto, mesmo para tais sistemas, o comportamento sobre uma larga escala de condições operacionais será visivelmente não-linear, e nem um único modelo linear estará apto a representar tal comportamento adequadamente.

Segundo Ogunnaike e Ray (1994), há duas propriedades básicas que caracterizam o comportamento linear de um sistema:

2. 1.1) Princípio da superposição – imagem especular.

Para sistemas lineares, a característica dinâmica da resposta do processo para uma dada perturbação é independente das condições específicas de operação no momento em que se efetua a perturbação. Em outras palavras, perturbações idênticas aplicadas em diferentes condições de regime permanente produzirão respostas idênticas na intensidade e no caráter dinâmico.

O princípio da sobreposição também significa que das mesmas condições de regime permanente, a mudança observada na resposta a uma determinada perturbação positiva aplicada apresentará uma imagem especular perfeita de uma perturbação negativa aplicada de mesma intensidade.

2. 1.2) Princípio da superposição – soma das respostas.

Se a resposta de um processo para uma entrada I_1 for R_1 , e a resposta para uma entrada I_2 for R_2 , então de acordo com o princípio da superposição, a resposta para (I_1+I_2) será (R_1+R_2) se o sistema for linear.

Em geral, esse princípio coloca que a resposta de um sistema linear para uma soma de N entradas corresponde à soma das respostas das entradas individuais.

Como um resultado desse princípio, por exemplo, a resposta de um sistema linear para uma perturbação degrau de magnitude A é exatamente a mesma resposta para A vezes uma perturbação degrau unitária. É válida também para todos os outros tipos de perturbação.

Sistemas não lineares não apresentam nenhuma dessas propriedades e devem, portanto, contemplar em seus modelos termos não-lineares.

2. 2) FUNÇÕES DE TRANSFERÊNCIA

A função de transferência de um sistema linear invariante no tempo é definida como sendo a relação entre a transformada de Laplace da saída e a transformada de Laplace da entrada, considerando-se nulas todas as condições iniciais.

$$G(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} \quad (18)$$

A função de transferência é uma propriedade do sistema, independentemente da natureza e da magnitude da entrada e , embora inclua as informações necessárias para relacionar a entrada com a saída, não fornece informações específicas a respeito da estrutura física do sistema. Em outras palavras, funções de transferência de sistemas fisicamente diferentes podem ser idênticas.

Se a função de transferência de um sistema é conhecida, a resposta do mesmo pode ser analisada para diferentes formas de perturbações, com a finalidade de se compreender a natureza e o comportamento do sistema. Por outro lado, se ela não for conhecida, pode ser obtida pela introdução de sinais de entrada conhecidos e estudando-se as respostas obtidas. Uma vez obtida, a função de transferência fornece uma descrição completa das características dinâmicas do sistema.

2. 2.1) Ordem de sistemas

Segundo Stephanopoulos (1984), as funções de transferência podem ser, conforme suas respostas às perturbações aplicadas ao processo, de 1ª ordem, 2ª ordem ou de ordem superior. Um sistema de primeira ordem é aquele cuja saída é modelada por uma equação diferencial de primeira ordem. Sua função de transferência é caracterizada pela constante de tempo, τ_p , e pelo ganho estático ou ganho do processo, K_p . A função de transferência de 1ª ordem para perturbação degrau de amplitude A é dada por:

$$G(s) = \frac{K_p A}{\tau_p s + 1} \quad (19)$$

e no domínio do tempo por:

$$y(t) = K_p A \left[1 - e^{-t/\tau_p} \right] \quad (20)$$

Um sistema de 2ª ordem é aquele cuja resposta é descrita pela solução de uma equação diferencial de 2ª ordem. Sua função de transferência é caracterizada pelo período

natural de oscilação, τ , pelo ganho do sistema, K_p , e pelo fator de amortecimento, ζ . Sua função de transferência é dada por:

$$G(s) = \frac{K_p A}{\tau^2 s^2 + 2\zeta\tau s + 1} \quad (21)$$

Um sistema de 2ª ordem é caracterizado como sub-amortecido quando $0 < \zeta < 1$. Sua função de transferência é dada no domínio do tempo por:

$$y(t) = K_p A \left[1 - \frac{1}{\sqrt{1-\zeta^2}} e^{-t/\tau} \operatorname{sen}(\omega t + \phi) \right] \quad (22)$$

onde:

$$\omega = \frac{\sqrt{1-\zeta^2}}{\tau} \quad \text{e} \quad \phi = \arctan \left[\frac{\sqrt{1-\zeta^2}}{\zeta} \right]$$

Quando $\zeta=1$, o sistema é caracterizado como criticamente amortecido. Sua função de transferência é dada no domínio do tempo por:

$$y(t) = K_p A \left[1 - \left(1 + \frac{t}{\tau} \right) e^{-t/\tau} \right] \quad (23)$$

Para $\zeta > 1$, o sistema é caracterizado como sobre-amortecido. Sua função de transferência é dada no domínio do tempo por:

$$y(t) = K_p A \left[1 - e^{-t/\tau} \left(\cosh \sqrt{\zeta^2 - 1} \frac{t}{\tau} + \frac{\zeta}{\sqrt{\zeta^2 - 1}} \operatorname{senh} \sqrt{\zeta^2 - 1} \frac{t}{\tau} \right) \right] \quad (24)$$

Sistemas de ordens superiores podem ser classificados basicamente em três classes nas quais são mais frequentemente encontrados:

- ✓ N sistemas de 1ª ordem em série ou processos multicapacitivos;
- ✓ Processos com tempo morto;
- ✓ Processos com resposta inversa.

2. 3) ORDEM E LINEARIDADE EM TCP

Berto (2000), constatou em seu trabalho de simulação de trocadores de calor a placas que a tendência do comportamento, para perturbações degrau aplicadas ao sistema, são curvas do tipo “s” que se ajustam tanto em funções de sistemas de 1ª ordem com tempo morto, como também em sistemas de 2ª ordem com valores de ζ próximos a um.

Das et al. (1995), na caracterização experimental do comportamento dinâmico de trocadores de calor a placas (escoamento em paralelo e contracorrente entre fluidos) para perturbações degrau na temperatura de entrada de um dos fluidos obtiveram como resultados que uma equação de transferência de segunda ordem linear melhor se aproxima dos dados experimentais quando comparado com um sistema de primeira ordem linear. Concluíram ainda que um sistema de primeira ordem linear apresenta também uma boa aproximação exceto durante os primeiros pontos na subida da temperatura do fluido em estudo. Concluíram, dessa forma, que a resposta dinâmica da temperatura de saída de um dos fluidos para perturbação degrau na temperatura de saída de um dos fluidos para perturbação degrau na temperatura de entrada do segundo fluido pode ser caracterizada tanto por um modelo de primeira ordem quanto por um modelo de segunda, ambos com tempo morto.

Ibarrola et al. (1998) em estudo experimental de uma planta de pasteurização HTST concluíram, da mesma forma, que funções de transferência de segunda ordem lineares melhor representam a temperatura de saída de um trocador de calor a placas para perturbações degrau nas temperaturas de entrada dos fluidos quando comparado com modelos de primeira ordem. Para perturbações na vazão de entrada dos fluidos concluíram ainda que o processo é não-linear para a temperatura de saída do segundo fluido em estudo. Em outras palavras, determinaram que os parâmetros das funções de transferência de primeira ordem determinadas são funções da vazão.

Khan et al. (1988), no estudo experimental das características dinâmicas de um trocador de calor a placas contracorrente aplicaram perturbações senoidal e degrau na vazão do fluido quente e propuseram modelos de primeira ordem e segunda ordem, ambos com tempo morto, para a resposta dinâmica da temperatura de saída do fluido frio. Concluíram que a resposta dinâmica da temperatura de saída do fluido para perturbações na vazão de

entrada do fluido quente melhor se aproxima se uma função de transferência de segunda ordem linear.

3) CONTROLE CONVENCIONAL

3. 1) CONFIGURAÇÕES E ESTRATÉGIAS DE CONTROLE

Stephanopoulos (1984) lista, basicamente, duas configurações de malhas de controle para o número de entradas e saídas de variáveis:

- ✓ SISO – *single-input, single-output*. Uma variável de entrada (variável controlada ou de processo) e uma variável de saída (variável de controle ou manipulada);
- ✓ MIMO – *multiple-input, multiple-output*. Mais de uma variável de entrada e mais de uma variável de saída.

Além destas há as possíveis variações, tais como SIMO ou MISO.

Pode-se dizer que há duas estratégias básicas de controle, *feedback* e *feedforward*. O controle *feedback* usa diretamente as medidas das variáveis controladas para ajustar as variáveis manipuladas. O objetivo é manter a variável controlada no nível desejado (*set point*) e nenhuma ação corretiva é tomada até que haja um desvio deste. Dessa forma, um controle ideal, onde a variável controlada não se desvia do *set point* é impossível. O controle *feedforward* usa diretamente a medida das perturbações para ajustar o valor da variável manipulada. A ação corretiva pode ser tomada antes que haja algum efeito na variável controlada. A desvantagem dessa estratégia é a necessidade de conhecimento prévio de todas as perturbações possíveis do processo. Nas indústrias, em geral, é utilizada com maior frequência estratégia *feedback*, porém em poucos casos é utilizada a combinação dessas duas estratégias de controle.

3. 2) LÓGICAS DE CONTROLE CONVENCIONAIS

A comparação do valor de referência (*set-point*) da variável controlada com o valor atual da mesma produz um sinal de erro que gerará um sinal de controle com o sentido de anular este erro. Hey (1997) classifica as lógicas ou ações de controle de acordo com a forma de execução.

3. 2.1) Controle Proporcional (P)

Para este caso, cuja ação de controle é proporcional, a razão entre a saída do controlador, $m(t)$, e o sinal de erro atuante (a entrada do controlador), $e(t)$, é dada por:

$$m(t) = K_c \cdot e(t) \quad (25)$$

onde: K_c = Ganho Proporcional.

A resposta apresenta um desvio máximo elevado, um período de oscilação moderado e um desvio residual máximo (*off-set*) inevitável.

3. 2.2) Controle Proporcional Integral (PI)

Sua ação de controle proporcional-integral é definida por:

$$m(t) = K_c \left\{ e(t) + \frac{1}{\tau_i} \int_0^t e(t) dt \right\} \quad (26)$$

onde: τ_i = Tempo integral.

Esse tipo de controle não apresenta um desvio residual. Essa vantagem, no entanto, é obtida às custas de um sobre sinal (*overshoot*), o período de sua oscilação é maior, assim como o tempo que leva para que cesse, em comparação com o controle proporcional.

3. 2.3) Controle Proporcional Derivativo (PD)

A ação de controle proporcional-derivativa é proporcional ao erro e à taxa de variação do erro:

$$m(t) = K_c \cdot \left\{ e(t) + \tau_d \cdot \frac{d}{dt} e(t) \right\} \quad (27)$$

onde: τ_d = Tempo derivativo.

O sistema atinge o regime permanente no tempo mais curto, com a menor oscilação e com o menor desvio mínimo. Apresenta um desvio residual significativo, embora menor que o apresentado pelo controle proporcional.

3. 2.4) Controle Proporcional Integral Derivativo (PID)

Este tipo de ação combina as vantagens das ações de controle integral (PI) e derivativa (PD). A ação proporcional-integral reduz o desvio residual e a proporcional-derivativa reduz o desvio máximo, assim como elimina parte da oscilação eventualmente provocada pelo controle PI. Esta ação é definida por:

$$m(t) = K_c \left\{ e(t) + \frac{1}{\tau_i} \int_0^t e(t) \cdot dt + \tau_d \cdot \frac{d}{dt} e(t) \right\} \quad (28)$$

A Figura 2 mostra uma comparação das respostas de processo dos controladores tipo P, PI e PID para a variável controlada $e(t)$.

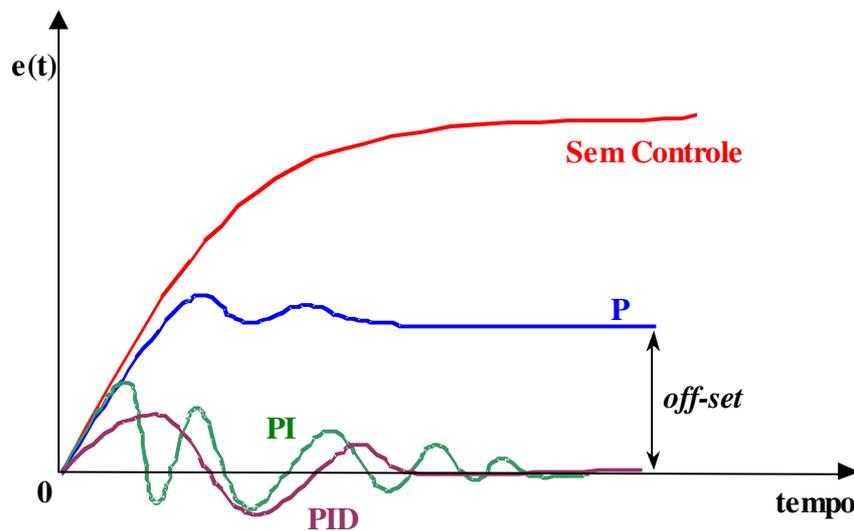


Figura 2 – Respostas típicas de controles tipo *Feedback* após perturbação degrau na carga.

Na escolha do controlador procura-se o mais simples que produza o controle adequado. Algumas regras básicas podem ser tomadas para a implantação de controle em um processo:

- ✓ Deve-se obter a resposta do sistema em malha aberta e verificar qual característica da resposta deve ser melhorada;
- ✓ Para melhorar o tempo de subida t_r : aplicar um controle proporcional;
- ✓ Para melhorar o sobre-sinal máximo: aplicar um controlador derivativo;
- ✓ Para melhorar a resposta em regime permanente: aplicar um controlador integral;

✓ As constantes K_c , τ_i e τ_d devem ser ajustadas de forma que se obtenha a resposta desejada.

Exemplos de Aplicações

O controle PID é o mais freqüentemente selecionado por ser o mais provável de produzir um controle satisfatório. Negiz et al. (1998) trabalharam no processo de pasteurização de leite pelo método HTST tomando como base de controle a letalidade total do leite ($71,67^\circ\text{C} / 15\text{s}$), cujas variáveis relevantes são a temperatura de pasteurização e o seu tempo de residência. Compararam o controle realimentado em cascata, o controle multivariável e o controle realimentado simples (SISO). Concluíram que o controle realimentado simples apresenta menor tempo de estabilização; o controle em cascata e multivariável reduz as flutuações na temperatura do produto e têm uma resposta de ação mais suave.

Shieh et al. (1992), em estudo experimental comparativo do controle convencional PID com o controlador *fuzzy* conseguiram controlar a temperatura de pasteurização em um processo HTST dentro de uma faixa de $0,5^\circ\text{C}$, em média. Negiz *et al.* (1996) propuseram um sistema de controle multivariável para um processo de pasteurização de leite HTST e obtiveram um desvio máximo o *set-point* da temperatura do produto de $0,22^\circ\text{C}$.

3. 3) SINTONIA DOS CONTROLADORES CONVENCIONAIS

Coughanowr e Koppel (1978), Stephanopoulos (1984) e Seborg et al. (1989), sugeriram o método da curva de reação do processo para a sintonia dos parâmetros (K_c , τ_i e τ_d) dos controladores convencionais contínuos para processos lineares. Essa metodologia utiliza uma perturbação degrau, mais simples de ser aplicada, e necessita apenas um experimento para a sintonia do controlador

O método consiste em introduzir, à malha de controle aberta, uma perturbação degrau de magnitude I em uma variável manipulada, onde atua o elemento final de controle. Registra-se o valor da saída em função do tempo. Dessa forma, obtém-se uma curva chamada de curva de reação do processo, conforme esquematizada na Figura 3. Não devem ocorrer variações na carga durante o teste e, excetuando-se o controlador, todos os

componentes da malha devem ser incluídos entre o ponto de aplicação da perturbação na variável manipulada e o ponto onde é obtida a resposta.

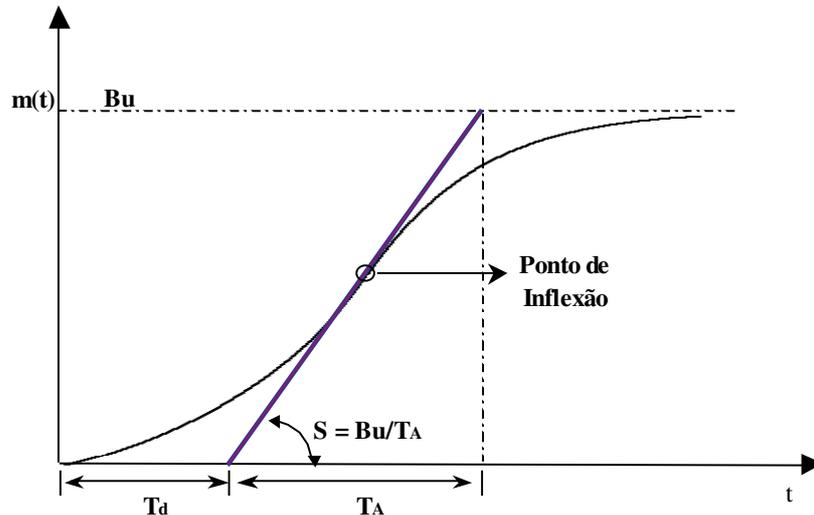


Figura 3 – Curva típica de reação de processo.

É possível determinar graficamente os parâmetros utilizados na sintonia do controlador através da curva de reação exemplificada na Figura 3. No ponto de inflexão traça-se uma tangente à curva de reação. A intersecção da tangente com a abscissa é definida como o tempo morto aparente T_d . A inclinação da tangente, S , é proporcional a $1/T_A$, o recíproco da constante de tempo aparente. A inclinação, dessa forma, é igual à Bu/T_A , onde Bu é a resposta máxima apresentada pela curva de reação. Tem-se, então:

$$T_A = Bu / S \quad (29)$$

O ganho em regime permanente relacionando a perturbação de amplitude I e a resposta máxima atingida Bu é calculado por:

$$K_p = Bu / I \quad (30)$$

Segundo Cohen & Coon (apud Coughanowr e Koppel (1978)), determinados os valores de T_d , T_A e K_p , as constantes recomendadas para os controladores podem ser calculadas, dentre outros métodos, como apresentadas na Tabela 1.

Tabela 1 – Constantes de sintonia de controladores recomendadas por Cohen e Coon.

Modos de controle	K_c	τ_I	τ_D
Proporcional	$\frac{1}{K_p} \frac{T_A}{Td} \left(1 + \frac{Td}{3T}\right)$	–	–
Proporcional-integral	$\frac{1}{K_p} \frac{T_A}{Td} \left(\frac{9}{10} + \frac{Td}{12T_A}\right)$	$Td \frac{30 + 3Td/T_A}{9 + 20Td/T_A}$	–
Proporcional-derivativo	$\frac{1}{K_p} \frac{T_A}{Td} \left(\frac{5}{4} + \frac{Td}{6T_A}\right)$	–	$Td \frac{6 - 22Td/T_A}{22 + 3Td/T_A}$
Proporcional-integral-derivativo	$\frac{1}{K_p} \frac{T_A}{Td} \left(\frac{4}{3} + \frac{Td}{4T_A}\right)$	$Td \frac{32 + 6Td/T_A}{13 + 8Td/T_A}$	$Td \frac{4}{11 + 2Td/T_A}$

Porém, segundo a metodologia de Ziegler-Nichols (Ogata, 1985), com os parâmetros gráficos da Figura 3 pode-se obter as constantes de sintonia da forma apresentada na Tabela 2.

Tabela 2 – Constantes de sintonia de controladores recomendadas por Ziegler-Nichols.

Modos de controle	K_c	τ_I	τ_D
Proporcional	$\frac{T_A}{Td}$	∞	0
Proporcional-integral	$0,9 \frac{T_A}{Td}$	$\frac{Td}{0,3}$	0
Proporcional-integral-derivativo	$1,2 \frac{T_A}{Td}$	$2Td$	$0,5Td$

3. 4) PROCESSO DE PASTEURIZAÇÃO DE SUCO DE LARANJA NATURAL

Segundo Vercet et al. (1999), mais que a metade da produção mundial de laranjas são destinadas ao processamento de sucos de frutas e concentrados. O suco de laranja consiste em uma suspensão coloidal de células e polímeros, cuja estabilidade é mantida por moléculas de pectina. O tratamento térmico visa, basicamente, a estabilidade térmica e microbiológica do produto e, em especial, a manutenção da turbidez do suco através da inativação ou inibição da pectinesterase que, através da de-esterificação das moléculas de pectina, leva a separação em duas fases do suco de laranja.

É necessário um binômio tempo-temperatura de 90 °C, 1 minuto para inativar a pectinesterase em suco de laranja com pH 3,6 em um processo de pasteurização (Versteeg, 1980, Marshall et al. 1985). Entretanto, esse tratamento térmico pode resultar em um escurecimento não enzimático e prejudicar seu aroma e sabor reduzindo o frescor do suco de laranja (Reynolds, 1963, apud Basak e Ramaswamy, 1996). Um segundo binômio

largamente utilizado é de 91 °C/40 s que pode levar a uma perda parcial da turbidez mas aceitável pelo consumidor.

4) CONTROLE FUZZY

4. 1) LÓGICA NÃO CONVENCIONAL - FUZZY

O conceito de conjunto *fuzzy*, também chamado de lógica difusa, foi introduzido, em 1965, por Lofti A. Zadeh (Universidade da Califórnia, Berkeley). A lógica *fuzzy* viola as suposições da lógica aristotélica, base do pensamento lógico ocidental, que trata com valores “verdade” das afirmações, classificando-as como verdadeiras ou falsas, não podendo ser parcialmente verdadeiras ou falsas. A lógica aristotélica é, portanto, uma lógica binária onde “U e não U” cobre todas as possibilidades. As experiências humanas, porém, não podem ser classificadas apenas como verdadeiras ou falsas, preto ou branco, sim ou não. Por exemplo, a taxa de risco de determinado empreendimento é grande ou pequena? Aquele homem é gordo ou magro? Uma resposta do tipo sim ou não para estas questões é, na maior parte das vezes, incompleta. Entre a certeza e a certeza de não ser há infinitas incertezas e esta “imperfeição” inerente à informação representada em uma linguagem natural é tratada adequadamente pela lógica *fuzzy*, cuja base é a teoria dos conjuntos nebulosos. Nesta lógica, o raciocínio exato corresponde a um caso limite do raciocínio aproximado, sendo interpretado como um processo de composição nebulosa. Eerikäinen et al. (1993), define, de forma mais objetiva, lógica *fuzzy* como sendo uma ferramenta capaz de capturar informações vagas, em geral descritas em uma linguagem natural e convertê-las para formatos numéricos, possíveis de serem processados por computadores e, conseqüentemente, de serem aplicadas em controle de processos e desenvolvimento de “sistemas especialistas”.

Convencionalmente, métodos analíticos ou estatísticos são usados na modelagem e otimização de processos na indústria de alimentos. O que se observa, porém, é a escassez de parâmetros disponíveis para medição e controle *on-line* dos processos. A natureza complexa dos processos na indústria de alimentos, a insuficiência de informação e a incerteza envolvendo os dados disponíveis são alguns dos fatores que dificultam consideravelmente a modelagem desses processos. As considerações e simplificações feitas na construção dos modelos podem levar a resultados diversos da realidade. Por outro lado,

segundo Eerikäinen et al. (1993) modelos matemáticos complexos, apesar de serem mais precisos são de pouco uso prático. Recentes ferramentas de inteligência artificial, como teoria do caos, sistemas especialistas, análise de fractais, lógica nebulosa, redes neurais e programação orientada a objetos proporcionam novas oportunidades em engenharia de controle.

A lógica *fuzzy*, para controle de processos, diferencia-se de outras pela não necessidade de modelagem matemática, além de permitir a incorporação de parâmetros empíricos para a adequação da função de transferência do sistema.

Mesmo tendo muito a ganhar com esse tipo de ferramenta, seu uso ainda é muito pequeno, apesar da importância e da ampla aplicação do conhecimento humano nas tomadas de decisões dentro das indústrias de alimentos.

4. 2) CONTROLE FUZZY

A lógica *fuzzy* pode ser utilizada para a implementação de controladores *fuzzy*, aplicados nos mais variados tipos de processos. A utilização de conjuntos *fuzzy* e variáveis lingüísticas confere ao sistema de controle várias vantagens, incluindo:

- ✓ Simplificação do modelo do processo;
- ✓ Melhor tratamento das imprecisões inerentes aos sensores utilizados;
- ✓ Facilidade na especificação das regras de controle, em linguagem próxima à natural;
- ✓ Satisfação de múltiplos objetivos de controle.

Entretanto, para as leituras de sensores e para os sinais esperados pelos atuadores do sistema de controle são necessários elementos adicionais entre o controlador *fuzzy* e o processo a ser controlado, pois tanto as leituras quanto os sinais esperados são escalares. Estes elementos são denominados “fuzzificador” e “defuzzificador”, e estão posicionados na entrada e saída do sistema de controle, respectivamente. Estes elementos são responsáveis por transformar as medidas obtidas dos sensores em conjuntos *fuzzy* (“fuzzificador”), e em transformar os conjuntos *fuzzy* obtidos na saída do controlador em valores escalares de controle para o processo (“defuzzificador”).

A Figura 4 mostra o esquema do fluxo de dados do processo da lógica *fuzzy*, mostrando as etapas de “fuzzificação” e “defuzzificação”.

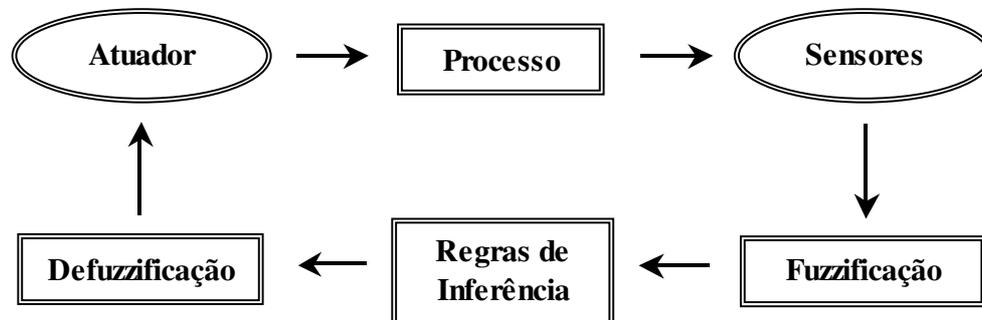


Figura 4 – Esquema do fluxo de dados na aplicação do Controle *fuzzy*.

Às informações recebidas pelo sensor, onde será aplicado o conjunto de regras *fuzzy*, são atribuídas variáveis linguísticas. A proposição de saída inferida pelo conjunto de regras é convertida novamente em um sinal a ser utilizado pelo atuador do processo.

Por estar a lógica *fuzzy* baseada em palavras e não em números, os valores verdade são expressos linguisticamente (por exemplo: quente, muito frio, verdade, longe, etc). Possui, desta forma, vários quantificadores (poucos, vários, em torno de, usualmente, etc), modificadores de predicado (muito, mais ou menos, pouco, bastante, médio, etc), assim como faz uso das probabilidades linguísticas (provável, improvável) que são interpretados como números *fuzzy*. Manuseia todos os valores entre 0 e 1, tomando estes, como os limites. Essas características da lógica *fuzzy* trazem como uma de suas vantagens, a etapa de aquisição de conhecimento especialista mais fácil, pois sua forma de apresentação é próxima da linguagem natural.

Na teoria dos conjuntos nebulosos existe um grau de pertinência de cada variável a determinado conjunto. Para transformar uma variável numérica numa proposição nebulosa, faz-se uso das funções de pertinência que descreverão os adjetivos atribuídos ao processo. O projetista deve definir o tipo das funções de pertinência (linear ou não linear) e o número de regras de pertinência que irá utilizar neste processo. Dentre as funções de pertinência aplicáveis, as mais citadas são do tipo triangular, trapezoidal, sigmóide e gaussiana.

Segundo Driankov et al. (1996), a função de pertinência triangular é a mais utilizada em controladores *fuzzy* uma vez que sua aplicação é simples e se adequa bem ao controle de processos.

Quanto maior o número de funções de pertinência utilizado, maior a precisão da resposta. Shaw e Simões (1999), coloca entre 2 e 7 um número prático a ser aplicado de conjuntos *fuzzy*. Aumentando-se de 5 para 7 conjuntos, experiências mostraram que há um aumento na precisão em torno de 15 %, não havendo aumentos significativos aplicando-se um número maior que 7 conjuntos.

A Figura 5 mostra uma função de pertinência linear triangular com 7 funções de pertinência. NG, NM, NP, Z, PP, PM E PG são os adjetivos nebulosos negativamente grande, negativamente médio, negativamente pequeno, zero, positivamente pequeno, positivamente médio e positivamente grande, respectivamente.

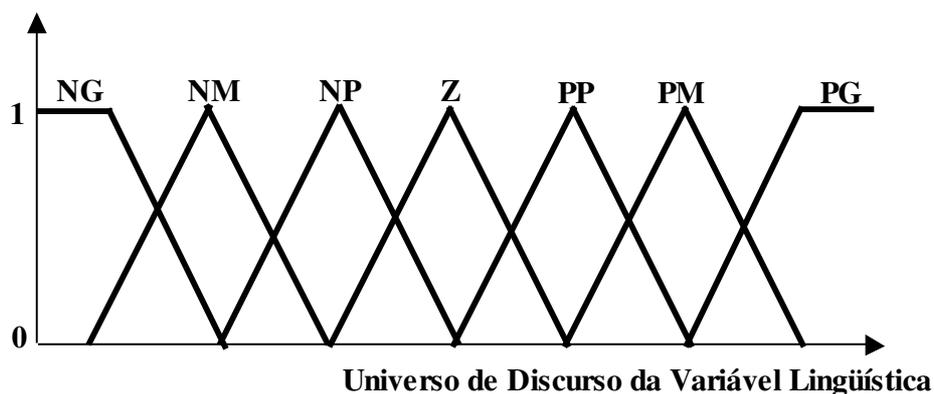


Figura 5 – Exemplo de funções de pertinência triangular.

O controlador *fuzzy* é baseado em funções de associação correspondentes a vários condicionais multivariáveis, do tipo: SE/ENTÃO. Os algoritmos de controle da lógica *fuzzy* utilizam termos linguísticos para descrever as variáveis do processo com segurança, economia, efetividade, facilidade e aplicabilidade sem a necessidade de modelos matemáticos.

4. 3) SINTONIA DO CONTROLADOR FUZZY

Li (1997), introduziu uma nova metodologia para sintonia dos fatores de escala para controladores *fuzzy* convencionais (controladores *fuzzy* com estrutura *feedback* com o erro como realimentação) baseado em controladores PID bem sintonizados.

Ainda, segundo Li (1997), uma das bases de regras mais aceitas é a base de regras linear que conduz a uma política de controle generalizada, deixando, dessa forma, toda a sintonia para os ganhos escalonados. Para o controle convencional linear (PID) há metodologias disponíveis para a sintonia e requer pouco conhecimento do processo. Se os parâmetros iniciais do controlador *fuzzy* podem ser obtidos a partir de parâmetros lineares do PID, então a aplicação do controlador *fuzzy* pode aumentar grandemente, pois a metodologia de sintonia do controle convencional está freqüentemente disponível.

Li (1997), apresentou um controlador *fuzzy* de três termos, com ganhos proporcionais, integrais e derivativos com base de regras lineares. Introduziu ainda o conceito de função de transferência *fuzzy* com o intuito de conectar os ganhos *fuzzy* aos respectivos ganhos escalonados. A relação entre a performance do controlador e os fatores de escala foi obtida a partir de poucas tentativas em simulação buscando-se o erro mínimo na resposta.

4. 3.1) Estrutura do Controlador Fuzzy

De forma análoga ao controle convencional, onde existem os controles PI e PID, no controle *fuzzy* também existem os controladores *fuzzy* PI (CF-PI) e PID (CF-PID) cujas estruturas são apresentadas na Figura 6. Foram considerados como entradas o erro e a variação do erro no tempo (Derro).

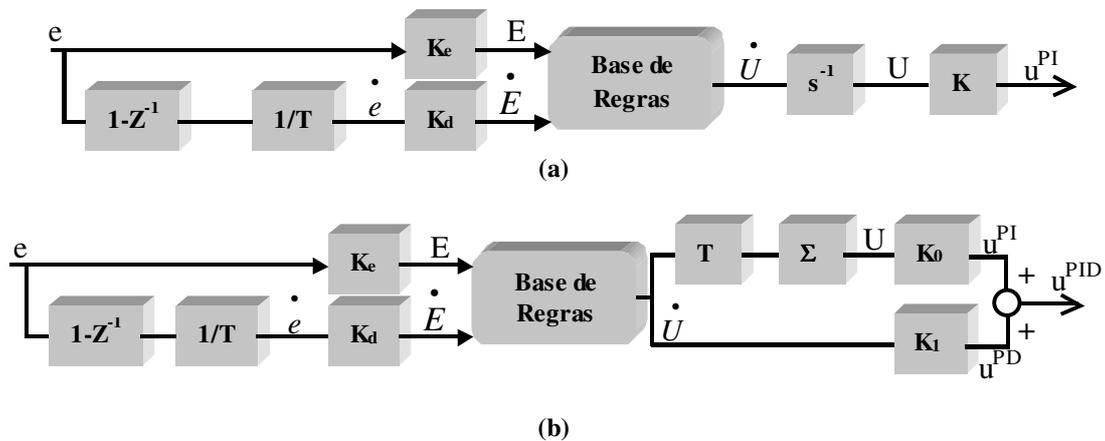


Figura 6 – Estrutura digital do (a) CF-PI e (b) CF-PID.

Para esta estrutura de controle, é sugerida uma base de regras linear bidimensional proposta por Li e Gatland (1996), com sete rótulos para cada entrada e saída, conforme Tabela 3.

Tabela 3 – Exemplo de base de regras fuzzy.

Erro \ Derro	NG	NM	NP	ZR	PP	PM	PG
PG	ZR	NP	NM	NG	NG	NG	NG
PM	PP	ZR	NP	NM	NG	NG	NG
PP	PM	PP	ZR	NP	NM	NG	NG
ZR	PG	PM	PP	ZR	NP	NM	NG
NP	PG	PG	PM	PP	ZR	NP	NM
NM	PG	PG	PG	PM	PP	ZR	NP
NG	PG	PG	PG	PG	PM	PP	ZR

As regras de inferência *fuzzy* utilizadas relacionando os conjuntos *fuzzy* de entrada e saída são declarações do tipo **SE-ENTÃO**, conforme exemplo abaixo:

SE <antecedente> **ENTÃO** <conseqüente>

A parte antecedente, tanto para o controlador CF-PI quanto para o controlador CF-PID possui duas condições. A parte conseqüente para ambos os controladores possui uma conclusão.

5) ANÁLISE DE DESEMPENHO DOS CONTROLADORES

Segundo Ogata (1985), freqüentemente, as características de desempenho de um sistema de controle são especificadas em termos da resposta transiente para uma perturbação degrau unitária no *set-point*, por ser mais simples e fácil de ser realizada. A Figura 4 apresenta as características de resposta transiente para um sistema de controle, onde:

- Tempo de atraso, t_d (*delay time*): tempo necessário para a resposta alcançar pela primeira vez a metade do valor final;
- Tempo de subida, t_r (*rise time*): tempo de subida é o tempo necessário para a resposta passar de 10% a 90%, 5% a 95%, ou 0% a 100% do seu valor final.
- Instante do pico, t_p (*peak time*): tempo necessário para a resposta alcançar o primeiro pico do sobre-sinal máximo;
- Sobre-sinal máximo (M_p): máximo valor de pico da curva de resposta medido a partir do valor unitário (um). Se o valor final de regime estacionário da resposta difere da unidade, então comumente se usa o máximo sobre-sinal percentual. É definido pela equação 31:

$$M_p = \frac{c(t_p) - c(\infty)}{c(\infty)} * 100 \quad (31)$$

- Tempo de acomodação, t_s (*settling time*): tempo necessário para a curva de resposta alcançar e permanecer dentro de uma faixa em torno do valor final, faixa esta de magnitude especificada por uma porcentagem absoluta do valor final (normalmente 2% ou 5%);
- Razão de declínio: razão entre dois picos sucessivos;
- Período de oscilação: tempo entre os dois primeiros picos ou vales sucessivos na resposta;

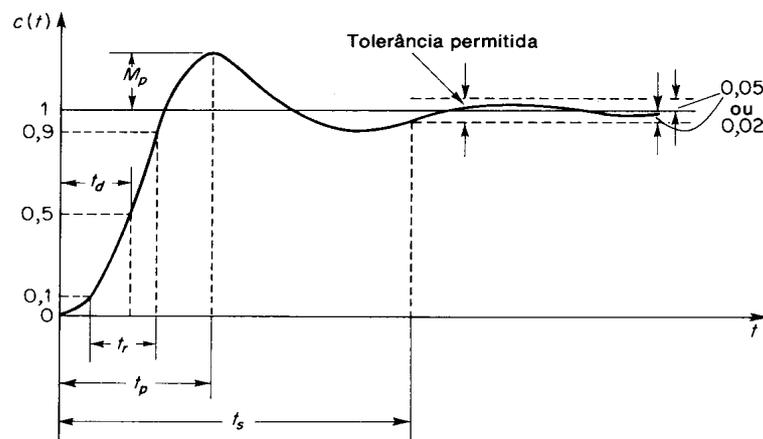


Figura 7 – Parâmetros para análise do desempenho de controladores.

Para perturbações na carga, a avaliação do desempenho de controladores é feita através dos índices de desempenho de erro. O erro é definido como a diferença entre o sinal de referência e o sinal de saída. Os índices de desempenho de erro mais utilizados, principalmente em sintonia de controladores, são:

- ✓ Valor do índice absoluto do erro (*IAE*):

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (32)$$

- ✓ Valor do índice absoluto do erro ao quadrado (*ISE*):

$$ISE = \int_0^{\infty} [e(t)]^2 dt \quad (33)$$

- ✓ valor do índice absoluto do erro ponderado (*ITAE*):

$$ITAE = \int_0^{\infty} t \cdot |e(t)| dt \quad (34)$$

Segundo Ogata (1985), o IAE é o índice de mais fácil aplicação. O ISE tem sido utilizado freqüentemente tanto para entradas determinísticas como para entradas aleatórias. O sistema ótimo é aquele que minimiza esta integral. Sua principal característica é que este índice fornece grande peso a erros maiores e pequenos pesos aos erros menores. No critério

ITAE, um erro inicial grande em uma resposta degrau unitária é ponderado com pequeno peso, enquanto que os erros precedentes da resposta transitória têm maiores pesos.

CAPÍTULO I – DESENVOLVIMENTO DO MODELO MATEMÁTICO E SIMULADOR

I. 1) INTRODUÇÃO

Trocadores de calor a placas (TCP) são largamente utilizados para diferentes processos envolvendo aquecimento e resfriamento de fluidos. Uma de suas principais características é seu alto coeficiente de transferência de calor, o que o faz compacto quando comparado com trocadores de calor convencionais, como tubo e carcaça, além de ser de fácil inspeção e limpeza, sendo, por esses motivos, extensivamente aplicados na indústria de alimentos.

No final dos anos 80 a ascendência do uso de trocadores de calor a placas na Europa causou uma mudança dramática na tecnologia de trocadores de calor. Uma de suas maiores vantagens sobre outros trocadores de calor compactos é a vasta literatura disponível sobre sua efetividade, configuração de escoamento, características de transferência de calor em placas corrugadas e perda de carga no regime permanente. Zaleski (1983), Kandlikar e Shah (1989), Zaleski e Klepacka (1992), Karlsson e Macei (1996), Ribeiro e Andrade (2002) e Gut e Pinto (2003) realizaram estudos sobre modelagem matemática e métodos numéricos de resolução de equações diferenciais para trocadores de calor a placas no regime permanente.

Kim et al. (1999) realizaram ensaios experimentais com o intuito de se analisar a transferência de calor em trocadores de calor a placas durante a pasteurização de suco de laranja, enquanto que Rene et al. (1991) realizaram ensaios experimentais para o estudo da transferência de calor para fluidos newtonianos e não newtonianos.

Masubushi e Ito (1977), Sharifi (1995), Romie (1984), Lakshmanan e Potter (1990), Das e Roetzel (1995) e Romie (1999) realizaram estudos sobre a resposta transiente para diferentes configurações de escoamento em trocadores de calor a placas. Entretanto, comparando-se com as análises apresentadas para o regime permanente, poucos estudos foram realizados sobre suas características dinâmicas, Kim (1999).

Com o intuito de se aplicar um controle adequado nos processos de aquecimento ou resfriamento é necessário que se conheça seu comportamento dinâmico em diferentes

condições de operação para diferentes fluidos, pois é de vital importância para a sobrevivência de uma indústria de alimentos que seus produtos possuam qualidade e segurança. Dessa forma, um tratamento térmico adequado é imprescindível para que se obtenha não só um alimento seguro do ponto de vista microbiológico, como também mantenha seus valores nutricionais e sensoriais.

A vantagem do simulador dinâmico é sua flexibilidade nas condições de operação, escoamento, tipo de fluido utilizado, além de ser rápido, seguro e financeiramente econômico na otimização de processos.

Sendo assim, propõe-se o estudo desse comportamento dinâmico para processo de pasteurização HTST por meio da modelagem matemática e simulação dinâmica de um pasteurizador a placas para o processamento térmico de suco de laranja natural.

I. 2) MATERIAIS E MÉTODOS

I. 2.1) MATERIAIS

- ✓ Computador Pentium IV, 2 GHz, 256 Mb;
- ✓ Software Matlab 6.1;
- ✓ Statistica 5.5.

I. 2.2) METODOLOGIA

I. 2.2.1) Descrição da planta de pasteurização

A modelagem matemática de um sistema dinâmico para pasteurização de suco de laranja natural foi baseada em uma planta de processo real localizada no Laboratório de Automação e Controle de Processos de Alimentos/DEA/FEA/UNICAMP.

A Figura I.1 mostra o esquema da unidade integrada de pasteurização, onde se pode identificar as seções do trocador de calor a placas, as quais são:

- ✓ Seção de resfriamento, na qual há troca de calor do produto com o refrigerante secundário à baixa temperatura (propileno glicol) produzido em sistema de refrigeração, o qual alimentará esta seção do trocador de calor;
- ✓ Seção de aquecimento do trocador de calor, onde ocorre a troca de calor do produto com o fluido de arrefecimento, água quente, produzida em um sistema de aquecimento;
- ✓ Seção de regeneração, onde o produto já aquecido troca calor com o produto adentrando o trocador de calor;
- ✓ Tubo de retenção no qual o produto, com a vazão especificada no processo, é retido na temperatura de saída da seção de aquecimento do pasteurizador, garantindo a pasteurização do mesmo.

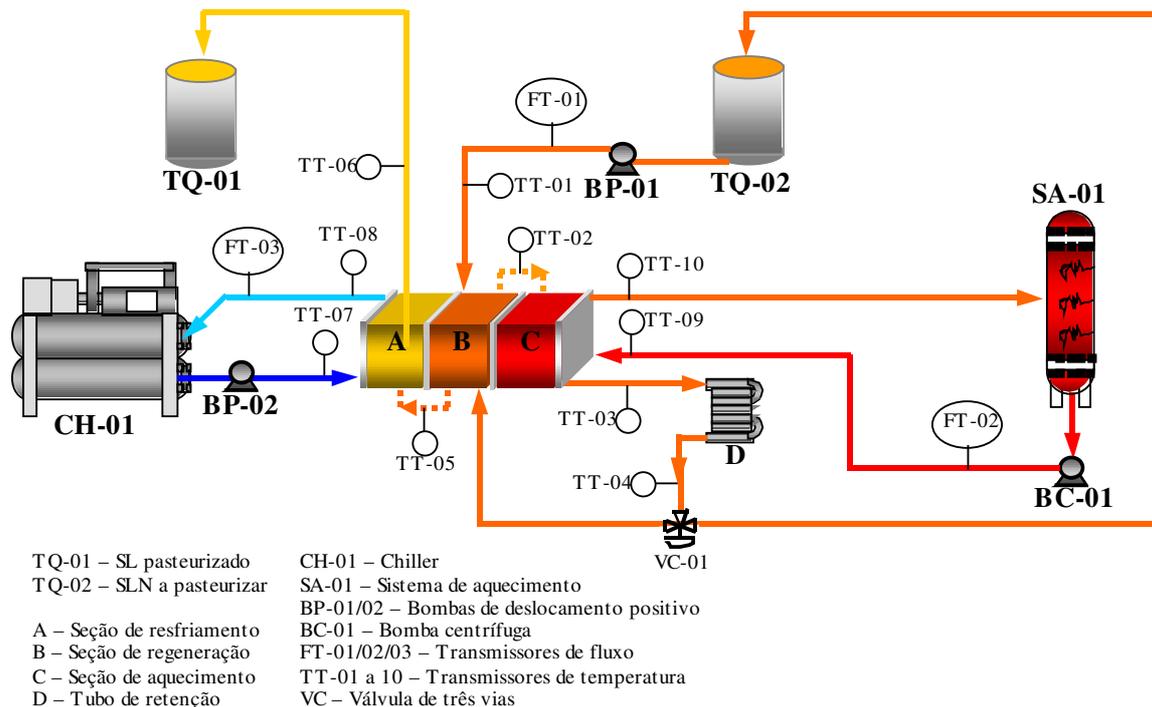


Figura I. 1 – Planta de pasteurização HTST.

I. 2.2.2) Propriedades termofísicas e reológicas dos fluidos de resfriamento, aquecimento e SLN.

Para o cálculo do calor específico e da densidade do SLN utilizaram-se as equações propostas por Ramos e Ibartz (1998) e para o cálculo da condutividade térmica a equação proposta por Riedel (1949), apud Berto (2000), conforme Equações 1, 2 e 3 .

Para o cálculo das propriedades termo-físicas da água utilizou-se as equações propostas por Choi e Okos (1986), conforme Equações 4, 5 e 6.

Utilizando os dados apresentados no Fundamentals Handbook (1993) da ASHRAE ajustou-se equações para o cálculo das propriedades termo-físicas densidade, calor específico, condutividade térmica e da propriedade reológica, viscosidade, para soluções aquosas de propileno glicol.

Para o ajuste da equação da viscosidade da água utilizaram-se os dados do Perry's Chemical Engineers' Handbook (1984).

Para o ajuste da equação para o cálculo da viscosidade do suco de laranja natural foram utilizados os dados apresentados por Alvarado (1989).

I. 2.2.2) Modelo matemático em regime transiente.

Para a análise do comportamento dinâmico do pasteurizador a placas desenvolveu-se um modelo matemático simples. A Figura I.2 mostra o volume de controle em um determinado canal j do trocador de calor a placas modelado. A partir das equações do balanço de energia e do balanço de massa foi obtido o modelo matemático. Cada canal do trocador foi dividido em vinte (20) partes iguais e o retardador em quarenta (40) partes para garantir uma melhor precisão das temperaturas. Foram feitas as seguintes hipóteses:

- ✓ O calor transferido na direção do escoamento é desprezível;
- ✓ O escoamento e o perfil de temperatura são uniformes ao longo do canal e largura da placa;
- ✓ A troca de calor com o ambiente é desprezível;
- ✓ As chapas de aperto são adiabáticas;
- ✓ Escoamento turbulento;
- ✓ Cada fluido é idealmente misturado na direção normal de escoamento;
- ✓ São utilizados os valores médios de cada volume de controle para o cálculo das propriedades físicas e reológicas dos fluidos;
- ✓ O efeito da temperatura sobre a densidade é desprezível;
- ✓ Capacidade térmica das placas desprezível, devido à pequena espessura da mesma.

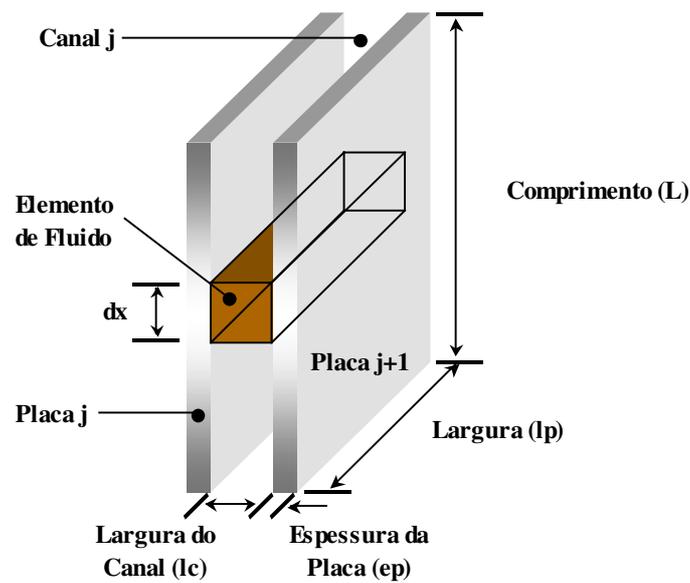


Figura I. 2 – Esquema do volume de controle modelado.

As equações foram aplicadas na forma diferencial no desenvolvimento do simulador. Para a resolução das equações diferenciais foi escolhido, dentre os métodos disponíveis no Matlab® 6.0, um método implícito de passo múltiplo, de ordens variadas (de primeira a quinta ordens) para problemas que exigem precisão moderada a alta.

I. 2.2.2.1) Correlações para os números adimensionais Re , Pr e Nu .

Para o cálculo do número de Reynolds generalizado foi utilizada a equação proposta por Leuliet (1987), apud Rene (1991). Para os números de Prandtl e Nusselt foram utilizadas as equações apresentadas por Rene (1991), conforme Equações 7, 8, 13 e 14.

I. 2.2.2.2) Configuração do pasteurizador a placas.

A Figura I.3 apresenta a configuração do pasteurizador a placas modelado.

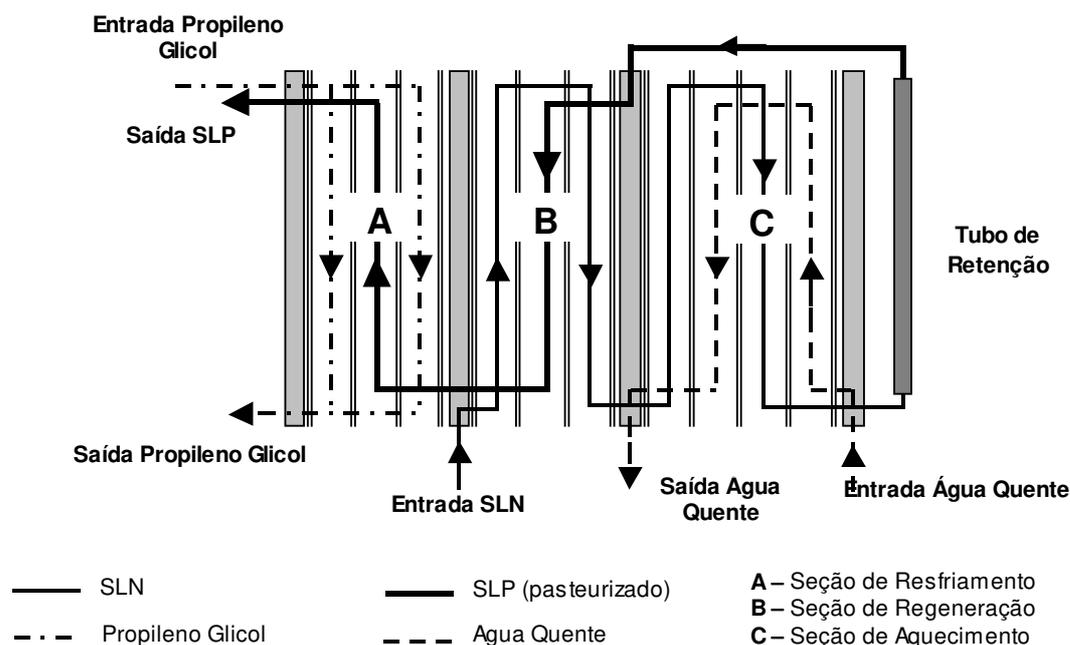


Figura I. 3 – Pasteurizador a placas modelado.

A Tabela I.1 apresenta as condições de processo utilizadas na simulação para cada seção do pasteurizador em questão e a Tabela I.2 as configurações físicas do mesmo.

Tabela I. 1 – Condições de operação aplicadas para cada seção do pasteurizador.

Seção	Fluido	Vazão [kg/s]	T entrada [°C]
Regeneração	SLN	0,044	25
	SLP	0,044	-
Aquecimento	SLN	0,044	-
	Água	0,20	95,5
Resfriamento	SLP	0,044	-
	Propileno Glicol	0,60	0

Tabela I. 2 – Configuração física do pasteurizador.

	Regeneração	Aquecimento	Resfriamento
Área total de troca, [m ²]	0,09	0,14	0,09
No. de placas	4	5	4
Comprimento da seção, [m]	0,012	0,015	0,012
Tipo de placa	VT04 PH K (espinha de peixe 60°) - GEA		
Espessura da placa, [m]	0,0006		
Material da placa	Aço inoxidável 316		
Material da gaxeta	NBR		

I. 2.2.3) Desenvolvimento do programa de simulação

O programa de simulação foi codificado no software Matlab 6.0[®]. Para inicializar o simulador necessita-se de valores de entrada para cada equação diferencial, assim como o valor da perturbação aplicada na variável manipulada em análise.

A etapa da codificação para a avaliação da curva de resposta do processo (temperaturas de saída dos fluidos das seções) sob perturbação degrau de uma variável (manipulada ou externa) é obtida pelo programa construído, conforme Figura I.4.

O processo atinge o primeiro regime permanente a partir das condições de operação impostas inicialmente. Atendido esse primeiro regime permanente, aplica-se a perturbação em uma variável manipulada ou externa com o intuito de se analisar a curva de resposta da variável de processo em estudo. O segundo regime permanente refere-se a essas novas condições de operação impostas com a perturbação.

I. 2.2.4) Comparação com dados experimentais

Com o intuito de se comparar os dados obtidos do programa de simulação com dados reais para o regime permanente, foram realizados dois ensaios experimentais com o trocador de calor real de mesma configuração localizado na planta piloto do LACPA/DEA/FEA.

Foi utilizada água como o produto a ser pasteurizado e como fluido de aquecimento e uma solução de propileno glicol como fluido de resfriamento.

As Tabelas I.3 e I.4 apresentam as condições operacionais sob as quais foram realizados os ensaios. Com o intuito de não se acumular erros de uma seção para a outra, os resultados obtidos para cada seção foram comparados com dados simulados referentes à respectiva seção obtidos a partir de programas codificados individualmente.

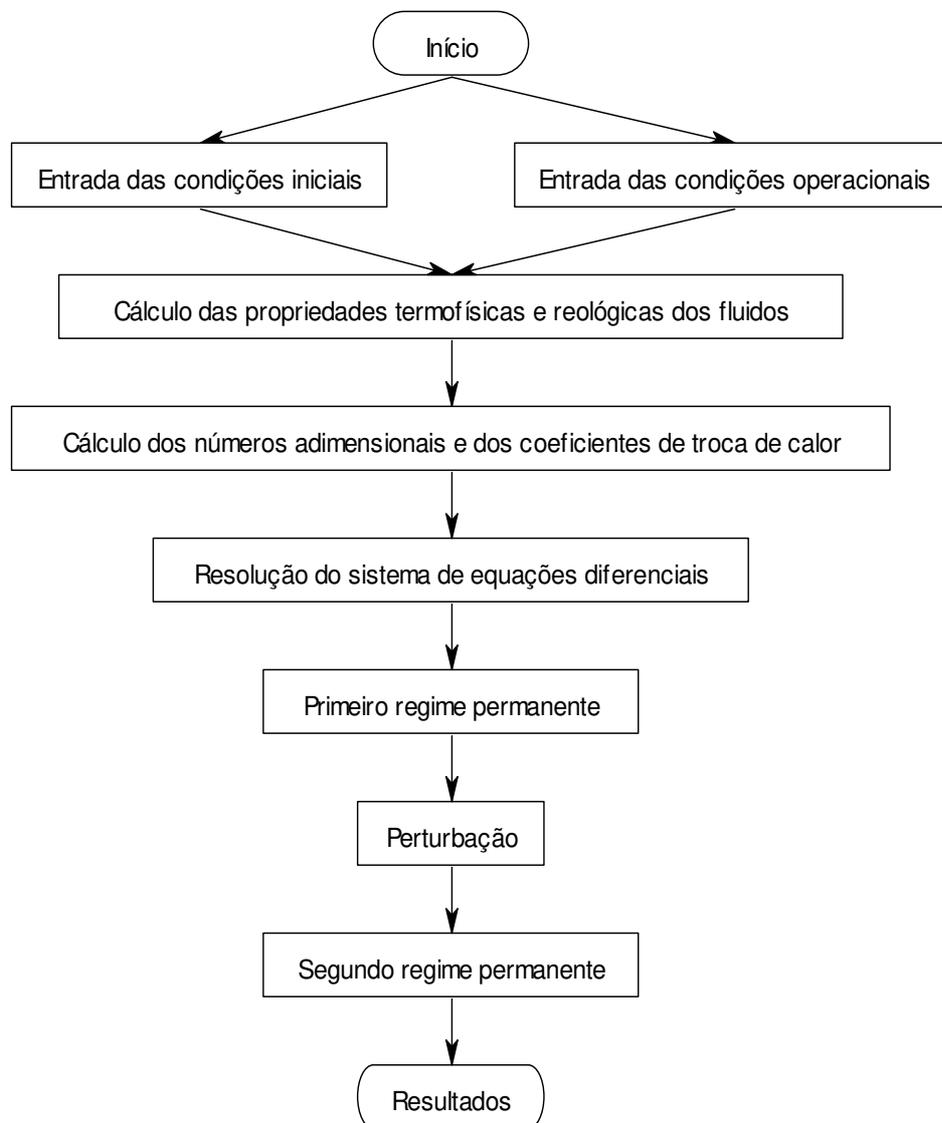


Figura I. 4 – Fluxograma do programa de simulação.

Tabela I. 3 – Condições operacionais do ensaio experimental um com trocador de calor a placas real.

Seção	Fluido	Vazão [kg/s]	T entrada [°C]
Regeneração	SLN (água)	0,041	26,3
	SLP (água)	0,041	91,0
Aquecimento	SLN (água)	0,041	62,1
	Água	0,134	97
Resfriamento	SLP (água)	0,041	53,9
	Propileno Glicol	0,536	-1,7

Tabela I. 4 – Condições operacionais do ensaio experimental dois com trocador de calor a placas real.

Seção	Fluido	Vazão [kg/s]	T entrada [°C]
Regeneração	SLN (água)	0,041	22,3
	SLP (água)	0,041	87,3
Aquecimento	SLN (água)	0,041	58,1
	Água	0,107	94,1
Resfriamento	SLP (água)	0,041	50,3
	Propileno Glicol	0,571	0

I. 3) RESULTADOS

I. 3.1) PROPRIEDADES TERMOFÍSICAS E REOLÓGICAS DOS FLUIDOS

I. 3.1.1) Propriedades termofísicas do propileno glicol.

Utilizando os dados apresentados no Fundamentals Handbook (1993) da ASHRAE foram ajustadas as seguintes equações para o cálculo das propriedades físicas de soluções aquosas de propileno glicol:

- ✓ Para a densidade foram obtidos erros percentuais inferiores a 3%, [kg/m³]:

$$\rho_{PG} = 999,2786 - 0,06454T + 16,15985 \ln(C_{PG}) \quad (I.35)$$

- ✓ Para o calor específico, os erros percentuais foram inferiores a 2,5%, [J/kg.°C]:

$$C_{pPG} = 4044,19 + 2,7389T - 2,621C_{PG} \ln(C_{PG}) \quad (I.36)$$

- ✓ Para a condutividade térmica, os erros foram inferiores a 4%, [W/m.°C]:

$$\lambda_{PG} = 0,571798 - 0,00473C_{PG} + 0,000853T \quad (I.37)$$

I. 3.1.2) Propriedades reológicas dos fluidos

Utilizando-se os dados apresentados no Perry's Chemical Engineers' Handbook (1984) para a água, os dados apresentados por Alvarado (1989) para o suco de laranja e os dados apresentados no Fundamentals Handbook (1993) da ASHRAE para o propileno glicol, foram ajustadas as seguintes equações para o cálculo da viscosidade desses fluidos:

- ✓ Para o cálculo da viscosidade da água os erros foram inferiores a 5%, [Pa.s]:

$$\eta_w = 10^{((217,5507/(T+121,75)) - 4,53393)} \quad (I.38)$$

✓ Para o cálculo da viscosidade do SLN os erros foram inferiores a 10%, [Pa.s]:

$$\eta_{SLN} = 10^{((652,0693/(T+199,9663)) - 5,70525)} \quad (I.39)$$

✓ Para o cálculo da viscosidade do propileno glicol, os erros foram inferiores a 4%, [Pa.s]:

$$\eta_{PG} = 0,01e^{(670643,5/(T+273,15)^2 - 10,7168)} \quad (I.40)$$

I. 3.2) MODELO MATEMÁTICO

A partir da consideração de densidade constante em função da temperatura, do balanço de massa, tem-se:

$$\frac{dM}{dt} = 0 \quad (I.41)$$

onde: M = massa total do fluido dentro do volume de controle.

Do balanço de energia tem-se:

$$M_f C p_f \frac{dT}{dt} = \left[\dot{q}_{Total} + \dot{m}_f C p_f (T_{f_I} - T_{f_O}) \right] \quad (I.42)$$

$$\dot{q}_{j,j+1} = UA\Delta T_{ML} \quad (I.43)$$

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_j} + \frac{ep}{\lambda_p} + \frac{1}{h_{j+1}}} \quad (I.44)$$

onde: Cp_f = Calor específico do fluido, [J/kgK];

T = Temperatura do fluido, [°C];

T_{f_I} = Temperatura de entrada no volume de controle, [°C];

T_{f_O} = Temperatura de saída do volume de controle, [°C];

t = tempo, [s];

\dot{m}_f = vazão mássica do fluido, [kg/s];

U = Coeficiente global de transferência de calor, [W/m²K];

\dot{q}_{Total} = taxa de calor total trocado pelo volume de controle, [J/s];

A = área de troca, [m²];

ΔT_{ML} = Diferença da temperatura média logarítmica entre dois canais, [°C];

h_j = coeficiente de convecção do canal j, [W/m²K];

ep = espessura da placa, [m];

λ_p = condutividade da placa, [W/mK];

I. 3.1.2) Coeficiente de convecção na placa, h .

A Figura I.5 apresenta os coeficientes de convecção para o SL, propileno glicol e água quente para variações na vazão e temperatura de entrada dos fluidos.

Para variação positiva de 4 °C na temperatura de entrada do suco de laranja cru na seção de regeneração, a partir das condições operacionais propostas para o processo de pasteurização, a variação no coeficiente de convecção na placa foi de 5 % e 1,5 % para variação de 4 °C na temperatura de entrada do suco de laranja pasteurizado.

Na seção de resfriamento, para variação de 0,18 kg/s na vazão de entrada do propileno, a variação resultante no coeficiente de convecção foi igual 15,6 % e 8,3 % para variação de 4 °C na temperatura de entrada.

Na seção de aquecimento, a variação no coeficiente de convecção na placa foi igual a 19 % para variação de 0,04 kg/s na vazão de entrada da água quente e 1,5 % para variação de 4°C na temperatura de entrada da mesma.

Em outras palavras, o coeficiente de convecção na placa sofre maiores alterações para variações na vazão de entrada do fluido em questão que para variações na sua temperatura de entrada dentro de uma faixa de variação esperada para o processo de pasteurização.

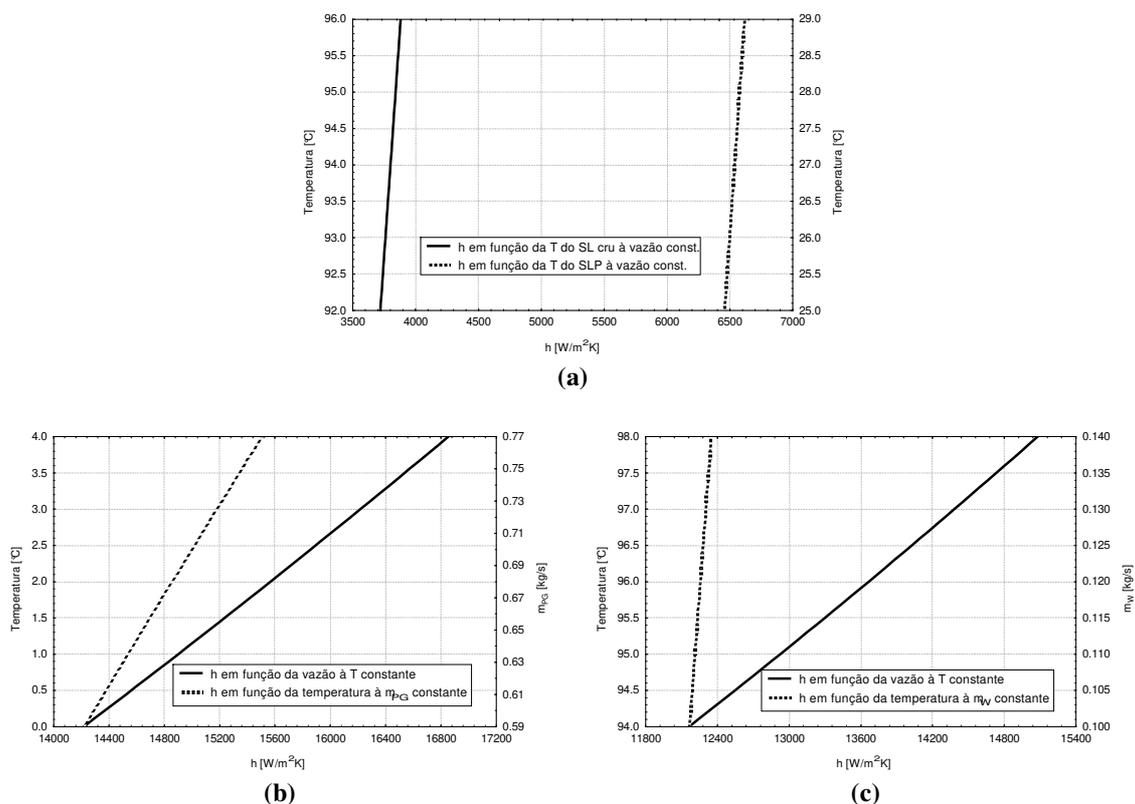


Figura I. 5 – Coeficiente de convecção do canal para variação na temperatura de entrada do suco de laranja cru e suco de laranja pasteurizado na seção de regeneração (a), temperatura de entrada e vazão de propileno glicol (b) e variação na temperatura de entrada e vazão de água quente (c).

I. 3.3) TEMPERATURAS DE SAÍDA

Com as condições de operação de entrada impostas, conforme Tabela I.1, obteve-se as seguintes condições de saída no primeiro regime permanente, conforme Tabela I.5.

Tabela I. 5 – Condições de saída no primeiro regime permanente.

Seção	Fluido	Vazão [kg/s]	T entrada [°C]	T saída [°C]
Regeneração	SLN	0,044	25	58,6
	SL pasteurizado	0,044	91,7	58,2
Aquecimento	SLN	0,044	58,6	91,7
	Água	0,200	95,5	88,9
Resfriamento	SL pasteurizado	0,044	58,6	14,7
	Propileno Glicol	0,600	0	3,3

I. 3.3.1) Comparação dos dados simulados com dados experimentais.

As Tabelas I.6 e I.7 apresentam as temperaturas de saída no regime permanente dos fluidos envolvidos de cada seção obtidas a partir dos ensaios experimentais e simulação sob as condições operacionais impostas, conforme Tabelas I.3 e I.4 apresentadas no item I.2.2.4. “Diferença % Balanço Energia” corresponde à diferença percentual em módulo entre o que um fluido recebe de energia e o que o segundo fluido, com o qual o primeiro troca calor, fornece dentro de uma determinada seção. É calculado com o intuito de se verificar o erro do balanço de energia dentro da seção em questão.

Uma vez que a troca de calor é perfeita dentro do programa de simulação, não havendo perdas para o ambiente, assim como não há imprecisões na leitura das temperaturas, as diferenças percentuais nos balanços de energia são nulas para a simulação. Considerando-se aceitáveis para ensaios experimentais as diferenças percentuais nos balanços de energia apresentadas nas Tabelas I.6 e I.7, e, uma vez que as diferenças entre as temperaturas de saída obtidas experimentalmente e pela simulação foram superiores a 0,5 °C para as temperaturas de saída das seções de resfriamento e regeneração, seria necessário ajustes no modelo matemático proposto, mais especificamente, as correlações dos números adimensionais Nusselt, Prandtl e Reynold utilizados. Para a seção de aquecimento, em ambos os ensaios, as temperaturas de saída previstas pelo programa de simulação foram bem próximas das temperaturas obtidas experimentalmente.

Tabela I. 6 – Temperaturas de saída dos fluidos de cada seção do trocador de calor a placas obtidas a partir do ensaio experimental um e respectiva simulação.

	Resfriamento		Regeneração		Aquecimento	
	PG out	SLP out	SLC out	SLP out	SLP out	W out
Real, [°C]	2,5	8,4	62,1	53,9	91,6	87,9
Diferença % Balanço Energia Simulado, [°C]	1,9	12,35	61	2,33	56,2	0,95
Diferença % Balanço Energia		0		0		0
Diferença entre temperatura Real e Simulado, [°C]	0,6	2,4	1,1	2,3	0,2	0,2

Tabela I. 7 – Temperaturas de saída dos fluidos de cada seção do trocador de calor a placas obtidas a partir do ensaio experimental dois e respectiva simulação.

	Resfriamento		Regeneração		Aquecimento	
	PG out	SLP out	SLC out	SLP out	SLP out	W out
Real, [°C]	3,6	8,9	58,1	50,3	87,7	83,2
Diferença % Balanço Energia Simulado, [°C]	12,32			2,13		2,55
Diferença % Balanço Energia Simulado, [°C]	3,1	11,1	57,5	52,1	87,8	83,0
Diferença % Balanço Energia Real e Simulada, [°C]	0			0		0
Diferença entre temperatura Real e Simulada, [°C]	0,5	2,2	0,6	1,8	0,1	0,2

1. 4) CONCLUSÕES

O modelo matemático proposto pode ser considerado satisfatório para a seção de aquecimento, pois apresentou diferenças nas temperaturas preditas em relação aos dados experimentais iguais a 0,2 °C.

Para as seções de resfriamento e regeneração, o modelo matemático proposto, pôde ser considerado satisfatório, mas seria necessário um ajuste no modelo matemático, tendo visto que as diferenças nas temperaturas de saída em relação aos dados experimentais foram superiores a 0,5 °C.

Uma vez que as correlações dos números adimensionais Prandtl, Nusselt e Reynolds utilizadas, conforme Equações 7, 8 13 e 14, para as placas e diferentes configurações apresentadas foram as mesmas, seria necessária uma mudança no modelo matemático proposto. Em outras palavras, seria necessário testar outras correlações para as seções de resfriamento e regeneração.

CAPÍTULO II – CARACTERIZAÇÃO DO PROCESSO

II. 1) INTRODUÇÃO

Um pasteurizador a placas para pasteurização de suco de laranja pelo método HTST é composto basicamente das quatro partes citadas no capítulo anterior: seção de regeneração, aquecimento, retardador tubular e seção de resfriamento. Cada seção envolve não apenas fluidos distintos trocando calor, mas também configurações distintas. Dessa forma, o comportamento dinâmico da temperatura do fluido em estudo a diferentes perturbações no processo responderá distintamente também em cada seção.

Os controladores convencionais mais utilizados nos processos, PID, por exemplo, são aplicáveis principalmente para processos lineares. Dentre os métodos de sintonia existentes para os controladores convencionais, alguns métodos são aplicáveis apenas a processos cujas respostas dinâmicas tenham comportamentos lineares.

Há muitas informações disponíveis em literatura sobre as características de transferência de calor em relação a diferentes configurações de escoamento, diferentes geometrias de placas e tipos de fluido, mas poucas análises são feitas quanto à linearidade do processo e à ordem da resposta dinâmica. Sob esse aspecto, Khan et al. (1988) realizaram estudos teóricos e ensaios experimentais e caracterizaram um trocador de calor a placas para escoamento em contra-corrente quanto à ordem de sua resposta dinâmica. Da mesma forma, Das et al. (1995), realizaram ensaios experimentais e modelagem, caracterizando a ordem da resposta dinâmica para diferentes números de placas. Ibarrola et al. (1998), através de modelagem matemática, caracterizaram um processo de pasteurização HTST quanto à linearidade e ordem da resposta dinâmica.

Uma vez que cada seção terá um comportamento dinâmico distinto, devido as respectivas configurações, condições distintas de operações e diferentes fluidos, então, propõe-se avaliar a linearidade e a ordem da resposta dinâmica do processo sob diversas perturbações degrau em cada seção do pasteurizador a placas isoladamente.

II. 2) MATERIAIS E MÉTODOS

II. 2.1) MATERIAIS

- ✓ Computador Pentium IV, 2 GHz, 256 Mb;
- ✓ Software Matlab 6.0;
- ✓ Software Table Curve 2D v4; Statistica 5.5.
- ✓ Simulador desenvolvido no Capítulo I.

II. 2.2) METODOLOGIA

II. 2.2.1) Linearidade do comportamento dinâmico dos processos.

Com o intuito de se caracterizar cada processo quanto à linearidade do seu comportamento dinâmico, foram realizadas diversas simulações de perturbações degrau em cada seção do pasteurizador, seção de resfriamento, regeneração e aquecimento. Para cada seção foram determinadas as variáveis monitoradas e manipuladas nas quais seriam aplicadas as perturbações.

A partir das condições iniciais mostradas na Tabela I.3, vazões e temperaturas de entrada para cada seção, aplicou-se diferentes valores de perturbações degrau a fim de verificar o comportamento dinâmico da resposta da variável monitorada. Foram adotados valores de perturbações nas variáveis manipuláveis ou externas que causassem alteração significativa na resposta da variável monitorada.

Foram aplicadas perturbações degrau individuais positivas e negativas de mesma amplitude em dois níveis distintos, -, --, + e ++, e uma terceira perturbação no nível +++, nas variáveis manipuláveis ou externas quando atingido o primeiro regime permanente. A partir das curvas de reação da variável monitorada é possível determinar a linearidade ou não-linearidade do processo.

Avaliação pela imagem especular da resposta

Para se avaliar de forma adequada as curvas de reação obtidas, foram gerados gráficos do ganho em valores absolutos em função do tempo, onde o ganho relativo é dado por:

$$K_p = \left| \frac{T_{2^{\circ}RP} - T_{1^{\circ}RP}}{I} \right| \quad (\text{II.1})$$

onde:

$T_{2^{\circ}RP}$ = Temperatura atingida no segundo regime permanente;

$T_{1^{\circ}RP}$ = Temperatura atingida no primeiro regime permanente;

I = Perturbação aplicada.

O processo será considerado linear, de acordo com o princípio da superposição, quando a resposta para uma perturbação positiva apresentar uma imagem especular perfeita da resposta para uma perturbação negativa de mesma amplitude, conforme exposto no item 2.1.1. Dessa forma, com o ganho em valores relativos, o processo será considerado linear se houver sobreposição das curvas de reação da temperatura às perturbações aplicadas.

Pela soma das respostas

Pelo princípio da soma das respostas, o processo é considerado linear se a soma das respostas do processo às perturbações aplicadas for igual à resposta da soma das perturbações. Dessa forma, foram gerados gráficos da diferença da temperatura, dada pela equação II. 2, em função do tempo.

$$\Delta T(t) = T(t) - T_{1^{\circ}rp} \quad (\text{II.2})$$

II. 2.2.1.1) Seção de resfriamento

Para a seção de resfriamento as variáveis externas e manipuláveis ou de distúrbio foram:

- ✓ Vazão do propileno glicol;

- ✓ Temperatura de entrada do propileno glicol;
- ✓ Temperatura de entrada do suco de laranja.

A variável de processo monitorada foi a temperatura de saída da seção do suco de laranja.

Foram aplicadas perturbações individuais nas variáveis manipuláveis ou de distúrbio de intensidades, conforme Tabela II.1, totalizando 15 simulações.

Tabela II. 1 – Valores dos níveis de perturbações individuais aplicados na seção de resfriamento.

Níveis de Perturbação	T entrada SLN (°C)		T entrada PG (°C)		Vazão PG (kg/s)	
	T	ΔT	T	ΔT	m	Δm
--	45	-8	-4	-4	0,41	-0,18
-	49	-4	-2	-2	0,50	-0,09
+	57	+4	2	+2	0,68	+0,09
++	61	+8	4	+4	0,77	+0,18
+++	65	+12	6	+6	0,86	+0,27

II. 2.2.1.2) Seção de regeneração

Para a seção de regeneração as variáveis manipuláveis ou de distúrbio foram:

- ✓ Temperatura de entrada do suco de laranja no pasteurizador;
- ✓ Temperatura de entrada do suco de laranja pasteurizado.

As variáveis monitoradas foram as temperaturas de saída do suco de laranja da seção de regeneração, indo para a seção de aquecimento e para a seção de resfriamento.

De forma análoga à seção de resfriamento, foram realizadas 10 simulações com perturbações individuais em níveis decodificados apresentados na Tabela II.2.

Tabela II. 2 – Valores dos níveis de perturbações individuais aplicados na seção de regeneração.

Níveis de Perturbação	T entrada SLN (°C)		T entrada SL pasteurizado (°C)	
	T	ΔT	T	ΔT
--	21	-4	88	-4
-	23	-2	90	-2
+	27	+2	94	+2
++	29	+4	96	+4
+++	31	+6	98	+6

II. 2.2.1.3) Seção de aquecimento

As variáveis manipuláveis ou de distúrbio consideradas foram:

- ✓ Vazão da água quente;
- ✓ Temperatura de entrada da água quente;
- ✓ Temperatura de entrada do suco de laranja na seção de aquecimento.

A variável monitorada foi a temperatura de saída do suco de laranja desta seção.

Analogamente à seção de regeneração, foram aplicadas perturbações individuais nas variáveis manipuláveis, conforme Tabela II.3.

Tabela II. 3 – Valores dos níveis de perturbações individuais aplicados na seção de aquecimento.

Níveis de Perturbação	T entrada SL (°C)		Vazão W (kg/s)		Temperatura W (°C)	
	T	ΔT	m	Δm	T	ΔT
--	50	-16	0.06	-0,04	90	-4
-	58	-8	0.08	-0,02	92	-2
+	74	+8	0.12	+0,02	96	+2
++	82	+16	0.14	0,04	98	+4
+++	90	+24	0.16	0,06	100	+6

II. 2.2.2) Caracterização do processo

Na caracterização do processo de pasteurização do suco de laranja natural, cada seção do trocador de calor a placas foi identificada individualmente. A caracterização da resposta dinâmica da temperatura de saída do suco de laranja foi realizada a partir de perturbações degrau nas temperaturas de entrada dos fluidos assim como para perturbações nas vazões de entrada do fluido de aquecimento e resfriamento. Foram propostas funções de transferência de primeira ordem, primeira ordem com tempo morto, segunda ordem e segunda ordem com tempo morto para diferentes valores de coeficiente de amortecimento. Para representar cada seção do trocador de calor foram adotadas as funções de transferência que apresentaram o melhor R^2 (coeficiente de correlação do modelo) e menor *loss* (soma do absoluto do resíduo), conforme equação II.3.

$$loss = \sum_{i=1}^b [T(t) - T_{calc}] \quad (\text{II.3})$$

II. 2.2.2.1) Pasteurizador a Placas

Para a determinação das funções de transferência de cada seção do pasteurizador foram utilizados os ensaios nos níveis ++ de cada planejamento. Para os processos que apresentaram não-linearidade, foram realizadas 60 simulações com diferentes valores de perturbações com o intuito de se obter pontos suficientes para o ajuste dos parâmetros K e τ de funções de transferência lineares de mesma ordem.

Para o tubo de retenção, analogamente ao Capítulo I, considerou-se que não há troca de calor com o ambiente, apenas escoamento. Dessa forma, não foi feita a caracterização dessa seção do trocador de calor a placas.

II. 2.2.2.2) Bombas e sensores de temperatura

Com o intuito de se deixar o programa de simulação o mais próximo do real, foi feita também a caracterização da bomba de deslocamento positivo da linha de propileno glicol e da bomba centrífuga da linha de água quente. As funções de transferência de caracterização linear para estes processos foram obtidas a partir de dados experimentais. A partir do processo no regime permanente, foram aplicadas perturbações individuais positivas e negativas no comando de rotação das bombas de água quente e propileno glicol e, a partir dessas perturbações, foi feita a caracterização do equipamento avaliando-se a vazão de saída.

Para os sensores de temperatura, foram ajustadas equações de primeira ordem lineares a partir de dados fornecidos pelo fabricante dos sensores (Pt 100, 5 mm de diâmetro encapsulado em aço inoxidável).

II. 3) RESULTADOS

II. 3.1) LINEARIDADE DOS PROCESSOS

II. 3.1.1) Seção de Resfriamento

Na seção de resfriamento, para perturbações aplicadas na temperatura de entrada do suco de laranja natural, analisando-se a Figura II.1a, verifica-se que não há uma perfeita sobreposição das curvas de ganho da temperatura de saída às perturbações individuais na temperatura de entrada do SLN nos níveis -, --, + e ++ aplicadas, mas a diferença no ganho é mínima e o processo de resfriamento em estudo pode ser considerado linear pelo princípio da imagem especular. A mesma análise e conclusão pode ser feita para as perturbações na temperatura de entrada do propileno glicol, cujas curvas de reação do ganho da temperatura de saída às perturbações individuais aplicadas, encontram-se nas Figuras II.3a. Para a vazão de propileno glicol, o processo mostra ser não linear, pois o ganho assume valores distintos para cada perturbação aplicada, Figura II.2a.

Pelo princípio da soma das respostas o processo pode ser considerado linear para perturbação nas temperaturas de entrada do suco de laranja natural e do propileno glicol, Figuras II. 1b e II. 3b. Para perturbação na vazão do propileno glicol, Figura II. 2a e 2b, o processo, mais uma vez, respondeu de forma não linear, pois não há uma perfeita sobreposição das curvas de ganho da temperatura de saída às perturbações individuais aplicadas à vazão do propileno glicol, assim como a soma das respostas às perturbações individuais aplicadas nos níveis + e ++ não é similar à resposta da soma das perturbações $\Delta(+++)$.

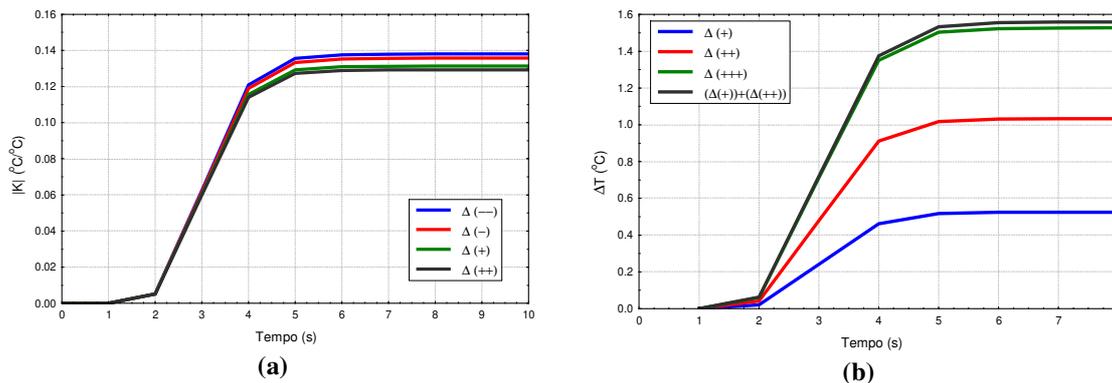


Figura II.1 – Curvas de reação da diferença de temperatura de saída do produto da seção de resfriamento após perturbação degrau nos níveis -, --, + e ++ na temperatura de entrada do SLN. (a) Imagem especular do ganho da temperatura. (b) Soma das respostas da temperatura.

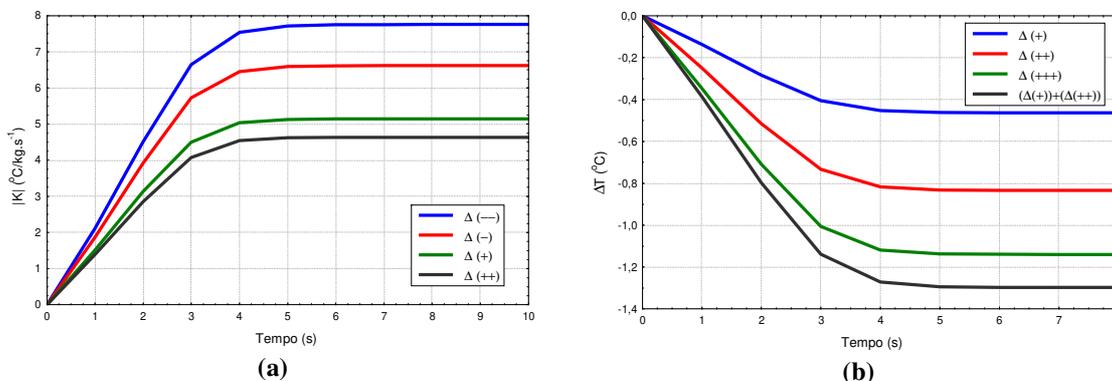


Figura II.2 – Curvas de reação da diferença de temperatura de saída do produto da seção de resfriamento após perturbação degrau nos níveis -, --, + e ++ na vazão do propileno glicol. (a) Imagem especular do ganho da temperatura. (b) Soma das respostas da temperatura.

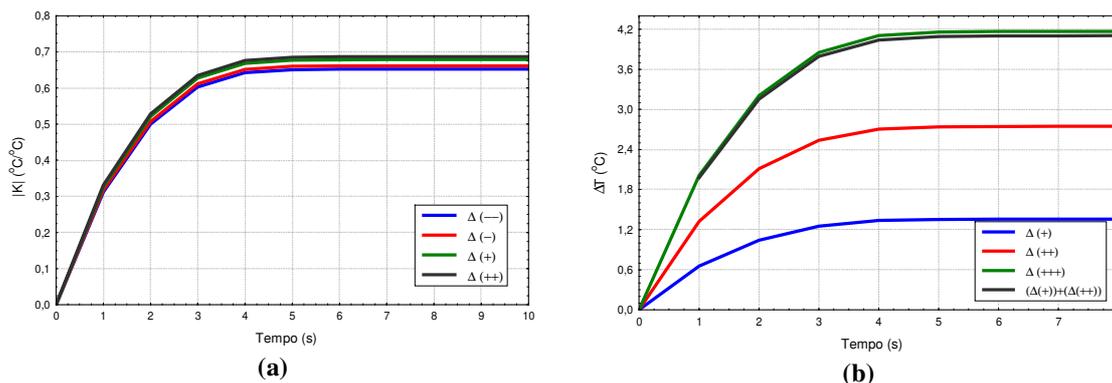


Figura II.3 – Curvas de reação da diferença de temperatura de saída do produto na seção de resfriamento após perturbação degrau nos níveis -, --, + e ++ na temperatura de entrada do propileno glicol. (a) Imagem especular do ganho da temperatura. (b) Soma das respostas da temperatura.

II. 3.1.2) Seção de Regeneração

A boa sobreposição das curvas de reação do ganho, tanto da temperatura de saída do suco de laranja em direção à seção de aquecimento quanto da temperatura de saída do suco de laranja em direção à seção de resfriamento, para perturbações individuais aplicadas nos níveis -, --, + e ++ nas temperaturas de entrada do suco de laranja natural proveniente do tanque de alimentação e do retardador, indica que o processo é linear tanto pelo princípio da imagem especular quanto pelo princípio da soma das respostas, Figura II. 4, II. 5, II. 6 e II. 7, respectivamente.

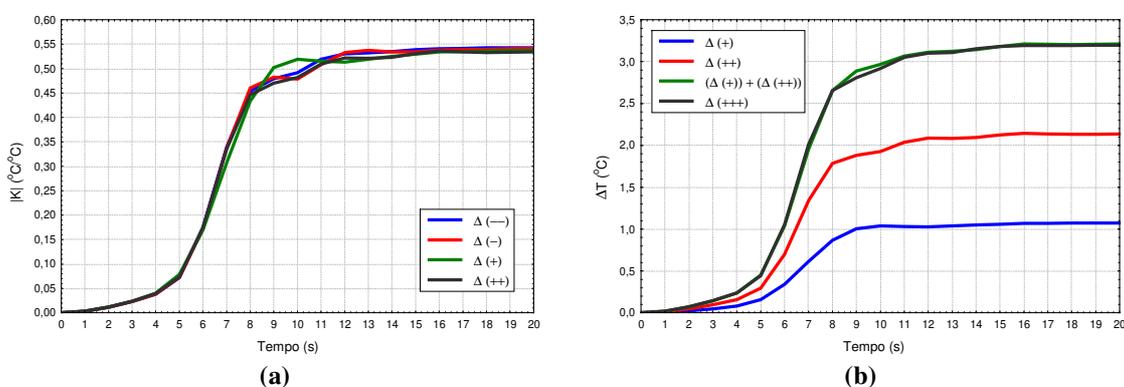


Figura II. 4 – Curvas de reação da diferença de temperatura de saída do produto da seção de regeneração para a seção de aquecimento após perturbação degrau nos níveis -, --, + e ++ na temperatura de entrada no trocador do SLN. (a) Imagem especular do ganho da temperatura. (b) Soma das respostas da temperatura.

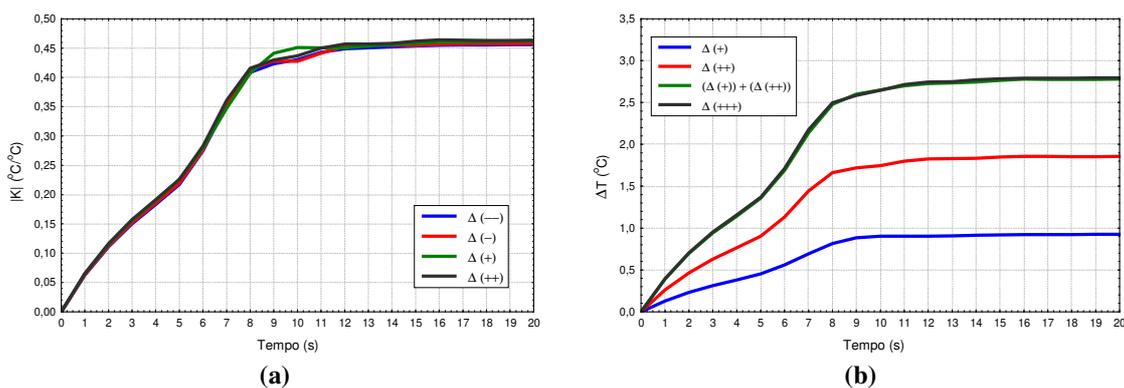


Figura II. 5 – Curvas de reação da diferença de temperatura de saída do produto da seção de regeneração para a seção de resfriamento após perturbação degrau nos níveis -, --, + e ++ na temperatura de entrada no trocador do SLN. (a) Imagem especular do ganho da temperatura. (b) Soma das respostas da temperatura.

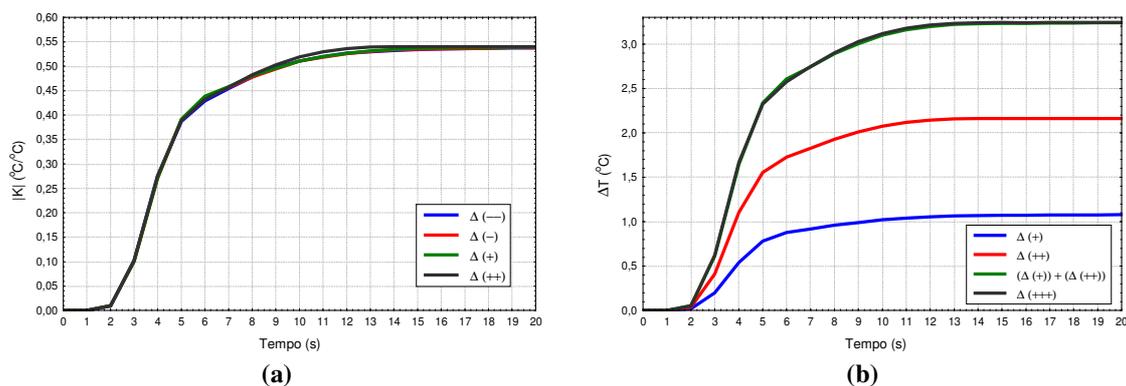


Figura II. 6 – Curvas de reação da diferença de temperatura de saída do produto da seção de regeneração para a seção de aquecimento após perturbação degrau nos níveis -, --, + e ++ na temperatura de entrada na seção do SL pasteurizado. (a) Imagem especular do ganho da temperatura. (b) Soma das respostas da temperatura.

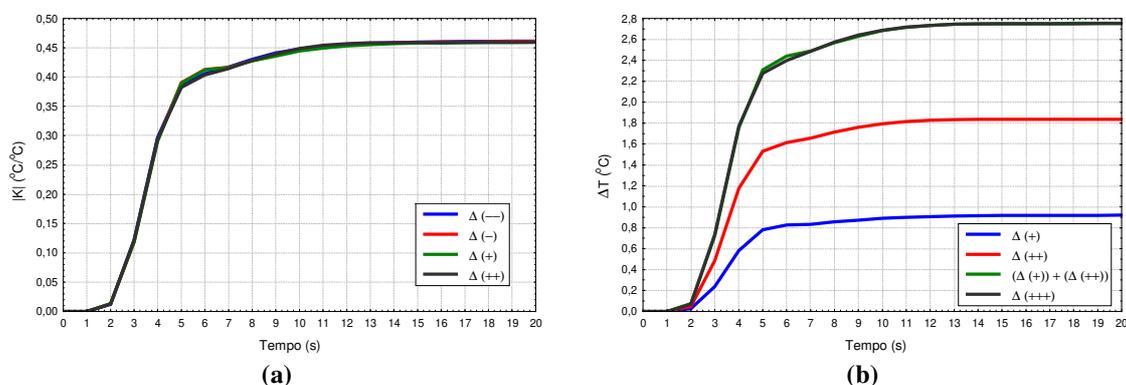


Figura II. 7 – Curvas de reação da diferença de temperatura de saída do produto da seção de regeneração para a seção de resfriamento após perturbação degrau nos níveis -, --, + e ++ na temperatura de entrada na seção do SL pasteurizado. (a) Imagem especular do ganho da temperatura. (b) Soma das respostas da temperatura.

II. 3.1.3) Seção de Aquecimento

O processo foi considerado linear tanto pelo princípio da imagem especular quanto pelo princípio da soma das respostas para perturbação na temperatura de entrada do suco de laranja natural e da água quente, pela sobreposição das curvas de reação às perturbações aplicadas, Figura II. 8 e II. 10. Quanto à perturbação aplicada na vazão da água quente, o processo não pode ser considerado linear por ambos os princípios, pois apresenta ganhos bem distintos para cada perturbação aplicada e as curvas de reação para a perturbação da soma e para a soma das perturbações não se sobrepõem, Figura II. 9.

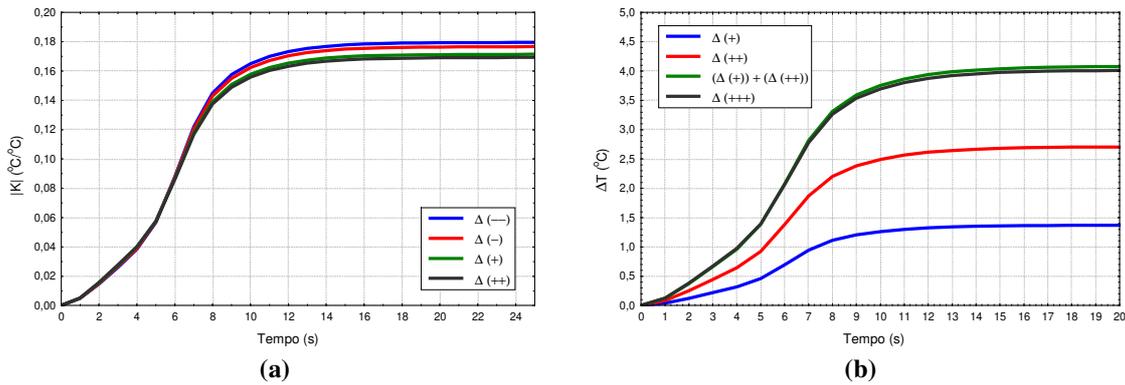


Figura II. 8 – Curvas de reação da diferença de temperatura de saída do produto da seção de aquecimento após perturbação degrau nos níveis -, --, + e ++ na temperatura de entrada do SLN. (a) Imagem especular do ganho da temperatura. (b) Soma das respostas da temperatura.

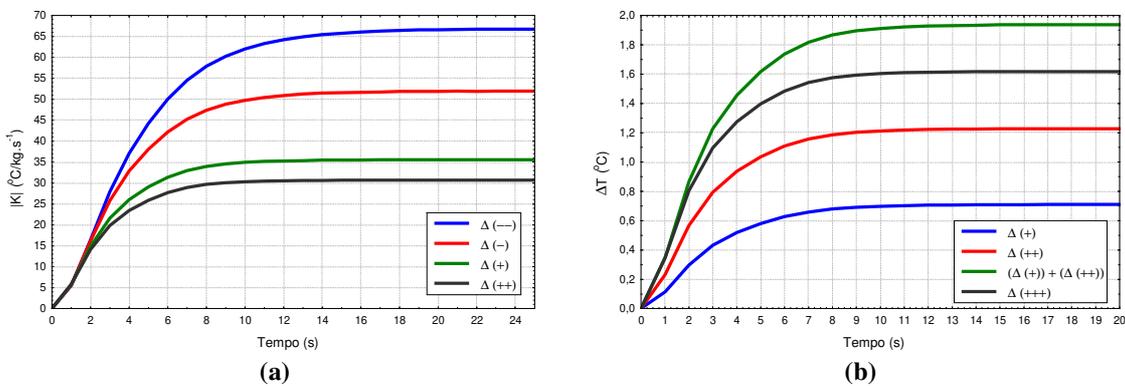


Figura II. 9 – Curvas de reação da diferença de temperatura de saída do produto da seção de aquecimento após perturbação degrau nos níveis -, --, + e ++ na vazão de água quente. (a) Imagem especular do ganho da temperatura. (b) Soma das respostas da temperatura.

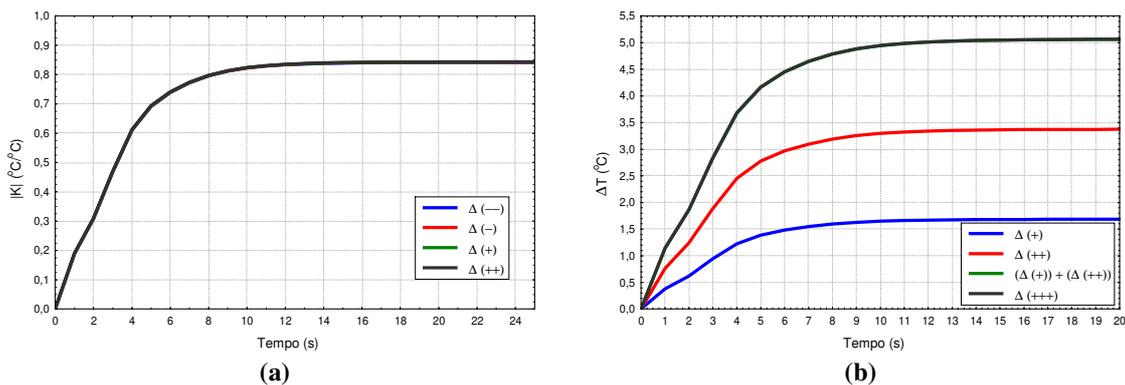


Figura II. 10 – Curvas de reação da diferença de temperatura de saída do produto da seção de aquecimento após perturbação degrau nos níveis -, --, + e ++ na temperatura de entrada da água quente. (a) Imagem especular do ganho da temperatura. (b) Soma das respostas da temperatura.

II. 3.2) CARACTERIZAÇÃO DO PROCESSO

Na caracterização do processo quanto às suas funções de transferência, foram gerados gráficos da variação da diferença da temperatura em função do tempo.

II. 3.2.1) Seção de Resfriamento

Para perturbação na temperatura de entrada na seção do suco de laranja natural, o processo mostrou ser linear tanto pelo princípio da imagem especular, item II.2.1.1, quanto pelo princípio da soma das respostas, item II.2.1.2. Dessa forma pôde-se ajustar uma equação linear de 1ª ordem com tempo morto, Figura II.11a.

Para perturbação na temperatura de entrada do propileno glicol a resposta do processo foi linear tanto pelo princípio da imagem especular das curvas de reação quanto pelo princípio da soma das respostas. Dessa forma foi ajustada uma função de transferência linear de 2ª ordem sem tempo morto, Figura II.11b.

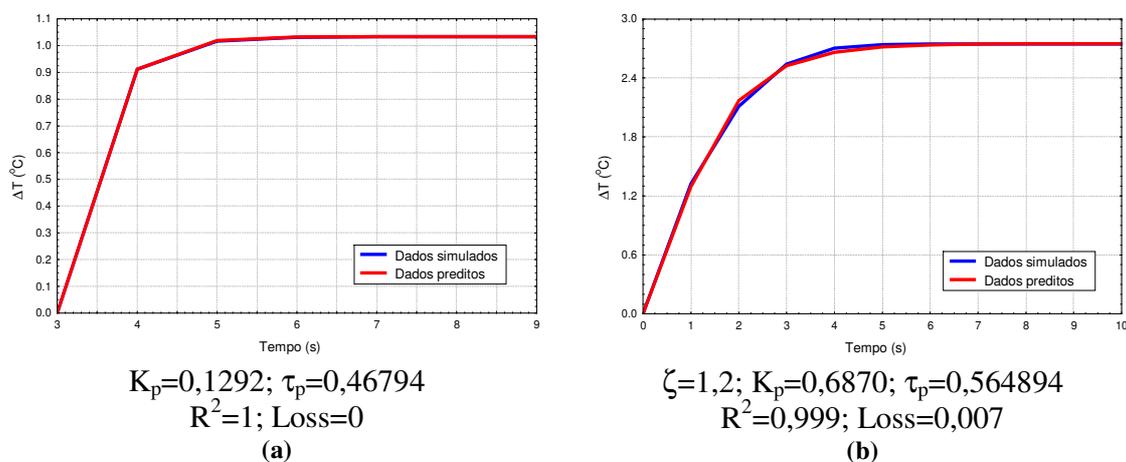


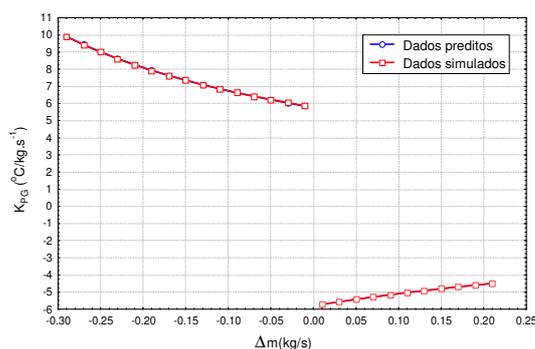
Figura II. 11 – Curva de reação de 1ª ordem com tempo morto ajustada para a diferença de temperatura de saída do SLN (a) Sob perturbação degrau na temperatura de entrada do SLN. (b) Sob perturbação degrau na temperatura de entrada do PG.

Para perturbação na vazão de propileno glicol, a resposta do sistema à perturbação aplicada não foi linear por ambos os princípios. Dessa forma, foi ajustada uma equação linear de 2ª ordem com $\zeta=1$, com parâmetros K_p e τ não constantes. Foram aplicadas perturbações na vazão de propileno glicol e ajustadas, para cada perturbação, uma função de 2ª ordem sem tempo morto. Ou seja, foi obtido um parâmetro K_p e τ para cada perturbação. Com esses valores, foram ajustadas as equações para K_p e τ em função da

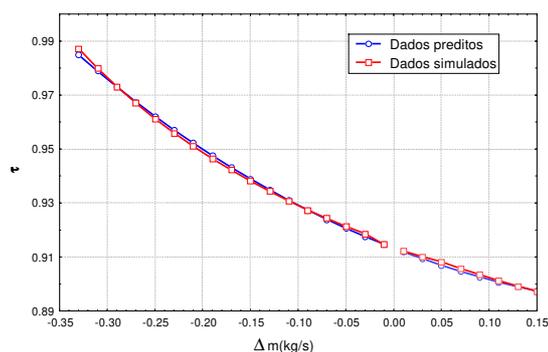
perturbação na vazão, Tabela II.4. As Figuras II.12a e II.12b correspondem aos gráficos dos valores calculados e das funções ajustadas para ambas as equações.

Tabela II. 4 – Parâmetros K_p e τ ajustados a partir de funções de transferência de 2ª ordem com $\zeta=1$ e diferentes perturbações na vazão de propileno glicol.

$\Delta m_{PG} < 0$	$\Delta m_{PG} > 0$
$K_{pPG} = (0,17345 + 0,2498\Delta m_{PG})^{-1}$	$K_{pPG} = (-0,17278 - 0,23715\Delta m_{PG})^{-1}$
$\tau_{PG} = (1,0949 + 0,1644\Delta m_{PG} - 0,2325\Delta m_{PG}^2)^{-1}$	



(a)



(b)

Figura II. 12 – Parâmetro K_{pPG} (a) e τ_{PG} (b) para equação de 2ª ordem com $\zeta=1$ ajustado para perturbação na vazão do propileno glicol.

A Figura II.13 deixa mais claro a não linearidade da resposta do sistema à perturbação aplicada na vazão de propileno glicol. A variação provocada na temperatura de saída é muito maior para perturbações negativas que para perturbações positivas. Por mais que se aumente a vazão de propileno glicol, o maior limitante no abaixamento da temperatura de saída do suco de laranja está na temperatura de entrada do propileno glicol. Quando se aplica uma perturbação negativa na vazão de propileno glicol, como não há um fator limitante para se aumentar a temperatura de saída do suco de laranja natural além da sua própria temperatura de entrada na seção, a variação nela provocada é sensivelmente maior que a variação provocada para perturbações positivas. Conseqüentemente o K_p , por sua vez diretamente proporcional à temperatura atingida no 2º regime permanente, é um fator não linear também.

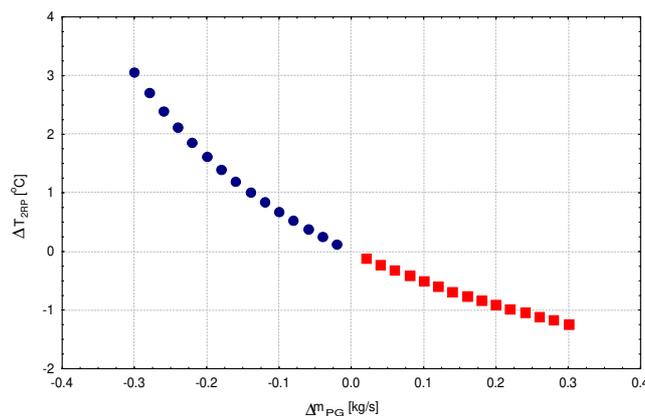
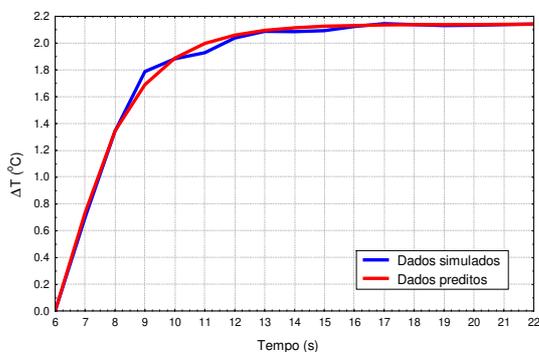


Figura II. 13 – Variação na temperatura de estabilização do 2^o regime permanente em função da perturbação aplicada na vazão de propileno glicol.

II. 3.2.2) Seção de Regeneração

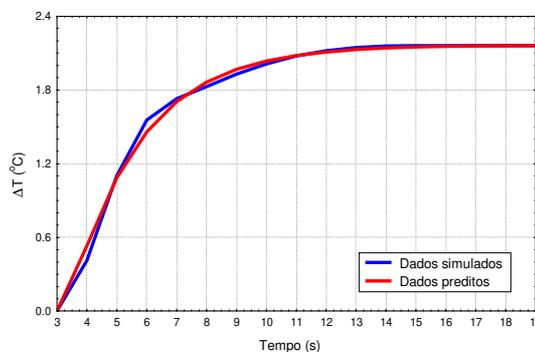
Para perturbações nas temperaturas de entrada de ambos os fluídos, pelos dois princípios, imagem especular das curvas de reação e soma das respostas, o processo respondeu de forma linear. Para ambas as perturbações foram ajustadas equações de 2^a ordem lineares com $\zeta=1,5$ com tempo, Figuras II.14 e II.15.



$$\zeta=1,5; K_p=0,5347; \tau_p=0,666058$$

$$R^2=0,997; Loss=0,018$$

(a)



$$\zeta=1,5; K_p=0,5409; \tau_p=0,895199$$

$$R^2=0,997; Loss=0,029$$

(b)

Figura II. 14 – Curva de reação de 2^a ordem ajustada para a diferença de temperatura de saída do SL indo para a seção de aquecimento (a) Sob perturbação degrau na temperatura de entrada do SLN no trocador. (b) Sob perturbação degrau na temperatura de entrada do SL pasteurizado.

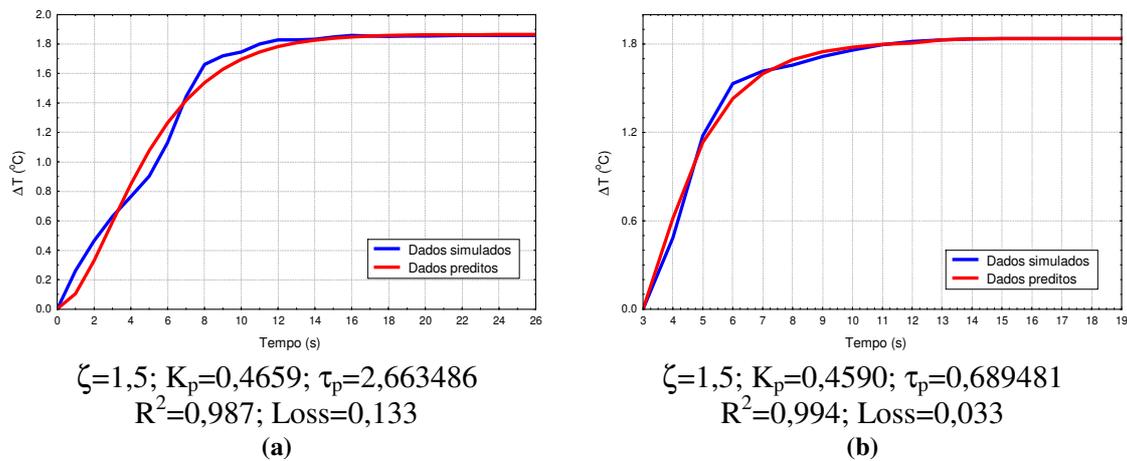


Figura II. 15 – Curva de reação de 2ª ordem ajustada para a diferença de temperatura de saída do SL indo para a seção de resfriamento (a) Sob perturbação degrau na temperatura de entrada do SLN no trocador. (b) Sob perturbação degrau na temperatura de entrada do SL pasteurizado.

II. 3.2.3) Seção de Aquecimento

Para perturbação na temperatura de entrada do suco de laranja natural, a resposta do processo é linear tanto pelo princípio da imagem especular como pelo princípio da soma das respostas. Foi ajustada uma função de transferência de 2ª ordem com $\zeta=0,74$.

Para perturbação na temperatura de entrada da água quente, a resposta do processo foi linear também por ambos os princípios. Foi ajustada uma função de transferência de 2ª ordem sem tempo morto com $\zeta=1,2$.

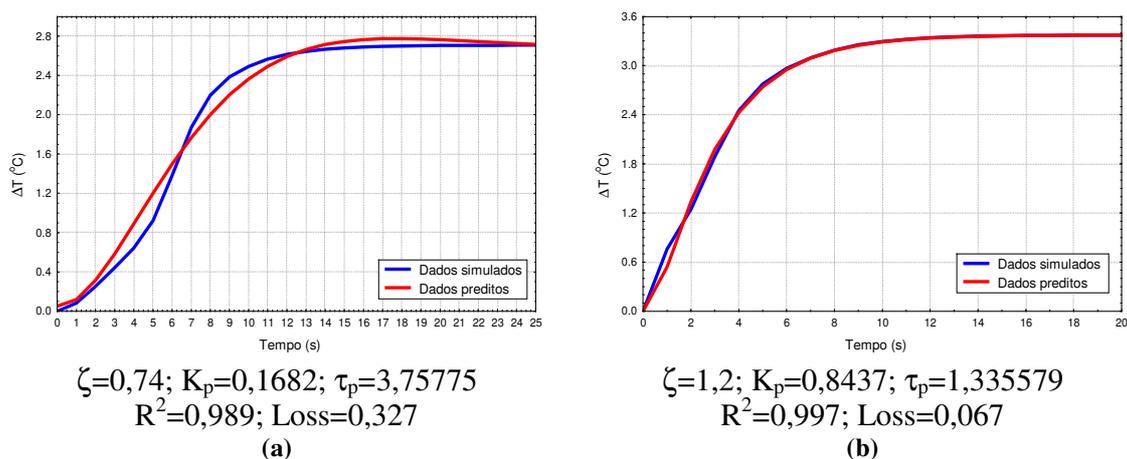


Figura II. 16 – (a) Curva de reação de 2ª ordem ajustada para a diferença de temperatura de saída do SLN sob perturbação degrau na temperatura de entrada do SL na seção. (b) Curva de reação de 2ª ordem ajustada para temperatura de saída do SLN sob perturbação degrau na temperatura de entrada da água quente.

Para perturbação na vazão de água quente, a resposta do sistema à perturbação aplicada, assim como para a vazão do propileno glicol, não foi linear por ambos os princípios. Dessa forma, o mesmo procedimento adotado para a vazão de propileno glicol, foi adotada para a vazão de água quente, ou seja, foi ajustada uma equação de 2ª ordem com $\zeta=1$ linear, com parâmetros K_p e τ não constantes, conforme Tabela II.5. As Figuras II.17a e II.17b correspondem aos gráficos dos valores calculados e das funções ajustadas para as equações.

Tabela II. 5 – Parâmetros K e τ ajustados a partir de funções de transferência de 2ª ordem com $\zeta=1$ e diferentes perturbações na vazão de água quente.

$\Delta m_w < 0$	$\Delta m_w > 0$
$K_{pw} = (-0,02354 - 0,21214 \Delta m_w)^{-1}$	$K_{pw} = (0,02376 - 0,22310 \Delta m_w)^{-1}$
$\tau_w = (0,52077 - 42,248 \Delta m_w^2)^{-1}$	$\tau_w = (0,4977 - 1,6253 \Delta m_w \ln(\Delta m_w))^{-1}$

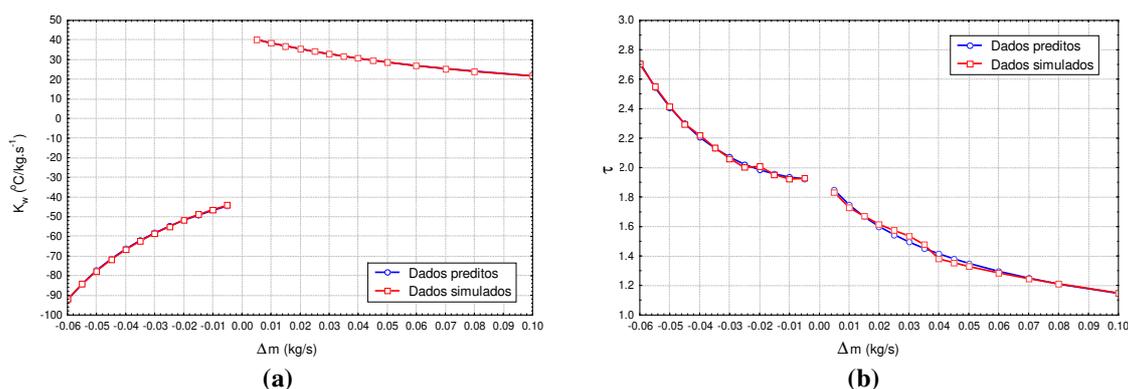


Figura II. 17 – (a) Parâmetros K_p (a) e τ_p (b) para equação de 2ª ordem com $\zeta=1$ ajustada para perturbação na vazão de água quente.

Da mesma forma que discutido anteriormente para perturbação na vazão de propileno glicol, o sistema, conforme Figura II.18, responde de forma análoga às perturbações aplicadas na vazão de água quente. Nesse caso, para a diminuição na temperatura de saída do suco de laranja não há um fator limitante, mas para o acréscimo na temperatura de saída, a dependência maior está na temperatura de entrada da água quente. Dessa forma, a variação na resposta do sistema para perturbações negativas na vazão é maior que para perturbações positivas, refletindo no parâmetro K_{pw} .

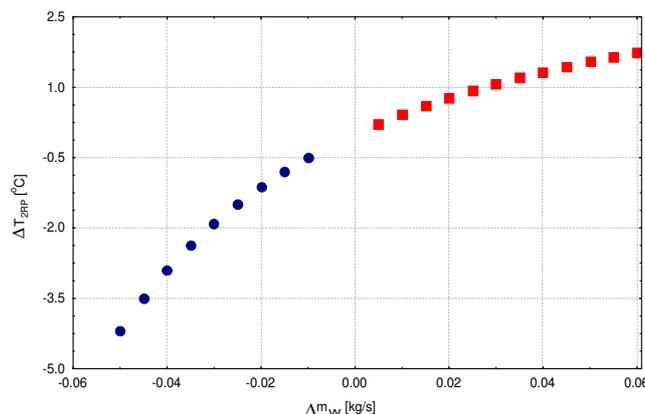
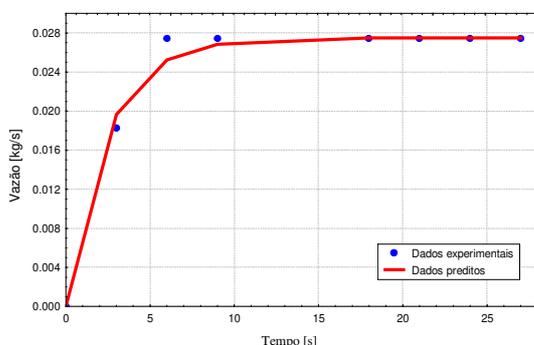


Figura II. 18 – Variação na temperatura de estabilização do 2º regime permanente em função da perturbação aplicada na vazão de água quente.

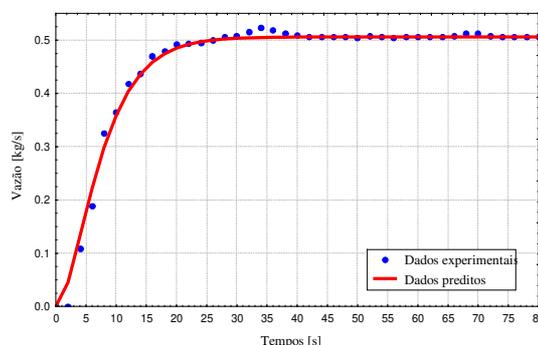
II. 3.2.4) Bomba de deslocamento positivo e sensores de temperatura

A Figura II.19a apresenta os dados obtidos experimentalmente para a bomba de água quente e a Figura II.19b os dados obtidos para a bomba de propileno glicol assim como as funções de transferência lineares ajustadas para cada uma.



1ª ordem; $K_p=1$; $\tau_p=2,39475$
 $R^2=0,990$; Loss=0,000

(a)



2ª ordem; $\zeta=1$; $K_p=1$; $\tau_p=4,03128$
 $R^2=0,992$; Loss=0,006

(b)

Figura II. 19 – Funções de transferência ajustadas para (a) Bomba de água quente; (b) Bomba de propileno glicol.

Para os sensores de temperatura foram ajustadas funções de transferência de 1ª ordem com ganhos iguais a um e constantes de tempo aparente iguais a 3,9 segundos, uma vez que o fabricante coloca que o período necessário para se atingir 63,2% da resposta é equivalente a 3,9 segundos para sensores de temperatura encapsulados com capas de aço inoxidável de diâmetro nominal igual a 6 milímetros.

II. 4) CONCLUSÕES

Para o pasteurizador a placas modelado, pode-se concluir que a temperatura de saída do suco de laranja de cada seção do pasteurizador teve comportamento dinâmico linear para perturbações nas temperaturas de entrada dos fluidos, tanto de aquecimento quanto de resfriamento, assim como para as temperaturas de entrada do suco de laranja nas seções. Uma vez que o coeficiente de convecção do canal para perturbações na temperatura de entrada dos fluidos foi praticamente constante, conforme item I. 3.1.2, esse resultado era esperado.

Por outro lado, houve alterações significativas no coeficiente de convecção do canal para perturbações na vazão entrada da água quente e do propileno glicol, e o processo, por sua vez, respondeu de forma não linear, onde o ganho, [$^{\circ}\text{C}/\text{kgs}^{-1}$], das temperaturas de saída, respectivas a cada seção, mostrou ser maior para perturbações negativas em relação às perturbações positivas.

A temperatura de saída do SL das seções de aquecimento, resfriamento e regeneração mostrou ser mais sensível às perturbações aplicadas nas temperaturas de entrada dos fluidos de aquecimento e resfriamento, e mostrou ser pouco sensível à perturbações aplicadas na própria temperatura de entrada do produto. Apesar do valor do ganho ser maior para perturbações na vazão, para conseguir a mesma variação na temperatura na saída do suco de laranja de cada seção, a variação necessária na vazão é proporcionalmente muito maior. Isso porque a ordem de grandeza da vazão adotada no processo, relativa às unidades adotadas, é 10 vezes menor que a ordem de grandeza da temperatura.

Uma vez que cada seção apresenta diferentes configurações e a transferência de calor é interferida pela não linearidade do coeficiente de convecção na placa, este dependente das propriedades físicas do produto, cada seção proporciona uma função de transferência distinta da temperatura de saída do suco de laranja.

CAPÍTULO III – CONTROLE CONVENCIONAL

III. 1) INTRODUÇÃO

Uma planta de processamento de alimentos consiste em várias unidades de processamento integradas entre si com a finalidade de converter um conjunto de matérias-primas em um determinado conjunto de produtos, utilizando-se de forma racional as fontes de energia disponíveis. Os principais requisitos para uma indústria de alimentos são:

- ✓ Alta produtividade, qualidade e, principalmente, a integridade do produto final especificada em legislação;
- ✓ Segurança operacional;
- ✓ Competitividade do produto no mercado, principalmente, relativa à qualidade do produto. Dessa forma o processo tem que ser o mais econômico possível na utilização da matéria-prima, energia, capital e trabalho.

Para se atingir os requisitos acima citados é necessária uma monitoração constante do processamento, assim como intervenções externas quando necessárias. Tais objetivos são mais eficientemente atingidos quando se faz uso de automação e estratégias de controle que terão a finalidade de eliminar as influências externas, ajustar a performance do processo e garantir a estabilidade do mesmo uma vez que os processos industriais dificilmente operam em regime estacionário devido à sua complexidade e ao grande número de variáveis envolvidas.

A aplicação de controles nos processos industriais, reduzindo as oscilações no processo de tratamento térmico do alimento, é indispensável devido às graves conseqüências que essas oscilações podem acarretar à saúde do consumidor. Este tratamento térmico pode causar a degradação do aroma e sabor do alimento, mas é necessário também para que se obtenha uma vida de prateleira viável através da inativação enzimática e microbiológica. Dessa forma, a estratégia de controle, assim como a automação tem que ser confiável, uma vez que a qualidade e a padronização do produto final é apenas conseqüência da qualidade do processo.

Os controles convencionais já são largamente aplicados na indústria para processos aproximadamente lineares. Já os controles de lógica não convencional são pouco utilizados, sendo mais aplicáveis a processos não lineares.

A fim de avaliar o desempenho de diferentes lógicas de controle no processo HTST, objetiva-se implementar os modos de controle convencionais nos processos de suporte, aquecimento e resfriamento dos fluídos secundários, verificando sua performance mediante a não linearidade do processo integrado.

III. 2) MATERIAIS E MÉTODOS

III. 2.1) MATERIAIS

- ✓ Matlab®/Simulink 6.1;
- ✓ Statistica 5.5;
- ✓ Excel.

III. 2.2) METODOLOGIA

Com o intuito de se estudar o desempenho dos controladores convencionais no controle da temperatura de saída do suco de laranja das seções de aquecimento e resfriamento no processo de pasteurização HTST do suco de laranja natural foram realizadas as seguintes etapas:

- ✓ Codificação do simulador no software Matlab® utilizando-se o *toolbox* Simulink;
- ✓ Sintonia dos controladores;
- ✓ Avaliação dos controladores a partir de perturbações no *set-point*;
- ✓ Avaliação dos controladores a partir de perturbações na carga.

III. 2.2.1) Simulador

Um segundo programa de simulação foi codificado no software Matlab® dentro do *toolbox* Simulink, conforme Figura III.1, III.2 e III.3. O Simulink oferece um ambiente propício e amigável para o trabalho com controle de processos com ferramentas destinadas a esse propósito.

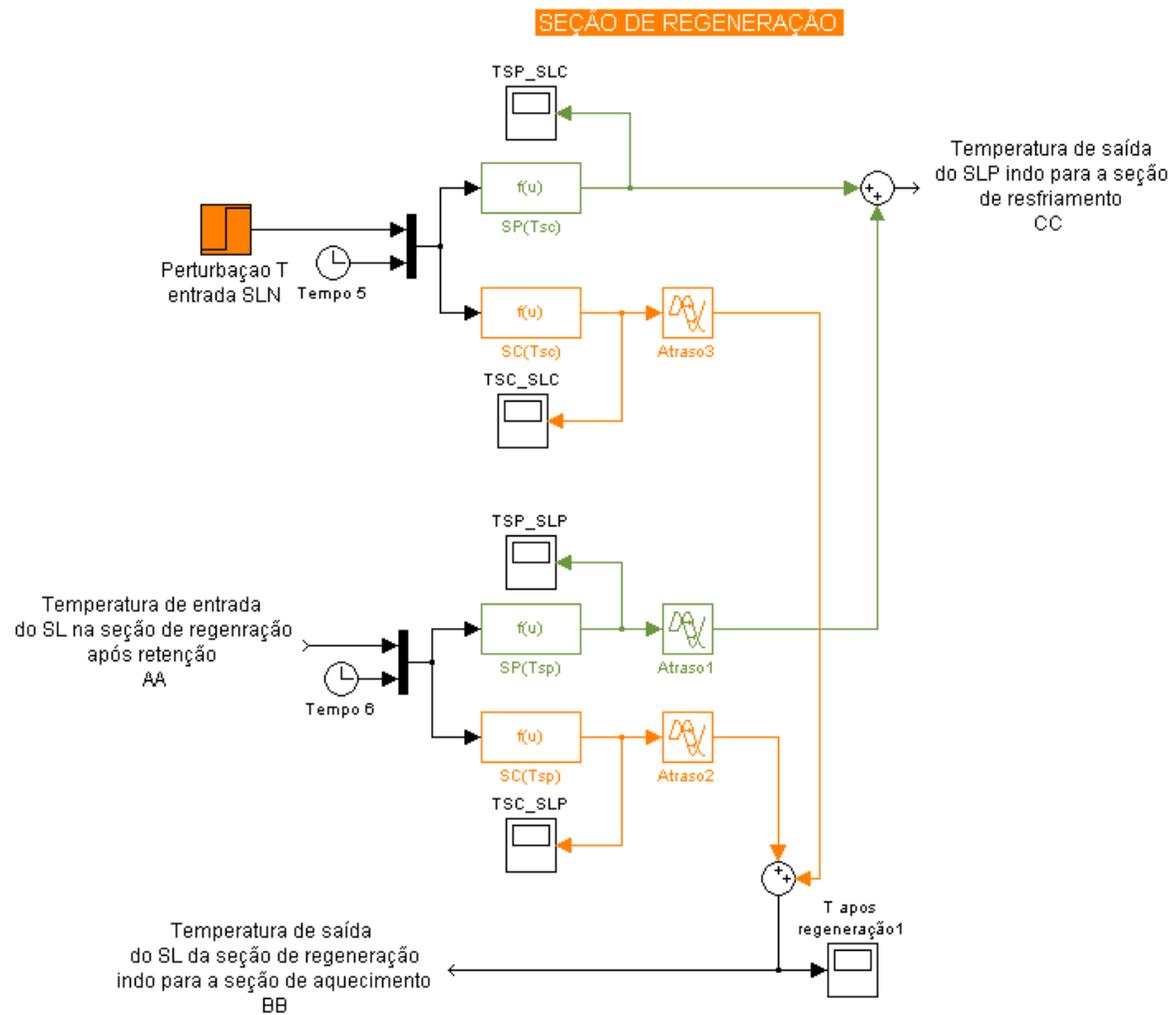


Figura III. 2 – Programa codificado no Simulink (seção de regeneração).

SEÇÃO DE RESFRIAMENTO

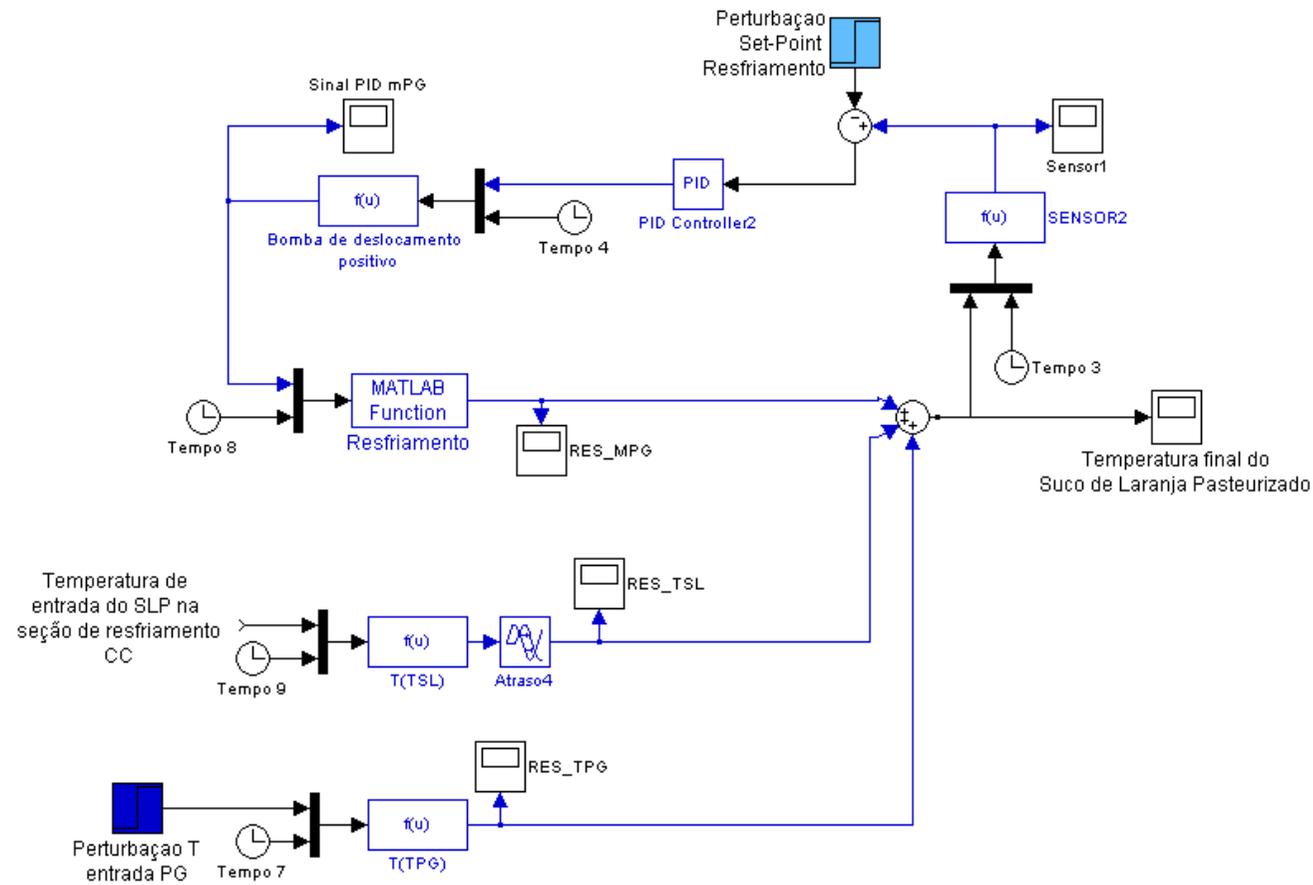


Figura III. 3 – Programa codificado no Simulink (seção de resfriamento).

Na codificação do programa, para representar a temperatura de saída do suco de laranja de cada seção do pasteurizador a placas, foram utilizadas as funções de transferência do processo obtidas no Capítulo II. As curvas de reação das temperaturas de saída do suco de laranja em função da vazão de água quente e propileno glicol foram consideradas não lineares. Dessa forma, os parâmetros K_W , K_{PG} , τ_W e τ_{PG} variam conforme vazão de entrada dos fluidos em questão. Para os processos considerados lineares, esses parâmetros foram considerados constantes.

III. 2.2.2) Sintonia dos Controladores.

No controle da temperatura de pasteurização do suco de laranja da seção de aquecimento e da temperatura de saída do suco de laranja da seção de resfriamento, foram consideradas como variáveis manipuláveis as vazões de água quente e propileno glicol, a temperaturas fixas, uma vez que não se pode alterar a vazão do suco de laranja devido ao seu tempo de residência no retardador.

Para a sintonia dos controladores convencionais foi utilizado o método da curva de reação do processo, utilizado por Coughanowr e Koppel (1978), Stephanopoulos (1984) e Seborg et al. (1989). Apesar dessa metodologia ser aplicada a processo lineares e este processo ser considerado não linear, ela será aplicada para verificar o quanto é satisfatório, pois senão haveria necessidade de uma metodologia adaptativa para a sintonia de processos não lineares.

Uma vez que há um controlador para a seção de aquecimento e um segundo controlador para a seção de resfriamento, a sintonia dos controladores de ambas as seções foram feitas e testadas separadamente. Para o controle final da planta, as seções testadas em separado foram unificadas e verificada a eficiência global.

Dessa forma, foram aplicadas perturbações degrau nas vazões de água quente e propileno glicol para a obtenção da curva de reação do processo e utilizadas as constantes recomendadas por Cohen-Coon e Ziegler-Nichols, Tabelas 1 e 2, segundo Ogunnaike (1994) e Stephanopoulos (1984). Utilizando as constantes recomendadas por Cohen-Coon, espera-se como resultado um maior tempo de oscilação, assim como um maior *overshoot* quando comparado com as constantes recomendadas por Ziegler-Nichols. Mas ambos os

controladores devem apresentar, no geral, desempenhos semelhantes, (Stephanopoulos, 1984).

III. 2.2.3) Análise de Desempenho dos Controladores.

O trocador de calor a placas localizado no LACPA/UNICAMP sobre o qual o presente projeto foi desenvolvido, foi dimensionado para uma temperatura de saída da seção de aquecimento de 91,7 °C, temperatura de pasteurização de 91 °C e tempo de residência de 40 segundos no retardador tubular. Dessa forma, foram consideradas as seguintes condições operacionais para a simulação do processo de pasteurização do suco de laranja natural:

Tabela III. 1 – Condições operacionais para o processo de pasteurização HTST.

Seção	Fluido	Vazão [kg/s]	T entrada [°C]	T saída [°C]
Regeneração	SLN	0,044	25	58,2
	SL pasteurizado	0,044	91,7	57,8
Aquecimento	SLN	0,044	58,2	91,7
	Água	0,150	96	87,3
Resfriamento	SL pasteurizado	0,044	57,8	14,6
	Propileno Glicol	0,600	0	3,3

III. 2.2.3.1) Perturbação no *Set-Point*.

Foram aplicadas no processo perturbações degrau unitárias positivas e negativas no *set-point* da temperatura de saída do suco de laranja da seção de aquecimento e da seção de resfriamento.

III. 2.2.3.2) Perturbação na Carga.

Foram aplicadas no processo perturbações degrau positivas e negativas nas temperaturas de entrada do suco de laranja natural no pasteurizador, na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento e na temperatura de entrada do propileno glicol na seção de resfriamento, conforme Tabela III.2.

Tabela III. 2 – Perturbações aplicadas nas temperaturas de entrada do suco de laranja, água quente e propileno glicol.

Fluido	Perturbação positiva	Perturbação negativa
Suco de laranja natural [°C]	+5	-5
Água Quente [°C]	+2	-2
Propileno Glicol [°C]	+2	-2

III. 2.2.4) Análise da performance dos controladores.

Com o intuito de se avaliar a performance dos controladores foram considerados como parâmetros o instante de pico, o sobre-sinal máximo, o tempo de acomodação e o índice de desempenho de erro ITAE, conforme Equação 34, respectivamente às perturbações realizadas para a análise.

III. 3) RESULTADOS

III. 3.1) SINTONIA DOS CONTROLADORES

As Tabelas III.3 e III.4 apresentam as constantes recomendadas por Cohen-Coon e Ziegler-Nichols calculadas para os controladores da seção de aquecimento, obtidas a partir da perturbação degrau na vazão de água quente, e de resfriamento, obtidas a partir da perturbação degrau na vazão de propileno glicol. Verifica-se que os valores calculados para ambos os controladores para uma determinada lógica (P, PI ou PID) são próximos.

Tabela III. 3 – Constantes calculadas recomendadas por Cohen-Coon.

Seção	Aquecimento			Resfriamento		
	Parâmetro	P	PI	PID	P	PI
K_c	0,26991	0,2349	0,35270	-1,58862	-1,38302	-2,07622
τ_I	-	2,6130	2,36678	-	4,25710	3,85103
τ_D	-	-	0,03544	-	-	0,03545

Tabela III. 4 – Constantes calculadas recomendadas por Ziegler-Nichols .

Seção	Aquecimento			Resfriamento		
	Parâmetro	P	PI	PID	P	PI
K_c	0,25760	0,2318	0,30912	-1,51671	-1,3650	-1,82006
τ_I	-	3,3964	2,03784	-	2,9624	3,31444
τ_D	-	-	0,50946	-	-	0,82861

As constantes de sintonia foram obtidas a partir de perturbações degrau positivas nas vazões da água quente e propileno glicol, respectivamente.

III. 3.2) DESEMPENHO DOS CONTROLADORES CONVENCIONAIS

Uma vez que o controlador convencional com lógica PID é amplamente empregado na indústria e sabido o seu melhor desempenho em relação aos controladores com lógica PI e P, os ensaios foram realizados apenas com o controlador com lógica PID na planta integrada.

III. 3.2.1) Perturbação no *Set-Point*

As Figuras III.4 e III.5 apresentam os comportamentos da temperatura de saída do suco de laranja das seções resfriamento e aquecimento utilizando os controladores com sintonias de Cohen-Coon e Ziegler-Nichols para perturbações degrau positivas e negativas

no *set-point* das seções de aquecimento e resfriamento, respectivamente, simuladas independentemente uma da outra.

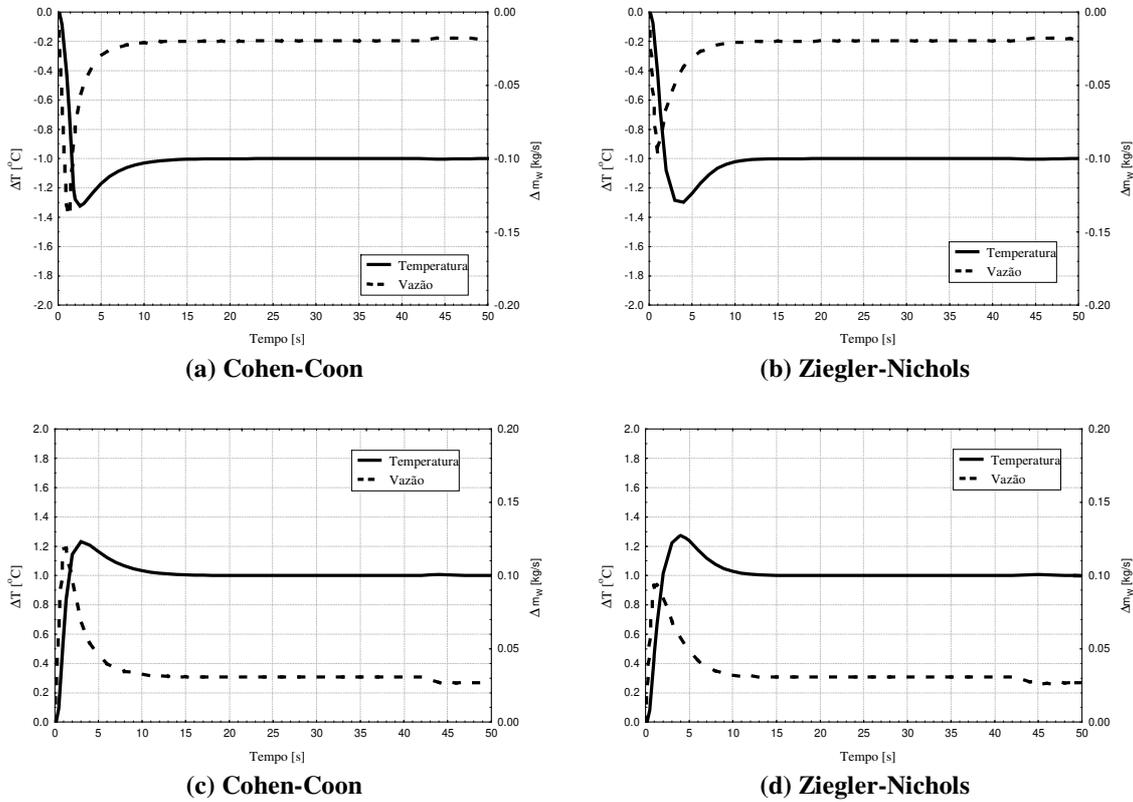


Figura III. 4 – Resposta do processo para perturbações negativas, (a) e (b), e positivas, (c) e (d), no *set-point* da temperatura de pasteurização do suco de laranja na seção de aquecimento utilizando controladores PID com sintonias de Cohen-Coon, (a) e (c), e Ziegler-Nichols, (b) e (d).

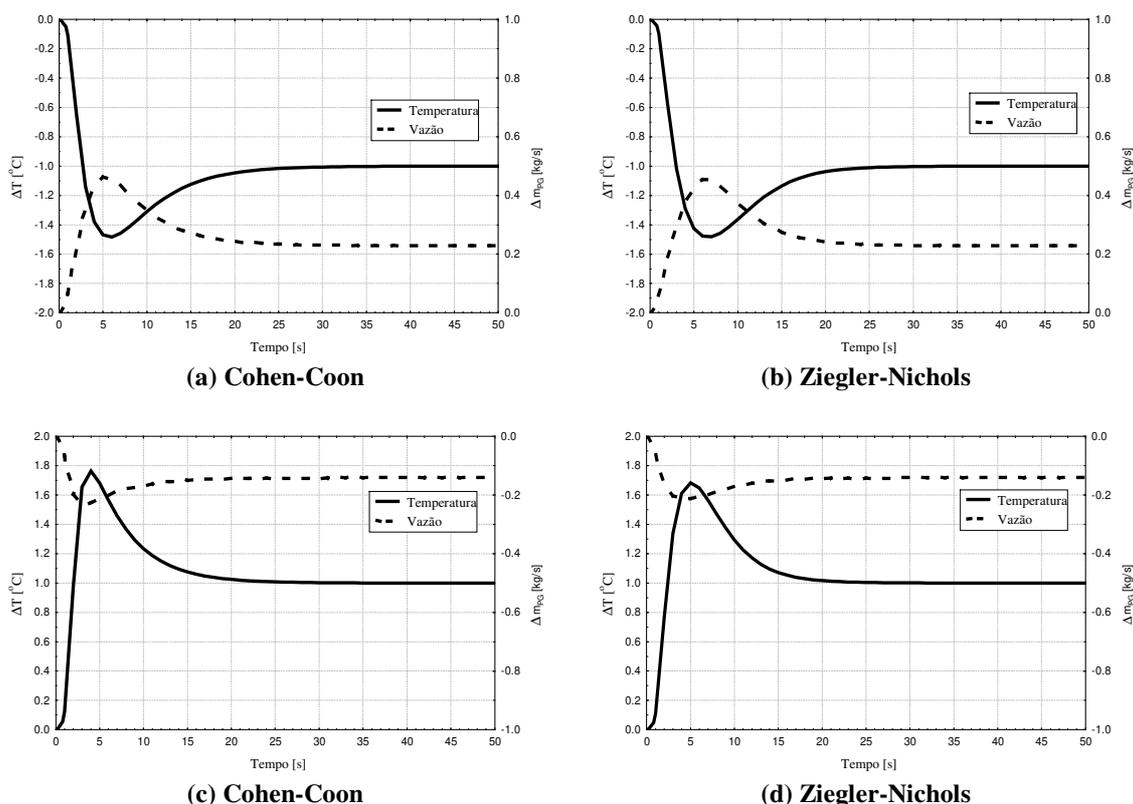


Figura III. 5 – Resposta do processo para perturbações negativas, (a) e (b), e positivas, (c) e (d), no *set-point* da temperatura de saída do suco de laranja na seção de resfriamento utilizando controladores PID com sintonias de Cohen-Coon, (a) e (c), e Ziegler-Nichols, (b) e (d).

As Tabelas III.5 e III.6 apresentam os resultados obtidos para perturbações positivas e negativas no *set-point*, para as seções de aquecimento e resfriamento, respectivamente. Para a seção de aquecimento, os controladores com sintonias de Cohen-Coon e Ziegler-Nichols obtiveram resultados semelhantes.

Tabela III. 5 – Desempenho dos controladores para perturbação positiva e negativa no *set-point* da temperatura de pasteurização do suco de laranja na seção de aquecimento.

Parâmetros	Aquecimento			
	Perturbação Negativa		Perturbação Positiva	
	Cohen-Coon	Ziegler-Nichols	Cohen-Coon	Ziegler-Nichols
Instante do Pico - [s]	3	4	3	4
Sobre-sinal máximo - [°C]	-0,3	-0,3	0,23	0,27
Tempo de acomodação (2%) - [s]	12	11	12	11
ITAE – valor absoluto do erro ponderado [50 s]	7,24	7,54	7,59	8,46

Tabela III. 6 – Desempenho dos controladores para perturbação positiva e negativa no *set-point* da temperatura de saída do suco de laranja da seção de resfriamento.

Parâmetros	Resfriamento			
	Perturbação Negativa		Perturbação Positiva	
	Cohen-Coon	Ziegler-Nichols	Cohen-Coon	Ziegler-Nichols
Instante do Pico - [s]	6	7	4	5
Sobre-sinal máximo - [°C]	-0,48	-0,48	0,76	0,68
Tempo de acomodação (2%) - [s]	25	23	21	20
ITAE – valor absoluto do erro ponderado [50 s]	31,69	32,81	21,27	23,51

Para perturbação negativa, o tempo de acomodação, considerando 2% o erro em relação ao valor final, para o controle com sintonia de Cohen-Coon, foi inferior em 1 segundo ao tempo obtido para o controle com sintonia de Ziegler-Nichols. O sobre-sinal máximo obtido pelo controle sintonizado por Cohen-Coon, assim como o controle sintonizado por Ziegler-Nichols foi $-0,3$ °C, para perturbação negativa.

Quanto menor a temperatura, maior o tempo necessário de retenção no retardador tubular, mas, uma vez dimensionado o processo (determinadas as vazões e temperaturas dos fluidos envolvidos) para uma determinada temperatura de pasteurização, o tempo no retardador não é flexível e uma vez abaixo da temperatura especificada para o processo de pasteurização, o produto deve voltar ao tanque de alimentação. Assim, quanto maior o erro e o tempo de acomodação, maior o volume de produto a ser reprocessado.

Dessa forma, para perturbação negativa na seção de aquecimento, da mesma forma que para perturbação positiva, ambos os controladores obtiveram resultados semelhantes e foram eficientes, uma vez que a temperatura de saída do suco de laranja em nenhum momento ficou abaixo da temperatura especificada para o processo.

Para a seção de resfriamento, o desempenho de ambos os controladores foi semelhante para todos os parâmetros anteriormente mencionados. Para perturbação negativa, considerando uma variação máxima na temperatura do SL de $0,5$ °C como aceitável, ambos apresentaram um sobre-sinal máximo satisfatório e para perturbação positiva, $0,2$ °C acima, sendo, dessa forma, necessário um pequeno ajuste no na constante de tempo derivativa com o intuito de diminuir o sobre-sinal máximo. Para perturbação

negativa o tempo de acomodação foi alto quando comparado com a seção de aquecimento, sendo necessário um segundo ajuste no ganho proporcional de ambos os controladores.

Para o parâmetro valor absoluto do erro ponderado (ITAE) os valores obtidos por um período de 50 s, suficientes para a estabilização, por ambos os controladores para as seções de resfriamento e aquecimento para as perturbações tanto positivas quanto negativas, são muito próximos, o que era de se esperar, pois ambos atingiram o *set-point* determinado e a pequena diferença que apresentam entre si está relacionada aos primeiros segundos de reação dos controladores, uma vez que esse parâmetro é ponderado pelo tempo.

III. 3.2.2) Perturbação na Carga

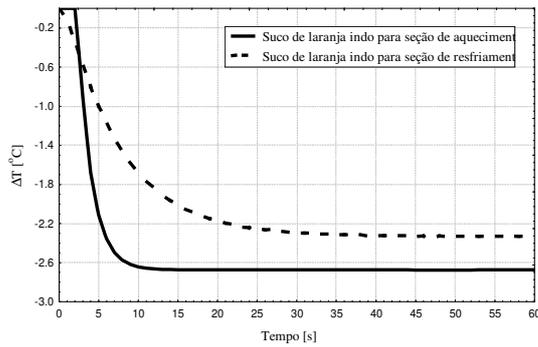
III. 3.2.2.1) Perturbação na temperatura de entrada do suco de laranja natural na seção de regeneração.

Os resultados dos desempenhos dos controladores foram obtidos a partir de perturbações na planta integrada.

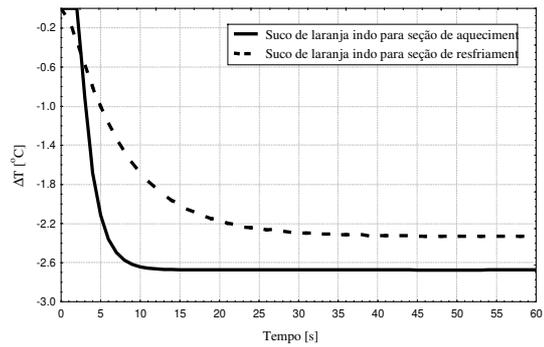
Para perturbações de 5 °C positivas e negativas na temperatura de entrada do suco de laranja *in natura* na seção de regeneração, houve uma grande alteração na temperatura de saída do suco de laranja, tanto pasteurizado quanto *in natura*, da seção de regeneração mostradas pelas curvas de resposta sob controles nas Figuras III.6a, III.6b, III.7a e III.7b, mas não comprometeu o processo de pasteurização na seção de aquecimento, Figuras III.6e, III.6f, III.7e e III.7f, assim como não alterou também significativamente a temperatura de saída na seção de resfriamento, Figuras III.6c, III.6d, III.7c e III.7d.

Uma vez que as normas de GMP e HACCP colocam que para pasteurização em leite o limite crítico para variação na temperatura de pasteurização é 0,5 °C e adotando essa norma como referência, pode-se dizer que ambos os controladores foram eficientes, pois em nenhum momento a variação da temperatura foi superior a 0,5 °C. E, uma vez que foi assumido um erro na resposta final de 0,02°C para o tempo de acomodação, este foi nulo para as seções de aquecimento e resfriamento para ambas as perturbações, positiva e negativa.

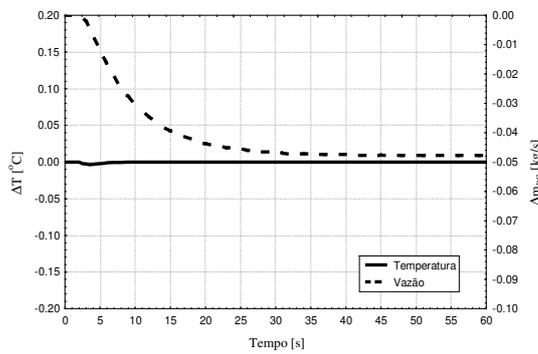
Dessa forma, perturbações positivas e negativas de 5 °C na temperatura de entrada do suco de laranja cru na seção de regeneração não afetaram o processo de pasteurização, pois ambos os controladores foram eficientes em ambas as situações, para ambas as seções. Isso implica que, para grandes variações na temperatura ambiente, por exemplo, resultando, dessa forma numa alteração da temperatura de entrada do suco de laranja *in natura* não prejudica o processo de pasteurização HTST controlado com lógica PID e sintonizados por Cohen-Coon ou Ziegler-Nichols.



(a) Seção de Regeneração – Cohen-Coon



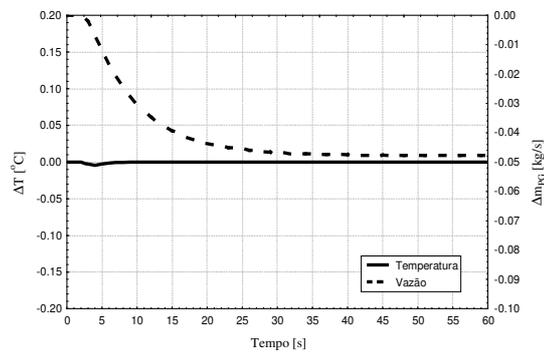
(b) Seção de Regeneração – Ziegler-Nichols



ITAE, [80 s] = 0,9

Tempo de acomodação, [s] = -

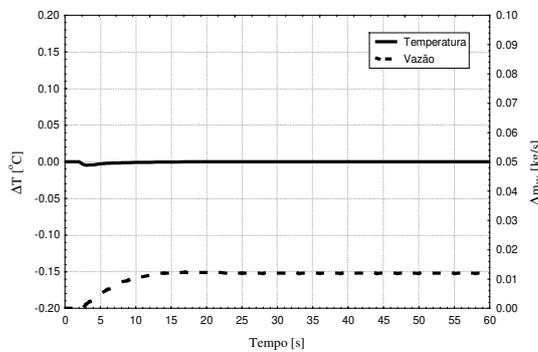
(c) Seção de Resfriamento – Cohen-Coon



ITAE, [80 s] = 0,9

Tempo de acomodação, [s] = -

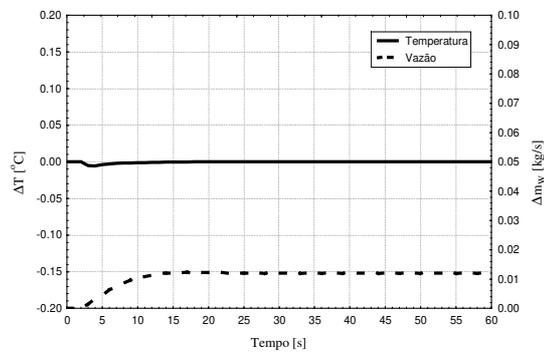
(d) Seção de Resfriamento – Ziegler-Nichols



ITAE, [80 s] = 0,8

Tempo de acomodação, [s] = -

(e) Seção de Aquecimento – Cohen-Coon

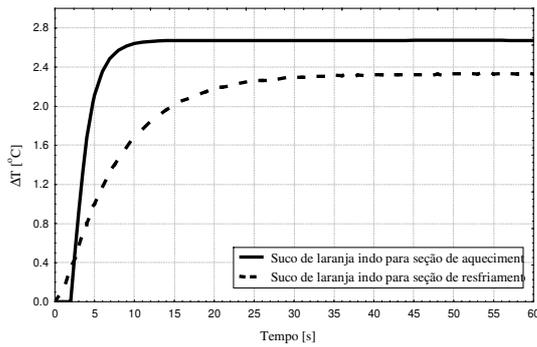


ITAE, [80 s] = 0,8

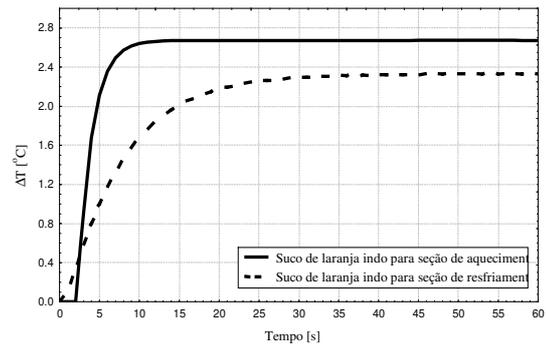
Tempo de acomodação, [s] = -

(f) Seção de Aquecimento – Ziegler-Nichols

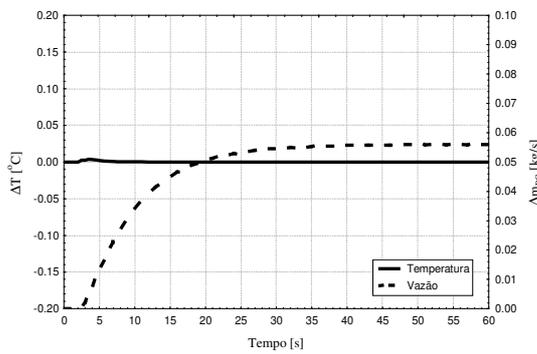
Figura III. 6 – Curvas de resposta da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Regeneração (a) e (b), Resfriamento (c) e (d) e Aquecimento (e) e (f) para perturbação de 5 °C negativa na temperatura de entrada do suco de laranja *in natura* na seção de regeneração.



(a) Seção de Regeneração – Cohen-Coon



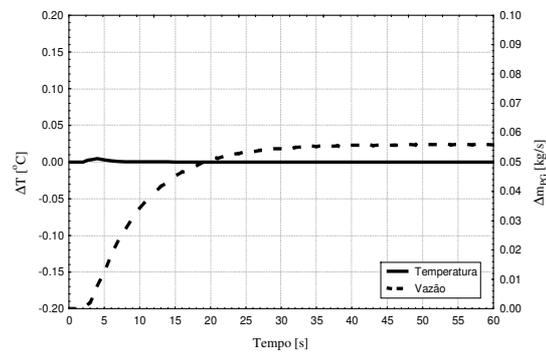
(b) Seção de Regeneração – Ziegler-Nichols



ITAE, [80 s] = 1,1

Tempo de acomodação, [s] = -

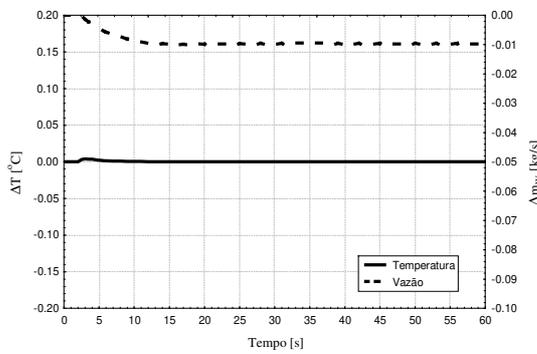
(c) Seção de Resfriamento – Cohen-Coon



ITAE, [80 s] = 1,1

Tempo de acomodação, [s] = -

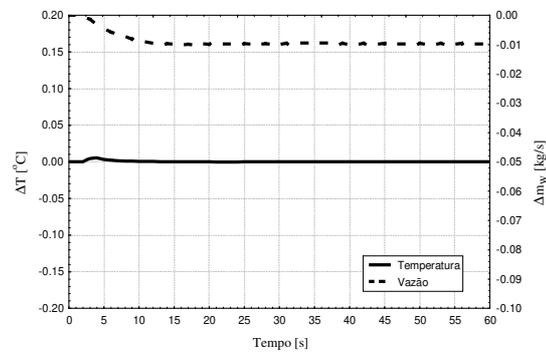
(d) Seção de Resfriamento – Ziegler-Nichols



ITAE, [80 s] = 0,6

Tempo de acomodação, [s] = -

(e) Seção de Aquecimento – Cohen-Coon



ITAE, [80 s] = 0,6

Tempo de acomodação, [s] = -

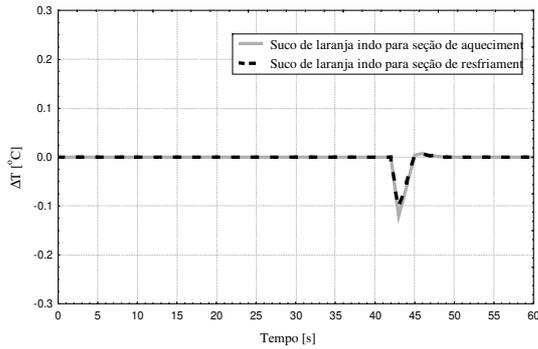
(f) Seção de Aquecimento – Ziegler-Nichols

Figura III. 7 – Curvas de resposta da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Regeneração (a) e (b), Resfriamento (c) e (d) e Aquecimento (e) e (f) para perturbação de 5 °C positiva na temperatura de entrada do suco de laranja *in natura* na seção de regeneração.

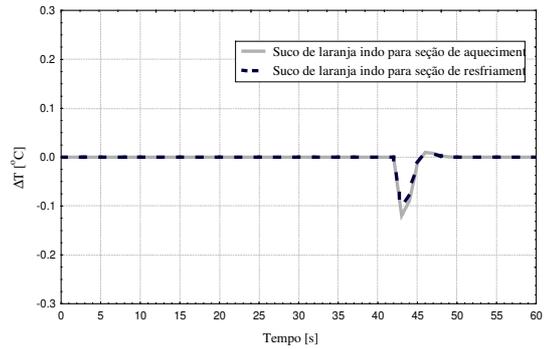
III. 3.2.2.2) Perturbação na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento.

Para perturbação degrau positiva ou negativa de 2 °C na temperatura de entrada da água quente, ambos os controladores foram eficientes, pois o sobre-sinal máximo apresentou um valor máximo de 0,2 °C e o tempo de acomodação, considerando um erro de 0,02 °C, inferior a 5 s, não comprometendo a temperatura de saída do suco de laranja da seção de aquecimento, assim como o processo de pasteurização, Figuras III.8e, III.8f, III.9e e III.9f.

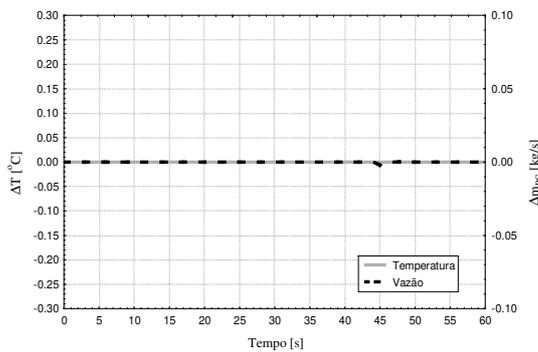
Na seção de regeneração, após 40 segundos houve uma pequena alteração, inferior a 0,2 °C, nas temperaturas de saída de ambos os fluidos, suco de laranja cru em direção à seção de aquecimento e suco de laranja pasteurizado em direção à seção de resfriamento, devido ao tempo de residência do suco de laranja, que sofreu alterações na temperatura de saída da seção de aquecimento, no retardador tubular, Figuras III.8a, III.8b, III.9a e III.9b, e, uma vez dissipada a perturbação na seção de regeneração, não houve qualquer alteração na seção de resfriamento, Figuras III.8c, III.8d, III.9c e III.9d.



(a) Seção de Regeneração – Cohen-Coon



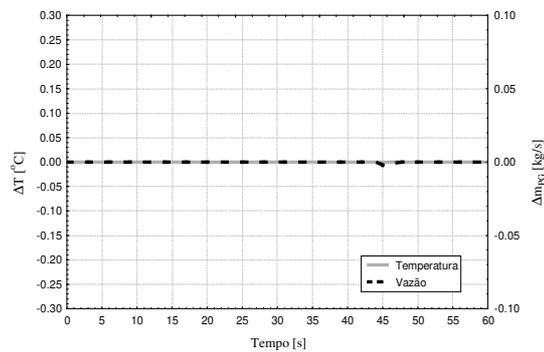
(b) Seção de Regeneração – Ziegler-Nichols



ITAE, [120 s] = 0,2

Tempo de acomodação, [s] = -

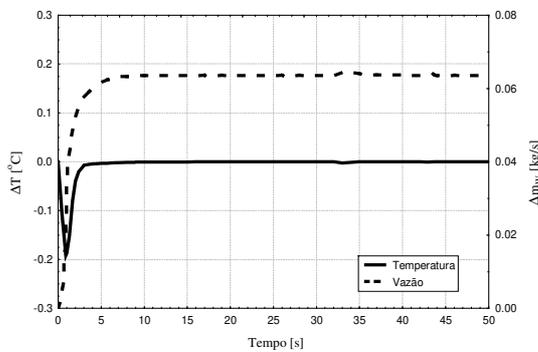
(c) Seção de Resfriamento – Cohen-Coon



ITAE, [120 s] = 0,2

Tempo de acomodação, [s] = -

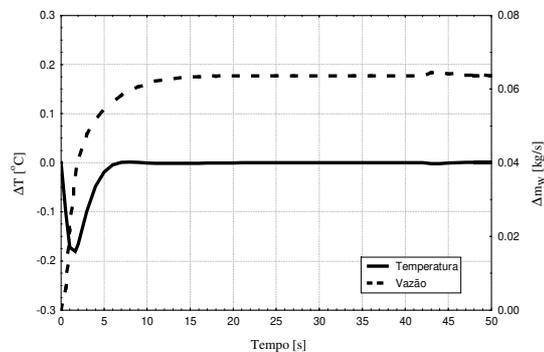
(d) Seção de Resfriamento – Ziegler-Nichols



ITAE, [120 s] = 2

Tempo de acomodação, [s] = 5

(e) Seção de Aquecimento – Cohen-Coon

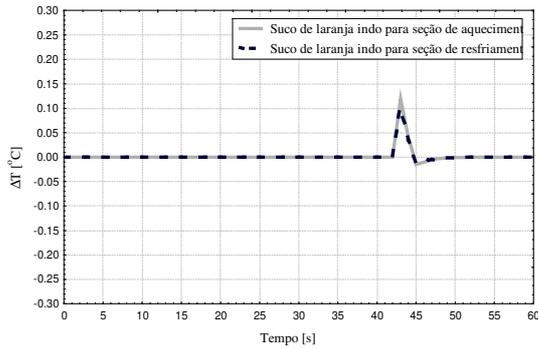


ITAE, [120 s] = 2,2

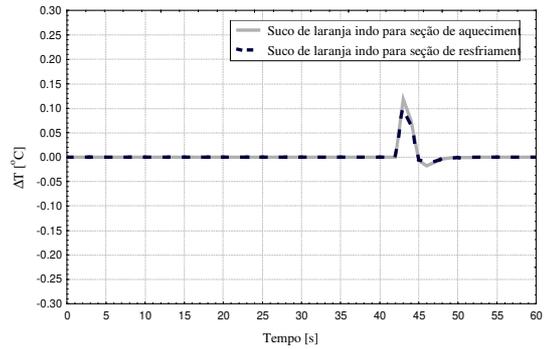
Tempo de acomodação, [s] = 6

(f) Seção de Aquecimento – Ziegler-Nichols

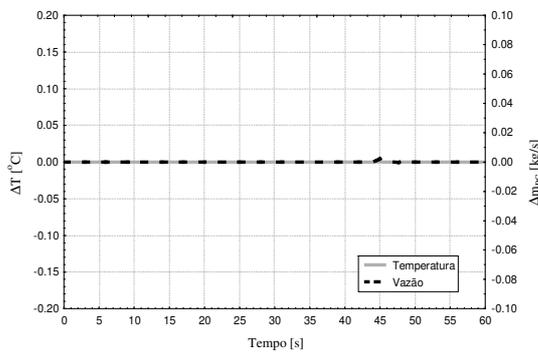
Figura III. 8 – Curvas de resposta da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Regeneração (a) e (b), Resfriamento (c) e (d) e Aquecimento (e) e (f) para perturbação de 2 °C negativa na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento.



(a) Seção de Regeneração – Cohen-Coon



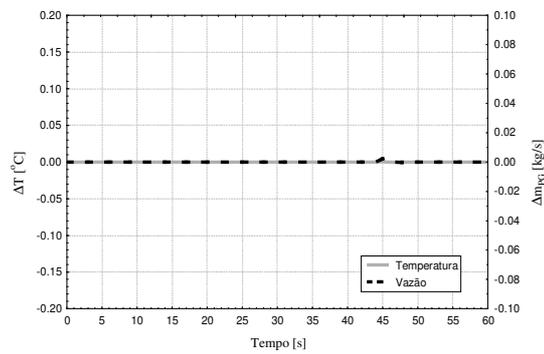
(b) Seção de Regeneração – Ziegler-Nichols



ITAE, [120 s] = 0,2

Tempo de acomodação, [s] = -

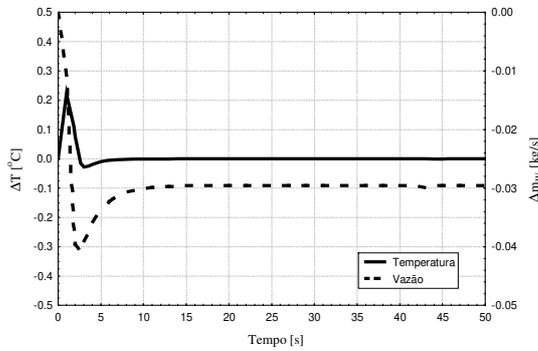
(c) Seção de Resfriamento – Cohen-Coon



ITAE, [120 s] = 0,2

Tempo de acomodação, [s] = -

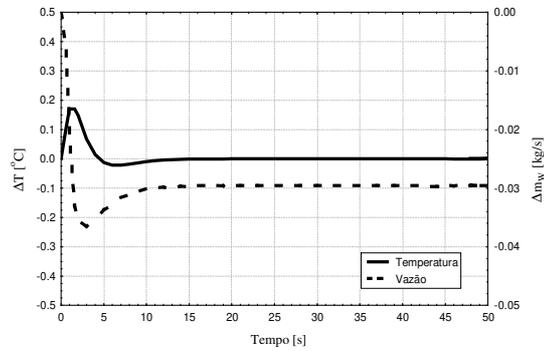
(d) Seção de Resfriamento – Ziegler-Nichols



ITAE, [120 s] = 1,1

Tempo de acomodação, [s] = 4

(e) Seção de Aquecimento – Cohen-Coon



ITAE, [120 s] = 1,4

Tempo de acomodação, [s] = 8

(f) Seção de Aquecimento – Ziegler-Nichols

Figura III. 9 – Curvas de resposta da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Regeneração (a) e (b), Resfriamento (c) e (d) e Aquecimento (e) e (f) para perturbação de 2 °C positiva na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento.

III. 3.2.2.3) Perturbação na temperatura de entrada do propileno glicol na seção de resfriamento.

Para perturbações degrau tanto positivas quanto negativas de 2 °C na temperatura de entrada do propileno glicol na seção de resfriamento, o processo levou um tempo maior para se estabilizar, considerando um erro na resposta final dentro de uma variação de 0,02 °C, e o sobre-sinal máximo obtido da mesma foi maior quando comparado com a seção de aquecimento, superior a 0,7 °C para ambos os controladores, Figuras III.10 e III.11. Mas, para a seção de resfriamento, a temperatura de saída do suco de laranja não é crítica.

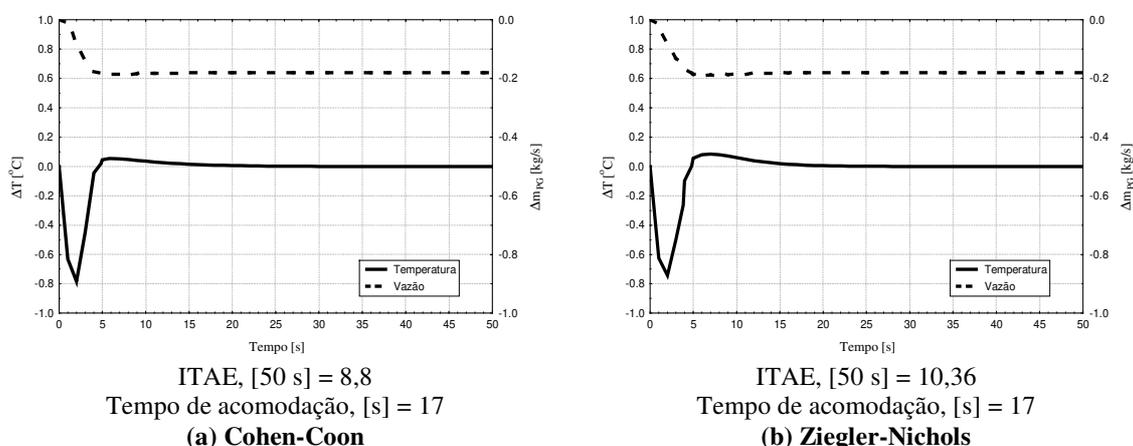


Figura III. 10 – Curvas de reação da temperatura de saída do suco de laranja da seção de resfriamento e vazão de propileno glicol para perturbação de 2°C negativa na temperatura de entrada do propileno glicol.

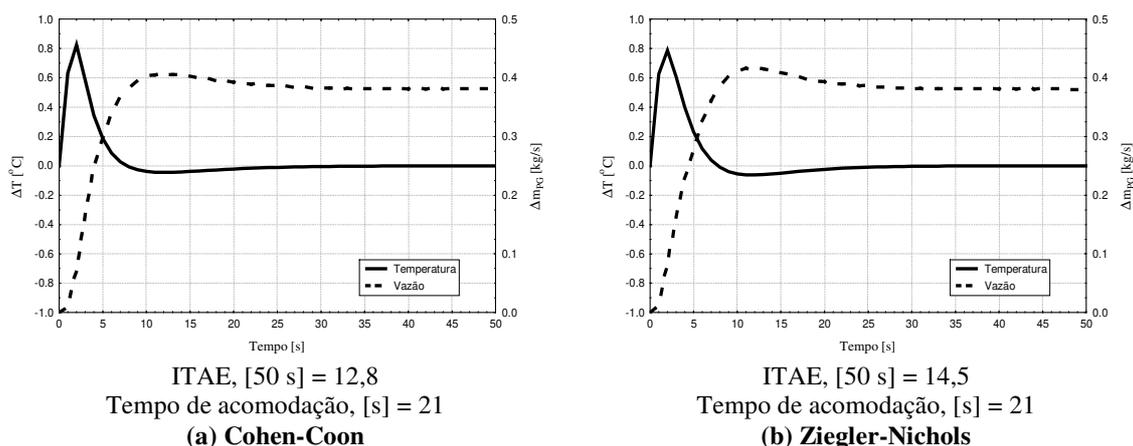


Figura III. 11 – Curvas de reação da temperatura de saída do suco de laranja da seção de resfriamento e vazão de propileno glicol para perturbação de 2°C positiva na temperatura de entrada do propileno glicol.

III. 4) CONCLUSÕES

Para perturbações degrau tanto positivas quanto negativas no *set-point* da temperatura de pasteurização do suco de laranja na seção de aquecimento, o controlador com lógica de controle PID utilizando tanto as constantes recomendadas por Ziegler-Nichols como por Cohen-Coon obtiveram desempenhos semelhantes e foram eficientes no controle da temperatura de saída do suco de laranja uma vez que a temperatura de saída do SL da seção de aquecimento, em nenhum momento, ficou abaixo de 91 °C, temperatura de pasteurização do binômio tempo/temperatura especificada para este processo.

Para a seção de resfriamento, ambos os controladores apresentaram desempenhos semelhantes quando aplicadas perturbações degrau unitárias positivas ou negativas no *set-point* da temperatura de saída do suco de laranja. Para perturbações degrau unitárias positivas no *set-point* o sobre-sinal máximo foi superior a 0,5 °C, sendo, dessa forma, necessário um pequeno ajuste na constante de tempo derivativa dos controladores em estudo.

Para perturbações degrau na temperatura de entrada do suco de laranja natural na seção de regeneração e na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento, mais uma vez, ambos controladores apresentaram desempenhos semelhantes e pode-se considerar que foram eficientes, pois ficaram dentro do erro na temperatura de saída considerado aceitável, assim como apresentaram um tempo de acomodação pequeno. Para perturbações, tanto positivas quanto negativas, na temperatura de entrada do propileno glicol o sobre-sinal máximo foi superior ao recomendado pelas normas de GMP e HACCP, 0,5 °C.

Dessa forma, apesar do processo de pasteurização em questão possuir características não lineares, ao apresentar como parâmetros de desempenho principalmente tempo de acomodação e sobre-sinal máximo pequenos, o controlador de lógica convencional PID destinados a processos lineares obteve desempenho satisfatório e pode ser empregado no controle da temperatura de pasteurização do suco de laranja para o sistema em estudo.

CAPÍTULO IV – CONTROLE FUZZY

IV. 1) INTRODUÇÃO

Nos últimos anos, muitos estudos vêm sendo realizados quanto à aplicabilidade do controle *fuzzy* nos mais variados processos. Com intuito de se buscar cada vez mais produto de alta qualidade, vem crescendo nas indústrias de alimentos o interesse em se aplicar estratégias de controle avançadas no controle de processos, (Haley e Mulvaney, 1995).

Joshi et al. (1997) realizou estudos experimentais comparativos sobre diferentes estratégias de controle utilizando lógica convencional avançada, redes neurais e lógica *fuzzy* em processo com tempo morto e significativamente não linear de escoamento de fluido em trocador de calor tubo e carcaça e concluíram que qualquer controlador, linear ou não linear, pode obter uma performance tão boa quanto o outro.

Shieh et al. (1992) estudou a aplicação de um controlador *fuzzy* baseado no conhecimento do operador para um processo de pasteurização HTST e o comparou com um controlador convencional PID. Concluiu que o controlador *fuzzy* não obteve um melhor desempenho no controle da temperatura de pasteurização quando comparado com o controlador convencional PID.

Li e Gatland (1996) e Li (1997) propuseram uma metodologia para a sintonia de controladores *fuzzy* dois termos (*fuzzy* PI) e *fuzzy* três termos (*fuzzy* PID) e obtiveram melhores resultados quando comparados com os respectivos controladores convencionais, PI e PID. Khiang et al. aplicaram o controle *fuzzy* em um sistema industrial de aquecimento e resfriamento de fluidos e o compararam com o controle convencional e concluíram que o controle *fuzzy* obteve melhor desempenho. Eerikäinen et al. (1988) aplicaram um controlador *fuzzy* em um processo de extrusão e não obtiveram bons resultados para a correlação entre as medidas realizadas e a variável controlada. Coelho et al. (2000) aplicaram um controlador *fuzzy* a um processo experimental multivariável (balanço horizontal), caracterizado por apresentar instabilidade e não-linearidade, e obtiveram resultados adequados para mudanças de *set-point*.

Todo processo apresenta, dependendo do grau de rigor, um comportamento não linear. Se o processo que está sendo controlado não apresentar características fortemente

não lineares ou a região de operação onde pequenas variações são lineares, um controle convencional é satisfatório podendo compensar ruídos e alterações ambientais. Para sistemas fortemente não lineares o trabalho de sintonia de controladores convencionais pode ser muito difícil.

O controlador convencional PID, por exemplo, apresenta três estratégias de controle que dinamicamente ajusta o sistema a partir do comportamento do erro da malha de realimentação com única entrada e única saída.

O controle *fuzzy*, dentre diversas vantagens, atende não somente ao requisito de se poder trabalhar com sistemas fortemente não lineares assim como tem a habilidade de trabalhar com múltiplas entradas, além de atenuar o comportamento do erro.

Assim, a fim de avaliar o desempenho de controladores não convencionais com lógica *fuzzy*, propõe-se implementar controladores *fuzzy*-PI (CF-PI) e *fuzzy*-PID (CF-PID) no processo de pasteurização HTST e então comparar seus desempenhos com os desempenhos apresentados pelos controladores convencionais.

IV. 2) MATERIAIS E MÉTODOS

IV. 2.1) MATERIAIS

- ✓ Matlab®/Simulink 6.1;
- ✓ *Fuzzy Toolbox*;
- ✓ Programa desenvolvido no Capítulo III para o controle convencional;
- ✓ Statistica 5.5;
- ✓ Excel.

IV. 2.2) METODOLOGIA

Para a modelagem e sintonia do controlador *fuzzy* PI (CF-PI) e *fuzzy* PID (CF-PID) foi utilizada a metodologia apresentada por Li e Gatland (1995) e Li (1997). Essa metodologia é baseada em um controlador convencional PI e PID bem sintonizados para o processo em estudo. Essa metodologia consiste em:

- ✓ Obter os parâmetros, K_c , τ_i e τ_d do controlador PID convencional;
- ✓ Determinar os fatores de escala do controlador *fuzzy* que são qualitativamente similares aos ganhos proporcional, e às constantes de tempo integral e derivativa do controle convencional PID;
- ✓ Fazer a sintonia dos controladores CF-PI e CF-PID a partir do ajuste dos fatores de escala propostos para esses controladores.

Foi utilizada a inferência de Mamdani no projeto de ambos os controladores. Por serem mais práticas, segundo Shaw e Simões (1999), para a agregação foi utilizada a norma *min* na composição dos conjuntos *fuzzy* de entrada que corresponde ao conectivo **E** e a norma *max* para a composição da saída.

Para a tradução da variável lingüística de saída inferida pelas regras *fuzzy* para um número discreto ou escalar foi utilizado o método Centro da Área.

Tanto o controlador CF-PI quanto o CF-PID foram desenvolvidos dentro da *toolbox Fuzzy* do software Matlab® 6.1.

IV. 2.2.1) Cálculo dos Fatores de Escala do Controlador *Fuzzy*.

Para as entradas e saídas foram utilizadas funções de pertinência triangulares igualmente espaçadas entre si. Dessa forma, os valores de pertinência de cada variáveis são controlados pelos fatores de escala K_d e K_e . Uma vez que é utilizada uma base de regras linear a relação entre os fatores de escala pode ser aproximada por uma constante α , de forma que:

$$K_d = \alpha K_e \quad (IV.1)$$

As entradas e saídas do controlador *fuzzy* foram normalizadas, por conveniência, entre o intervalo $[-1,1]$. Como entradas foram considerados o erro e a variação do erro, Figura 6.(a) e 6.(b), onde o máximo ganho inicial considerado para o erro é $K_e=1$.

Para o cálculo dos fatores de escala dos controladores CF-PI e CF-PID foram utilizadas as constantes recomendadas por Ziegler-Nichols obtidas no Capítulo III, uma vez que este obteve desempenho semelhante no controle das temperaturas de saída das seções de aquecimento e resfriamento do trocador de calor a placas quando comparado com as constantes recomendadas por Cohen-Coon e ser mais simples o seu cálculo.

IV. 2.2.1.1) Controlador *fuzzy* PI (CF-PI)

O controlador *fuzzy* de dois termos (CF-PI) com base de regras linear é um controle *fuzzy* linear que é similar ao controle convencional PI. Uma vez que os fatores de escala do controlador *fuzzy* são similares ao ganho e à constante de tempo τ_i do controle convencional, esses parâmetros do controlador convencional PI bem sintonizados foram utilizados como os valores iniciais para os fatores de escala do controlador *fuzzy*. O fator de escala de saída K , Figura 6a, é análogo ao ganho K_p do controle convencional PI e a constante de proporcionalidade α é análoga à constante de tempo τ_i . Dessa forma tem-se:

$$K \geq K_p \quad (IV.2)$$

$$\alpha \approx \tau_i \quad (IV.3)$$

IV. 2.2.1.2) Controlador *fuzzy* PID (CF-PID)

Da mesma forma que no controle *fuzzy* PI, o ganho e as constantes de tempo obtidos para o controle convencional PID foram utilizados como os fatores de escala iniciais para o controlador *fuzzy* PID. Dessa forma, tem-se:

$$\alpha + \beta \approx \tau_i \quad (\text{IV.4})$$

$$\beta = \frac{K_1}{K_0} \quad (\text{IV.5})$$

$$\alpha\beta \approx \tau_i\tau_d \quad (\text{IV.6})$$

$$K_0 \geq \frac{K_p}{\tau_i} \quad (\text{IV.7})$$

IV. 2.2.2) Sintonia dos controladores CF-PI e CF-PID

Utilizando-se os valores inicialmente propostos para os fatores de escala do controlador *fuzzy*, a partir das constantes de sintonia do controlador convencional, a sintonia do CF-PI e CF-PID é feita, da mesma forma que no controle convencional, através do ajuste dos fatores de escala, a partir dos valores inicialmente calculados, com o intuito de se obter o menor sobre-sinal máximo, um menor tempo de acomodação, assim como os menores valores possíveis para os índices de desempenho de erro IAE, ISE e ITAE descritos no Capítulo III.

IV. 2.2.2.1) Controlador *fuzzy* PI (CF-PI)

Em relação aos fatores de escala do controle CF-PI, analogamente ao controle convencional PI, aumentando-se K , aumenta-se a velocidade de resposta e reduz o *off-set*. Entretanto, aumentar em demasiado, pode causar muita oscilação e instabilidade. Diminuir o α também aumenta a velocidade de resposta e diminui o *off-set*; um α muito pequeno, porém, causa um grande *overshoot* e desestabiliza o processo.

Dessa forma, ajustaram-se os fatores de escala de forma a se obter uma resposta mais rápida, com o menor *overshoot* e *off-set*. Alguns cuidados foram tomados: K_e não pôde assumir valores demasiado grandes para evitar a saturação na entrada.

IV. 2.2.2.2) Controlador *fuzzy* PID (CF-PID)

Para o CF-PID, foi adotado procedimento semelhante ao adotado para o CF-PI. Ajustou-se K_e , K_0 e K_1 com β constante de forma a se obter uma resposta mais rápida com menor *off-set*. Reajusta-se o α para se balancear os efeitos derivativo e integral.

IV. 2.2.3) Perturbações para a avaliação da performance dos controladores

Para avaliação da performance dos controladores CF-PI e CF-PID foram realizadas perturbações degrau unitárias nas temperaturas de entradas dos fluidos e no *set-point* das temperaturas de saída das seções de aquecimento e resfriamento.

IV. 2.2.3.1) Perturbação no *Set-Point*.

Foram aplicadas no processo perturbações degrau unitárias positivas e negativas no *set-point* da temperatura de saída do suco de laranja da seção de aquecimento e da seção de resfriamento.

IV. 2.2.3.2) Perturbação na Carga.

Foram aplicadas no processo perturbações degrau positivas e negativas nas temperaturas de entrada do suco de laranja *in natura* no pasteurizador, na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento e na temperatura de entrada do propileno glicol na seção de resfriamento, conforme Tabela IV.1.

Tabela IV. 1 – Perturbações aplicadas nas temperaturas de entrada do suco de laranja *in natura*, água quente e propileno glicol.

Fluido	Perturbação Positiva	Perturbação Negativa
Suco de laranja <i>in natura</i>	+5	-5
Água Quente	+2	-2
Propileno Glicol	+2	-2

IV. 2.2.4) Análise da performance dos controladores.

Com o intuito de se avaliar a performance dos controladores CF-PI e CF-PID foram considerados como parâmetros o instante de pico, o sobre-sinal máximo, o tempo de acomodação e o índice de desempenho de erro ITAE, respectivamente às perturbações realizadas para a análise.

IV. 2.2.5) Comparação dos desempenhos entre os controladores convencionais PID e não convencionais CF-PI e CF-PID.

Utilizando os resultados obtidos no Capítulo III foram realizadas análises comparativas entre os desempenhos obtidos pelos controladores convencionais com sintonias de Cohen-Coon e Ziegler Nichols e os controladores não convencionais CF-PI e CF-PID.

Os indicadores avaliados nesta comparação foram: instante do pico, sobre-sinal máximo, tempo de acomodação e ITAE para as mesmas perturbações aplicadas no *set-point* e na carga.

IV. 3) RESULTADOS

IV. 3.1) ESTRUTURA DAS FUNÇÕES DE PERTINÊNCIA

Foram utilizadas sete funções de pertinência triangulares igualmente espaçadas entre si com o universo de discurso normalizado, conforme Figura IV.1. Essa distribuição é válida para as duas entradas, erro e derivada do erro, assim como para a variável de saída. Essa estrutura foi aplicada tanto para o controlador da seção de aquecimento quanto para o controlador da seção de resfriamento.

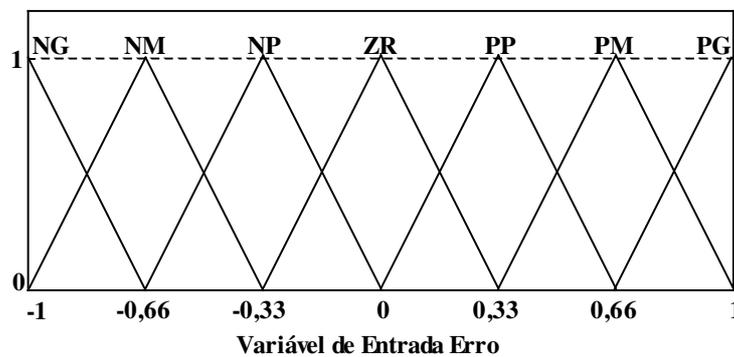


Figura IV. 1 – Distribuição das funções de pertinência no universo de discurso normalizado para a variável de entrada erro.

Uma vez que a base de regras dos controladores CF-PI e CF-PID são lineares, com universos de discurso normalizados, os valores de pertinência de cada variável de entrada e saída são dados pelos fatores de escala K_e , K_d e K para o controlador CF-PI e K_e , K_d , K_0 e K_1 para o controlador CF-PID (Figura 6), conforme metodologia proposta por Li e Gatland (1996). Em outras palavras, a faixa de variação real das variáveis de entrada e saída é convertida, tanto na entrada quanto na saída, pelos fatores de escala K_e , K_d e K para o controlador CF-PI e K_e , K_d , K_0 e K_1 para o controlador CF-PID.

IV. 3.2) BASE DE REGRAS

A relação entre as variáveis de entrada, erro e derivada do erro, e a variável de saída, derivada da vazão, é estabelecida por uma base de regras de inferência. A partir da base de regras lineares sugeridas por Li e Gatland (1996), propôs-se a Tabela IV. 2 para a seção de aquecimento e Tabela IV.3 para a seção de resfriamento.

As regras de inferência para ambos os controladores, CF-PI e CF-PID, são as mesmas dentro de uma determinada seção, aquecimento ou resfriamento. Foram editadas, a partir da matriz de base regras propostas, totalizando 49 regras de inferência para cada base de regras, no *Rule Editor* do *Toolbox Fuzzy* e encontram-se no Anexo A.1, para a seção de aquecimento e Anexo A.2 para a seção de resfriamento, conforme exemplo que segue:

SE <Erro é NG> e <Derro é PG> **ENTÃO** <Saída é Zero>

A superfície de resposta para a variável saída encontra-se no Anexo A.1, Figura A.1 para a seção de aquecimento e Anexo A.2, Figura A.2 para a seção de resfriamento

Tabela IV. 2 – Base de regras *fuzzy* para o controlador da seção de aquecimento.

Erro \ Derro	NG	NM	NP	ZR	PP	PM	PG
PG	ZR	PP	PM	PG	PG	PG	PG
PM	NP	ZR	PP	PM	PG	PG	PG
PP	NM	NP	ZR	PP	PM	PG	PG
ZR	NG	NM	NP	ZR	PP	PM	PG
NP	NG	NG	NM	NP	ZR	PP	PM
NM	NG	NG	NG	NM	NP	ZR	PP
NG	NG	NG	NG	NG	NM	NP	ZR

Onde: NG = Negativamente Grande; NM = Negativamente Médio; NP = Negativamente Pequeno; ZR = Zero; PP = Positivamente Pequeno; PM = Positivamente Médio; PG = Positivamente Grande.

Tabela IV. 3 – Base de regras *fuzzy* para o controlador da seção de resfriamento.

Erro \ Derro	NG	NM	NP	ZR	PP	PM	PG
PG	ZR	NP	NM	NG	NG	NG	NG
PM	PP	ZR	NP	NM	NG	NG	NG
PP	PM	PP	ZR	NP	NM	NG	NG
ZR	PG	PM	PP	ZR	NP	NM	NG
NP	PG	PG	PM	PP	ZR	NP	NM
NM	PG	PG	PG	PM	PP	ZR	NP
NG	PG	PG	PG	PG	PM	PP	ZR

Onde: NG = Negativamente Grande; NM = Negativamente Médio; NP = Negativamente Pequeno; ZR = Zero; PP = Positivamente Pequeno; PM = Positivamente Médio; PG = Positivamente Grande.

IV. 3.3) SINTONIA DOS CONTROLADORES CF-PI E CF-PID

A partir das constantes recomendadas por Ziegler-Nichols para os controladores de lógica PI e PID para a seção de aquecimento e resfriamento, foram calculados os fatores de escala dos controladores CF-PI e CF-PID, conforme equações IV.2 a IV.7.

A Tabela IV.4 apresenta os valores iniciais e finais para os fatores de escala do controlador CF-PI da seção de aquecimento e resfriamento. A Tabela IV.5 os valores iniciais e finais dos fatores de escala do controlador CF-PID para ambas as seções.

Tabela IV. 4 – Fatores de escala calculados do controlador CF-PI para as seções de aquecimento e resfriamento.

	Aquecimento			Resfriamento		
	K	K_e	K_d	K	K_e	K_d
inicial	0,2318	1	0,679	1,37	1	0,0296
final	0,4	0,01	0,034	1,5	0,015	0,0294

Tabela IV. 5 - Fatores de escala calculados do controlador CF-PID para as seções de aquecimento e resfriamento.

	Aquecimento				Resfriamento			
	K₀	K₁	K_e	K_d	K₀	K₁	K_e	K_d
inicial	0,151	0,151	1	1,01	0,549	0,92	1	1,63
final	0,15	0,16	0,5	0,5	0,549	1,25	0,01	0,016

IV. 3.4) DESEMPENHO DOS CONTROLADORES

Da mesma forma que no Capítulo III, as perturbações no *set-point* foram feitas para cada seção na planta integrada HTST.

IV. 3.4.1) Perturbação no *Set-Point*.

A Figura IV.2 apresenta os comportamentos da temperatura de saída do SL da seção de aquecimento controlada pelas lógicas CF-PI e CF-PID quando aplicada perturbação negativa e positiva no *set-point* da temperatura de pasteurização do suco de laranja na seção de aquecimento. A Tabela IV.6 apresenta os parâmetros de desempenho dos controladores para essas perturbações.

Para perturbação negativa a temperatura de saída apresentou um sobre-sinal máximo de 0,03 °C, muito pequeno, quando controlada com lógica CF-PID e não apresentou sobre-sinal máximo quando controlado com lógica CF-PI. Para perturbação positiva, ambos os controladores não apresentaram sobre-sinal máximo.

O controlador de lógica CF-PID apresentou, de forma geral, um melhor desempenho quando comparado com o controlador de lógica CF-PI para ambas as perturbações, pois não só apresentou um tempo de acomodação menor, como também um índice de desempenho de erro, ITAE.

A Tabela IV. 7 apresenta os parâmetros de desempenho de erro dos controladores de lógica CF-PI e CF-PID na seção de resfriamento para perturbação positiva e negativa na temperatura de saída do SL da seção de resfriamento, cujos comportamentos estão mostrados na Figura IV.3.

Mais uma vez o controlador de lógica CF-PID obteve melhor desempenho quando comparado com o controlador de lógica CF-PI. Para perturbação unitária negativa, o sobre-sinal máximo na temperatura de saída do SL foi ligeiramente maior quando comparado com o controlador de lógica CF-PI, mas o instante de pico foi cinco segundos inferior. Para perturbação positiva o sobre-sinal máximo apresentado foi maior que o apresentado para perturbação negativa, mas dentro da variação de 0,5 °C considerado como aceitável.

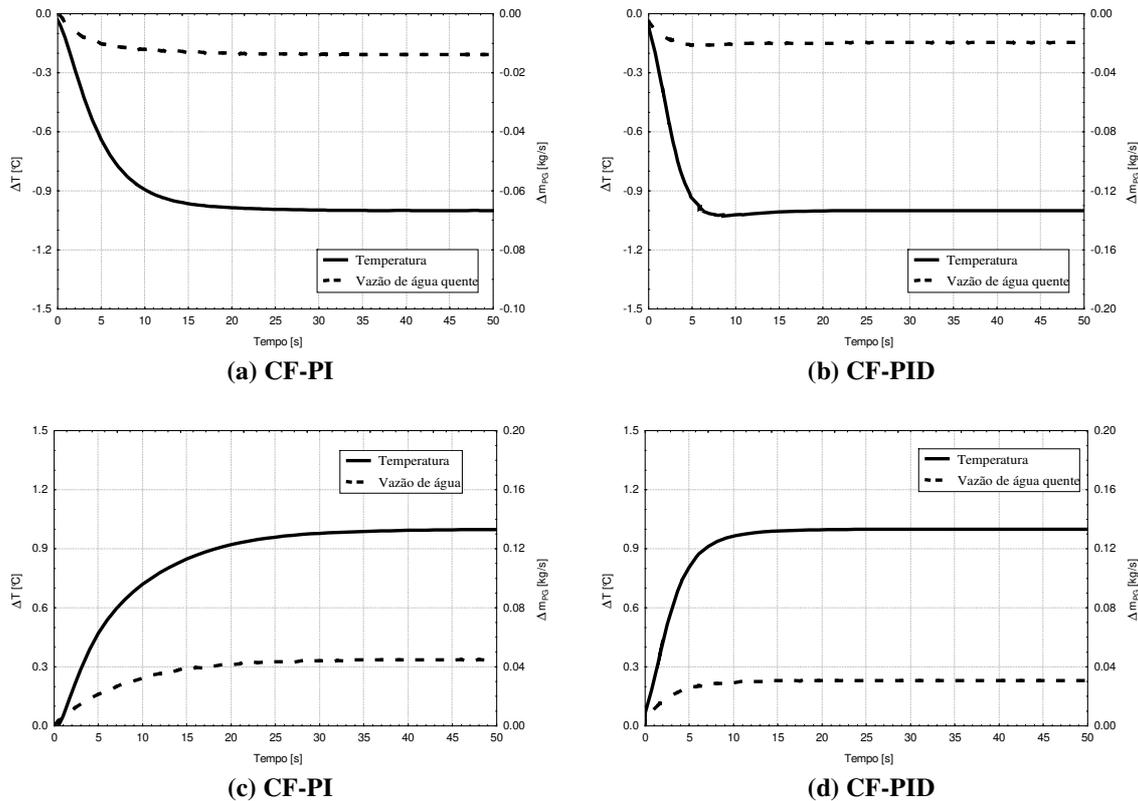


Figura IV. 2 – Resposta do processo para perturbações unitárias negativas, (a) e (b), e positivas, (c) e (d), no *set-point* da temperatura de pasteurização do suco de laranja na seção de aquecimento utilizando as lógicas de controle CF-PI, (a) e (c), e CF-PID, (b) e (d).

Tabela IV. 6 – Desempenho dos controladores para perturbação unitária positiva e negativa no *set-point* da temperatura de pasteurização do suco de laranja na seção de aquecimento.

Parâmetros	Aquecimento			
	Perturbação Negativa		Perturbação Positiva	
	CF-PI	CF-PID	CF-PI	CF-PID
Instante do Pico - [s]	-	9,8	-	-
Sobre-sinal máximo - [°C]	-	-0,03	-	-
Tempo de acomodação (2%) - [s]	20	13	32	14
ITAE – valor absoluto do erro ponderado [50 s]	31,7	15,6	77,4	22,2

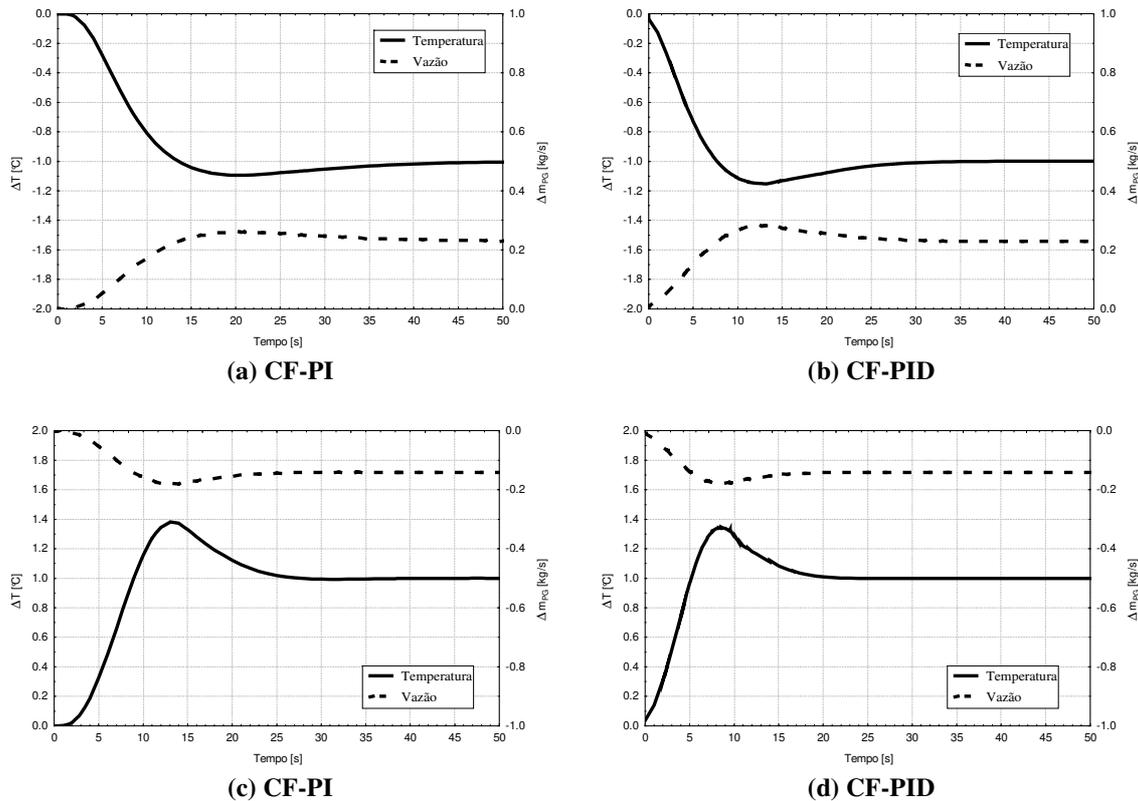


Figura IV. 3 – Resposta do processo para perturbações unitárias negativas, (a) e (b), e positivas, (c) e (d), no *set-point* da temperatura de saída do suco de laranja na seção de resfriamento utilizando as lógicas de controle CF-PI, (a) e (c), e CF-PID, (b) e (d).

Tabela IV. 7 – Desempenho dos controladores para perturbação unitária positiva e negativa no *set-point* da temperatura de saída do suco de laranja na seção de resfriamento.

Parâmetros	Resfriamento			
	Perturbação Negativa		Perturbação Positiva	
	CF-PI	CF-PID	CF-PI	CF-PID
Instante do Pico - [s]	20	15	13	10
Sobre-sinal máximo - [°C]	-0,09	-0,15	0,38	0,35
Tempo de acomodação (2%) - [s]	39	29	25	21
ITAE – valor absoluto do erro ponderado [50 s]	103	69,92	85,09	51,29

IV. 3.4.2) Perturbação na Carga.

Da mesma forma que no Capítulo III, as perturbações na carga foram realizadas nas três seções e os desempenhos foram analisados na planta integrada HTST como um todo.

IV. 3.4.2.1) Perturbação na temperatura de entrada do SL *in natura* na seção de regeneração.

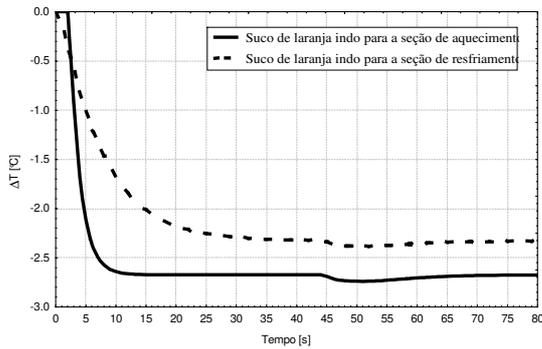
As Figuras IV.4 e IV.5 apresentam os comportamentos da temperatura de saída do suco de laranja das seções de regeneração, resfriamento e aquecimento para perturbações de 5 °C positivas e negativas na temperatura de entrada do SL *in natura* na seção de regeneração.

Na seção de regeneração houve uma grande alteração nas temperaturas de saída tanto do suco de laranja indo para a seção de aquecimento, quanto do suco de laranja indo para a seção de resfriamento, uma vez que não há um controlador nessa seção, Figuras IV.4a, IV.4b, IV.5a e IV.5b.

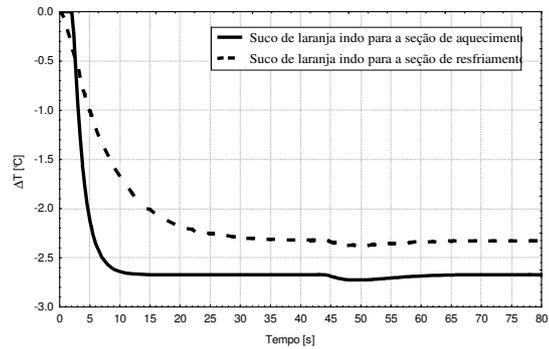
Para a seção de resfriamento, Figuras IV.4c, IV.4d, IV.5c e IV.5d, as variações na temperatura de saída do suco de laranja na seção de resfriamento foram inferiores a 0,13 °C para o controlador CF-PI e inferior a 0,1 °C para o controlador CF-PID. Para a seção de aquecimento a mesma análise é válida, Figuras IV.4e, IV.4f, IV.5e e IV.5f.

Dessa forma, perturbações de 5 °C, tanto positiva quanto negativa, na temperatura de entrada do SL *in natura* na seção de regeneração não comprometeram a temperatura de pasteurização do suco de laranja e o processo HTST.

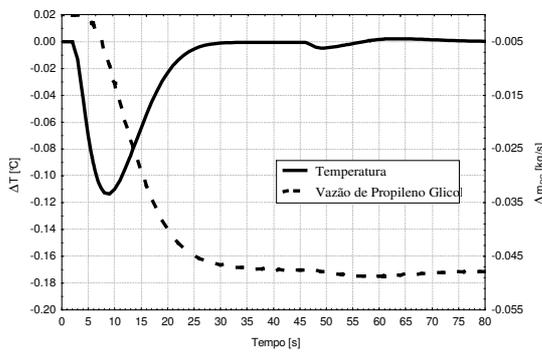
O controlador CF-PID obteve os melhores resultados para os parâmetros tempo de acomodação e índice de desempenho de erro ITAE para ambas as perturbações.



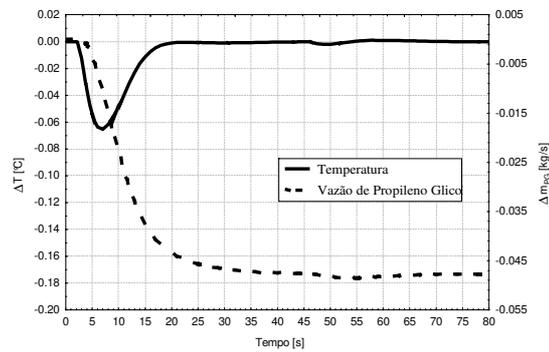
(a) Seção de Regeneração – CF-PI



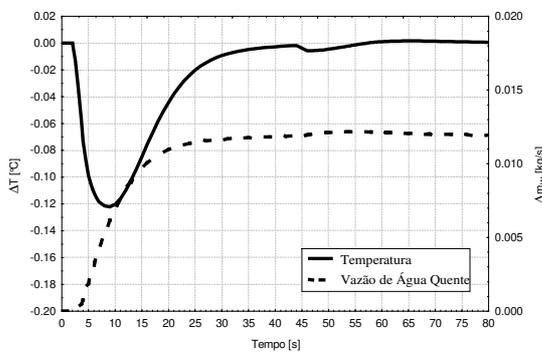
(b) Seção de Regeneração – CF-PID



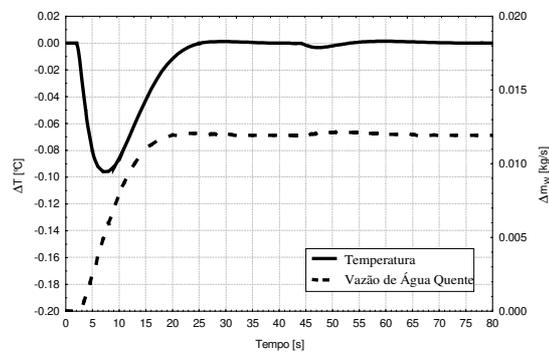
ITAE, [80 s] = 23,8
Tempo de acomodação, [s] = 21
(c) Seção de Resfriamento – CF-PI



ITAE, [80 s] = 8,2
Tempo de acomodação, [s] = 13
(d) Seção de Resfriamento – CF-PID

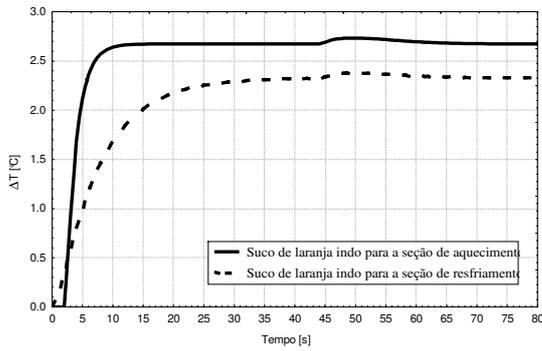


ITAE, [80 s] = 30,3
Tempo de acomodação, [s] = 26
(e) Seção de Aquecimento – CF-PI

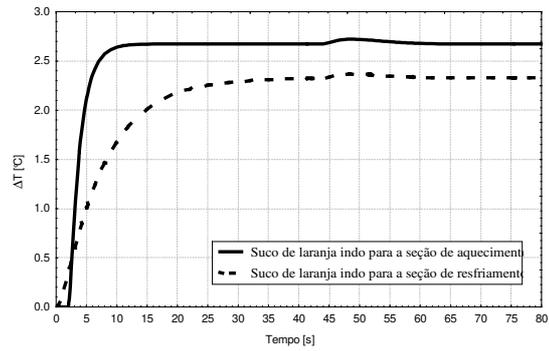


ITAE, [80 s] = 13,9
Tempo de acomodação, [s] = 18
(f) Seção de Aquecimento – CF-PID

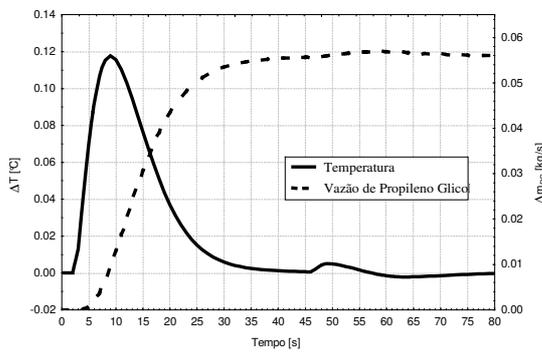
Figura IV. 4 – Comportamento da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Regeneração (a) e (b), Resfriamento (c) e (d) e Aquecimento (e) e (f) para perturbação de 5 °C negativa na temperatura de entrada do suco de laranja *in natura* na seção de regeneração.



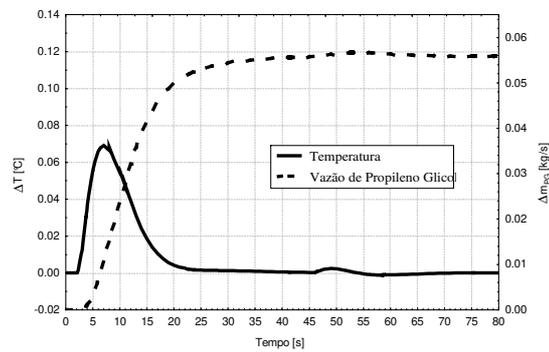
(a) Seção de Regeneração – CF-PI



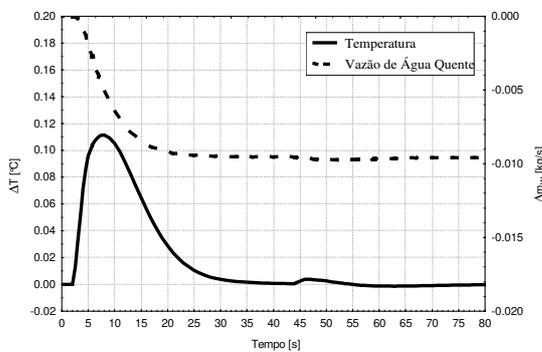
(b) Seção de Regeneração – CF-PID



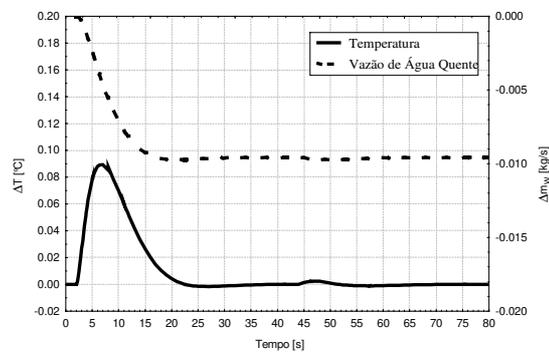
ITAE, [80 s] = 29,8
Tempo de acomodação, [s] = 24
(c) Seção de Resfriamento – CF-PI



ITAE, [80 s] = 10,1
Tempo de acomodação, [s] = 15
(d) Seção de Resfriamento – CF-PID



ITAE, [80 s] = 21,5
Tempo de acomodação, [s] = 22
(e) Seção de Aquecimento – CF-PI



ITAE, [80 s] = 10,1
Tempo de acomodação, [s] = 17
(f) Seção de Aquecimento – CF-PID

Figura IV. 5 – Comportamento da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Regeneração (a) e (b), Resfriamento (c) e (d) e Aquecimento (e) e (f) para perturbação de 5 °C positiva na temperatura de entrada do suco de laranja *in natura* na seção de regeneração.

IV. 3.4.2.2) Perturbação na temperatura de entrada da água quente.

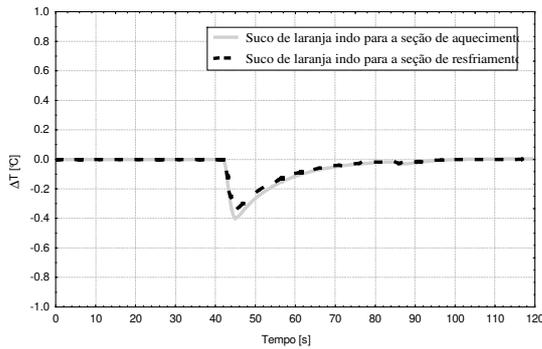
As Figuras IV.6 e IV.7 apresentam o comportamento da temperatura de saída do SL das seções de regeneração, resfriamento e aquecimento para perturbações de 2 °C positiva e negativa na temperatura de entrada da água quente.

Na seção de regeneração houve variações inferiores a 0,4 °C tanto para perturbações positivas quanto negativas, Figuras IV.6a, IV.6b, IV.7a e IV.7b.

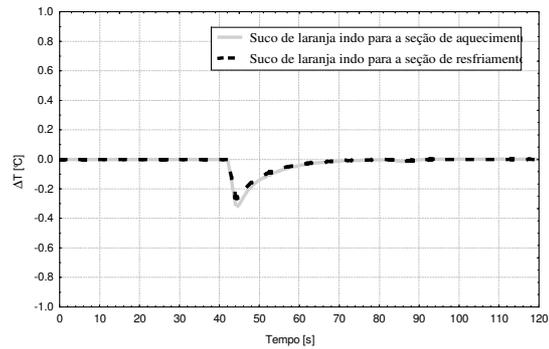
Para a seção de resfriamento a variação na temperatura de saída do SL, uma vez que a perturbação foi parcialmente dissipada na seção de regeneração, foi inferior a 0,05 °C quando controlada por ambas as lógicas de controle, CF-PI e CF-PID, respectivamente mostradas nas Figuras IV.6c, IV.6d, IV.7c e IV.7d.

O tempo de acomodação para a seção de aquecimento e resfriamento é superior a 40 segundos devido ao tempo de residência na tubulação de retenção, uma vez que a perturbação não foi totalmente dissipada na saída da seção de aquecimento.

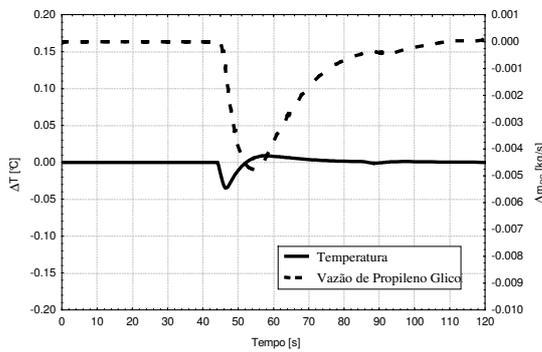
Para perturbação negativa, a variação foi superior a 0,7 °C quando controlada pela lógica CF-PI, comprometendo, dessa forma o processo de pasteurização, uma vez que a temperatura de saída deve ser superior a 91 °C. Apesar do controle com lógica CF-PID ter obtido um melhor desempenho quando comparado com o controlador com lógica CF-PI para os parâmetros de desempenho, tempo de acomodação e índice de desempenho de erro ITAE, ambos os controladores apresentaram uma variação na temperatura de saída do suco de laranja da seção de aquecimento superior a 0,5 °C quando aplicadas as perturbações de 2°C positiva e negativa, estando fora das normas de GMP e HACCP recomendadas, Figuras IV.6e, IV.6f, IV.7e e IV.7f.



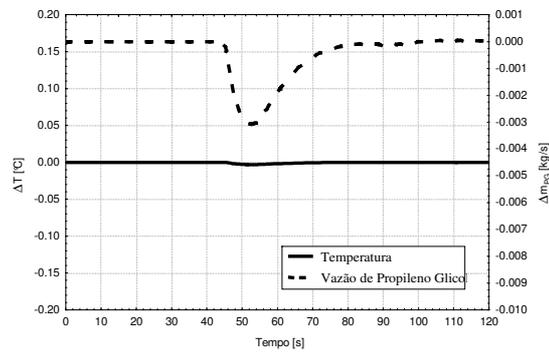
Seção de Regeneração – CF-PI



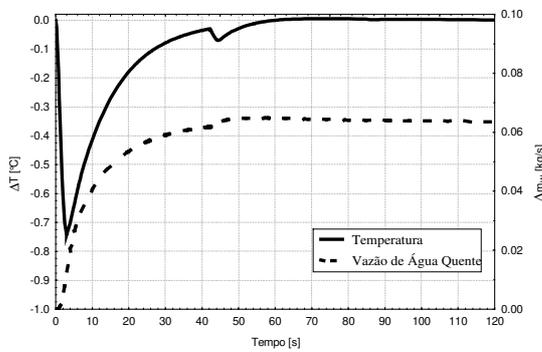
(b) Seção de Regeneração – CF-PID



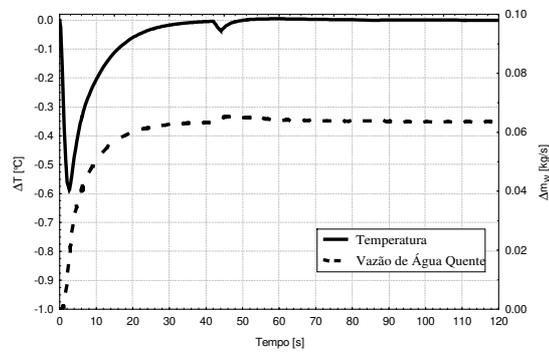
ITAE, [120 s] = 15,69
 Tempo de acomodação, [s] = 49
(c) Seção de Resfriamento – CF-PI



ITAE, [120 s] = 9,7
 Tempo de acomodação, [s] = 48
(d) Seção de Resfriamento – CF-PID

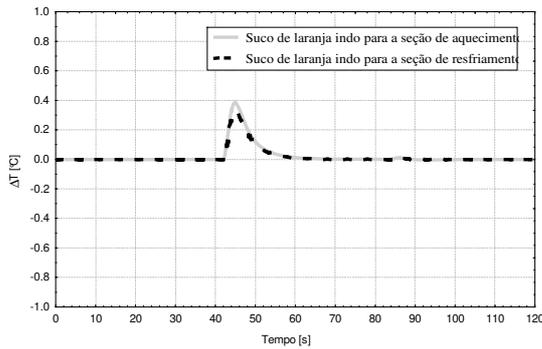


ITAE, [120 s] = 167,3
 Tempo de acomodação, [s] = 52
(e) Seção de Aquecimento – CF-PI

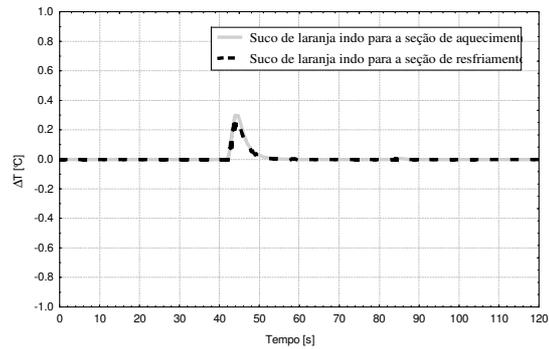


ITAE, [120 s] = 62,4
 Tempo de acomodação, [s] = 45
(f) Seção de Aquecimento – CF-PID

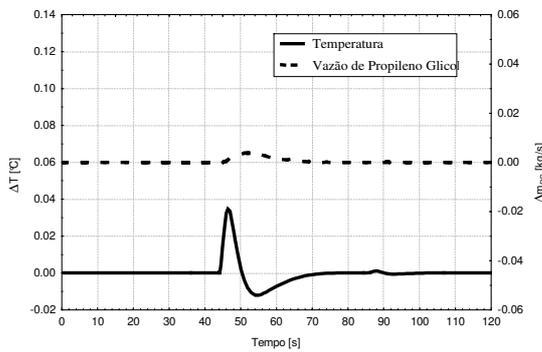
Figura IV. 6 – Comportamento da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Regeneração (a) e (b), Resfriamento (c) e (d) e Aquecimento (e) e (f) para perturbação de 2 °C negativa na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento.



(a) Seção de Regeneração – CF-PI



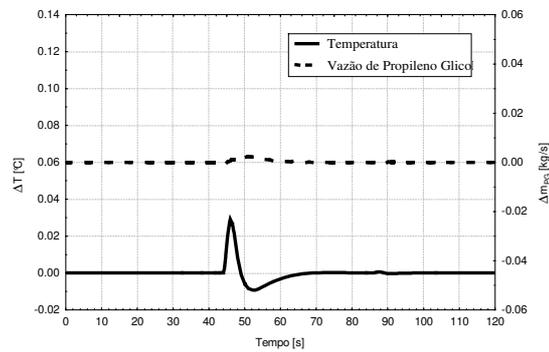
(b) Seção de Regeneração – CF-PID



ITAE, [120 s] = 11,6

Tempo de acomodação, [s] = 48

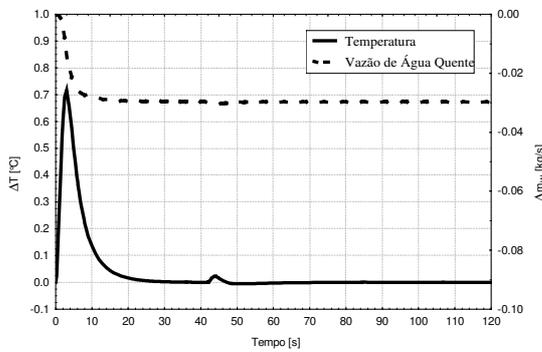
(c) Seção de Resfriamento – CF-PI



ITAE, [120 s] = 6,24

Tempo de acomodação, [s] = 47

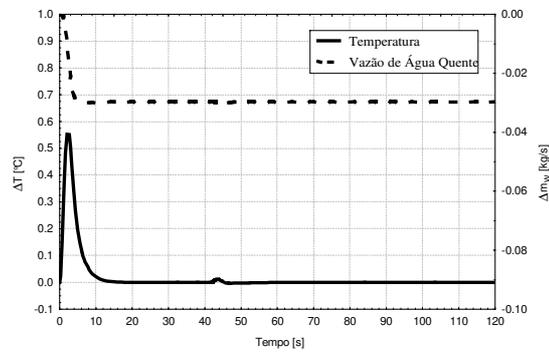
(d) Seção de Resfriamento – CF-PID



ITAE, [120 s] = 37,6

Tempo de acomodação, [s] = 45

(e) Seção de Aquecimento – CF-PI



ITAE, [120 s] = 12,25

Tempo de acomodação, [s] = 10

(f) Seção de Aquecimento – CF-PID

Figura IV. 7 – Comportamento da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Regeneração (a) e (b), Resfriamento (c) e (d) e Aquecimento (e) e (f) para perturbação de 2 °C positiva na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento.

IV. 3.4.2.3) Perturbação na temperatura de entrada do propileno glicol.

As Figuras IV.8 e IV.9 apresentam os comportamentos da temperatura de saída do SL das seções de regeneração, resfriamento e aquecimento para perturbações de 2 °C positiva e negativa na temperatura de entrada do propileno glicol na seção de resfriamento.

Mais uma vez o controlador de lógica CF-PID obteve um melhor desempenho no controle da temperatura de saída do SL da seção de resfriamento para os parâmetros tempo de acomodação e índice de desempenho de erro, ITAE, mas a temperatura de saída apresentou variações altas, superiores a 1 °C, para ambos os controladores.

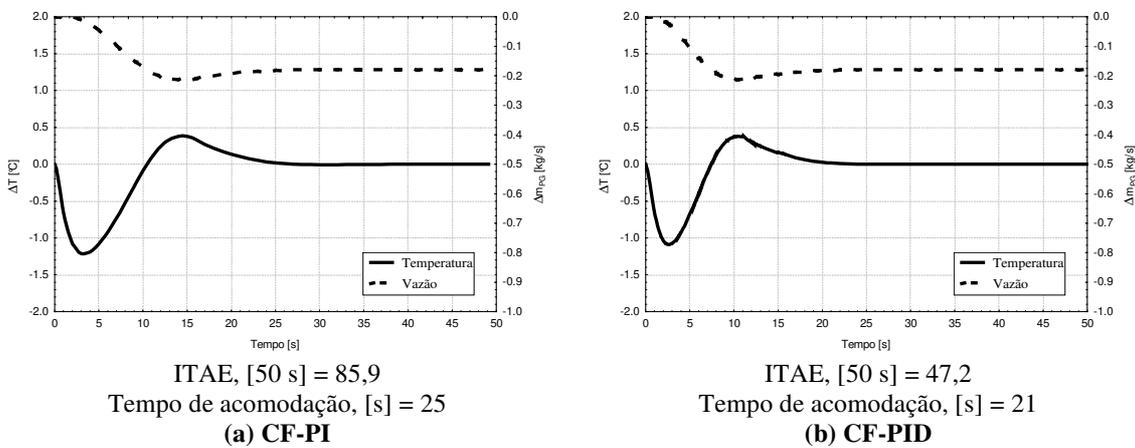


Figura IV. 8 – Comportamento da temperatura de saída do suco de laranja da seção de resfriamento e vazão de propileno glicol para perturbação de 2 °C negativa na temperatura de entrada do propileno glicol.

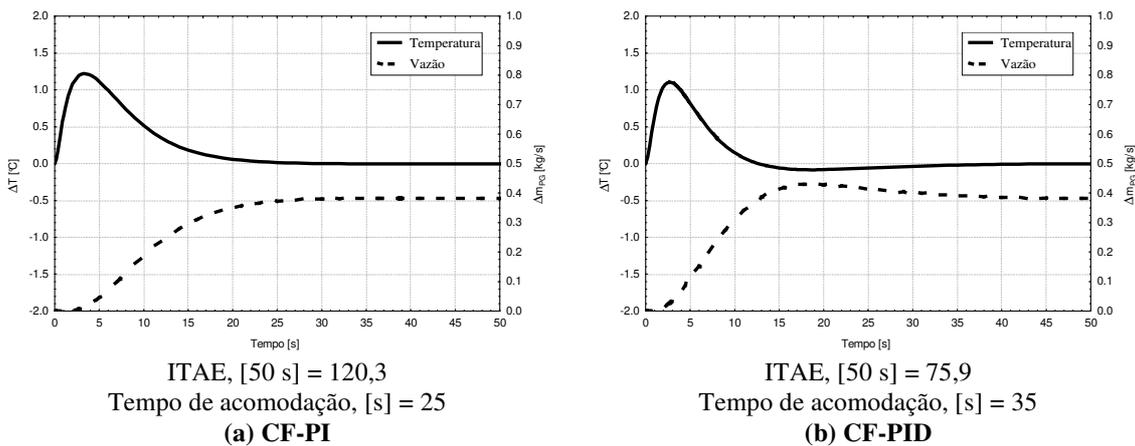


Figura IV. 9 – Comportamento da temperatura de saída do suco de laranja da seção de resfriamento e vazão de propileno glicol para perturbação de 2 °C positiva na temperatura de entrada do propileno glicol.

IV. 3.5) COMPARAÇÃO ENTRE OS CONTROLADORES DE LÓGICA CONVECCIONAL E FUZZY

As comparações foram feitas para as mesmas magnitudes e tipos de perturbações, conforme Tabelas III.2 e IV.1 para perturbação na carga. Para perturbação no *set-point*, comparou-se perturbações degrau unitárias.

IV. 3.5.1) Perturbação no *Set-Point*

IV. 3.5.1.1) Seção de Aquecimento.

As Tabelas IV.8 e IV.9 apresentam os parâmetros de desempenho dos controladores convencionais de lógica PID sintonizados por Cohen-Coon e Ziegler-Nichols e dos controladores de lógica não convencional CF-PI e CF-PID para perturbações degrau unitárias negativas e positivas no *set-point* da temperatura de pasteurização do SL na seção de aquecimento. A Figura IV.10 apresenta uma comparação dos comportamentos da temperatura de saída do SL da seção de aquecimento.

Pode-se verificar que a temperatura de saída do SL da seção de aquecimento quando controlada pelos controladores de lógica convencional apresentou sobre-sinal máximo, ao passo que quando controlada pelos controladores de lógica não convencional não apresentou, à exceção para perturbação negativa quando controlada pelo controlador CF-PID (0,03 °C). Porém, o tempo de acomodação para os controladores CF-PI e CF-PID, assim como o índice de desempenho de erro, ITAE, foi superior ao apresentado pelos controladores sintonizados por Cohen-Coon e Ziegler-Nichols. Esse comportamento era esperado, pois, à medida que se busca diminuir o sobre-sinal máximo, aumenta-se o tempo de acomodação refletindo, nesse caso, no ITAE, índice de erro ponderado pelo tempo.

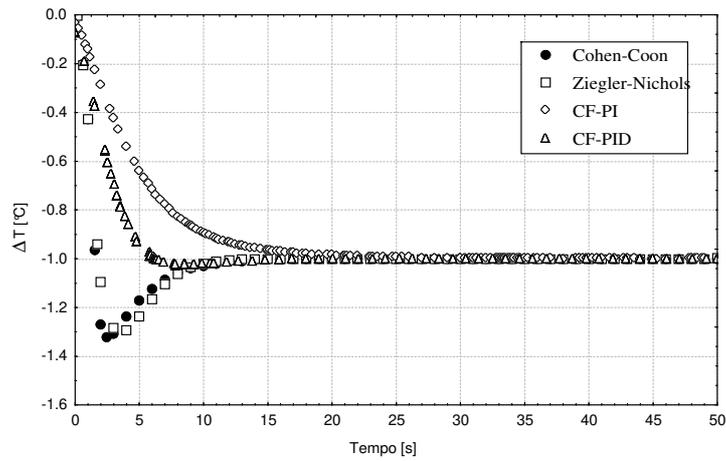
Tabela IV. 8 – Desempenho dos controladores para perturbação negativa no *set-point* da temperatura de saída da seção de aquecimento.

Parâmetros	Controladores			
	Cohen-Coon	Ziegler Nichols	CF-PI	CF-PID
Instante do Pico [s]	3	4	-	9,8
Sobre-sinal máximo [°C]	-0,3	-0,3	-	-0,03
Tempo de acomodação [s]	12	11	20	13
ITAE – valor absoluto do erro ponderado [50s]	7,24	7,54	31,7	15,6

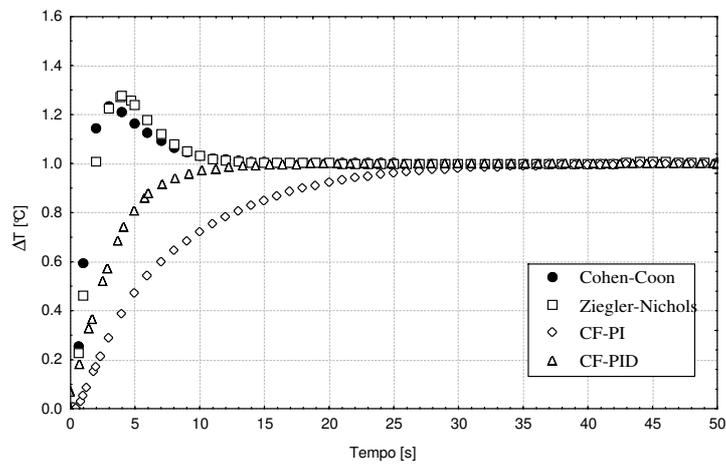
Tabela IV. 9 – Desempenho dos controladores para perturbação positiva no *set-point* da temperatura de saída da seção de aquecimento.

Parâmetros	Controladores			
	Cohen-Coon	Ziegler Nichols	CF-PI	CF-PID
Instante do Pico [s]	3	4	-	-
Sobre-sinal máximo [°C]	0,23	0,27	-	-
Tempo de acomodação [s]	12	11	32	14
ITAE – valor absoluto do erro ponderado [50s]	7,59	8,46	77,4	22,2

De forma geral, pode-se dizer que os quatro controladores apresentaram desempenhos satisfatórios, uma vez que não apresentaram nem sobre-sinais, nem tempo de acomodação demasiadamente altos.



(a)



(b)

Figura IV. 10 – Comparação do comportamento da temperatura de saída do SL da seção de aquecimento para perturbação unitária negativa (a) e positiva (b) no *set-point* da temperatura de pasteurização do suco de laranja na seção de aquecimento controlado pelos controladores sintonizados por Cohen-Coon, Ziegler-Nichols, CF-PI e CF-PID.

IV. 3.5.1.2) Seção de Resfriamento

As Tabelas IV.10 e IV.11 apresentam os parâmetros de desempenho dos controladores convencionais de lógica PID sintonizados por Cohen-Coon e Ziegler-Nichols e dos controladores de lógica não convencional CF-PI e CF-PID para perturbações degrau unitárias negativas e positivas, respectivamente, no *set-point* da temperatura de saída do SL da seção de resfriamento. A Figura IV.11 apresenta os comportamentos da temperatura de saída do SL da seção de resfriamento.

Para perturbações negativas ou positivas, o sobre-sinal-máximo apresentado pela temperatura de saída do SL da seção de resfriamento, quando controlado pelos controladores CF-PI e CF-PID, foi menor que o sobre-sinal apresentado pelos controladores convencionais. Porém, mais uma vez o tempo de acomodação, assim como o ITAE, foi maior para os controladores com lógica *fuzzy*.

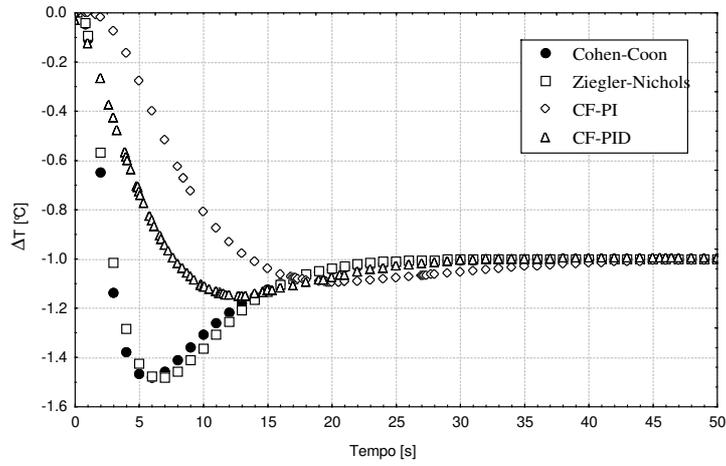
Pode-se dizer de uma forma geral que a temperatura de saída do SL oscilou menos quando controlada pelos controladores CF-PI e CF-PID.

Tabela IV. 10 – Desempenho dos controladores para perturbação negativa no *set-point* da temperatura de saída da seção de resfriamento.

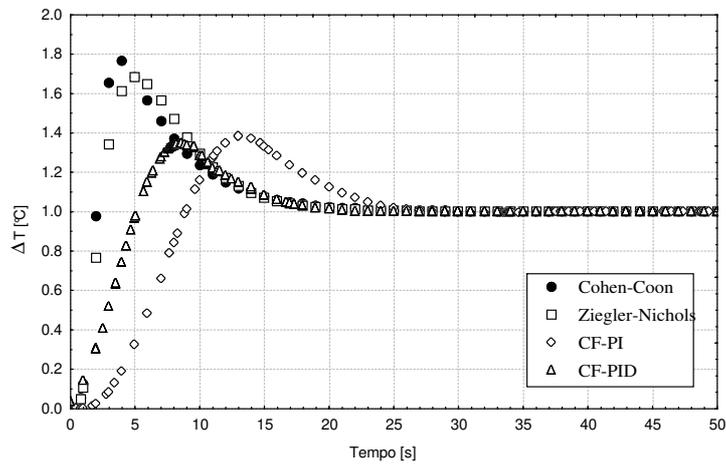
Parâmetros	Controladores			
	Cohen-Coon	Ziegler Nichols	CF-PI	CF-PID
Instante do Pico [s]	6	7	20	15
Sobre-sinal máximo [°C]	-0,48	-0,48	-0,09	-0,15
Tempo de acomodação [s]	25	23	39	29
ITAE – valor absoluto do erro ponderado [50s]	31,39	32,81	103	69,92

Tabela IV. 11 – Desempenho dos controladores para perturbação positiva no *set-point* da temperatura de saída da seção de resfriamento.

Parâmetros	Controladores			
	Cohen-Coon	Ziegler Nichols	CF-PI	CF-PID
Instante do Pico [s]	4	5	13	10
Sobre-sinal máximo [°C]	0,76	0,68	0,38	0,35
Tempo de acomodação [s]	21	20	25	21
ITAE – valor absoluto do erro ponderado [50s]	21,27	23,51	85,09	51,29



(a)



(b)

Figura IV. 11 – Comparação do comportamento da temperatura de saída do SL da seção de resfriamento para perturbação negativa (a) e positiva (b) no *set-point* da temperatura de saída do suco de laranja da seção de resfriamento controlado pelos controladores sintonizados por Cohen-Coon, Ziegler-Nichols, CF-PI e CF-PID.

IV. 3.5.2) Perturbação na Carga

IV. 3.5.2.1) Perturbação na temperatura de entrada do suco de laranja *in natura* na seção de regeneração.

As Tabelas IV.12 e IV.13 apresentam os parâmetros de desempenho dos controladores convencionais de lógica PID sintonizados por Cohen-Coon e Ziegler-Nichols e dos controladores de lógica não convencional CF-PI e CF-PID para perturbações degrau de 5 °C negativas e positivas, respectivamente, na temperatura de entrada do SL *in natura* na seção de regeneração. As Figuras IV.12 e IV.13 apresentam um comparativo dos comportamentos da temperatura de saída do SL das seções de resfriamento e aquecimento perante as perturbações aplicadas.

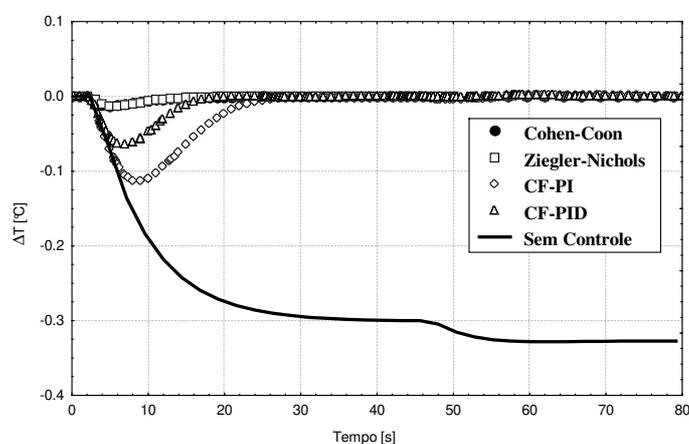
Os controladores de lógica convencional mantiveram a temperatura de saída do SL das seções de aquecimento e resfriamento em todo momento dentro do erro de 0,02 °C estipulado. Ao passo que os controladores CF-PI e CF-PID apresentaram oscilações, embora pequenas, superiores a 0,05 °C, apresentando dessa forma mais oscilações no controle da temperatura de saída do SL.

Embora os controladores CF-PI e CF-PID tenham apresentado tempo de acomodação e ITAE muito maiores que os controladores de lógica convencional, pode-se dizer que foram eficientes no controle da temperatura do SL uma vez que as variações na mesma foram inferiores a 0,5 °C.

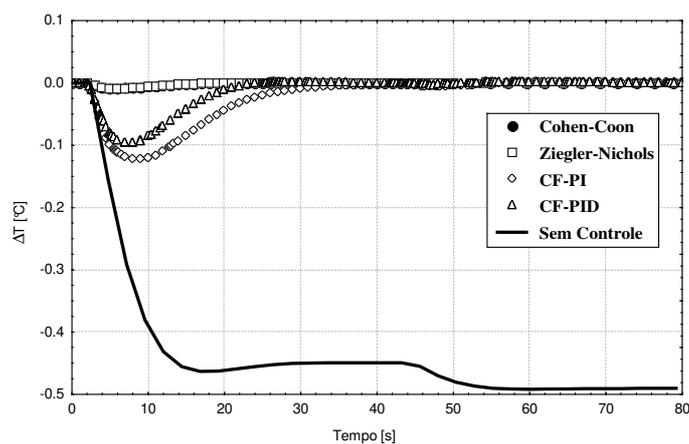
Dessa forma, para variações de 5 °C, tanto positivas quanto negativas, na temperatura de entrada do suco de laranja cru na seção de regeneração não comprometeram o processo de pasteurização quando controlado tanto pelos controladores de PID de lógica convencional quanto controlado pelos controladores de lógica *fuzzy*.

Tabela IV. 12 – Desempenho dos controladores para perturbação de 5 °C negativa na temperatura de entrada do SL *in natura* na seção de regeneração.

Parâmetros	Controladores			
	Cohen-Coon	Ziegler-Nichols	CF-PI	CF-PID
Seção de Resfriamento				
Tempo de acomodação [s]	-	-	21	13
ITAE – valor absoluto do erro ponderado [80s]	0,9	0,9	23,8	8,2
Seção de Aquecimento				
Tempo de acomodação [s]	-	-	26	18
ITAE – valor absoluto do erro ponderado [80s]	0,8	0,8	30,3	13,9



(a) Seção de Resfriamento

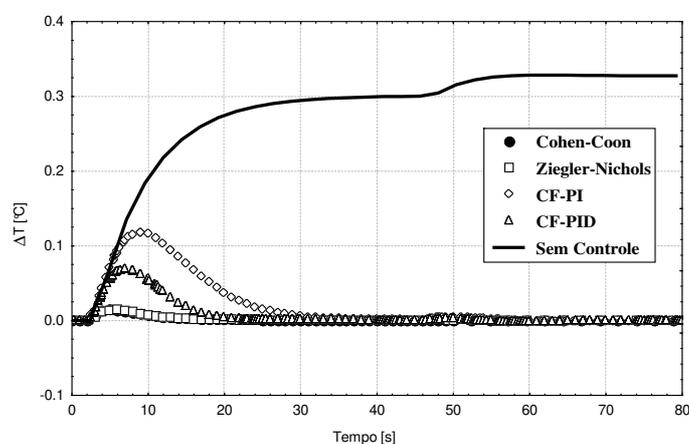


(b) Seção de Aquecimento

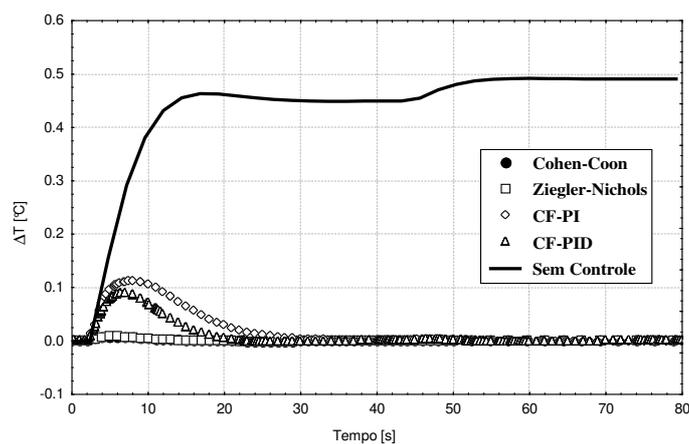
Figura IV. 12 – Comparação dos comportamentos da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Resfriamento (a) e Aquecimento (b) para perturbação de 5 °C negativa na temperatura de entrada do suco de laranja *in natura* na seção de regeneração.

Tabela IV. 13 - Desempenho dos controladores para perturbação de 5 °C positiva na temperatura de entrada do SL *in natura* na seção de regeneração.

Parâmetros	Controladores			
	Cohen-Coon	Ziegler-Nichols	CF-PI	CF-PID
	Seção de Resfriamento			
Tempo de acomodação [s]	-	-	24	15
ITAE – valor absoluto do erro ponderado [80s]	1,1	1,1	29,8	10,1
	Seção de Aquecimento			
Tempo de acomodação [s]	-	-	22	17
ITAE – valor absoluto do erro ponderado [80s]	0,6	0,6	21,5	10,1



(a) Seção de Resfriamento



(b) Seção de Aquecimento

Figura IV. 13 – Curvas de resposta da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Resfriamento (a) e Aquecimento (b) para perturbação de 5 °C positiva na temperatura de entrada do suco de laranja *in natura* na seção de regeneração.

IV. 3.5.2.2) Perturbação na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento.

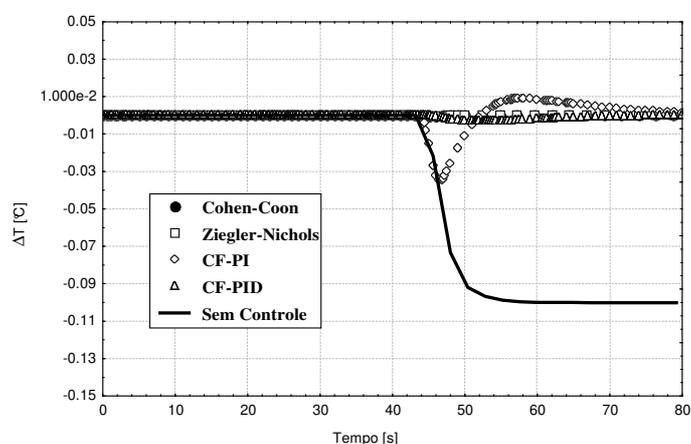
As Tabelas IV.14 e IV.15 apresentam os parâmetros de desempenho dos controladores convencionais de lógica PID sintonizados por Cohen-Coon e Ziegler-Nichols e dos controladores de lógica não convencional CF-PI e CF-PID para perturbações degrau de 2 °C negativas e positivas, respectivamente, na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento. As Figuras IV.16 e IV.17 apresentam uma comparação dos comportamentos da temperatura de saída do SL das seções de resfriamento e aquecimento perante as perturbações aplicadas.

Os controladores convencionais obtiveram melhor desempenho no controle da temperatura de saída do SL de ambas as seções, resfriamento e aquecimento uma vez que apresentaram não apenas tempo de acomodação e índice de desempenho de erro, ITAE, menores, como também apresentaram menos oscilações e variações na temperatura de saída do SL inferiores a 0,2 °C, tanto para perturbações positivas quanto negativas, na temperatura de entrada da água quente.

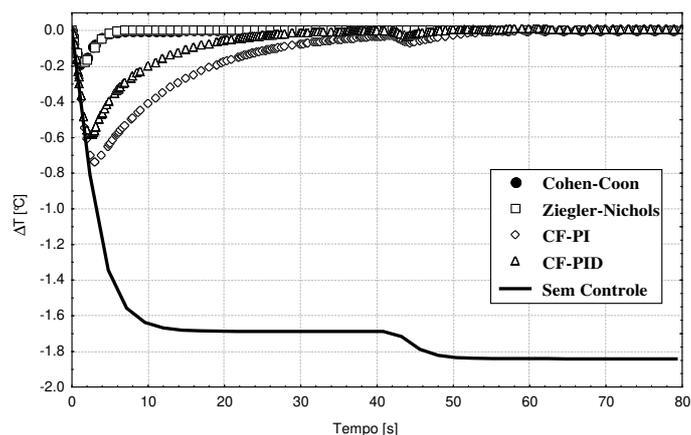
Os controladores CF-PI e CF-PID, por sua vez, quando aplicadas perturbações negativas na temperatura de entrada da água quente apresentaram variações na temperatura de saída do suco de laranja da seção de aquecimento superiores a 0,5 °C, estando fora, dessa forma, das normas de GMP e HACCP. O controlador CF-PI apresentou variação na temperatura superior a 0,7 °C, comprometendo o processo de pasteurização.

Tabela IV. 14 – Desempenho dos controladores para perturbação de 2 °C negativa na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento.

Parâmetros	Controladores			
	Cohen-Coon	Ziegler-Nichols	CF-PI	CF-PID
Seção de Resfriamento				
Tempo de acomodação [s]	-	-	49	48
ITAE – valor absoluto do erro ponderado [80s]	0,2	0,2	15,69	9,7
Seção de Aquecimento				
Tempo de acomodação [s]	5	6	52	45
ITAE – valor absoluto do erro ponderado [80s]	2	2,2	167,3	62,4



(a) Seção de Resfriamento

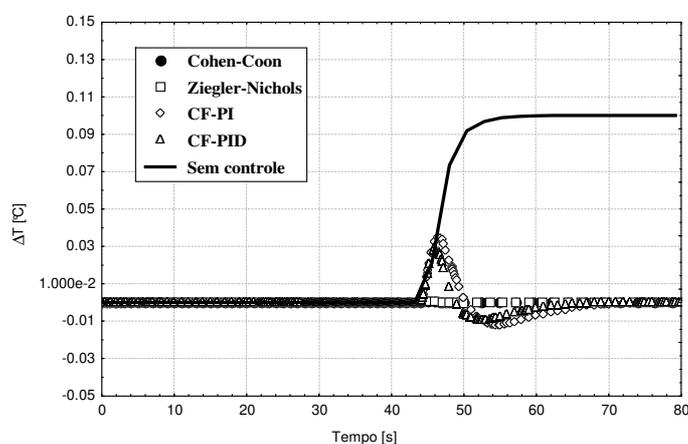


(b) Seção de Aquecimento

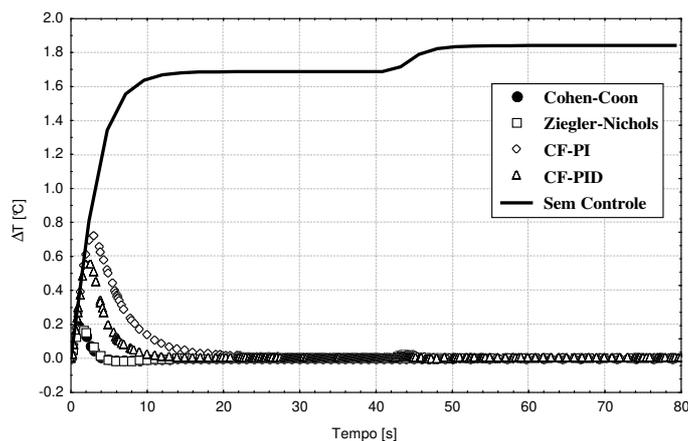
Figura IV. 14 – Comparação do comportamento da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Resfriamento (a) e Aquecimento (b) para perturbação de 2 °C negativa na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento.

Tabela IV. 15 - Desempenho dos controladores para perturbação de 2 °C positiva na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento.

Parâmetros	Controladores			
	Cohen-Coon	Ziegler-Nichols	CF-PI	CF-PID
Seção de Resfriamento				
Tempo de acomodação [s]	-	-	48	47
ITAE – valor absoluto do erro ponderado [80s]	0,2	0,2	11,6	6,24
Seção de Aquecimento				
Tempo de acomodação [s]	4	8	45	10
ITAE – valor absoluto do erro ponderado [80s]	1,1	1,4	37,6	12,25



(a) Seção de Resfriamento



(b) Seção de Aquecimento

Figura IV. 15 – Comparação do comportamento da temperatura de saída do suco de laranja da seção de Resfriamento (a) e Aquecimento (b) para perturbação de 2 °C positiva na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento.

IV. 3.5.2.3) Perturbação na temperatura de entrada do propileno glicol na seção de resfriamento.

As Tabelas IV.16 e IV.17 apresentam os parâmetros de desempenho dos controladores convencionais de lógica PID sintonizados por Cohen-Coon e Ziegler-Nichols e dos controladores de lógica não convencional CF-PI e CF-PID para perturbações degrau de 2 °C negativas e positivas na temperatura de entrada do propileno glicol na seção de resfriamento. As Figura IV. 16 apresenta uma comparação dos comportamentos da temperatura de saída do SL da seção de resfriamento perante as perturbações aplicadas.

Para perturbações negativas e positivas na temperatura de entrada do propileno glicol, tanto os controladores de lógica convencional quanto os controladores de lógica *fuzzy* não foram eficientes no controle da temperatura de saída do suco de laranja da seção de resfriamento uma vez que apresentaram variações na temperatura superiores a 0,5 °C.

Tabela IV. 16 - Desempenho dos controladores na seção de resfriamento para perturbação de 2 °C negativa na temperatura de entrada do propileno glicol.

Parâmetros	Controladores			
	Cohen-Coon	Ziegler Nichols	CF-PI	CF-PID
Tempo de acomodação [s]	17	17	25	21
ITAE – valor absoluto do erro ponderado [80s]	8,8	10,36	85,9	47,2

Tabela IV. 17 - Desempenho dos controladores na seção de resfriamento para perturbação de 2 °C positiva na temperatura de entrada do propileno glicol.

Parâmetros	Controladores			
	Cohen-Coon	Ziegler Nichols	CF-PI	CF-PID
Tempo de acomodação [s]	21	21	25	35
ITAE – valor absoluto do erro ponderado [80s]	12,8	14,5	120,3	75,9

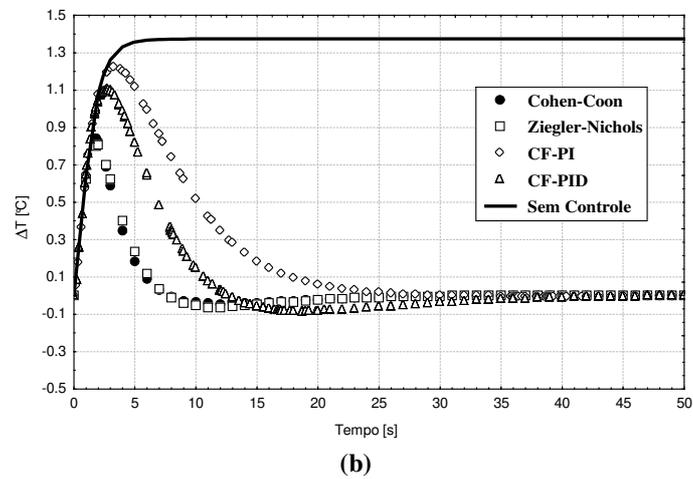
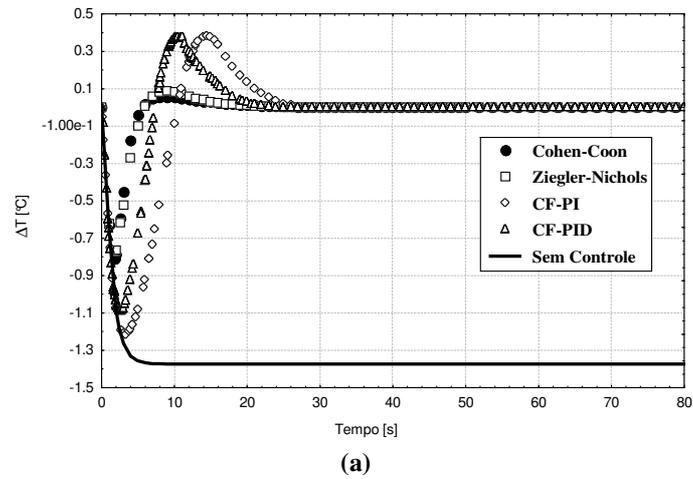


Figura IV. 16 – Comparação do comportamento da temperatura de saída do suco de laranja da seção de resfriamento para perturbação de 2 °C negativa (a) e positiva (b) na temperatura de entrada do propileno glicol na seção de resfriamento.

IV. 5) CONCLUSÕES

O controlador CF-PID, de forma geral, obteve melhor desempenho que o controlador CF-PI quando aplicadas perturbações tanto no *set-point* das temperaturas de saída das seções de resfriamento e aquecimento quanto para perturbações na carga. Não apenas apresentou menores variações na temperatura, como também tempo de acomodação e índice de desempenho de erro menor.

Para perturbações no *set-point* das temperaturas de saída do SL das seções de aquecimento e resfriamento, ambos os controladores CF-PI quanto CF-PID, foram eficientes, apresentando pouco ou nenhum sobre-sinal máximo.

Para perturbações na carga, ou seja, na temperatura de entrada do SL cru na seção de regeneração, mais uma vez obtiveram bom desempenho no controle da temperatura de saída do SL das seções de resfriamento e aquecimento. Porém, para perturbações tanto positivas quanto negativas nas temperaturas de entrada da água quente, apresentaram variações na temperatura de saída do SL superiores a 0,5 °C, comprometendo, dessa forma o processo de pasteurização. Para perturbações na temperatura de entrada do propileno glicol, a oscilação na temperatura de saída do SL da seção de resfriamento foram ainda superiores a 1 °C.

Uma vez que os controladores CF-PI e CF-PID utilizam uma base de regras linear e a sintonia foi feita em cima do *set-point* e seus parâmetros de desempenho, conforme metodologia proposta por Li (1997), talvez esta metodologia não tenha sido a mais adequada para o processo de pasteurização, pois perturbações na carga são mais realistas para este processo.

Dessa forma, tendo visto que os controladores de lógica convencional PID utilizando as constantes de sintonia recomendadas por Cohen-Coon e Ziegler-Nichols obtiveram desempenhos satisfatórios no controle da temperatura de saída do SL das seções de resfriamento e aquecimento perante perturbações no *set-point* e na carga, de forma geral, pode-se concluir, então, que obtiveram desempenhos melhores que os controladores CF-PI e CF-PID, uma vez que estes controladores apresentaram problemas para perturbações na carga.

CONCLUSÕES GERAIS

1) CAPÍTULO I – DESENVOLVIMENTO DO MODELO MATEMÁTICO E SIMULADOR.

Na modelagem matemática e simulação de um trocador de calor a placas de três seções, regeneração, aquecimento e resfriamento, para o processo de pasteurização HTST o modelo matemático único proposto para as três seções pôde ser considerado satisfatório para a seção de aquecimento, uma vez que apresentou pequenas diferenças entre as temperaturas preditas pela simulação e obtidas experimentalmente. Para as seções de resfriamento e regeneração, onde as diferenças foram significativas, e uma vez que as correlações dos números adimensionais Prandtl, Nusselt e Reynolds utilizadas para as placas e diferentes configurações apresentadas foram as mesmas, seria necessária uma adequação no modelo de Nusselt dependente da configuração da entrada e saída.

2) CAPÍTULO II – CARACTERIZAÇÃO DO PROCESSO.

Na caracterização do processo de pasteurização quanto à sua linearidade para o trocador de calor a placas modelado, pode-se concluir que a temperatura de saída do suco de laranja de cada seção do pasteurizador apresentou comportamento linear para perturbações nas temperaturas de entrada dos fluidos, tanto de arrefecimento quanto de resfriamento, assim como para as temperaturas de entrada do suco de laranja nas seções. Para perturbações na vazão entrada da água quente e do propileno glicol, o processo, por sua vez, apresentou comportamento não linear, onde o ganho, [$^{\circ}\text{C}/\text{kgs}^{-1}$], das temperaturas de saída, respectivas a cada seção, mostrou ser maior para perturbações negativas em relação às perturbações positivas.

A temperatura de saída do SL das seções de aquecimento, resfriamento e regeneração mostrou ainda ser mais sensível às perturbações aplicadas nas temperaturas de entrada dos fluidos de aquecimento e resfriamento, e mostrou ser pouco sensível à perturbações aplicadas na própria temperatura de entrada do produto. Para se alcançar um acréscimo de 1°C na temperatura de saída do suco de laranja na seção de aquecimento foi necessário um acréscimo na vazão de $0,043\text{ kg/s}$, a partir das condições operacionais do processo de pasteurização, e $1,05^{\circ}\text{C}$ na temperatura de entrada da água quente.

Quanto à caracterização do comportamento dinâmico do processo, este mostrou, de forma geral, ser de baixa ordem onde as funções de a temperatura de saída do suco de laranja perante perturbações aplicadas nas temperaturas de entrada dos fluidos foram representadas basicamente por funções de transferência de segunda ordem. Cada seção, ainda, proporciona uma função de transferência distinta da temperatura de saída do suco de laranja devido às diferentes configurações e devido a transferência de calor interferida pela não linearidade do coeficiente de convecção do canal dependentes das propriedades físicas do produto.

3) CAPÍTULO III – CONTROLE CONVENCIONAL

Em relação ao desempenho dos controladores convencionais no controle da temperatura de saída do suco de laranja das seções de aquecimento e resfriamento, para perturbações degrau, tanto positivas quanto negativas, no *set-point* da temperatura de pasteurização do suco de laranja na seção de aquecimento, o controlador com lógica de controle PID utilizando tanto as constantes de sintonia recomendadas por Ziegler-Nichols como por Cohen-Coon obtiveram desempenhos semelhantes e, de forma geral, foram eficientes.

Para a seção de resfriamento, mais uma vez, ambos os controladores apresentaram desempenhos semelhantes quando aplicadas perturbações degrau unitárias positivas ou negativas no *set-point* da temperatura de saída do suco de laranja. Para perturbações degrau unitárias positivas no *set-point*, uma vez que o sobre-sinal máximo apresentado foi superior a 0,5 °C, é necessário um pequeno ajuste na constante de tempo derivativa dos controladores em estudo.

Para perturbações degrau na temperatura de entrada do suco de laranja natural na seção de regeneração e na temperatura de entrada da água quente na seção de aquecimento ambos os controladores apresentaram desempenhos semelhantes e pode-se considerar que foram eficientes, pois ficaram dentro do erro na temperatura de saída considerado aceitável, assim como apresentaram um tempo de acomodação pequeno. Dessa forma, variações de 5°C, tanto positivas quanto negativas na temperatura de entrada do SLN na seção de regeneração não comprometem o processo de pasteurização.

Para perturbações, tanto positivas quanto negativas, na temperatura de entrada do propileno glicol mais uma vez, o sobre-sinal máximo foi superior ao recomendado pelas normas de GMP e HACCP, 0,5 °C.

Dessa forma, uma vez que o processo de pasteurização para as variáveis em estudo foi caracterizado como de baixa ordem, apesar do processo em questão apresentar características não lineares, ao apresentar como parâmetros de desempenho principalmente tempo de acomodação e sobre-sinal máximo pequeno, o controlador de lógica convencional PID obteve desempenho satisfatório e pode ser empregado no controle da temperatura de pasteurização do suco de laranja para o sistema em estudo.

4) CAPÍTULO IV – CONTROLE FUZZY.

Em relação aos controladores de lógica não convencional *fuzzy*, o controlador CF-PID, de forma geral, obteve melhor desempenho que o controlador CF-PI quando aplicadas perturbações tanto no *set-point* das temperaturas de saída das seções de resfriamento e aquecimento quanto para perturbações na carga.

Para perturbações na temperatura de entrada do SL cru na seção de regeneração, obtiveram bom desempenho no controle da temperatura de saída do SL das seções de resfriamento e aquecimento. Porém, para perturbações tanto positivas quanto negativas nas temperaturas de entrada da água quente, apresentaram variações na temperatura de saída do SL superiores a 0,5 °C, comprometendo, dessa forma o processo de pasteurização. Para perturbações na temperatura de entrada do propileno glicol, a oscilação na temperatura de saída do SL da seção de resfriamento foram ainda superiores a 1 °C.

De forma geral, para perturbações no *set-point*, os controladores de lógica não convencional *fuzzy* obtiveram melhores desempenhos quando comparados com os controladores de lógica convencional, mas não foram eficientes para perturbações na carga.

Apesar do processo ter mostrado características não lineares, os controladores de lógica convencional PID utilizando as constantes de sintonia recomendadas por Cohen-Coon e Ziegler-Nichols obtiveram desempenhos melhores que os controladores CF-PI e CF-PID no controle da temperatura de saída do SL das seções de resfriamento e

aquecimento, uma vez que obtiveram desempenhos satisfatórios tanto para perturbações no *set-point* quanto para perturbações na carga.

SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Como sugestão, um trabalho futuro que contemple:

- ✓ Encontrar correlações do Nusselt mais adequadas para a configuração em questão das seções de regeneração e resfriamento;
- ✓ Testar lógicas de controle intermediárias entre a lógica de controle convencional PID e a não convencional *fuzzy*, como o PID adaptativo, por exemplo;
- ✓ Avaliar uma re-sintonia dos controladores *fuzzy* propostos nesse trabalho a partir de perturbações na carga e não no *set-point*;
- ✓ Estudar os controladores com condições de processo variáveis para as utilidades (sistema de refrigeração e sistema de aquecimento de água);
- ✓ Comparar os dados obtidos em simulação com dados obtidos experimentalmente.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ASHRAE handbook: fundamentals / American Society of Heating, Refrigerating and Air-conditioning Engineers. 1.ed. Atlanta: ASHRAE, 1993.

ALVARADO, J. D. Determinación de Propiedades físicas de los Alimentos cultivados em Ecuador: Tratamento y conservacion de alimentos. **Boletim de la red iberoamericana de propiedades físicas de alimentos para el diseno industrial.** Ecuador: RIFPADI, 1989.

BASAK, S. e RAMASWAMY, H. S. Ultra high pressure treatment of orange juice: a kinetic study on inactivation of pectin methyl esterase. **Food Research International**, v.29, n.7, p.601-607, 1996.

BERTO, M. I. **Modelagem matemática e simulação dinâmica de trocadores de calor de placas para o resfriamento de sucos de laranja natural e concentrado.** Campinas, 2000. 110p. Dissertação (Mestre em Engenharia de Alimentos). Faculdade de Engenharia de Alimentos, UNICAMP.

BUONOPANE, R. A.; TROUPE, R. A. e MORGAN, J. C. Heat transfer design method for plate heat exchangers. **Chemical Engineering Progress**, v.59, n.7, p.57-61, July, 1963.

CHOI, Y. e OKOS, M. R. Effects of temperature and composition on the thermal properties of foods. In: MAGUER, M.; JELEN, P. **Food Engineering and Process Applications.** Canada: Elsevier Applied Science Publisher, 1986. v. I - Transport Phenomena, p.93-101.

COELHO, L. S.; ALMEIDA, O. M. e COELHO, A. A. R. Fundamentos relevantes de controle nebuloso: aspectos de implementação e estudo de caso multivariável. In: XIII Congresso Brasileiro de Automátoca, 2000, Florianópolis,

COUGHANOWR, D. R. e KOPPEL, L. B. **Análise e controle de processos.** Tradução de Carlos Augusto G. Perlingeiro e outros. Rio de Janeiro: Guanabara, 1978. 474p.

DAS, S. K.; SPANG, B. e ROETZEL, W. Dynamic behavior of plate heat exchangers - experiments and modeling. **Journal of heat transfer**, v.117, p.859-864, 1995.

DRIANKOV, D.; HELLENDORRN, H. e REINFRANK, M. **An Introdoction to Fuzzy Control.** New York: Springer-Verlag, 1996. 316p.

- EERIKÄINEN, T.; LINKO, P.; LINKO, S.; SIIMES, T. e ZHU, Y.-H. Fuzzy logic and neural network applications in food science and technology. **Trends in Food Science & Technology**, v.4, agosto, p.237-242, 1993.
- GUT, J. A. W. e PINTO, J. M. Modeling of plate heat exchangers with generalized configurations. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v.46, p.2571-2585, 2003.
- HALEY, T. A. e MULVANEY, S. J. Advanced process control techniques for the food industry. **Trends in Food and Science Technology**, v.6, p.103-110, Abril, 1995.
- HEY, H. L. **Caderno Didático de Sistemas de Controle: Projeto REENGE**. Santa Maria: Universidade Federal de Santa Maria, 1997.
- IBARROLA, J. J.; GUILLÉN, J. C.; SANDOVAL, J. M. e GARCÍA-SANZ, M. Modelling of a High temperature short time pasteurization Process. **Food Control**, v.9, n.5, p.267-277, 1998.
- JOSHI, N. V.; MURUGAN, P. e RHINEHART, R. R. Experimental comparison of control strategies. **Control Engineering Practice**, v.5, n.7, p.885-896, 1997.
- KANDLIKAR, S. G. e SHAH, L. K. Asymptotic Effectiveness-NTU Formulas for Multipass Plate Heat Exchangers. **Transactions of ASME**, v.111, p.314-321, 1989.
- KARLSSON, T. e MACEI, M. E. Numerical evaluation of plate heat exchanger performance in geothermal district heating systems. **Journal of Food Power and Energy**, v.210, n.A2, p.139-147, 1996.
- KHAN, A. R.; BAKER, N. S. e WARDLE, A. P. The dynamic characteristics of a countercurrent plate heat exchanger. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v.31, n.6, p.1269-1278, 1988.
- KHIANG, T. K.; KHALID, M. e YUSOF, R. Intelligent control and monitoring of an industrial chilling/heating system by fuzzy logic. Centre for AI and Robotics, Malaysia.
- KIM, H. B.; TADINI, C. C. e SINGH, R. K. Heat Transfer in a Plate Exchanger during Pasteurization of Orange Juice. **Journal of Food Engineering**, v.42, p.79-84, 1999.

- LAKSHMANAN, C. C. e POTTER, O. E. Dynamic simulation of plate heat exchangers. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v.33, n.5, p.995-1002, 1990.
- LEULIET, J. C.; MAINGONNAT, J. F. e M., L. Etude de la perte de charge dans des échangeurs de chaleur à plaques traitant des produits non-newtoniens. **Revue Générale Thermique**, n.308-309, p.445-450, 1987.
- LI, H.-X. A comparative design and tuning for conventional Fuzzy control. **IEEE Transactions on systems, man and cybernetics - Part B : Cybernetics**, v.27, n.5, p.884-889, 1997.
- LI, H.-X. e GATLAND, H. B. Conventional Fuzzy Control and its enhancement. **IEEE Transactions on systems, man and cybernetics - Part B : Cybernetics**, v.26, n.5, p.791-797, oct, 1996.
- MARSHAL, M. R.; MARCY, J. E. e BRADDOCK, R. J. Effect of total solids level on heat inactivation of pectinesterase in orange juice. **Journal of Food Science**, v.50, p.220-222, 1985.
- MASUBUCHI, M. e ITO, M. Dynamic analysis of a plate heat exchanger system. **Bulletin of the JSME**, v.20, n.142, p.434-441, April, 1977.
- NEGIZ, A.; CINAR, A.; SCHLESSER, J., E.; RAMANAUKAS, P.; ARMSTRONG, D. J. e STROUP, W. Automated Control of high temperature short time pasteurization. **Food Control**, v.7, n.6, p.309-315, 1996.
- NEGIZ, A.; RAMANAUKAS, P.; CINAR, A.; SCHLESSER, J., E. e ARMSTRONG, D. J. Modelling, monitoring and control strategies for high temperature short time pasteurization systems - 1. Empirical model development. **Food Control**, v.9, n.1, p.1-15, 1998.
- OGATA, K. **Engenharia de Controle Moderno**. Tradução de André Fábio Kohn e outros. Rio de Janeiro: Prentice Hall do Brasil, 1985. 929p.
- OGUNNAIKE, B. A. e RAY, W. H. **Process dynamics, modeling control**. 1.ed. Nova York: Oxford University, 1994. 1260p.
- PERRY, J. H. **Perry's chemical engineers'handbook**. 7.ed. New York: McGraw-Hill, 1984.

- RAMOS, M. A. e IBARTZ, A. Density of juice and fruit puree as a function of soluble solids content and temperature. **Journal of Food Engineering**, v.35, p.57-63, 1998.
- RENE, F.; LEULIET, J. C. e LALANDE, M. Heat transfer to newtonian and non-newtonian food fluids in plate heat exchangers. **Transactions International Chemical Engineering**, v.69, p.115-128, september, 1991. Part C.
- RIBEIRO JR, C. P. e ANDRADE, M. H. C. An algorithm for steady-state simulation of plate heat exchangers. **Journal of Food Engineering**, v.53, p.59-66, 2002.
- ROMIE, F. E. Response of counterflow heat exchangers to step changes of flow rates. **Transactions of the ASME**, v.121, p.746-748, 1999.
- ROMIE, F. E. Transient response of the counterflow heat exchanger. **Transactions of the ASME**, v.106, p.620-626, Agosto, 1984.
- SEBORG, D. E.; EDGAR, T. F. e MELLICHAMP, D. A. **Process Dynamics and Control**. New York: Wiley & Sons Inc., 1989. 717p.
- SHARIFI, F.; NARANDJI, G. e MEHRAVARAN, K. Dynamic simulation of plate heat exchangers. **International Communication in Heat and Mass Transfer**, v.22, n.2, p.213-225, 1995.
- SHAW, I. S. e SIMÕES, M. G. **Controle e Modelagem Fuzzy**. 1.ed. São Paulo: Fapesp, 1999.
- SHIEH, J. S.; CHEN, H. C. e FERNG, L. H. Application of a Fuzzy Logic Controller in temperature control of a pilot high-temperature short-time heat exchanger. **Food Control**, v.2, p.91-96, 1992.
- STEPHANOPOULOS, G. **Chemical Process Control: an Introduction to Theory and Practice**. Englewood Cliffs: Prentice-Hall Inc., 1984. 696p.
- VERCET, A.; LOPEZ, P. e BURGOS, J. Inactivation of heat-resistance pectinmethylesterase from orange by manothermosonication. **Journal of Agricultural in Food Chemistry**, v.47, p.432-437, 1999.

VERSTEEG, C.; ROMBOOTS, F. M.; H., S. C. e PILNIK, W. Thermostability and orange juice cloud destabilizing properties of multiple pectinesterases from orange. **Journal of Food Science**, v.45, p.969-971, 1980.

ZALESKI, T. A general mathematical model of prallel-flow, multichannel heat eschangers and analysis of its properties. **Chemical Engineering Science**, v.39, n.7/8, p.1251-1260, 1984.

ZALESKI, T. e KLEPACKA, K. Approximate method of solving equations for plate heat exchangers. **international Journal of Heat and Mass Transfer**, v.35, n.5, p.1125-1130, 1992.

APÊNDICE A

A. 1) BASE DE REGRAS PARA O CONTROLADOR *FUZZY* DA SEÇÃO DE AQUECIMENTO EDITADA NO *RULE EDITOR* DA *TOOLBOX FUZZY*.

If (**Erro** is **NG**) and (**Derro** is **PG**) then (**Saida** is **ZR**);
 If (**Erro** is **NM**) and (**Derro** is **PG**) then (**Saida** is **PP**);
 If (**Erro** is **NP**) and (**Derro** is **PG**) then (**Saida** is **PM**);
 If (**Erro** is **ZR**) and (**Derro** is **PG**) then (**Saida** is **PG**);
 If (**Erro** is **PP**) and (**Derro** is **PG**) then (**Saida** is **PG**);
 If (**Erro** is **PM**) and (**Derro** is **PG**) then (**Saida** is **PG**);
 If (**Erro** is **PG**) and (**Derro** is **PG**) then (**Saida** is **PG**);
 If (**Erro** is **NG**) and (**Derro** is **PM**) then (**Saida** is **NP**);
 If (**Erro** is **NM**) and (**Derro** is **PM**) then (**Saida** is **ZR**);
 If (**Erro** is **NP**) and (**Derro** is **PM**) then (**Saida** is **PP**);
 If (**Erro** is **ZR**) and (**Derro** is **PM**) then (**Saida** is **PM**);
 If (**Erro** is **PP**) and (**Derro** is **PM**) then (**Saida** is **PG**);
 If (**Erro** is **PM**) and (**Derro** is **PM**) then (**Saida** is **PG**);
 If (**Erro** is **PG**) and (**Derro** is **PM**) then (**Saida** is **PG**);
 If (**Erro** is **NG**) and (**Derro** is **PP**) then (**Saida** is **NM**);
 If (**Erro** is **NM**) and (**Derro** is **PP**) then (**Saida** is **NP**);
 If (**Erro** is **NP**) and (**Derro** is **PP**) then (**Saida** is **ZR**);
 If (**Erro** is **ZR**) and (**Derro** is **PP**) then (**Saida** is **PP**);
 If (**Erro** is **PP**) and (**Derro** is **PP**) then (**Saida** is **PM**);
 If (**Erro** is **PM**) and (**Derro** is **PP**) then (**Saida** is **PG**);
 If (**Erro** is **PG**) and (**Derro** is **PP**) then (**Saida** is **PG**);
 If (**Erro** is **NG**) and (**Derro** is **ZR**) then (**Saida** is **NG**);
 If (**Erro** is **NM**) and (**Derro** is **ZR**) then (**Saida** is **NM**);
 If (**Erro** is **NP**) and (**Derro** is **ZR**) then (**Saida** is **NP**);
 If (**Erro** is **ZR**) and (**Derro** is **ZR**) then (**Saida** is **ZR**);
 If (**Erro** is **PP**) and (**Derro** is **ZR**) then (**Saida** is **PP**);
 If (**Erro** is **PM**) and (**Derro** is **ZR**) then (**Saida** is **PM**);
 If (**Erro** is **PG**) and (**Derro** is **ZR**) then (**Saida** is **PG**);
 If (**Erro** is **NG**) and (**Derro** is **NP**) then (**Saida** is **NG**);
 If (**Erro** is **NM**) and (**Derro** is **NP**) then (**Saida** is **NG**);
 If (**Erro** is **NP**) and (**Derro** is **NP**) then (**Saida** is **NM**);
 If (**Erro** is **ZR**) and (**Derro** is **NP**) then (**Saida** is **NP**);
 If (**Erro** is **PP**) and (**Derro** is **NP**) then (**Saida** is **ZR**);
 If (**Erro** is **PM**) and (**Derro** is **NP**) then (**Saida** is **PP**);
 If (**Erro** is **PG**) and (**Derro** is **NP**) then (**Saida** is **PM**);
 If (**Erro** is **NG**) and (**Derro** is **NM**) then (**Saida** is **NG**);
 If (**Erro** is **NM**) and (**Derro** is **NM**) then (**Saida** is **NG**);
 If (**Erro** is **NP**) and (**Derro** is **NM**) then (**Saida** is **NG**);
 If (**Erro** is **ZR**) and (**Derro** is **NM**) then (**Saida** is **NM**);
 If (**Erro** is **PP**) and (**Derro** is **NM**) then (**Saida** is **NP**);

If (**Erro** is **PM**) and (**Derro** is **NM**) then (**Saida** is **ZR**);
If (**Erro** is **PG**) and (**Derro** is **NM**) then (**Saida** is **PP**);
If (**Erro** is **NG**) and (**Derro** is **NG**) then (**Saida** is **NG**);
If (**Erro** is **NM**) and (**Derro** is **NG**) then (**Saida** is **NG**);
If (**Erro** is **NP**) and (**Derro** is **NG**) then (**Saida** is **NG**);
If (**Erro** is **ZR**) and (**Derro** is **NG**) then (**Saida** is **NG**);
If (**Erro** is **PP**) and (**Derro** is **NG**) then (**Saida** is **NM**);
If (**Erro** is **PM**) and (**Derro** is **NG**) then (**Saida** is **NP**);
If (**Erro** is **PG**) and (**Derro** is **NG**) then (**Saida** is **ZR**);

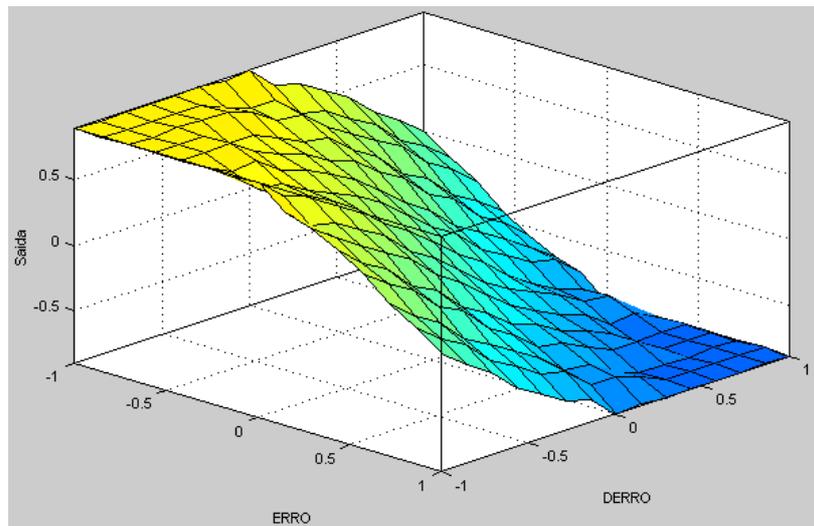


Figura A. 1 – Superfície de resposta para a variável Saída obtida a partir da matriz de base de regras proposta para a seção de aquecimento.

A. 2) BASE DE REGRAS PARA O CONTROLADOR FUZZY DA SEÇÃO DE RESFRIAMENTO EDITADA NO *RULE EDITOR* DA *TOOLBOX FUZZY*.

- 1) If (**Erro** is **NG**) and (**Derro** is **PG**) then (**Saida** is **ZR**);
- 2) If (**Erro** is **NM**) and (**Derro** is **PG**) then (**Saida** is **NP**);
- 3) If (**Erro** is **NP**) and (**Derro** is **PG**) then (**Saida** is **NM**);
- 4) If (**Erro** is **ZR**) and (**Derro** is **PG**) then (**Saida** is **NG**);
- 5) If (**Erro** is **PP**) and (**Derro** is **PG**) then (**Saida** is **NG**);
- 6) If (**Erro** is **PM**) and (**Derro** is **PG**) then (**Saida** is **NG**);
- 7) If (**Erro** is **PG**) and (**Derro** is **PG**) then (**Saida** is **NG**);
- 8) If (**Erro** is **NG**) and (**Derro** is **PM**) then (**Saida** is **PP**);
- 9) If (**Erro** is **NM**) and (**Derro** is **PM**) then (**Saida** is **ZR**);
- 10) If (**Erro** is **NP**) and (**Derro** is **PM**) then (**Saida** is **NP**);
- 11) If (**Erro** is **ZR**) and (**Derro** is **PM**) then (**Saida** is **NM**);
- 12) If (**Erro** is **PP**) and (**Derro** is **PM**) then (**Saida** is **NG**);
- 13) If (**Erro** is **PM**) and (**Derro** is **PM**) then (**Saida** is **NG**);
- 14) If (**Erro** is **PG**) and (**Derro** is **PM**) then (**Saida** is **NG**);
- 15) If (**Erro** is **NG**) and (**Derro** is **PP**) then (**Saida** is **PM**);
- 16) If (**Erro** is **NM**) and (**Derro** is **PP**) then (**Saida** is **PP**);
- 17) If (**Erro** is **NP**) and (**Derro** is **PP**) then (**Saida** is **ZR**);
- 18) If (**Erro** is **ZR**) and (**Derro** is **PP**) then (**Saida** is **NP**);
- 19) If (**Erro** is **PP**) and (**Derro** is **PP**) then (**Saida** is **NM**);
- 20) If (**Erro** is **PM**) and (**Derro** is **PP**) then (**Saida** is **NG**);
- 21) If (**Erro** is **PG**) and (**Derro** is **PP**) then (**Saida** is **NG**);
- 22) If (**Erro** is **NG**) and (**Derro** is **ZR**) then (**Saida** is **PG**);
- 23) If (**Erro** is **NM**) and (**Derro** is **ZR**) then (**Saida** is **PM**);
- 24) If (**Erro** is **NP**) and (**Derro** is **ZR**) then (**Saida** is **PP**);
- 25) If (**Erro** is **ZR**) and (**Derro** is **ZR**) then (**Saida** is **ZR**);
- 26) If (**Erro** is **PP**) and (**Derro** is **ZR**) then (**Saida** is **NP**);
- 27) If (**Erro** is **PM**) and (**Derro** is **ZR**) then (**Saida** is **NM**);
- 28) If (**Erro** is **PG**) and (**Derro** is **ZR**) then (**Saida** is **NG**);
- 29) If (**Erro** is **NG**) and (**Derro** is **NP**) then (**Saida** is **PG**);
- 30) If (**Erro** is **NM**) and (**Derro** is **NP**) then (**Saida** is **PG**);
- 31) If (**Erro** is **NP**) and (**Derro** is **NP**) then (**Saida** is **PM**);
- 32) If (**Erro** is **ZR**) and (**Derro** is **NP**) then (**Saida** is **PP**);
- 33) If (**Erro** is **PP**) and (**Derro** is **NP**) then (**Saida** is **ZR**);
- 34) If (**Erro** is **PM**) and (**Derro** is **NP**) then (**Saida** is **NP**);
- 35) If (**Erro** is **PG**) and (**Derro** is **NP**) then (**Saida** is **NM**);
- 36) If (**Erro** is **NG**) and (**Derro** is **NM**) then (**Saida** is **PG**);
- 37) If (**Erro** is **NM**) and (**Derro** is **NM**) then (**Saida** is **PG**);
- 38) If (**Erro** is **NP**) and (**Derro** is **NM**) then (**Saida** is **PG**);
- 39) If (**Erro** is **ZR**) and (**Derro** is **NM**) then (**Saida** is **PM**);
- 40) If (**Erro** is **PP**) and (**Derro** is **NM**) then (**Saida** is **PP**);
- 41) If (**Erro** is **PM**) and (**Derro** is **NM**) then (**Saida** is **ZR**);
- 42) If (**Erro** is **PG**) and (**Derro** is **NM**) then (**Saida** is **NP**);
- 43) If (**Erro** is **NG**) and (**Derro** is **NG**) then (**Saida** is **PG**);

- 44) If (**Erro** is **NM**) and (**Derro** is **NG**) then (**Saida** is **PG**);
45) If (**Erro** is **NP**) and (**Derro** is **NG**) then (**Saida** is **PG**);
46) If (**Erro** is **ZR**) and (**Derro** is **NG**) then (**Saida** is **PG**);
47) If (**Erro** is **PP**) and (**Derro** is **NG**) then (**Saida** is **PM**);
48) If (**Erro** is **PM**) and (**Derro** is **NG**) then (**Saida** is **PP**);
49) If (**Erro** is **PG**) and (**Derro** is **NG**) then (**Saida** is **ZR**);

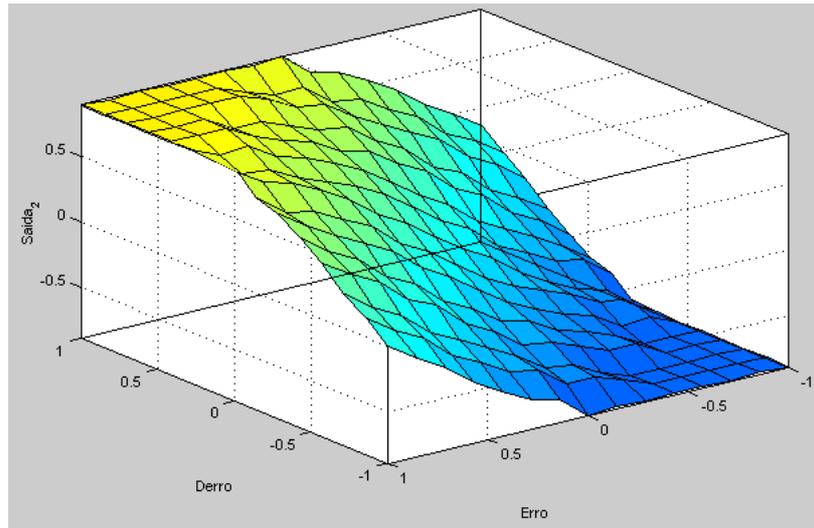


Figura A. 2 – Superfície de resposta para a variável Saída₂ obtida a partir da matriz de base de regras proposta para a seção de resfriamento.