

Diogo Luiz de Oliveira

**DESENVOLVIMENTO DE UM SIMULADOR PARA O ESTUDO
DE ESTRATÉGIAS DE CONTROLE EM COLUNAS DE
DESTILAÇÃO COM AQUECIMENTO DISTRIBUÍDO**

Dissertação submetida ao
Programa de Pós-Graduação em
Engenharia Química da
Universidade Federal de Santa
Catarina para a obtenção do Grau
de Mestre em Engenharia Química

Orientador: Prof. Dr. Ariovaldo
Bolzan

Florianópolis
2013

Ficha de identificação da obra elaborada pelo autor,
através do Programa de Geração Automática da Biblioteca Universitária da UFSC.

Oliveira, Diogo Luiz de

Desenvolvimento de um simulador para o estudo de estratégias de controle em colunas de destilação com aquecimento distribuído / Diogo Luiz de Oliveira ; orientador, Ariovaldo Bolzan - Florianópolis, SC, 2013.
155 p.

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Santa Catarina, Centro Tecnológico. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química.

Inclui referências

1. Engenharia Química. 2. Colunas de destilação. 3. Hysys®. 4. Controle. 5. Aquecimento distribuído. I. Bolzan, Ariovaldo. II. Universidade Federal de Santa Catarina. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química. III. Título.

Diogo Luiz de Oliveira

**DESENVOLVIMENTO DE UM SIMULADOR PARA O
ESTUDO DE ESTRATÉGIAS DE CONTROLE EM COLUNAS
DE DESTILAÇÃO COM AQUECIMENTO DISTRIBUÍDO**

Esta Dissertação foi julgada adequada para obtenção do Título de “Mestre”, e aprovada em sua forma final pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Catarina

Florianópolis, 25 de Fevereiro de 2013.

Prof. Ricardo A. F. Machado, Dr.
Coordenador do CPGENQ

Banca Examinadora:

Prof. Ariovaldo Bolzan, Dr.
Orientador
UFSC

Leandro Osmar Werle, Dr.
UFSC

Prof. Cintia Marangoni, Dr^a.
UNIVILLE

Prof. Cintia Soares, Dr^a.
UFSC

Este trabalho é dedicado aos meus pais, pelo apoio incondicional em todos os momentos.

AGRADECIMENTOS

Ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Catarina, em especial ao Laboratório de Controle de Processos, que ofereceu totais condições para a realização do trabalho.

À Agência Nacional de Petróleo - ANP, pelo apoio financeiro prestado por intermédio de seu Programa de Recursos Humanos para Formação de Engenheiros no Setor de Petróleo e Gás - PRH34.

Ao meu orientador Prof. Dr. Ariovaldo Bolzan, pelo apoio, acompanhamento, confiança e ideias que muito contribuíram para o desenvolvimento do trabalho.

Aos meus colegas de trabalho, Iaçanã Parisotto, Leandro Werle e Tiago Peruzzo pelas sugestões feitas ao longo dessa jornada e, principalmente, pelo convívio e amizade.

A todos os colegas do LCP e do PRH34 por toda ajuda e atenção prestados e pelas dúvidas esclarecidas.

Aos meus familiares e, principalmente, aos meus pais Edison Luiz de Oliveira e Maria de Fátima Albuquerque de Oliveira, por todo suporte e apoio durante toda minha vida acadêmica.

Descobrir consiste em olhar para o que todo
mundo está vendo e pensar em uma coisa
diferente.

(Roger Von Oech)

RESUMO

Processos de destilação tendem a apresentar dinâmica lenta, o que gera elevados períodos de transição quando o processo é perturbado. Inúmeros estudos são realizados buscando-se implementar uma abordagem adequada à dinâmica do processo visando diminuir estes transientes. Novas estratégias de controle com ação distribuída nos pratos vem sendo proposta em diversos estudos, surgindo como alternativa aos métodos convencionais normalmente utilizados onde o controle é realizado centralizado na base e no topo. Testes já foram realizados em uma unidade experimental com a estratégia de controle distribuído, visando comprovar a minimização de transientes e fazer uma avaliação do gasto energético do processo, onde foram obtidos resultados positivos que viabilizam o método. Neste trabalho se propõe o desenvolvimento de um simulador de coluna de destilação operando com aquecimento distribuído utilizando o software comercial Hysys[®]. A partir das simulações é possível ter acesso a diversas informações não disponíveis experimentalmente, principalmente no que diz respeito às variáveis internas da coluna. Além disto, diferentemente da planta experimental, a simulação permite implementar uma malha de controle da composição do destilado. Sendo assim, além de comprovar a diminuição dos transientes, a simulação pretende comprovar a manutenção da qualidade dos produtos. Inicialmente foram construídas as simulações em estado estacionário, as quais foram validadas a partir de resultados obtidos experimentalmente na planta piloto. A partir do modelo estático foi desenvolvida a simulação no modo dinâmico, onde inúmeros testes foram realizados para avaliar seu desempenho e a eficiência dos controladores. Após a realização de vários ajustes, chegou-se a um modelo simulado com respostas bastante similares à planta real, a partir do qual foram realizados estudos do desempenho das estratégias de controle quando realizadas perturbações na temperatura e vazão da corrente de alimentação. A abordagem de controle com aquecimento distribuído se mostrou mais eficiente que o controle convencional na rejeição de transientes, sem prejudicar a qualidade do produto de topo. Ao serem comparadas diferentes maneiras de aquecimento distribuído, observou-se que o controle de temperatura do quarto prato é a melhor estratégia em casos de perturbações na temperatura da alimentação, enquanto o aquecimento constante de um estágio da seção retificação ou do prato de alimentação é a melhor forma de rejeitar perturbações na vazão de entrada do processo.

Palavras-Chave: Colunas de Destilação, Hysys[®], Controle, Aquecimento Distribuído.

ABSTRACT

Distillation processes tend to have slow dynamics, which generates high transition periods when the process is perturbed. Numerous studies are done to find a suitable approach to the dynamics of the process to reduce these transients and to ensure the economic viability of the process. In previous studies our group proposed a new control strategy with action distributed in stages, unlike conventional methods normally used, where control is performed at the base and the top. An experimental unit was built to conduct tests to study the minimization of transients and make an assessment of energy expenditure, obtaining positive results that enable the process. Aiming to continue this line of research, this paper proposes the development of a distillation column simulator using commercial software Hysys in dynamic mode. From simulations it is possible to access various information not available experimentally, principally the internal variables of the column. Moreover, unlike the experimental plant, the simulation has control of the composition of the distillate. Thus, besides proving the reduction of transient, this simulations intends to investigate the maintenance of product quality. Initially were constructed steady state simulations, which were validated from experimental results in the pilot plant. From the static model was developed the simulation in dynamic mode, in which numerous tests were conducted to evaluate its performance and efficiency of the controllers. After several adjustments are made, the simulations showed results very similar to the real plant, from which studies have been conducted on the performance of the control strategy when made perturbations in temperature and flow rate of the feed stream. The distributed heating is more efficient than the conventional control for rejecting transients without interfering with the top product quality. When comparing different ways of heating distributed, it was observed that the temperature control of the fourth plate is the best strategy in case of disturbances in the feed temperature, while the constant heating of a stage of the rectification section or the feeding dish is best way to reject disturbances in the flow process input.

Keywords: Distillation Columns, Hysys[®], Control, Distributed Heating.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2-1 Esquema de uma coluna de destilação simples.....	6
Figura 2-2 Variáveis controladas e correntes manipuladas em uma coluna clássica.....	10
Figura 2-3 Configuração de uma coluna hipotética (a) típica; (b) com aquecimento distribuído ao longo da coluna.....	13
Figura 3-1 Unidade piloto.....	17
Figura 3-2 Prato perfurado existente em cada módulo.....	18
Figura 3-3 Vista superior dos módulos com detalhamento do prato (a) Com resistência elétrica, (b) Convencional.....	19
Figura 3-4 Ilustração geral das malhas de controle implementadas.....	21
Figura 3-5 Seleção de componentes – HYSYS®.....	23
Figura 3-6 Seleção do Modelo Termodinâmico – HYSYS®.....	23
Figura 3-7 Visualização do PFD - HYSYS®.....	24
Figura 3-8 Caracterização da corrente de energia.....	25
Figura 3-9 Perfis de temperatura obtidos experimentalmente e por simulação.....	28
Figura 3-10 Definição de parâmetros de uma válvula - HYSYS®.....	29
Figura 3-11 Especificação de parâmetros da coluna – HYSYS®.....	30
Figura 3-12 Dimensionamento dos reservatórios com acúmulo - HYSYS®.....	30
Figura 3-13 Ajuste dos parâmetros dos controladores PID – HYSYS®.....	32
Figura 3-14 Modo PFD Dinâmico – Hysys®.....	33
Figura 3-15 Correntes internas - Modo PFD dinâmico - Hysys®.....	33
Figura 4-1 Resposta ao degrau na composição de destilado.....	37
Figura 4-2 Variação na abertura de válvula refluxo.....	38
Figura 4-3 Controle de nível da base.....	39
Figura 4-4 Vazão de produto de fundo.....	39
Figura 4-5 Controle de nível do condensador.....	40
Figura 4-6 Variação na abertura de válvula de produto de topo.....	40
Figura 4-7 Controle de temperatura da base.....	41
Figura 4-8 Abertura de válvula de fornecimento de calor na base.....	41
Figura 4-9 Controle de temperatura do segundo prato.....	42
Figura 4-10 Calor fornecido ao segundo prato.....	42
Figura 4-11 Perfil de temperatura - Seção de esgotamento - Controle convencional.....	44
Figura 4-12 Perfil de temperatura - Seção de esgotamento - Aquecimento constante do prato 2.....	45
Figura 4-13 Perfil de temperatura - Seção de esgotamento - Controle de temperatura do prato 8.....	45

Figura 4-14 Perfil de temperatura - Seção de esgotamento - Controle de temperatura do prato 2	46
Figura 4-15 Perfil de temperatura - Seção de esgotamento - Controle de temperatura do prato 3	46
Figura 4-16 Perfil de temperatura - Seção de esgotamento - Controle de temperatura do prato 4	47
Figura 4-17 Perfil de temperatura - Seção de retificação - Controle convencional	48
Figura 4-18 Perfil de temperatura - Seção de retificação - Controle prato 2	48
Figura 4-19 Perfil de temperatura - Seção de retificação - Controle prato 4	49
Figura 4-20 Perfil de temperatura - Seção de retificação - Controle prato 8	49
Figura 4-21 Temperatura do segundo prato - Controle de temperatura do prato 2	50
Figura 4-22 Calor fornecido ao prato 2 - Controle de temperatura do prato 2	51
Figura 4-23 Temperatura do quarto prato - Controle de temperatura do prato 4	51
Figura 4-24 Calor fornecido ao prato 4 - Controle de temperatura do prato 4	52
Figura 4-25 Temperatura do oitavo prato - Aquecimento distribuído prato 8	52
Figura 4-26 Calor fornecido ao prato 8 - Controle de temperatura do prato 8	53
Figura 4-27 Temperatura da base - Controle convencional e aquecimento constante do prato 2	54
Figura 4-28 Temperatura da base - Controle convencional e controle de temperatura do prato 2	54
Figura 4-29 Temperatura da base - Controle de temperatura dos pratos 2 e 8	55
Figura 4-30 Temperatura da base - Controle de temperatura dos pratos 2 e 4	55
Figura 4-31 Calor fornecido pelo refervedor - Controle convencional e aquecimento constante do prato 2	56
Figura 4-32 Calor adicionado na coluna - Controle de temperatura do prato 8	57
Figura 4-33 Calor fornecido na base - Controle de temperatura pratos 2 e 4	57

Figura 4-34 Nível da base - Controle convencional.....	58
Figura 4-35 Abertura de válvula vazão de base - Controle convencional ...	59
Figura 4-36 Nível acumulador - Controle convencional e aquecimento constante do prato 2	60
Figura 4-37 Abertura de válvula vazão de topo - Controle convencional e aquecimento constante do prato 2	60
Figura 4-38 Nível acumulador: controle convencional e temperatura do prato 3	61
Figura 4-39 Abertura válvula: controle convencional e temperatura do prato 3	61
Figura 4-40 Nível acumulador - Controle de temperatura dos pratos 3 e 4	62
Figura 4-41 Abertura de válvula - Controle de temperatura dos pratos 3 e 4	62
Figura 4-42 Nível acumulador - Controle de temperatura dos Pratos 4 e 11	63
Figura 4-43 Abertura de válvula - Controle de temperatura dos pratos 4 e 11.....	63
Figura 4-44 Composição do destilado - Controle convencional e aquecimento constante do prato 2	64
Figura 4-45 Composição do destilado - Controle convencional e controle de temperatura do prato 2.....	65
Figura 4-46 Composição do destilado - Controle temperatura dos pratos 5 e 11	66
Figura 4-47 Composição do destilado - Controle de temperatura dos pratos 3 e 4	66
Figura 4-48 Composição de destilado - Controle convencional -.....	68
Figura 4-49 Composição de destilado - Controle de temperatura do prato 8	68
Figura 4-50 Perfil temperatura - Esgotamento - Controle convencional	71
Figura 4-51 Perfil temperatura - Esgotamento - Aquecimento constante prato 2	71
Figura 4-52 Perfil temperatura - Esgotamento - Aquecimento constante prato 2	72
Figura 4-53 Perfil temperatura - Esgotamento - Controle temperatura prato 4.....	72
Figura 4-54 Perfil temperatura - Esgotamento - Controle temperatura prato 8.....	73
Figura 4-55 Perfil de temperatura - Seção de retificação - Controle convencional.....	74

Figura 4-56 Perfil de temperatura - Seção de retificação - Aquecimento distribuído prato 2	74
Figura 4-57 Perfil de temperatura - Seção de Retificação - Controle de temperatura prato 4	75
Figura 4-58 Perfil de temperatura - Seção de Retificação - Controle de temperatura prato 8	75
Figura 4-59 Temperatura do segundo prato - Controle de temperatura do prato 2	76
Figura 4-60 Temperatura do quarto prato - Controle de temperatura do prato 4	77
Figura 4-61 Temperatura do oitavo prato - Controle de temperatura do prato 8	77
Figura 4-62 Calor fornecido ao segundo prato - Controle temperatura do prato 2	78
Figura 4-63 Calor fornecido ao quarto prato - Controle temperatura do prato 4	78
Figura 4-64 Calor Fornecido ao oitavo prato – Controle temperatura do prato 8	79
Figura 4-65 Nível da base - Controle convencional, aquecimento constante e controle de temperatura do prato 2.....	80
Figura 4-66 Vazão molar líquida - Seção esgotamento – Controle convencional.....	80
Figura 4-67 Vazão molar interna de líquido - Seção de esgotamento – Aquecimento constante prato 2	81
Figura 4-68 Vazão molar interna de líquido - Seção de esgotamento – Controle de temperatura do prato 2	81
Figura 4-69 Nível da base - Controle de temperatura do prato 4 e aquecimento constante do prato 2	82
Figura 4-70 Nível base - Controle temperatura prato 11/Aquecimento do prato 2	83
Figura 4-71 Abertura de válvula - Controle temperatura pratos 2 e 11.....	83
Figura 4-72 Temperatura da base - Controle convencional e aquecimento constante do prato 2	84
Figura 4-73 Temperatura da base - Controle de temperatura e aquecimento constante do prato 2	85
Figura 4-74 Temperatura da base - Controle temperatura do prato 4 e aquecimento constante do prato 2	85
Figura 4-75 Temperatura da base - Controle temperatura do prato 8 e aquecimento constante do prato 2	86

Figura 4-76 Calor refervedor - Controle convencional e aquecimento do prato 2	87
Figura 4-77 Calor fornecido para coluna - Controle de temperatura do Prato 2	87
Figura 4-78 Calor fornecido para coluna - Controle de temperatura do Prato 4	88
Figura 4-79 Calor fornecido para coluna - Controle de temperatura do Prato 8	88
Figura 4-80 Nível acumulador - Controle convencional, aquecimento constante e controle de temperatura do prato 2	89
Figura 4-81 Abertura de válvula - Vazão de destilado - Controle convencional, aquecimento constante e controle de temperatura do segundo prato	90
Figura 4-82 Nível acumulador - Controle de temperatura dos pratos 4 e 11	90
Figura 4-83 Composição destilado - Controle convencional e controle de temperatura dos pratos 2 e 4	91
Figura 4-84 Composição do destilado - Aquecimento constante do prato 2 e controle de temperatura dos pratos 2 e 3.....	92
Figura 4-85 Composição do destilado - Controle temperatura dos pratos 8 e 11	93
Figura 4-86 Abertura de válvula - Vazão de refluxo - Controle de temperatura dos pratos 2, 4 e 11	93
Figura 4-87 Perfil de temperatura - Seção esgotamento - Controle convencional.....	95
Figura 4-88 Perfil de temperatura - Seção de esgotamento - Aquecimento constante do prato 2	95
Figura 4-89 Perfil temperatura - Esgotamento - Controle temperatura do prato 2	96
Figura 4-90 Perfil temperatura - Esgotamento - Controle temperatura do prato 4	96
Figura 4-91 Perfil de temperatura - Seção de esgotamento - Controle de temperatura do prato 8.....	97
Figura 4-92 Perfil de temperatura - Seção de retificação - Controle convencional.....	98
Figura 4-93 Perfil de temperatura - Seção de retificação - Aquecimento constante do prato 2	98
Figura 4-94 Perfil de temperatura - Seção de retificação - Controle de temperatura do prato 2.....	99

Figura 4-95 Perfil de temperatura - Seção de retificação - Controle de temperatura do prato 8	99
Figura 4-96 Temperatura oitavo prato - Aquecimento distribuído prato 8	100
Figura 4-97 Calor adicionado oitavo prato - Controle de temperatura do prato 8	101
Figura 4-98 Temperatura do estágio - Controle de temperatura dos pratos 2 e 4	101
Figura 4-99 Calor fornecido ao estágio - Controle de temperatura pratos 2 e 4	102
Figura 4-100 Nível da base - Controle convencional e aquecimento constante do prato 2	103
Figura 4-101 Nível da base - Controle de temperatura dos pratos 4 e 11	104
Figura 4-102 Abertura de válvula - Vazão de base	104
Figura 4-103 Temperatura da base - Controle convencional e aquecimento constante do prato 2	105
Figura 4-104 Temperatura da base - Controle de temperatura dos pratos 2 e 4	106
Figura 4-105 Temperatura base - Controle temperatura do prato 8 e aquecimento constante do prato 2	107
Figura 4-106 Calor adicionado pelo refeedor - Controle convencional, aquecimento constante do prato 2 e controle de temperatura dos pratos 2 e 8	107
Figura 4-107 Nível do acumulador - Controle convencional e aquecimento constante do prato 2	108
Figura 4-108 Nível do acumulador - Controle de temperatura dos pratos 2 e 8	109
Figura 4-109 Abertura de válvula - Vazão de destilado - Controle convencional e controle de temperatura dos pratos 2 e 8	110
Figura 4-110 Composição de destilado - Controle convencional e aquecimento constante do prato 2	111
Figura 4-111 Composição de destilado - Controle de temperatura dos pratos 2 e 4	111
Figura 4-112 Composição de destilado - Controle de temperatura pratos 8 e 11	112
Figura 4-113 Abertura de válvula - Vazão de refluxo - Controle de temperatura dos pratos 2 e 11	112

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 Caracterização da corrente de alimentação	24
Tabela 2 Especificações para a simulação no modo estático.....	25
Tabela 3 Eficiência dos estágios	26
Tabela 4 Dados experimentais e simulados da corrente de fundo em estado estacionário	27
Tabela 5 Dados experimentais e simulados da corrente de topo em estado estacionário	27
Tabela 6 Malhas de controle.....	32
Tabela 7 Caracterização da corrente de alimentação.....	43
Tabela 8 Configurações de aquecimento distribuído com melhores desempenhos frente a perturbações na temperatura da corrente de alimentação	69
Tabela 9 Caracterização da corrente de alimentação.....	70
Tabela 10 Estratégias de controle ou configurações de aquecimento distribuído com melhores desempenhos para cada malha de controle, frente a perturbações positivas na vazão da corrente de alimentação	114
Tabela 11 Estratégias de controle ou configurações de aquecimento distribuído com melhores desempenhos para cada malha de controle, frente a perturbações negativas na vazão da corrente de alimentação	114

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

AD - Assistente Dinâmico
B - Vazão de produto de base
D - Vazão de destilado
F - Vazão de alimentação
FC - Controlador de vazão
FIC100 - Controlador PID da vazão de refluxo
FIC102 - Controlador PID da vazão de Alimentação
L - Vazão de líquido
LC - Controlador de nível
LCP - Laboratório de Controle de Processos
LIC100 - Controlador PID do nível do acumulador
LIC101 - Controlador PID do nível da base
MV - Variável manipulada
OP - Abertura de válvula
P - Pressão
PID - Controlador Proporcional-Integrativo-Derivativo
Pt100 - Sensores de temperatura
PV - Variável do processo
Q100 - Calor fornecido pelo aquecimento distribuído
Qc - Calor retirado pelo condensador
Qr - Calor adicionado pelo refeedor
R - Vazão de refluxo
R2 - Resistência elétrica instalada no segundo prato
SP - Set Point
T - Temperatura
TC - Controlador de temperatura
V - Vazão de vapor
X - Composição volumétrica
XIC100 - Controlador PID da composição de destilado

SUMÁRIO

<u>CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO</u>	1
1.1 IMPORTÂNCIA DO ESTUDO	1
1.2 OBJETIVOS.....	3
1.3 ESTRUTURA DO TRABALHO	3
<u>CAPÍTULO 2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</u>	5
2.1 COLUNAS DE DESTILAÇÃO	5
2.2 TRANSIENTES DE OPERAÇÃO	7
2.3 SISTEMAS DE CONTROLE	9
2.3.1 CONTROLE DE INVENTÁRIO	10
2.3.2 CONTROLE DE COMPOSIÇÃO	11
2.4 MINIMIZAÇÃO DE TRANSIENTES.....	11
2.5 CONTROLE COM AÇÃO DISTRIBUÍDA	13
2.6 SIMULAÇÃO DE PROCESSOS	14
2.6.1 O SOFTWARE HYSYS®	16
<u>CAPÍTULO 3 - MATERIAIS E MÉTODOS</u>	17
3.1 DESCRIÇÃO DA UNIDADE EXPERIMENTAL	17
3.2 IMPLEMENTAÇÃO DO MODELO.....	21
3.3 DESENVOLVIMENTO DO MODELO ESTÁTICO.....	22
3.3.1 SELEÇÃO DOS COMPONENTES	22
3.3.2 SELEÇÃO DO MODELO TERMODINÂMICO	23
3.3.3 CARACTERIZAÇÃO DA CARGA DO SISTEMA	24
3.3.4 CONSTRUÇÃO DO FLUXOGRAMA.....	24
3.3.5 ESPECIFICAÇÃO DOS GRAUS DE LIBERDADE	26
3.3.6 VALIDAÇÃO DA SIMULAÇÃO EM MODO ESTÁTICO.....	26
3.3.6.1 Eficiência dos Pratos.....	26
3.3.6.2 Correntes de topo e fundo.....	27
3.3.6.3 Perfil de Temperatura	27
3.4 DESENVOLVIMENTO DO MODELO DINÂMICO.....	29

3.5 MALHAS DE CONTROLE	30
3.6 DETERMINAÇÃO DAS PERTURBAÇÕES E ESTRATÉGIAS DE CONTROLE.....	34
3.7 AVALIAÇÃO DOS EFEITOS DAS PERTURBAÇÕES	34

CAPÍTULO 4 - RESULTADOS E DISCUSSÃO..... **37**

4.1 MUDANÇAS NO SET-POINT DA COMPOSIÇÃO DE DESTILADO	37
4.2 DEGRAU NEGATIVO NA TEMPERATURA DE ALIMENTAÇÃO.	43
4.2.1 PERFIL DE TEMPERATURA.....	43
4.2.1.1 Seção de esgotamento	44
4.2.1.2 Seção de retificação.....	47
4.2.2 MALHA DE CONTROLE TEMPERATURA - AQUECIMENTO DISTRIBUÍDO (DETALHAMENTO DOS PRATOS 2, 4 E 8).....	50
4.2.3 MALHA DE CONTROLE DE TEMPERATURA DA BASE	53
4.2.4 MALHA DE CONTROLE DE NÍVEL DA BASE	58
4.2.5 MALHA DE CONTROLE DE NÍVEL DO ACUMULADOR.....	59
4.2.6 CONTROLE DE COMPOSIÇÃO DE DESTILADO.....	64
4.3 DEGRAU POSITIVO - TEMPERATURA DE ALIMENTAÇÃO.....	67
4.3.1 ANÁLISE DOS DADOS	67
4.4 CONCLUSÕES - PERTURBAÇÃO NA TEMPERATURA DE ALIMENTAÇÃO	69
4.5 DEGRAU NEGATIVO NA VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO	70
4.5.1 PERFIL DE TEMPERATURA.....	70
4.5.1.1 Seção de esgotamento	70
4.5.1.2 Seção de retificação.....	73
4.5.2 MALHA CONTROLE DE TEMPERATURA - AQUECIMENTO DISTRIBUÍDO	76
4.5.3 MALHA DE CONTROLE DE NÍVEL DA BASE	79
4.5.4 MALHA DE CONTROLE DE TEMPERATURA DA BASE	84
4.5.5 MALHA DE CONTROLE DE NÍVEL DO ACUMULADOR	89
4.5.6 MALHA DE CONTROLE DE COMPOSIÇÃO DE DESTILADO	91
4.6 DEGRAU POSITIVO NA VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO.....	94
4.6.1 PERFIL DE TEMPERATURA.....	94
4.6.1.1 Seção de esgotamento	94
4.6.1.2 Seção de retificação.....	97

4.6.2 MALHA DE CONTROLE DE TEMPERATURA - AQUECIMENTO DISTRIBUÍDO.....	100
4.6.3 MALHA DE CONTROLE DE NÍVEL DA BASE.....	102
4.6.4 MALHA DE CONTROLE DE TEMPERATURA DA BASE	105
4.6.5 MALHA DE CONTROLE DE NÍVEL DO ACUMULADOR	108
4.6.6 MALHA DE CONTROLE DE COMPOSIÇÃO DE DESTILADO.....	110
4.7 CONCLUSÕES - PERTURBAÇÃO NA VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO.....	113
<u>CAPÍTULO 5 - CONCLUSÕES.....</u>	<u>117</u>
5.1 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	118
<u>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</u>	<u>121</u>

Capítulo 1 - INTRODUÇÃO

Nos últimos anos diversas técnicas avançadas de controle vêm sendo testadas em colunas de destilação visando diminuir seus transientes de operação. Além disto, existem estudos que propõem a mudança da configuração convencional da coluna, como é o caso da estratégia de controle baseada em ação distribuída. O método consiste na inserção de pontos intermediários de aquecimento ao longo da coluna de destilação, diferentemente do método convencional onde o calor é fornecido exclusivamente em sua base. Essa estratégia foi inicialmente testada de forma experimental por Marangoni (2005), em uma unidade piloto que foi projetada e construída como parte de seu trabalho. Na mesma linha de pesquisa, Werle (2007) modificou as condições de operação da planta, buscando uma melhora na redução dos transientes, além de realizar uma avaliação do gasto energético do processo.

Visando dar continuidade a esta linha de pesquisa, este trabalho propõe a utilização do *software* comercial Hysys[®] para o desenvolvimento de uma simulação de coluna de destilação operando com aquecimento distribuído. A partir das simulações é possível ter acesso a diversas informações não disponíveis experimentalmente, principalmente no que diz respeito às variáveis internas da coluna. Além disto, diferentemente da planta experimental, a simulação permite implementar uma malha de controle da composição do destilado, com o objetivo de comprovar a manutenção da qualidade dos produtos.

Neste capítulo será apresentada a motivação do trabalho, bem como os objetivos e sua importância para a indústria de petróleo e gás.

1.1 IMPORTÂNCIA DO ESTUDO

A destilação é um dos processos de separação mais utilizados nas indústrias químicas e petroquímicas. O equipamento mais comum para realizar a destilação é a coluna com pratos, que consiste de uma seqüência vertical de estágios onde ocorre o contato entre o vapor e o líquido. Para a indústria de petróleo, a etapa de destilação é aquela mais onerosa e que mais oferece oportunidades de estudo, otimização e implementação de novas estratégias de controle devido a sua complexidade e comportamento não-linear.

As colunas de destilação são um dos equipamentos de separação mais utilizados na indústria petroquímica. Estes equipamentos estão relacionados com grande parte do consumo energético nestas indústrias. Segundo Kalid (1999), nos últimos 20 anos, com o aumento

significativo nos custos da energia, adotou-se uma nova orientação no projeto conceitual das novas plantas, bem como alterações nas existentes. Tornou-se necessário uma análise econômica mais detalhada entre o capital investido e custos com energia, visando a obtenção de sistemas mais eficientes energeticamente.

Deste modo, o desenvolvimento de estratégias de controle possui um significado particular do ponto de vista econômico. O rápido alcance do estado estacionário minimiza o tempo necessário para atender as especificações desejadas do produto quando o sistema é perturbado. Entretanto, inúmeras dificuldades encontradas no controle destas unidades são responsáveis pela geração de transientes longos no processo, resultando em produto não desejado.

A implementação de técnicas avançadas de controle é uma das soluções mais utilizadas para minimizar transientes nas colunas de destilação. Porém, uma alternativa que vem sendo proposta é a mudança da configuração convencional da coluna. Modificações em sua estrutura física podem melhorar o desempenho do processo e, por consequência, dos controladores (MARANGONI 2005).

Inúmeras alterações na estrutura física da coluna são testadas visando melhorias de eficiência e consumo energético. Neste contexto, diversas técnicas têm sido apresentadas na literatura, tais como a coluna de parede dividida (WRIGHT, 1949), sendo esta posteriormente nomeada como coluna Petlyuk após um estudo teórico detalhado apresentado por (PETLYUK et al., 1965). São relatadas também a coluna de destilação com bomba assistida (NULL, 1976), coluna de destilação diabática (FONYO, 1974), colunas inter acopladas (HASELDEN, 1977) e coluna de destilação com integração energética concêntrica (GOVIND, 1986). Finalmente, tem-se os processos com transferência de energia fracionados, tais como a coluna casco e tubo (ASO et al., 1998) e a coluna com trocador de calor compacto (MAH, 1980; TUNG et al., 1986).

O controle de colunas de destilação é normalmente realizado centralizado na base e no topo. Marangoni (2005) propôs uma nova estratégia de controle com aquecimento distribuído nos pratos, diferentemente dos métodos convencionais normalmente utilizados, conseguindo diminuir os transientes de operação. Werle (2007) realizou estudos nesta mesma unidade testando outras condições de operação, que visavam, além da minimização de transientes de operação, fazer uma avaliação do gasto energético lançando mão também da estratégia de controle distribuído, novamente obtendo resultados positivos que viabilizam o processo.

Por meio deste trabalho, visa-se dar segmento a esta linha de pesquisa. A finalidade deste estudo é desenvolver um simulador em ambiente Hysys[®], onde serão estudadas estratégias de controle de unidades de destilação operando com aquecimento distribuído.

1.2 OBJETIVOS

Neste trabalho está se propondo o desenvolvimento de um simulador de uma coluna de destilação utilizando o *software* comercial Hysys[®]. As simulações tem como objetivo o estudo de uma estratégia de controle com ação distribuída nos pratos visando minimizar os transientes de operação de torres de destilação, focando principalmente nas variáveis internas da coluna, que não podem ser medidas experimentalmente. O trabalho foi desenvolvido tendo como base a coluna de destilação com aquecimento distribuído situada no Laboratório de Controle de Processos do Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Catarina.

De forma específica este trabalho visa:

- i. utilizar o *software* Hysys[®] para desenvolver um simulador computacional que permita estudar diferentes estratégias e técnicas de controle em colunas de destilação;
- ii. verificar o comportamento das variáveis internas da coluna, difíceis de serem medidas experimentalmente;
- iii. introduzir uma malha de controle de composição de destilado para verificar se a estratégia de controle com ação distribuída, além de minimizar os transientes, mantém a qualidade dos produtos;
- iv. encontrar a melhor localização da ação de controle distribuída frente a perturbações na temperatura e vazão da corrente de alimentação;

1.3 ESTRUTURA DO TRABALHO

A dissertação segue a seguinte ordem:

Iniciou-se com o Capítulo 1 apresentando, uma introdução sobre o assunto abordado, bem como a importância e os objetivos do estudo.

No Capítulo 2 apresenta-se uma revisão dos conceitos relativos às colunas de destilação, com foco na descrição das características do processo que geram transientes e nas respectivas estratégias de controle para minimizar este aspecto. A estratégia de controle com ação distribuída é descrita detalhadamente no final do capítulo.

No Capítulo 3 é feita uma breve descrição da coluna de destilação localizada no Laboratório de Controle de Processos do Departamento de Engenharia Química, na Universidade Federal de Santa Catarina.

A seguir, no Capítulo 4, se apresenta o software HYSYS, bem como o desenvolvimento das simulações nos estados estacionário e dinâmico e sua validação a partir de dados experimentais.

No Capítulo 5 são mostrados os resultados e análises do desempenho das variáveis e malhas de controle frente às perturbações na temperatura e na vazão da corrente de alimentação. Diversas disposições de aquecimento distribuído foram testados até se encontrar a melhor estratégia de controle.

Finalmente, no Capítulo 6, são apresentadas as conclusões e sugestões para futuros trabalhos.

Capítulo 2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo será apresentado o processo de destilação em colunas de fracionamento, com foco nos longos transientes de operação existentes nesta operação unitária. Na seqüência serão discutidos os principais níveis e estratégias de controle típicas de colunas de destilação que visam, entre outros fatores, a minimização destes transientes. Também apresenta-se a estratégia de controle baseada na ação distribuída de aquecimento, que é o principal objetivo de estudo deste trabalho. Por fim, será apresentada uma breve descrição sobre simulação de processos e sobre o *software* escolhido para a realização deste trabalho.

2.1 COLUNAS DE DESTILAÇÃO

A coluna de destilação com pratos é o equipamento mais comum para se realizar a separação dos componentes de uma mistura e consiste em uma seqüência vertical de estágios onde ocorre o contato entre o vapor e o líquido. Se a alimentação é introduzida em um certo ponto ao longo da coluna, esta é dividida em uma seção superior que é chamada freqüentemente de seção de retificação, e uma abaixo, chamada de seção de esgotamento.

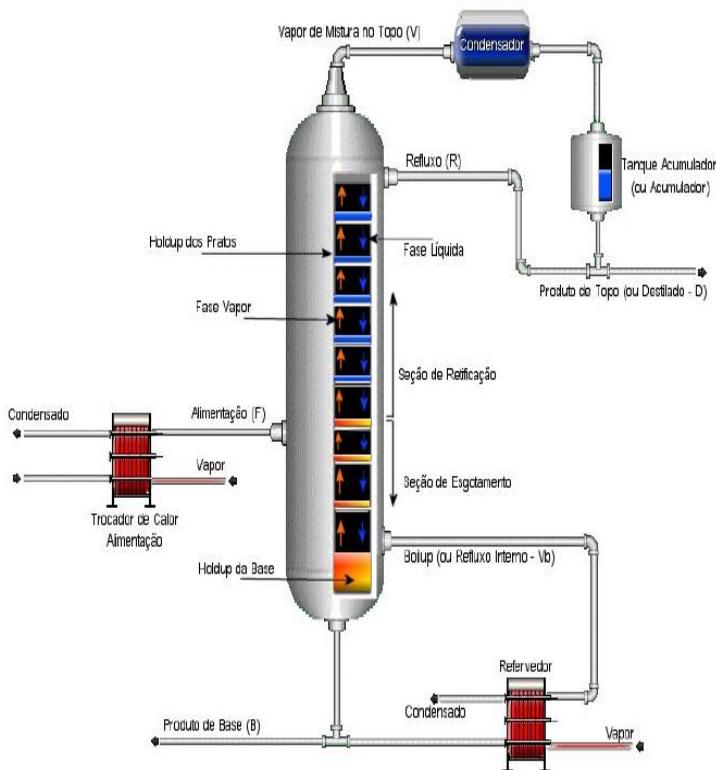
Devido à diferença de gravidade entre as fases vapor e líquida, o líquido escoar pela coluna, cascadeando prato a prato, enquanto o vapor flui para cima da coluna, contatando o líquido em cada estágio. O vapor e o líquido fluem em contracorrente, visando a transferência de massa e calor mediante contato intenso entre as duas fases presentes.

Colunas de destilação também possuem um condensador e um refeedor localizados na base e no topo da torre, respectivamente. A maior pressão é proveniente do refeedor, cuja função é produzir o vapor que ascende à coluna. O condensador é responsável pela condensação dos vapores que chegam ao topo da coluna e seguem para um acumulador; deste, parte retorna para o topo da coluna como refluxo e o restante é retirado como produto de topo. O refluxo promove o resfriamento necessário para condensar o vapor que ascende à coluna, pois é responsável pela corrente de líquido acima da alimentação, aumentando a eficiência da torre de destilação.

Este procedimento de fluxo global de uma coluna de destilação fornece contato contracorrente entre o vapor e o líquido em todos os pratos da coluna. As fases vapor e líquida alcançam o equilíbrio térmico e de pressão dependentes da eficiência de separação de cada prato. O

componente mais volátil tende a se concentrar na fase vapor, enquanto o menos volátil tende para a fase líquida. O resultado é o aumento da concentração do componente mais volátil na fase vapor e o seu conseqüente esgotamento na fase líquida. A separação global encontrada entre o destilado e o fundo depende, principalmente, das volatilidades relativas dos componentes, do número de pratos e da relação entre a taxa de fluxo da fase líquida para o vapor. Na Figura 2.1 é mostrado um esquema de uma coluna de destilação tradicional.

Figura 2-1 Esquema de uma coluna de destilação simples



Fonte: Marangoni, 2005

Na prática, o contato entre as fases em cada estágio em equilíbrio é promovido fisicamente através dos chamados pratos da coluna de destilação ou pelo recheio (colunas recheadas). Os tipos de prato

diferem entre si na capacidade das taxas de escoamento do líquido ou do vapor. O prato mais simples utilizado é o perfurado.

Em cada prato o sistema atinge o equilíbrio porque parte do componente menos volátil condensa do vapor ascendente para o líquido, aumentando, assim, a percentagem do constituinte mais volátil no vapor, e partes dos constituintes mais voláteis são vaporizadas do líquido sobre o prato, diminuindo, assim, a concentração do mais volátil no líquido. O número de moléculas que passa em cada direção é aproximadamente o mesmo, pois a quantidade de calor liberada por uma molécula de vapor ascendente ao condensar é, aproximadamente, igual ao calor necessário para vaporizar uma molécula.

As colunas de recheio são usadas com maior freqüência para remover os contaminantes de um fluxo de gás (absorção). Também são aplicadas na remoção de componentes voláteis de um fluxo líquido, por contato com um gás inerte que escoar em contracorrente. Além disso, também são utilizadas em destilações onde a separação é particularmente difícil devido à proximidade dos pontos de ebulição dos componentes da mistura.

O processo de transferência de massa em colunas de destilação é bastante complexo. Para que haja uma transferência de massa efetiva entre as fases, o contato líquido/vapor deve ocorrer sob o regime turbulento, uma vez que a turbulência aumenta a taxa de transferência de massa por unidade de área, pois ajuda a dispersar um fluido em outro e aumenta a área interfacial (SOARES, 2000).

O transporte de massa entre as fases, no caso de um prato perfurado, ocorre pela interação entre as bolhas do vapor formado nos furos e o líquido circunvizinho, entre o líquido e o vapor misturados na massa aerada e entre o líquido borrifado no espaço entre pratos e o vapor ascendente (PERRY e CHILTON, 1973)

2.2 TRANSIENTES DE OPERAÇÃO

A formação de transientes em uma coluna de destilação ocorre quando o processo é perturbado e as características deste, tais como acoplamento de variáveis, não linearidades, atrasos e constantes de tempo elevadas, limitam a eficiência do sistema de controle. Fatores externos que induzem a modificação do ponto de operação da unidade, como mudanças na composição de alimentação e sistema a ser destilado, também podem ser responsáveis pela formação de transientes (MARANGONI, 2005).

Colunas de destilação apresentam comportamento dinâmico lento. Em virtude da separação ser realizada em estágios, e cada estágio representar um ponto de equilíbrio, o tempo morto é incrementado a cada estágio da coluna, gerando o atraso hidráulico. Geralmente, o tempo morto em cada prato fica em torno de 3 a 6 segundos. Sendo assim, uma coluna com 30 pratos na seção de retificação, apresenta um atraso entre 1,5 e 3 minutos, entre o prato de alimentação e o fundo da coluna. Por este motivo, a destilação pode ser representada por processo acoplado em série (KALID, 2000).

Alterações na composição da alimentação, por exemplo, provocam mudanças primárias nas composições dos pratos. Conseqüentemente, as correntes de líquido e vapor no interior da coluna são alteradas e mudanças secundárias nas composições são observadas. Enquanto não ocorre a estabilização das composições nos pratos, o novo estado estacionário não será alcançado, acarretando num incremento do tempo morto em virtude da separação em estágios. Além disso, ações na base devem superar o tempo morto de toda a coluna para refletirem mudanças no topo, verificando-se o mesmo na situação contrária. Este fator pode ser considerado um forte responsável pela geração de transientes em colunas de destilação (WERLE, 2007).

O processo de destilação apresenta comportamento não linear, uma vez que o ponto de operação no qual uma coluna é perturbada determina seu estado estacionário final. Esse comportamento não linear está associado ao acoplamento das variáveis controladas e manipuladas, ao equilíbrio líquido-vapor e as características dos equipamentos (ANSARI e TADÉ, 2000). Não linearidades também podem estar associadas à separação de misturas que não possuem volatilidade constante ou que são azeotrópicas (KIVA, HILMEN e SKOGESTAD, 2003). Ainda, observam-se características não lineares no funcionamento dos sensores e atuadores que compõe a instrumentação, na perda de carga gerada pela construção das tubulações e devido as características de projeto do prato e de variáveis de operação como a queda de pressão.

Unidades de destilação são multivariáveis com interações significativas (MARLIN, 1995). Ações tomadas em certo ponto da coluna poderão afetar o controle de outra variável em outra malha. Interações entre controladores podem ser minimizadas parcialmente através do ajuste do controlador.

Inúmeros estudos enfocam esta relação entre os pares que produzem menor interação e os que podem ser implementados na prática. Estes consistem em técnicas diferentes de desacoplamento, na

melhor seleção da estrutura de controle e em modificações na lei de controle. Ainda, algumas técnicas propondo novos ajustes dos controladores são estudadas, como a proposta de Gilbert et al. (2003) no domínio da frequência e de Volk et al. (2005) fazendo uso de restrições no modelo. Os estudos realizados por Sakizlis et al. (2004) apresentam um resumo de muitas destas técnicas citadas (apud MARANGONI, 2005).

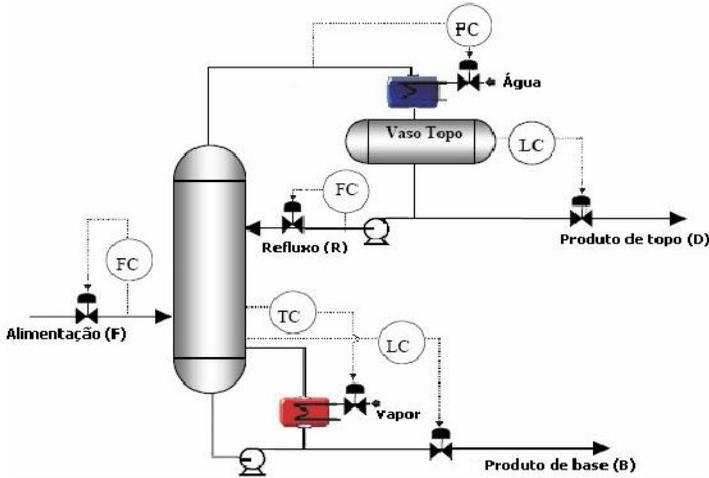
2.3 SISTEMAS DE CONTROLE

O controle de uma coluna de destilação deve garantir a segurança do processo, a especificação dos produtos e respeitar as restrições de operação e regulamentação ambiental, tudo isto visando a economia no processo (SKOGESTAD, 1997). Outros autores, como Remberg Et al., (1994), afirmam que o controle de uma coluna de destilação deve levar em consideração cinco aspectos: (1) especificação dos produtos, (2) variações na qualidade, (3) recuperação do produto, (4) custo das utilidades e (5) práticas de operação.

Quando estes requisitos são atendidos, a coluna de destilação está em operação normal. Vários fatores podem afetar a operação normal de uma coluna de destilação, desde as condições de alimentação e refluxo, condições do vapor de aquecimento e até mesmo as condições do tempo. Quando a produção sai da operação normal, têm-se transientes muito elevados. Sendo assim, o controle deve ser projetado de tal forma que minimize os efeitos das variações, fazendo a coluna voltar à operação normal e, preferencialmente, minimizando a duração destes transientes (SCHERER, 2009).

A definição da estratégia de controle a ser adotada é uma tarefa complexa e é necessário conhecer a dinâmica do processo, o que requer um profundo estudo do processo de destilação e de teoria de controle. A definição da estratégia de controle diz respeito a determinar quais variáveis devem ser controladas, quais devem ser manipuladas e como devem interconectar-se. As variáveis tipicamente controladas em uma coluna de destilação sem retiradas laterais são: pressão na coluna, nível de líquido na base, nível de líquido no acumulador e a composição dos produtos de base e de topo, como mostrado na Figura 2.2, que também apresenta uma malha de controle de vazão da corrente de alimentação.

Figura 2-2 Variáveis controladas e correntes manipuladas em uma coluna clássica



Fonte: Werle, 2007

As estratégias de controle de uso industrial podem ser divididas em controle de inventário e controle de composição, conforme descrito a seguir.

2.3.1 Controle de Inventário

O controle de inventário visa manter as condições de operação estáveis e inclui o *holdup* de líquido e/ou vapor nos pratos, base, condensador e tanque de refluxo, por meio da manipulação dos fluxos de massa e energia da coluna.

O acúmulo de líquido no tanque de refluxo e fundo da coluna é fundamental, pois a retirada de produtos é realizada com o auxílio de bombas, sendo necessária a existência de acúmulo de líquido para evitar cavitação. Além disso, esses acumuladores funcionam como tanques-pulmão, atenuando possíveis variações na qualidade dos produtos. Normalmente, para controlar o nível do acumulador manipula-se a vazão do destilado, enquanto que, para controlar o nível do fundo da coluna, manipula-se a vazão do produto de fundo.

As variáveis da corrente de alimentação também precisam ser controladas para manter uma operação estável. Portanto, uma malha de controle da vazão de alimentação deve ser implantada. A composição da alimentação geralmente tem grande influência sobre a operação das

unidades de destilação, mas, infelizmente, essa variável muito raramente pode ser controlada devido à dificuldades na medição precisa e rápida da composição dos produtos. Para uma eficiente separação, geralmente é desejável que a alimentação esteja no seu ponto de bolha, sendo necessária uma fonte externa de calor (trocadores de calor ou fornos) e, conseqüentemente, uma malha de controle de temperatura (BRAVO, 2005).

2.3.2 Controle de Composição

O controle de composição tem como objetivo contribuir para que os produtos sejam obtidos nas especificações desejadas. Pode-se optar apenas pelo controle da corrente de topo ou de fundo (controle singular) ou pelo controle de ambas as composições simultaneamente (controle dual). O “controle singular” é o mais comum na indústria, pois é muito difícil operar a coluna sob o controle dual devido à alta interação entre as malhas, dificultado a operação da coluna e a sintonia dos controladores.

Este controle pode ser na forma direta, utilizando analisadores nas correntes de produto, ou indireta, utilizando propriedades físicas que representem a composição do produto. As propriedades tipicamente usadas são: índice de refração, massa específica, pressão de vapor, ponto de congelamento e temperatura em um dado prato de controle, sendo esta a mais comumente utilizada (KISTER, 1990).

A escolha dos pares variáveis manipuladas/controladas (MV-PV) e da localização das válvulas de controle deve ser realizada considerando as possibilidades deixadas pelo controle de inventário. A estratégia mais comum para controlar a qualidade do produto de topo é modular a vazão de refluxo da coluna, enquanto que o controle de composição do produto de fundo geralmente é realizado manipulando-se a vazão de vapor do refeedor (BRAVO, 2005).

2.4 MINIMIZAÇÃO DE TRANSIENTES

Na tentativa de minimizar o tempo de transição presente em colunas de destilação, propõe-se o uso de técnicas de controle adequadas à dinâmica do processo. Especificações de produtos mais rígidas e maiores imposições no controle ambiental associados ao projeto de unidades cada vez mais integradas passaram a exigir melhor desempenho destes sistemas. Com isto cresceram, consideravelmente, os incentivos econômicos ao desenvolvimento e aplicação de sistemas

de controle de alto desempenho para plantas industriais (MARANGONI, 2005).

Diversas técnicas de controle são empregadas, destacando-se o estudo de técnicas avançadas como o controle preditivo linear (MUSK et al., 1991; TRENTACAPILLI et al., 1997; WILKINSON et al., 1991), o controle preditivo baseado em modelo (ABOU-JEYAB, GUPTA e GERVAIS, 2001; BRAVO, 2005; FILETI, CRUZ e PEREIRA, 2000; SCHERER, 2009; PORFÍRIO e ODLOAK, 2011), o controle multivariável (O'CONNOR, GRIMSTAD e MCKAY, 1991) e o controle não linear (PRETT e MORARI, 1987).

Algumas estratégias avançadas de controle em destilação têm sido estudadas e apresentadas na literatura com o objetivo de formular algoritmos de otimização e controle, buscando o melhor ajuste de parâmetros, como volume de produção, recuperação de produto e melhora nos perfis transientes da coluna. Estes estudos enfocam, principalmente, controle multivariável com restrições (ANSARI e GHAZZWI, 1999), modelagem neuro-fuzzy (WILSON e MARTINEZ, 1997; SALAHSHOOR e HAMZEHNEJAD, 2010) e redes neurais (DUTTA e RHINEHART, 1999; PATIL e NIGAM, 2009).

Entretanto, estas estratégias buscam desenvolver algoritmos avançados, abordando o controle do processo através de variáveis como fluxo de vapor no refeedor, controle do destilado e da alimentação. Este procedimento faz com que ocorra a propagação da ação de controle por toda a coluna provocando um elevado tempo de transição para que uma perturbação seja minimizada.

O grande consumo energético associado às colunas de destilação está atraindo pesquisadores a buscarem novas configurações estruturais para esta operação unitária (WERLE, 2012). Dentre as novas configurações propostas podem ser citadas a coluna de destilação com recompressão de vapor (DIÉZ et al., 2009), a coluna múltiplo efeito (DE RIJKE, 2007; TSUN-JEN HO, 2010), a coluna de parede dividida (DEJANOVIC et al., 2010; RONG, 2011), a coluna de destilação diabática (SALAMON et al., 2004; JANA, 2010), a coluna de destilação com integração interna de energia (HO et al., 2009; PULIDO, 2011), a coluna concêntrica (GOVIND, 1986; NAITO et al., 2000; PONCE, 2011) e a coluna multi-tubos (ASO et al., HORIUCHI et al., 2006).

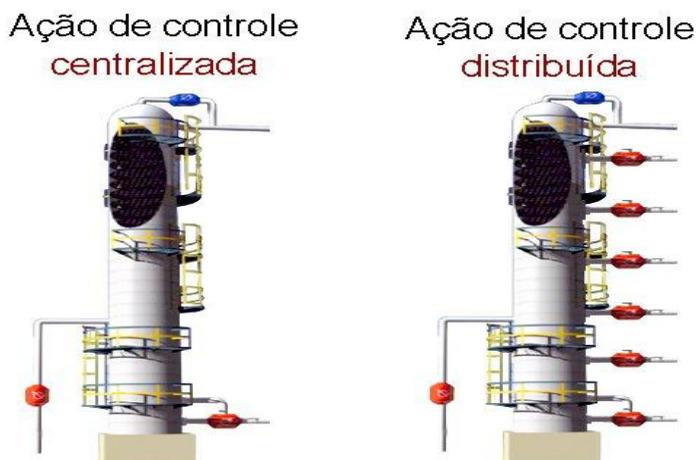
Marangoni (2005) propôs a inclusão de elementos de aquecimento distribuídos nos estágios de equilíbrio de uma coluna de destilação, tornando as ações de controle e as variáveis a serem controladas mais próximas. Esta estratégia busca minimizar a variação

do perfil de temperatura ao longo da coluna, com o objetivo principal de reduzir o intervalo de transição entre os estados estacionários.

2.5 CONTROLE COM AÇÃO DISTRIBUÍDA

O controle de colunas de destilação é normalmente realizado centralizado na base e no topo. Buscando reduzir os custos energéticos neste processo, Marangoni (2005) propôs uma nova estratégia de controle com ação distribuída nos pratos, diferentemente dos métodos convencionais normalmente utilizados, conforme representado na Figura 2.3.

Figura 2-3 Configuração de uma coluna hipotética (a) típica; (b) com aquecimento distribuído ao longo da coluna



Fonte: Marangoni, 2005

O método consiste no aquecimento local de pratos da coluna através de resistências elétricas que têm o fornecimento de calor controlado por meio de um variador de potência, com a finalidade de controle do perfil de temperatura. A autora observou a minimização dos transientes após o sistema ser perturbado, com reduções de até 1 hora para perturbações na corrente de alimentação, comparado com o processo convencional.

Werle (2007) testou outras condições de operação na mesma coluna de destilação, visando, além da minimização de transientes de

operação, realizar uma avaliação do gasto energético do processo utilizando a estratégia de controle distribuído. Novamente os resultados obtidos foram positivos, viabilizando o processo.

Para a implementação da estratégia de controle distribuído, inclui-se uma malha onde o perfil de temperatura da coluna é mantido constante, através da ação em alguns pontos intermediários do equipamento. Assim, quando a temperatura ao longo da coluna é alterada devido a alguma perturbação, o variador de potência é acionado e a potência dissipada pela resistência elétrica situada no prato é ajustada de maneira a manter as temperaturas nos valores desejados (WERLE, 2007).

Sendo assim, a utilização de ações de controle intermediárias em colunas de destilação tem por objetivo a redução de transientes quando o processo é perturbado, sem a necessidade de técnicas avançadas para o ajuste do controle. Alguns estudos também vêm sendo realizados buscando comprovar a redução dos gastos energéticos quando utilizados os aquecimentos distribuídos.

2.6 SIMULAÇÃO DE PROCESSOS

A Engenharia de Processos pode ser considerada uma das subdivisões da Engenharia Química e compreende a concepção, o dimensionamento e a análise dos processos industriais. Os primeiros livros tradicionais desta área só começaram a ser publicados no final dos anos 60, como é o caso de "Strategy of Process Engineering" (RUDD e WATSON, 1968), que demonstrava estratégias de cálculo, avaliação econômica e otimização de processos. A partir de então, novos materiais começaram a ser publicados, evoluindo graças ao avanço simultâneo dos computadores, que substituíram os modelos empíricos por modelos numéricos rigorosos. Atualmente, a simulação computacional de processos é uma das ferramentas mais importantes tanto na fase de projeto (consolidação do balanço material e energético, dimensionamento de equipamentos e estudo de estratégias de controle), como na fase de operação de unidades (otimização da produção, estudo de alternativas de matérias-primas entre outras análises) (TRINDADE, 2006).

A Engenharia de Controle é a área da Engenharia de Processos que busca manter as variáveis do processo em valores ótimos, garantindo, por exemplo, a qualidade dos produtos e a redução dos gastos de produção. Para isto, torna-se essencial a utilização de modelos

computacionais realistas que possibilitem a análise de estabilidade, robustez e desempenho dos sistemas de controle.

De acordo com Pegden (1991) “simulação é o processo de projetar um modelo computacional de um sistema real e conduzir experimentos com este modelo com o propósito de entender seu comportamento e/ou avaliar estratégias para sua operação”.

Segundo Bravo (2005), as principais características de simuladores de processos são as seguintes:

- i) comportamento dinâmico: consideram a evolução temporal do processo;
- ii) interativos: permitem que o usuário interaja em todo momento com ele, como faria sobre o processo real;
- iii) tempo Real: um segundo de simulação corresponde a um segundo de evolução do processo real;
- iv) perturbações e mau funcionamento: simula ruídos provocados por perturbações do processo, assim como o mau funcionamento nos dispositivos do processo.

Atualmente as simulações estão sendo cada vez mais utilizadas como uma técnica que permite a analistas dos mais diversos segmentos (administradores, engenheiros, biólogos, técnicos em informática, etc.), encontrar soluções, com a profundidade desejada, aos problemas com os quais lidam diariamente.

Pode-se citar inúmeras outras vantagens na utilização de um simulador de processos:

- i) o analista pode realizar estudos sobre o sistema sem que este sofra qualquer perturbação, visto que é realizado no computador;
- ii) estudos podem ser realizados sobre sistemas que ainda não existem;
- iii) um único modelo pode ser utilizado inúmeras vezes;
- iv) o tempo pode ser controlado, de forma que o processo possa ser mais bem estudado;
- v) não apresenta risco de acidentes;
- vi) redução de custos.

Neste contexto, o software *Hysys*[®] é um simulador que tem todas as características mencionadas anteriormente e que está orientado a processos químicos.

2.6.1 O software Hysys®

O software Aspen Hysys® é uma ferramenta de simulação de processos que combina a operação no estado estacionário com o dinâmico no mesmo ambiente. É amplamente utilizado para projetos, otimização, planejamento empresarial e monitoramento de desempenho, principalmente na área de petróleo e gás.

As operações unitárias são modulares, utilizam modelos rigorosos e são combinadas com um algoritmo de solução não-sequencial. Neste algoritmo as informações são processadas e os resultados de alguns cálculos são automaticamente propagados no fluxograma para frente e para trás (BRAVO, 2005).

Capítulo 3 - MATERIAIS E MÉTODOS

Este capítulo apresentará a descrição da unidade experimental que servirá de base para a construção das simulações, focando em suas características estruturais e em suas malhas de controle. Também será mostrada a metodologia para o desenvolvimento das simulações utilizando o *software* Hysys[®].

3.1 DESCRIÇÃO DA UNIDADE EXPERIMENTAL

A coluna de destilação piloto está localizada no Laboratório de Controle de Processos do Departamento de Engenharia Química e Engenharia de Alimentos da Universidade Federal de Santa Catarina e está representada na Figura 3.1.

Figura 3-1 Unidade piloto



A unidade experimental consiste de um processo de destilação a pratos em escala piloto, com flexibilidade em relação à futuras alterações necessárias como, por exemplo, a realização de experimentos com misturas diferentes. Também foi construída utilizando os mesmos

equipamentos e ferramentas de configuração em software, desenvolvidos para aplicação industrial.

A unidade de destilação foi projetada de forma modular (aço inox 304), cada módulo (com 0,15m de altura e 0,20m de diâmetro) contém um prato perfurado (diâmetro de 0,006m). Na Figura 3.2 é mostrado o prato perfurado, que apresenta valores de altura e comprimento do vertedouro de 0,03 e 0,10m, respectivamente. A coluna é composta de 13 pratos, sendo a alimentação realizada no quarto prato.

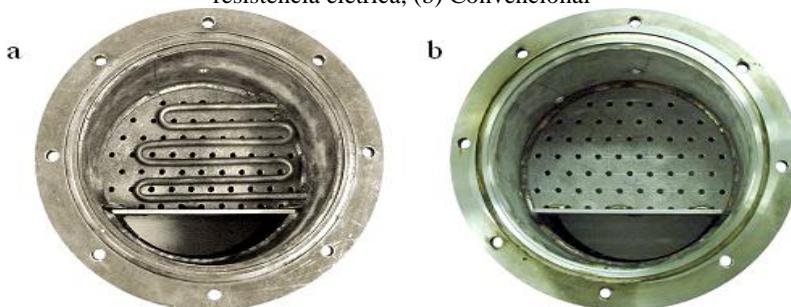
Figura 3-2 Prato perfurado existente em cada módulo



Fonte: Marangoni, 2005

Cada módulo possui um orifício para medição de temperatura, para a coleta de amostra e uma terceira para a adaptação do aquecimento distribuído. Este último poderá ser realizado através de serpentinas de calor à base de vapor ou com resistências elétricas. Nos experimentos realizados foram utilizadas resistências elétricas projetadas com potência de 3,5 kW, como mostrado na Figura 3.3. Segundo Marangoni (2005), este valor foi definido visando distribuir toda a carga térmica necessária na base da coluna nos pratos, baseados em simulações preliminares.

Figura 3-3 Vista superior dos módulos com detalhamento do prato (a) Com resistência elétrica, (b) Convencional



Fonte: Marangoni, 2005

Dois trocadores de calor a placas são utilizados na unidade piloto: um como refeedor, fornecendo energia suficiente para vaporizar a mistura acumulada na base da coluna (opera com até 10 bar de pressão e temperatura máxima de 150 °C) e outro na corrente de alimentação, para garantir a temperatura da mesma. O vapor utilizado para alimentar os trocadores de calor é proveniente de uma caldeira que fornece uma pressão de 7,5 kgf/cm² na linha, produzindo 100 kg/h de vapor.

Um condensador é utilizado para retirar calor no topo da coluna e, conseqüentemente, produzir uma corrente líquida. Foi construído em aço e utiliza água como fluido refrigerante. O tanque acumulador é acoplado logo na saída no condensador e recebe a fase líquida com o objetivo de garantir a razão de refluxo necessária ao processo. Este foi construído no mesmo material da coluna e possui as dimensões de 0,20 m de diâmetro e 0,15 m de altura. O nível de líquido acumulado neste equipamento (assim como no estágio da base da coluna) é monitorado através de um sensor diferencial de pressão.

O processo se torna contínuo com a utilização de um tanque pulmão, onde se armazena 600 L de mistura que recebe o produto de topo e de fundo e é utilizado para prover a alimentação da coluna. A unidade tem capacidade de processamento para 300 L/h de uma mistura de etanol e água em concentrações que variam de 10 a 30 % em volume de etanol.

A circulação dos fluidos no sistema é garantida por cinco bombas hidráulicas. Duas delas pertencem ao sistema de resfriamento, bombeando a água do tanque de resfriamento para a torre de resfriamento e desta para o condensador. Outra bomba é responsável por

bombear o produto do tanque pulmão para o trocador de calor da alimentação e, conseqüentemente, para o interior da coluna. Da mesma forma, uma bomba de mesma potência é responsável pela retirada da mistura no fundo da coluna. Parte desta é enviada para o refeedor, que retorna à coluna vaporizada e outra parte é enviada para o tanque pulmão como produto de base. A última bomba é responsável pelo refluxo, retirando o condensado do acumulador e transferindo-o para o último prato no topo da coluna.

Sensores do tipo Pt-100 são utilizados para monitorar a temperatura em todos os estágios de equilíbrio, bem como nas correntes de alimentação, produto de topo e produto de base. Sensores de pressão manométrica na base e no topo também estão instalados.

A configuração das malhas de controle implementadas na unidade experimental foram definidas por Marangoni et al. (2004). As malhas de controle estão listadas abaixo e ilustradas na Figura 3.4.

1. Controle do nível da base através do ajuste da corrente de produto de fundo;

2. Controle do nível do acumulador através da manipulação da vazão do destilado;

3. Controle da vazão da alimentação através do ajuste da vazão desta corrente;

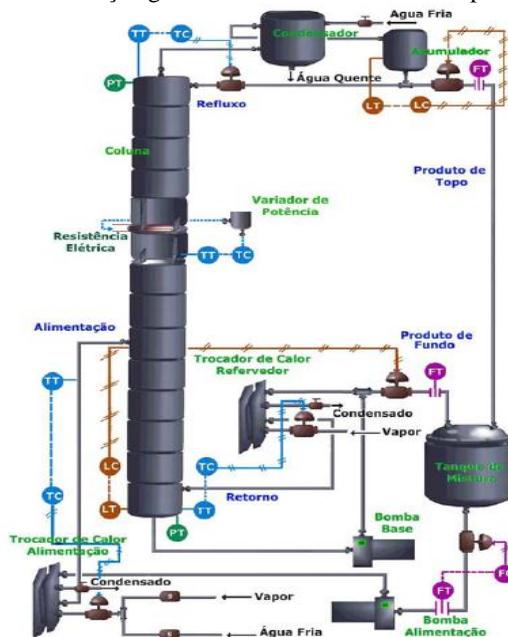
4. Controle da temperatura de alimentação através do ajuste da vazão de vapor no trocador de calor deste estágio;

5. Controle da temperatura do refluxo através da manipulação da vazão de refluxo;

6. Controle da temperatura do refeedor através do ajuste da vazão de vapor no trocador de calor deste estágio.

7. Controle da temperatura dos estágios intermediários da coluna através da manipulação de um variador de potência acoplado a uma resistência elétrica.

Figura 3-4 Ilustração geral das malhas de controle implementadas



Fonte: Marangoni, 2005

Todas estas malhas, com exceção da temperatura da alimentação, são instrumentadas em fieldbus, acrescidas da aquisição e indicação da vazão das correntes de base e topo e das pressões nestes mesmos estágios.

3.2 IMPLEMENTAÇÃO DO MODELO

As simulações visam reproduzir a coluna de destilação piloto situada no Laboratório de Controle de Processos, do Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Catarina. Vários experimentos já foram realizados em estudos anteriores na planta, sendo que os resultados auxiliarão na validação das simulações.

Inicialmente as simulações foram realizadas no modo estático, sendo suas respostas validadas com resultados experimentais. Com o modelo em estado estacionário é possível o estudo do comportamento do processo, determinando as regiões de operação. Na sequência, com o

auxílio da ferramenta AD (assistente dinâmico), o modelo dinâmico é desenvolvido com a adição de válvulas e controladores.

É importante ressaltar que o software *Hysys*[®] apresenta certas limitações para a configuração e instrumentação dos processos. Muitas vezes o modelo de coluna de destilação utilizada pelo software não permite todas as adaptações necessárias. Sendo assim, alguns elementos da planta real sofreram modificações no modelo simulado, sem, no entanto, interferir na validade das simulações:

- i. utiliza-se um refeedor no lugar do trocador de calor utilizado para fornecer calor na base da planta real;
- ii. considera-se que o condensador faz o papel de condensador e acumulador simultaneamente.

3.3 DESENVOLVIMENTO DO MODELO ESTÁTICO

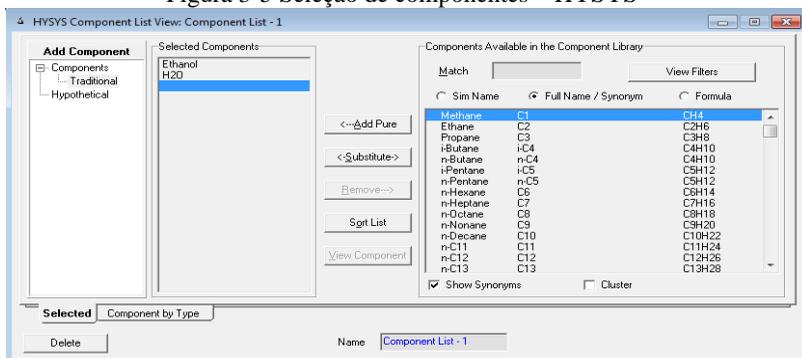
Nesta seção serão apresentados os detalhes para a implementação do modelo estático da coluna de destilação, o qual servirá de base para o modelo dinâmico. O desenvolvimento do modelo estático deve seguir as seguintes etapas:

1. seleção dos componentes;
2. seleção do modelo termodinâmico a ser utilizado;
3. caracterização da carga do sistema;
4. construção do fluxograma;
5. especificação dos graus de liberdade.

3.3.1 Seleção dos Componentes

O primeiro passo foi adicionar os componentes que fazem parte da mistura a ser destilada, neste caso, etanol e água, conforme mostrado na Figura 3.5.

Figura 3-5 Seleção de componentes – HYSYS®

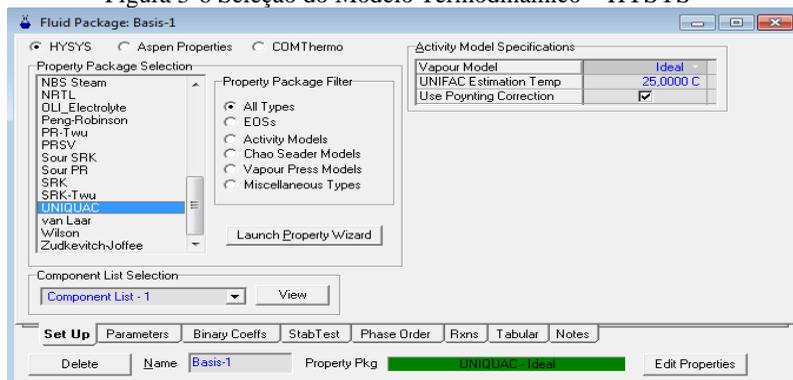


Esta mistura é a mesma utilizada nos experimentos e foi escolhida em virtude do baixo custo e disponibilidade dos componentes, além de sua baixa viscosidade e facilidade de limpeza.

3.3.2 Seleção do modelo termodinâmico

Na definição do modelo das propriedades das substâncias envolvidas no estudo, especificou-se a natureza química dos componentes da simulação. Para o caso estudado (mistura etanol/água) utilizou-se o método de cálculo denominado UNIQUAC (*Universal Quase-Chemical Theory*), que contém modelos termodinâmicos baseados no conceito de composição local aproximada e é indicado processos não-lineares. Para este passo utiliza-se a janela da Figura 3.6.

Figura 3-6 Seleção do Modelo Termodinâmico – HYSYS®



3.3.3 Caracterização da carga do sistema

Esta etapa consiste em definir as condições da corrente de alimentação da coluna. Para a caracterização da mistura é necessária a definição de quatro propriedades termodinâmicas, conforme mostrado na Tabela 1.

Tabela 1 Caracterização da corrente de alimentação

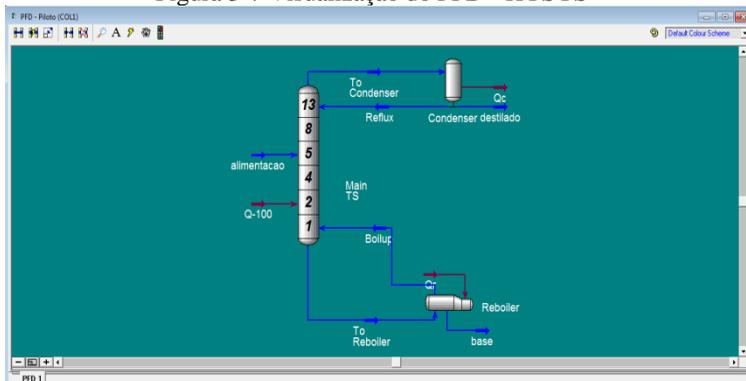
Vazão Volumétrica	X_{etanol} Volumétrico	Temperatura	Pressão
0,300 m ³ /h	0,1	90,5 °C	105 kPa

Os valores utilizados são idênticos aos utilizados na realização de experimentos na planta piloto.

3.3.4 Construção do fluxograma

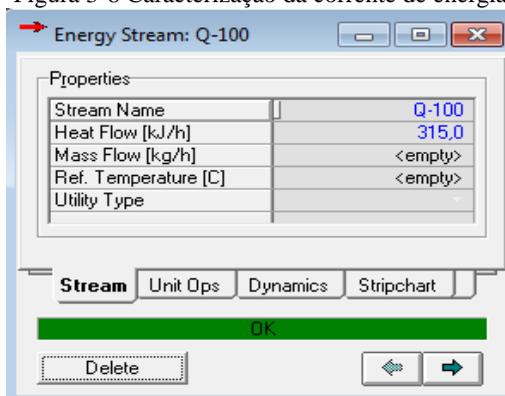
A montagem do fluxograma é realizada no PFD (ferramenta do HYSYS[®] de construção primária para instalação de fluidos e operações). A partir da barra de objetos podem ser adicionadas todas as correntes de matéria, energia e operações unitárias desejadas. Para o caso em estudo são adicionadas a corrente de alimentação, a corrente de calor no prato (aquecimento distribuído) e a coluna de destilação (que já compreende o refeedor, o condensador e suas respectivas correntes de matéria e energia), como verificado na Figura 3.7.

Figura 3-7 Visualização do PFD - HYSYS[®]



Também é necessária a caracterização da corrente de energia responsável pelo aquecimento distribuído. No aquecimento distribuído, além do topo e da base, a coluna troca (recebe) calor através de uma resistência elétrica. Esta resistência possui uma capacidade de 3,5 kW e, para o caso em estudo, opera com 2,5 % de sua potência, ou seja 0,085 kW (aproximadamente 315kJ/h) e atua no segundo prato. A caracterização desta corrente de energia pode ser vista na Figura 3.8.

Figura 3-8 Caracterização da corrente de energia



Na sequência é necessário fornecer vários parâmetros referentes à coluna de destilação. Os valores fornecidos são idênticos aos utilizados na construção e operação da planta piloto real, os quais são apresentados na Tabela 2.

Tabela 2 Especificações para a simulação no modo estático

Número de Pratos	13
Tipo do Prato	Sieve (prato perfurado)
Diâmetro da Coluna	0,2 m
Distância entre os Pratos	0,15 m
Prato de Alimentação	5º Prato
Tipo de Condensador	Total
Pressão Refervedor	120 kPa
Pressão Condensador	108 kPa
Volume do Refervedor	$5 \times 10^{-6} \text{ m}^3$
Volume do Condensador	$1,5 \times 10^{-3} \text{ m}^3$

A alimentação da planta real acontece no 4º prato. Devido a características do software, nas simulações o prato de alimentação

precisa ser fixado como o 5º estágio para apresentar as mesmas respostas dos experimentos. Isto ocorre pois o local exato da alimentação na planta experimental difere do processo simulado.

3.3.5 Especificação dos graus de liberdade

Para tornar o modelo do sistema unívoco em termos de condições operacionais, devem-se especificar os graus de liberdade do sistema. No caso em estudo, é necessário fixar dois parâmetros da coluna de destilação. Após vários testes, os melhores resultados foram obtidos com a fixação dos seguintes parâmetros, idênticos aos utilizados experimentalmente:

- razão de refluxo = R/D: 8,46;
- vazão de Refluxo: 0,110 m³/h.

3.3.6 Validação da simulação em modo estático

O modelo estático é validado a partir da comparação dos resultados experimentais e simulado para a coluna operando em modo estacionário. Também é necessário configurar a eficiência de separação dos estágios, conforme explicado na sequência.

3.3.6.1 Eficiência dos Pratos

Para se conseguir valores de composição próximos aos valores obtidos experimentalmente, as eficiências de cada prato estão representadas na Tabela 3.

Tabela 3 Eficiência dos estágios

Seção	Eficiência	Seção	Eficiência
Refervedor	1,0	Prato 8	0,3
Prato 1	0,2	Prato 9	0,3
Prato 2	0,2	Prato 10	0,3
Prato 3	0,2	Prato 11	0,3
Prato 4	0,2	Prato 12	0,3
Prato 5	0,2	Prato 13	0,3
Prato 6	0,2	Condensador	1,0
Prato 7	0,3		

Foram testados diferentes valores de eficiência dos pratos até se obter os valores apresentados na tabela 3. Para isto, foram comparadas as composições das correntes de saída de topo e de fundo da planta experimental com os simulados, até ambos apresentarem valores aproximados.

3.3.6.2 Correntes de topo e fundo

Os valores obtidos experimentalmente e através de simulação para a corrente de fundo são ilustrados na Tabela 4, enquanto os dados obtidos para a corrente de topo são apresentados na Tabela 5.

Tabela 4 Dados experimentais e simulados da corrente de fundo em estado estacionário

Variável	Experimental	Simulado
Vazão Volumétrica	0,2855 m ³ /h	0,2855 m ³ /h
X _{etanol} Volumétrico	0,06	0,05
Temperatura	94,0 °C	96,74 °C

Tabela 5 Dados experimentais e simulados da corrente de topo em estado estacionário

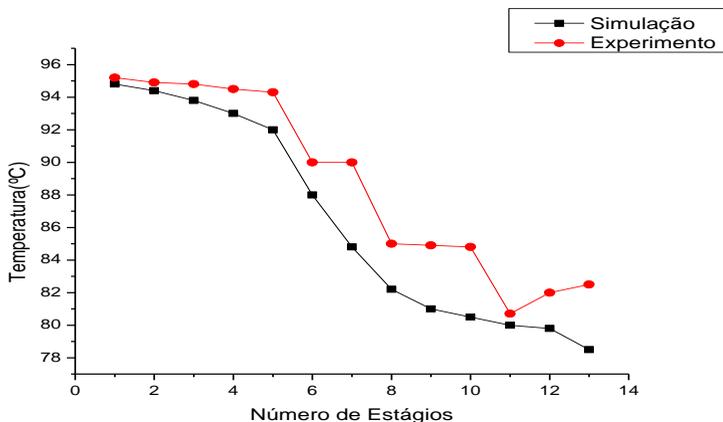
Variável	Experimental	Simulação
Vazão Volumétrica	0,0145 m ³ /h	0,0145 m ³ /h
X _{etanol} Volumétrico	0,85	0,85
Temperatura	75,45 °C	74,45 °C

Pela análise dos dados contidos nas tabelas 4 e 5, verifica-se que as vazões tanto de topo como de base obtidos na simulação são exatamente iguais às obtidas experimentalmente. A composição do produto de topo também apresenta o mesmo valor experimental e simulado, enquanto a composição do produto de base difere em menos de 1 %. A temperatura da corrente de fundo apresenta valores diferentes, muito provavelmente devido à diferença do local de medição em cada caso.

3.3.6.3 Perfil de Temperatura

Foram observadas algumas diferenças entre os perfis de temperatura obtidos (experimental e simulado), como pode ser observado na Figura 3.9.

Figura 3-9 Perfis de temperatura obtidos experimentalmente e por simulação



Na seção de esgotamento o perfil de temperatura obtido experimentalmente permanece praticamente constante ao longo dos pratos em aproximadamente $95\text{ }^{\circ}\text{C}$, decrescendo para cerca de $90\text{ }^{\circ}\text{C}$ no prato 6. Através das simulações, o perfil de temperatura da seção de esgotamento também mantém-se em torno de $95\text{ }^{\circ}\text{C}$, mas ao contrário do resultado obtido experimentalmente, esse perfil não é constante, variando de $95\text{ }^{\circ}\text{C}$ no primeiro prato até $93\text{ }^{\circ}\text{C}$ no quinto prato, decrescendo para cerca de $88\text{ }^{\circ}\text{C}$ no prato 6. Na seção de retificação os dois perfis de temperatura, tanto experimental como simulado, apresentam valores decrescentes de temperatura no intervalo $90\text{-}82\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Pela análise dos resultados simulados das tabelas 4 e 5, verifica-se valores muito próximos nos obtidos experimentalmente para vazões e composições de saída da coluna. Por outro lado, o perfil de temperatura apresentou um comportamento levemente diferente. Um dos possíveis motivos pode ser a falta de precisão dos sensores de temperatura do tipo PT100 utilizados no experimento. Entretanto, o comportamento das curvas simuladas é similar às experimentais, apresentando variações de cerca de $3\text{ }^{\circ}\text{C}$, o que pode ser considerado um erro aceitável, devido que todos os efeitos experimentais são difíceis de serem reproduzidos através de simuladores em sua totalidade.

3.4 DESENVOLVIMENTO DO MODELO DINÂMICO

A partir do modelo estático do processo é possível construir o modelo dinâmico. Para isto, é necessário adicionar outras variáveis e operações que afetam a dinâmica do processo, além de parâmetros obtidos na simulação estática.

O assistente dinâmico (*Dynamic Assistant*) pode ser utilizado para modificar rapidamente o fluxograma em estado estacionário para conseguir um conjunto correto de especificações de fluxo e pressão. É importante observar, entretanto, que nem todas as modificações sugeridas pelo assistente resultam numa matriz de fluxo-pressão estável para o *solver* do Hysys[®]. O Assistente Dinâmico (AD) recomenda um conjunto de especificações que garantem que o caso não seja sobre-especificado, sub-especificado ou singular. Pode ocorrer em alguns casos que o AD recomende a inserção de válvulas em algum terminal do fluxograma. Em resumo: para assegurar que a correta especificação pressão-fluxo seja usada em modo dinâmico, o assistente dimensiona todos os dispositivos necessários, que não foram especificados (BRAVO, 2005).

Alguns parâmetros são essenciais para os cálculos no modo dinâmico e precisam ser dimensionados. No caso em estudo, há a necessidade de se definir os volumes de acumuladores (Ex: tanque acumulador, *holdup* de base), coeficientes de fluxo de válvulas (Cv) e dimensionamento dos pratos. Estas especificações podem ser visualizadas nas Figuras 3.10, 3.11 e 3.12.

Figura 3-10 Definição de parâmetros de uma válvula - HYSYS[®]

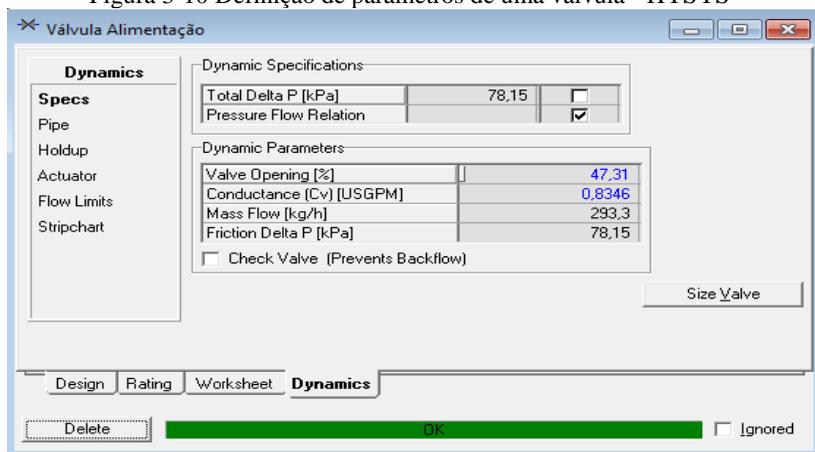


Figura 3-11 Especificação de parâmetros da coluna – HYSYS®

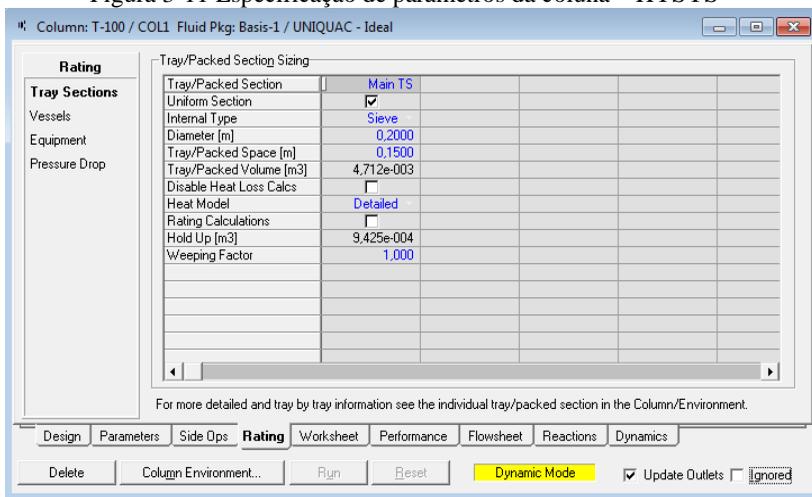
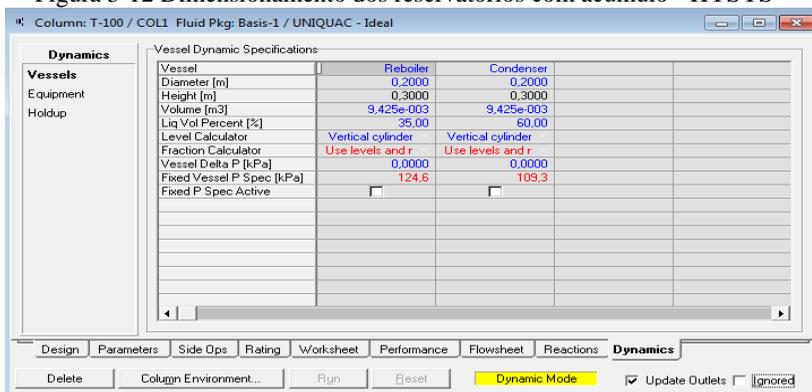


Figura 3-12 Dimensionamento dos reservatórios com acúmulo - HYSYS®



O AD também faz o teste do perfil de pressão da seção de pratos e sugere a inserção de algumas válvulas no processo. Além disso, foram inseridas duas bombas: uma na alimentação e outra na corrente de refluxo que retorna para o topo da coluna.

3.5 MALHAS DE CONTROLE

As malhas de controle utilizadas na simulação buscam reproduzir o processo real da planta piloto, utilizando-se os mesmos pares de

variáveis controladas/manipuladas. Para o controle de inventário são adicionadas as seguintes malhas de controle:

i. controle do nível da base, ajustando a vazão da corrente de produto de fundo;

ii. controle do nível do acumulador por meio da manipulação da vazão do produto de topo;

Para o controle de vazão da corrente de alimentação também é adicionada uma malha de controle.

iii. controle da vazão da alimentação em função do ajuste da vazão desta mesma corrente.

O propósito deste trabalho é estudar o comportamento de colunas de destilação operando com aquecimento distribuído. Para isto, é necessário inserir uma malha de controle de temperatura em um estágio intermediário da coluna. Reproduzindo a planta real, o controlador é adicionado ao segundo prato, embora simulações posteriores possam ser testadas com controladores instalados em outros estágios da coluna.

iv. controle da temperatura do segundo prato da coluna por meio do ajuste de calor fornecido no prato.

Para o controle de composição será utilizada a estratégia R-V, uma vez que é a mais utilizada atualmente e a que apresentou os melhores resultados no estudo de Bravo, 2005.

v. controle da vazão de refluxo em função do ajuste da vazão desta mesma corrente;

vi. controle da composição de destilado em função do ajuste da vazão de refluxo;

vii. controle da temperatura do refeedor por meio do ajuste da vazão de vapor no trocador de calor deste estágio.

É importante ressaltar que para o controle da composição, mediante o controlador de composição, considera-se uma estratégia em cascata com o controlador da vazão do refluxo.

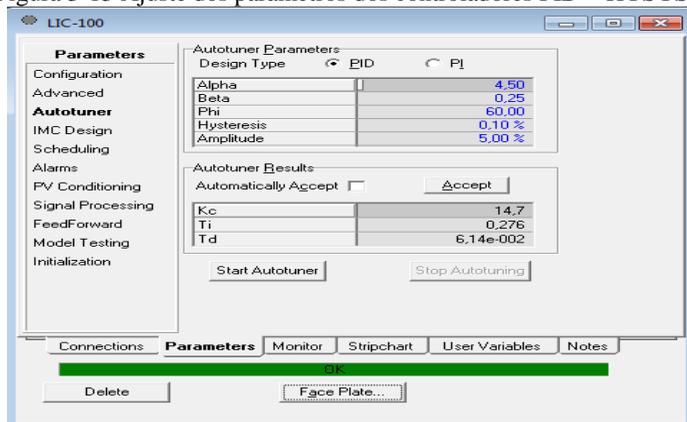
Duas malhas de controle presentes na planta piloto foram retiradas:

i. controle de Temperatura da Alimentação: sua função na planta piloto é regular a temperatura da corrente de alimentação. Nas simulações não se faz necessária, pois se pode regular a temperatura diretamente na caracterização desta corrente.

ii. controle de Temperatura do Último Prato: o propósito desta malha de controle é evitar grandes oscilações na composição do produto de topo. No modelo simulado utiliza-se um controlador de composição de destilado, tornando o controle de temperatura do último estágio sem utilidade.

A sintonia dos controladores PID se realiza com a opção *Autotuner* dos controladores do Hysys® e sua configuração é mostrada na Figura 3.13.

Figura 3-13 Ajuste dos parâmetros dos controladores PID – HYSYS®



Os valores definidos como *Set Point* foram determinados mediante uma comparação entre o modelo estático do processo simulado e valores utilizados nos experimentos e podem ser verificados na Tabela 6.

Tabela 6 Malhas de controle

Controlador PID	Variável Controlada	Variável Manipulada	Set-Point
FIC-102	Vazão de Alimentação	Vazão de Alimentação	300L/h
LIC-100	Nível do Acumulador	Vazão de Destilado	60%
LIC-101	Nível do Refervedor	Vazão de Resíduo	35%
TIC-101	Temperatura da Base	Qr	101°C
TIC-R2	Temperatura do Prato 2	Q-100	98°C
FIC-100	Vazão de Refluxo	Vazão de Refluxo	Variável
XIC-100	Composição de Destilado	Vazão de Refluxo	0,85

Nas Figuras 3.14 e 3.15 é apresentada a visão do modo PFD do Hysys com a disposição de todas as correntes, operações unitárias e malhas de controle.

Figura 3-14 Modo PFD Dinâmico – Hysys®

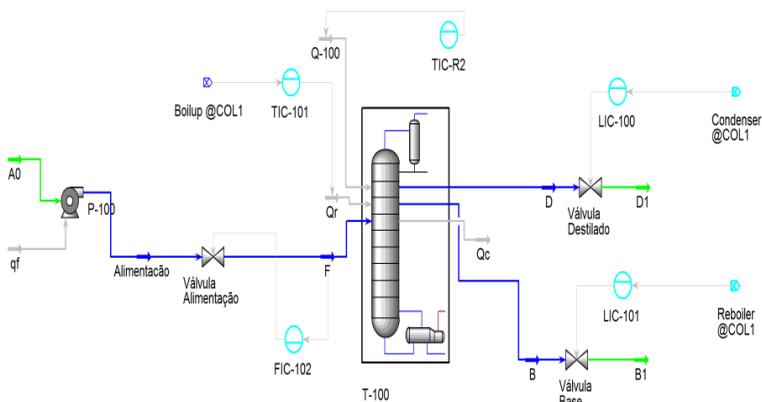
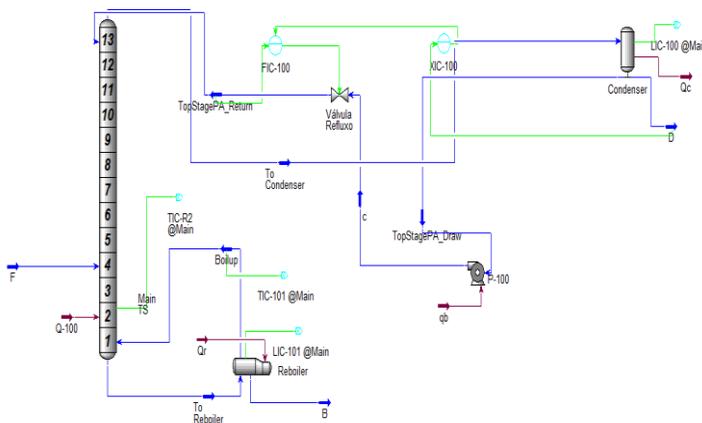


Figura 3-15 Correntes internas - Modo PFD dinâmico - Hysys®



Finalizada a montagem do modelo dinâmico, se faz necessário realizar um teste nas simulações e a comprovação do desempenho das malhas de controle, conforme descrito na seção de resultados e discussão.

3.6 DETERMINAÇÃO DAS PERTURBAÇÕES E ESTRATÉGIAS DE CONTROLE

As perturbações foram realizadas na temperatura e vazão da corrente de alimentação, na forma de degraus positivos e negativos. Quanto às estratégias de controle, foram realizados oito tipos de simulações, conforme explicado na sequência:

1. controle convencional: não existe fornecimento extra de calor à coluna de destilação, sendo o calor adicionado apenas na base pelo refeedor;
2. estratégia convencional com aquecimento distribuído constante: mantém-se a válvula de fornecimento de calor distribuído do segundo estágio no modo manual, operando com 40% de abertura de válvula;
3. aquecimento distribuído com controle de temperatura dos estágios: A válvula de fornecimento de calor distribuído opera no modo automático. A simulação é iniciada com a válvula operando com 40% de abertura e busca-se manter constante a temperatura do estágio, manipulando-se a quantidade de calor fornecido. São realizados seis tipos de simulação, com controle de temperatura dos pratos 2, 3, 4, 5, 8 e 13.

Para cada estratégia de controle foram aplicados quatro tipos de perturbação, totalizando 32 simulações.

3.7 AVALIAÇÃO DOS EFEITOS DAS PERTURBAÇÕES

Foram utilizadas as simulações validadas da coluna de destilação piloto situada no LCP/EQA/UFSC, no modo dinâmico, para o estudo comparativo de diferentes estratégias de controle utilizando o método de aquecimento distribuído. Em cada simulação foram gerados gráficos relativos às variáveis controladas e manipuladas das cinco principais malhas de controle da coluna: temperatura da base, nível da base, nível do acumulador, temperatura do estágio com aquecimento distribuído e composição de destilado. Também foram gerados gráficos do perfil de temperatura ao longo da coluna. A partir destes dados foi possível o estudo do comportamento das variáveis e suas respectivas malhas de controle frente à perturbações na corrente de alimentação.

Para cada perturbação na corrente de alimentação foram testadas e comparadas as oito estratégias de controle descritas na seção 3.6. Em cada malha de controle são avaliadas características como atrasos,

tempo de resposta e tempo necessário para retornar ao estado estacionário.

Nem todos os gráficos gerados nas simulações são apresentados neste trabalho, visto que, em muitos casos, não se percebe diferença no comportamento das variáveis estudadas quando utilizadas diferentes estratégias de controle. Como exemplo, podemos citar os controles de temperatura do segundo e do terceiro prato que, em muitos casos, apresentam comportamentos idênticos e os resultados de apenas um deles é demonstrado no trabalho.

Antes de serem aplicadas as perturbações, foram ajustados os parâmetros dos controladores PID em cada estratégia de controle sendo utilizada a opção *Autotuner* do *Hysys*[®].

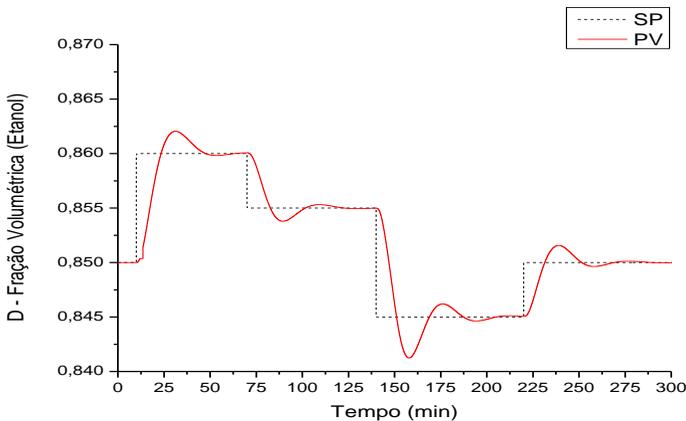
Capítulo 4 - RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo serão apresentados os resultados obtidos nas simulações descritas no capítulo anterior. Inicialmente são realizados testes nas simulações, por meio de perturbações na composição de destilado, visando a comprovação do desempenho das malhas de controle. O objetivo geral das simulações foi avaliar a redução de transientes de operação após a realização de perturbações na temperatura e vazão da corrente de alimentação, buscando comprovar o melhor desempenho do aquecimento distribuído frente ao aquecimento convencional. Para isto, foram realizadas simulações com diferentes configurações de aquecimento distribuído, buscando encontrar a disposição que resultasse no melhor controle.

4.1 MUDANÇAS NO SET-POINT DA COMPOSIÇÃO DE DESTILADO

Com a finalidade de testar as simulações, observar as variáveis de interesse e testar a eficiência dos controladores, foram realizadas simulações com mudanças no *Set Point* do controlador de composição de destilado, como ilustrado na Figura 4.1. Aplicaram-se degraus de, no máximo, 1 unidade (1 % em volume de etanol). Degraus maiores foram testados, mas devido às altas não linearidades do processo, ocorria saturação dos atuadores.

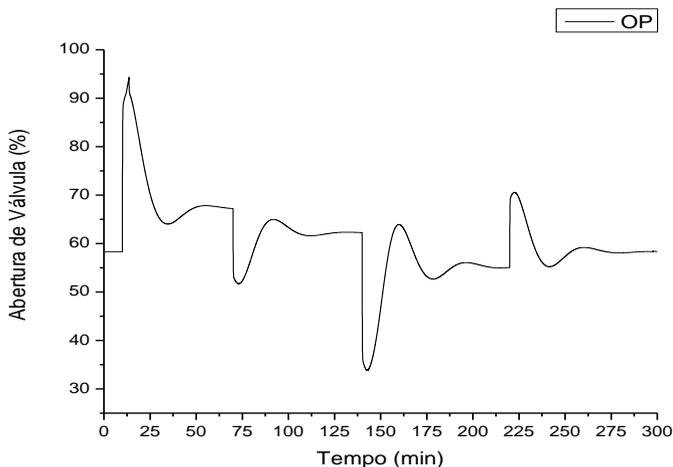
Figura 4-1 Resposta ao degrau na composição de destilado



O tempo de estabelecimento da composição é, em média, de 60 minutos, embora varie de acordo com a intensidade do degrau aplicado. O degrau unitário negativo aplicado no instante $t=140$ minutos é o que resultou em um transiente e em um sobressinal maiores, cerca de 60 minutos e 40 % do valor do degrau, respectivamente. Esta assimetria nas respostas do sistema demonstra a alta não linearidade do processo.

O comportamento da válvula da vazão de refluxo pode ser observado na Figura 4.2. As respostas são coerentes, com abertura da válvula para aumentos no valor de referência da composição de destilado e fechamento para a diminuição no *set point*. Em todos os casos a vazão se estabiliza.

Figura 4-2 Variação na abertura de válvula refluxo



As variações no nível da base são mínimas após as perturbações na composição do destilado (cerca de 0,1 %), conforme esperado e discutido à bastante tempo na literatura. De qualquer forma, o comportamento desta variável é bastante coerente e o controlador age rapidamente para rejeitar a perturbação. Um aumento na composição de destilado provoca a elevação da vazão de refluxo e, com uma vazão maior de líquido no interior da coluna, o nível da base tende a aumentar. Para manter o nível no valor desejado, o controlador provoca um aumento na vazão de produto de base. Para degraus negativos no SP de composição de destilado, o sistema responde de forma inversa. O

comportamento dessa malha de controle pode ser visto nas Figuras 4.3 e 4.4.

Figura 4-3 Controle de nível da base

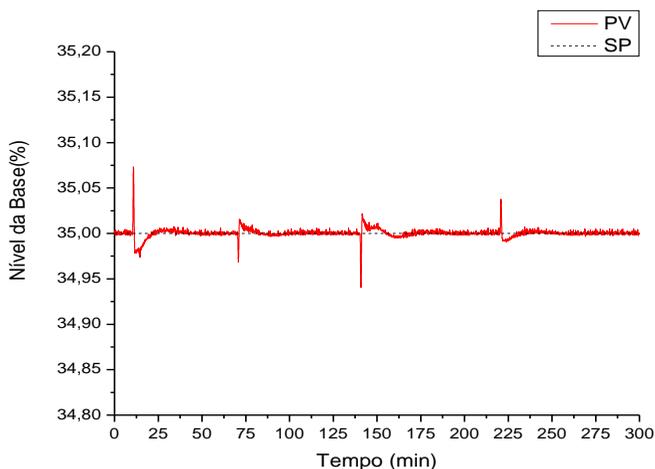
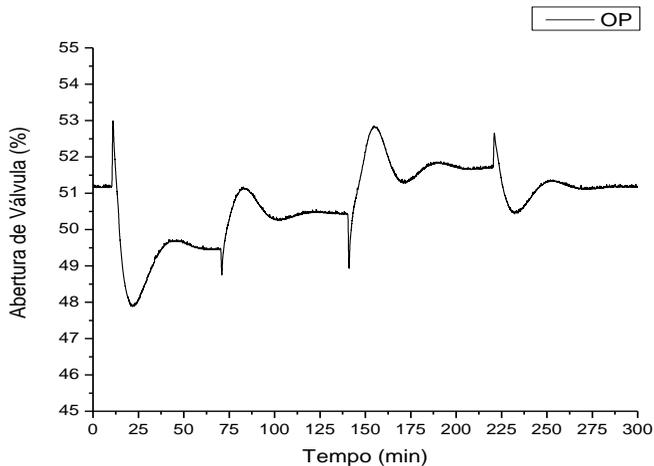


Figura 4-4 Vazão de produto de fundo



A modificação na vazão de refluxo causa uma mudança no nível do acumulador e, conseqüentemente, na vazão do destilado. Em caso de degrau positivo no SP do controlador de composição do destilado, a vazão de refluxo tende a aumentar, diminuindo o nível do tanque acumulador. Para manter este nível constante é necessária a diminuição

da vazão de destilado. Para um degrau negativo no *set point* da composição de destilado a resposta é inversa, como pode ser visto nas Figuras 4.5 e 4.6 a seguir.

Figura 4-5 Controle de nível do condensador

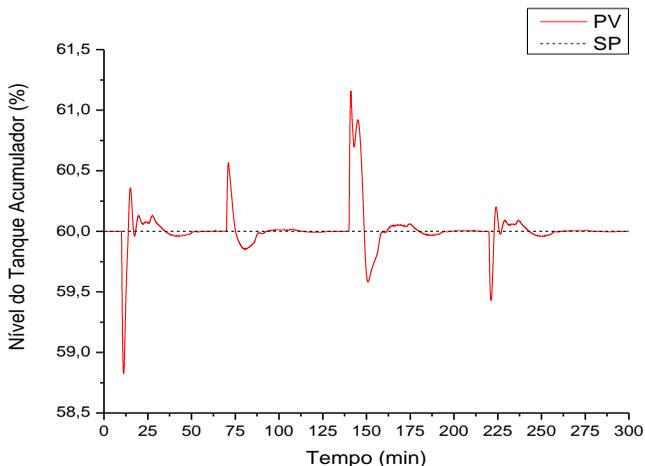
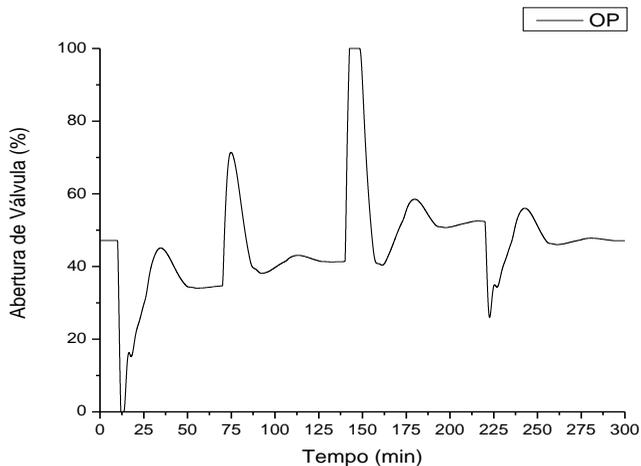


Figura 4-6 Variação na abertura de válvula de produto de topo



As mudanças no *Set Point* da composição de destilado pouco interferem na temperatura da base da coluna, como pode ser observado na Figura 4.7. Isto ocorre porque o volume de líquido é rapidamente

corrigido pela malha do nível e, como a dinâmica da temperatura da base é mais lenta, esta malha é pouco influenciada pelo aumento da vazão de refluxo. Ao aumentar-se a vazão de refluxo tende a diminuir o perfil de temperatura da coluna e, conseqüentemente, a temperatura da base. Para decréscimos na vazão de refluxo a temperatura tende a aumentar. Em todos os casos o controle rejeita a perturbação em poucos minutos variando a quantidade de calor fornecido no refeedor. A Figura 4.8 apresenta a variação na abertura de válvula de fornecimento de calor na base da coluna.

Figura 4-7 Controle de temperatura da base

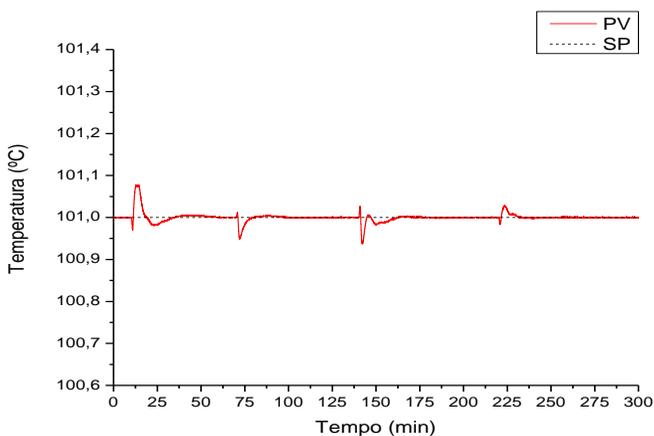
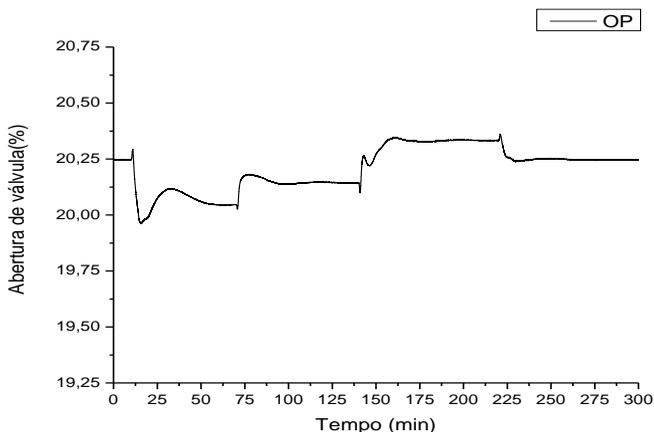


Figura 4-8 Abertura de válvula de fornecimento de calor na base



Na sequência verifica-se, por meio das Figuras 4.9 e 4.10, o comportamento da malha de controle de temperatura do segundo prato, onde verifica-se que a perturbação pouco interfere na temperatura e é rapidamente rejeitada pela variação do fornecimento de calor distribuído.

Figura 4-9 Controle de temperatura do segundo prato

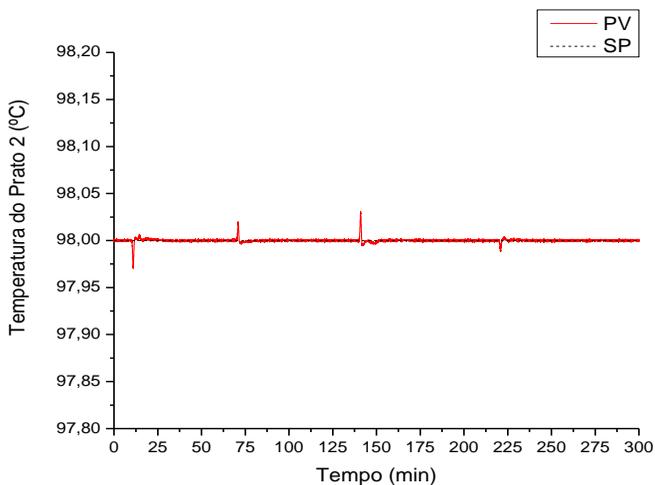
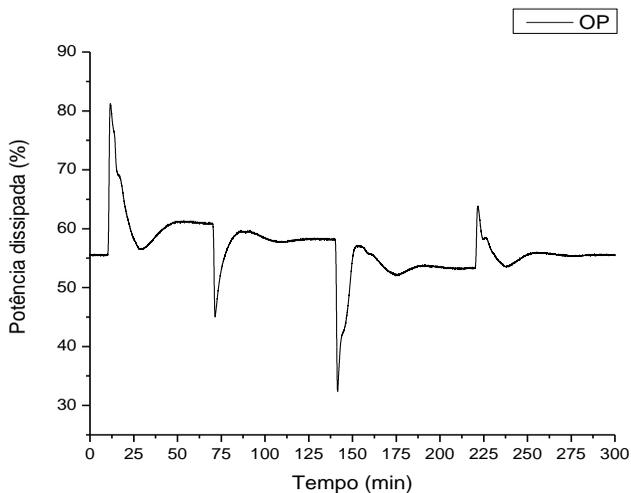


Figura 4-10 Calor fornecido ao segundo prato



O software *Hysys*[®] se mostrou bastante adequado para o desenvolvimento do modelo simulado da coluna de destilação piloto situada no EQA/UFSC. Algumas adaptações e considerações precisaram ser realizadas, mas os resultados finais foram bastante aceitáveis, com comportamento muito similar com a planta real. As malhas de controle e os parâmetros dos controladores PIDs foram estudados exaustivamente até apresentarem seus melhores resultados.

4.2 DEGRAU NEGATIVO NA TEMPERATURA DE ALIMENTAÇÃO

A primeira perturbação realizada na temperatura da alimentação para aplicação das abordagens de controle foi um degrau negativo de 8 °C, 10 minutos após o início da simulação. Desta forma a temperatura da alimentação caiu de 90 para 82 °C.

As condições iniciais da corrente de alimentação foram as mesmas utilizadas na maioria dos experimentos e na validação das simulações, conforme apresentado na Tabela 7.

Tabela 7 Caracterização da corrente de alimentação

Vazão Volumétrica	X_{etanol} volumétrico	Temperatura	Pressão
0,300 m ³ /h	0,1 %	90°C	106 kPa

A seguir são mostrados os resultados e as análises comparativas entre as malhas de controle de cada estratégia estudada. Ao todo foram analisadas cinco malhas de controle e o perfil de temperatura ao longo da coluna. Os gráficos mostram o comportamento das variáveis controladas e manipuladas com o transcorrer do tempo e visa determinar qual dos métodos adotados é mais eficiente na rejeição de perturbações.

4.2.1 Perfil de temperatura

Após a perturbação negativa na temperatura da corrente de alimentação, o perfil de temperatura dos estágios da coluna tende a decrescer. O comportamento das seções de retificação e de esgotamento são diferentes e, portanto, serão estudados separadamente.

4.2.1.1 Seção de esgotamento

Como a corrente de alimentação é 100% subresfriada, os maiores gradientes de temperatura são percebidos na seção de esgotamento. Os dois primeiros casos (controle convencional e aquecimento distribuído constante no segundo prato, respectivamente) apresentam comportamentos praticamente idênticos, com decréscimo de temperatura em todos os estágios, diferindo apenas nas maiores temperaturas no segundo caso, como pode ser observado nas Figuras 4.11 e 4.12.

Um comportamento semelhante é percebido quando o controle de temperatura é acionado em qualquer um dos estágios da seção de retificação, como ilustrado pela estratégia de controle de temperatura do oitavo prato na Figura 4.13, pois estes controles pouco interferem nas temperaturas da seção de esgotamento. Em outras palavras, o aquecimento na seção de retificação conduz a maior vaporização que, primeiramente deve ser condensada e, somente na sequência, irá atuar nos pratos da seção de esgotamento. Devido a esta dinâmica lenta, o refeedor já terá atuado para rejeitar a perturbação.

Figura 4-11 Perfil de temperatura - Seção de esgotamento - Controle convencional

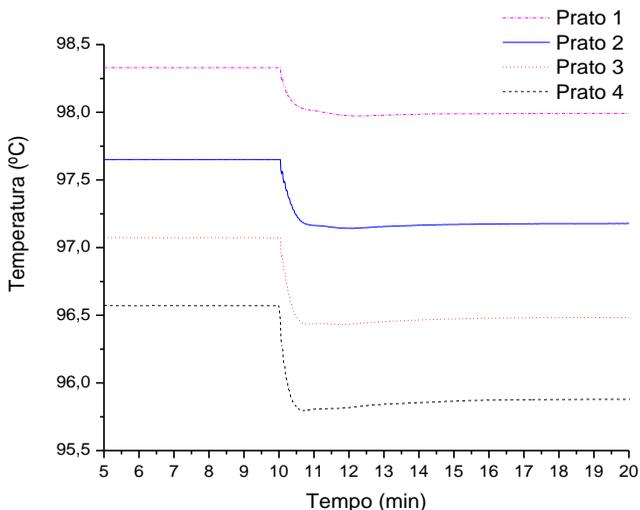


Figura 4-12 Perfil de temperatura - Seção de esgotamento - Aquecimento constante do prato 2

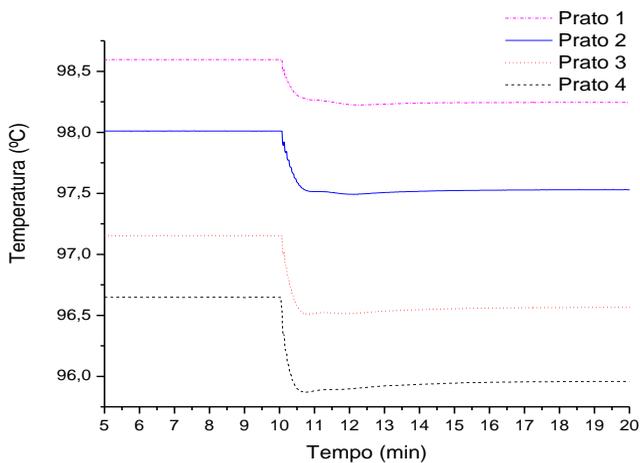
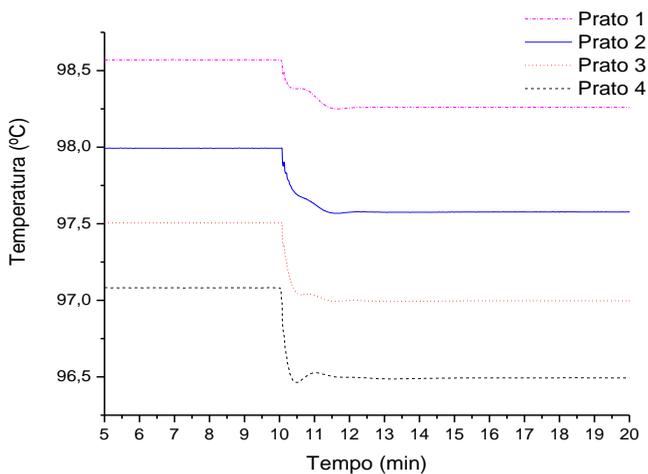


Figura 4-13 Perfil de temperatura - Seção de esgotamento - Controle de temperatura do prato 8



Ao aplicar-se o controle de temperatura nos estágios da seção de esgotamento, observa-se a manutenção do perfil de temperatura do

estágio controlado e de todos os estágios abaixo dele, como mostrado nas Figuras 4.14, 4.15 e 4.16

Figura 4-14 Perfil de temperatura - Seção de esgotamento - Controle de temperatura do prato 2

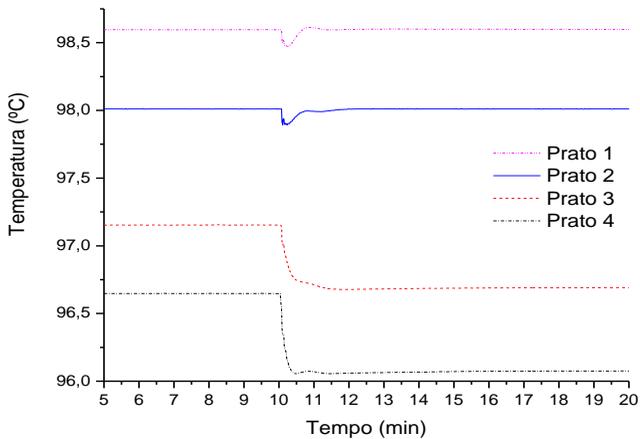


Figura 4-15 Perfil de temperatura - Seção de esgotamento - Controle de temperatura do prato 3

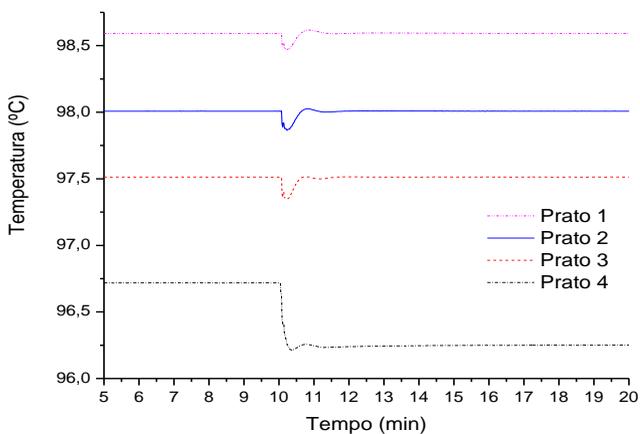
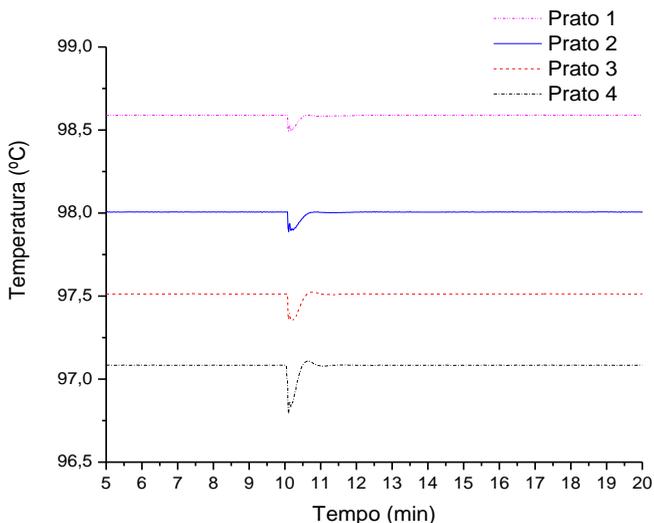


Figura 4-16 Perfil de temperatura - Seção de esgotamento - Controle de temperatura do prato 4

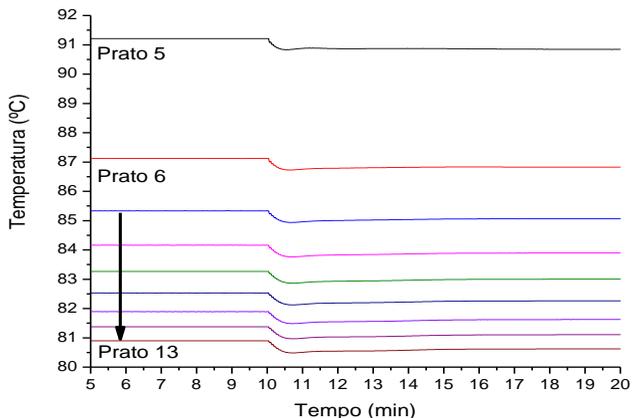


O controle de temperatura localizado no prato de alimentação (Prato 4) se mostra bastante útil na rejeição da perturbação realizada na temperatura da alimentação. O fornecimento de calor distribuído nesse estágio é responsável pela manutenção do perfil de temperatura em toda seção de esgotamento, minimizando os efeitos da perturbação. Os perfis de temperatura obtidos ao se controlar os estágios 5 e 11 da coluna apresentaram comportamento muito semelhante ao mostrado na Figura 4.13.

4.2.1.2 Seção de retificação

O perfil de temperatura da seção de retificação é menos afetado que a seção de esgotamento, visto que a alimentação é totalmente líquida, e também tende a sofrer um decréscimo após a realização da perturbação. Este comportamento pode ser verificado na Figura 4.17, que ilustra o perfil de temperatura da seção de retificação para o caso de controle convencional, sendo praticamente idêntico ao perfil encontrado na estratégia de controle com aquecimento constante no segundo prato.

Figura 4-17 Perfil de temperatura - Seção de retificação - Controle convencional



Com o controle de temperatura do segundo prato ativado, mostrado na Figura 4.18, também é observado um decréscimo no perfil de temperatura da seção de retificação embora com uma intensidade menor (cerca de $0,1^{\circ}\text{C}$). Na Figura 4.19, pode ser observado que, ao ser ativado o controle de temperatura do prato de alimentação (quarto prato), o perfil de temperatura sofre uma leve queda mas logo retorna ao valor inicial em todos os estágios.

Figura 4-18 Perfil de temperatura - Seção de retificação - Controle prato 2

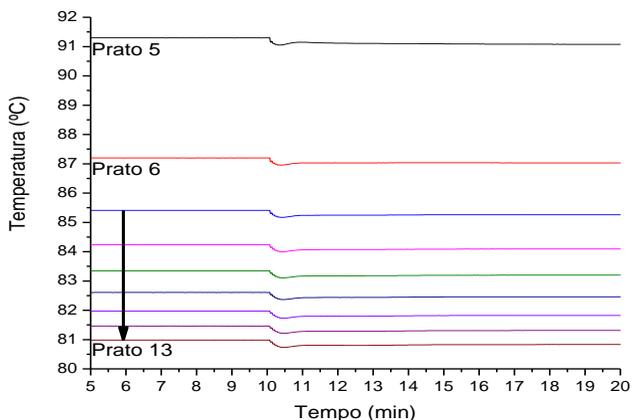
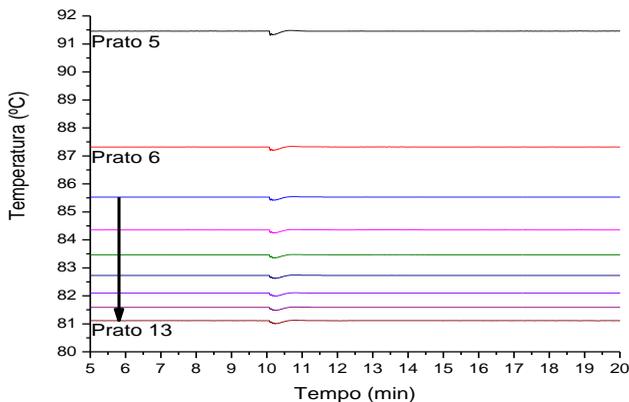
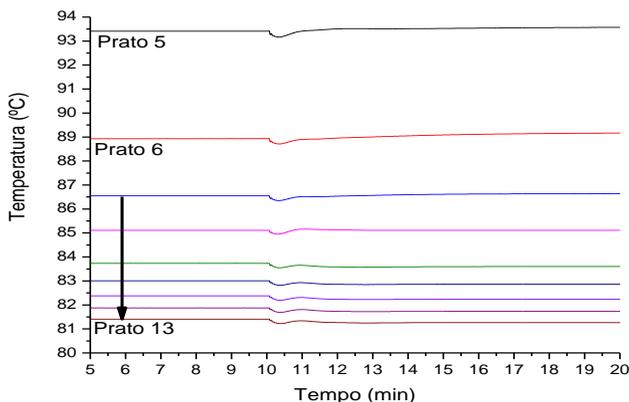


Figura 4-19 Perfil de temperatura - Seção de retificação - Controle prato 4



Ao ser controlada a temperatura de algum estágio da seção de retificação, o perfil também tende a sofrer um decréscimo em relação ao valor de referência, como ilustrado pelo controle de temperatura do oitavo prato na Figura 4.20. Entretanto, pode-se perceber que, após um certo período, ocorre um aumento na temperatura dos estágios abaixo do prato controlado, em relação ao valor anterior à perturbação. Isto acontece porque o acionamento de calor distribuído provoca uma queda na vazão interna de líquido abaixo desse estágio, em função do aumento da taxa de vaporização causada pela maior dissipação de calor no prato.

Figura 4-20 Perfil de temperatura - Seção de retificação - Controle prato 8



O controle de temperatura do prato de alimentação é o único que consegue manter os perfis de temperatura, tanto da seção de retificação como de esgotamento, nos mesmos valores anteriores a perturbação. Também foi possível perceber que, quanto mais próximo ao prato de alimentação estiver o controle de aquecimento distribuído, menor a variação no perfil de temperatura ao longo da coluna.

4.2.2 Malha de controle temperatura - Aquecimento distribuído (detalhamento dos pratos 2, 4 e 8)

As duas primeiras estratégias de controle estudadas não apresentam controle de temperatura de nenhum estágio intermediário da coluna, visto que a válvula de fornecimento de calor distribuído opera em modo manual com 0 e 40 % de abertura, respectivamente.

Os demais casos apresentam controle de temperatura do estágio que recebe o aquecimento distribuído, com um fornecimento máximo de calor de 5 kW. Na Figura 4.21 é mostrada a temperatura do segundo prato e ilustra como se comporta o prato controlado quando situado na seção de esgotamento. Após um leve decréscimo, a temperatura retorna ao valor do *Set Point* muito rapidamente (cerca de 2 minutos), sendo que para tal, foi necessário um acréscimo no calor fornecido ao prato de aproximadamente 3 kW, conforme Figura 4.22.

Figura 4-21 Temperatura do segundo prato - Controle de temperatura do prato 2

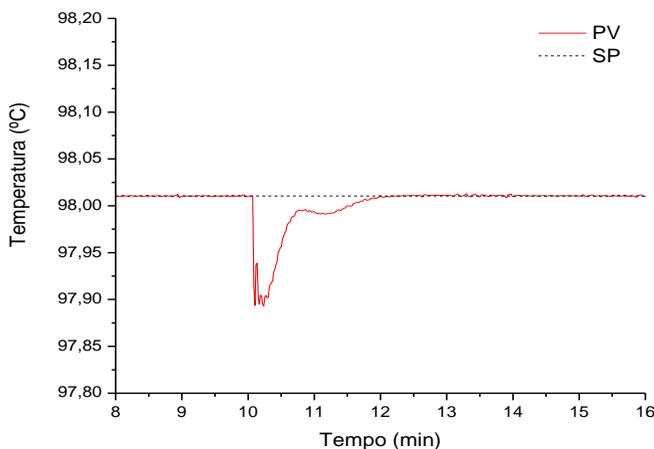
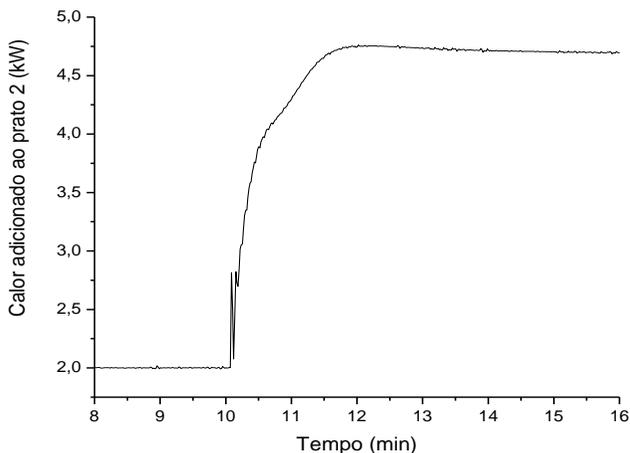


Figura 4-22 Calor fornecido ao prato 2 - Controle de temperatura do prato 2



O quarto prato é o que apresenta a maior redução na temperatura antes de retornar ao valor do Set-Point (cerca de $0,3\text{ }^{\circ}\text{C}$), pois é o que recebe a perturbação na alimentação diretamente, como ilustrado na Figura 4.23. A válvula de fornecimento de calor precisa atuar mais rapidamente e seu comportamento pode ser observado na Figura 4.24.

Figura 4-23 Temperatura do quarto prato - Controle de temperatura do prato 4

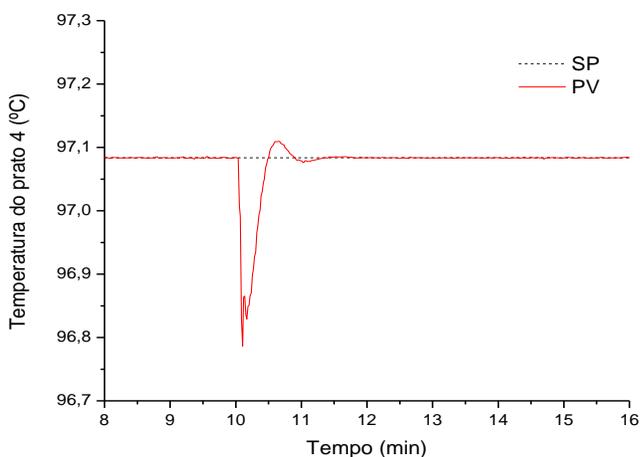
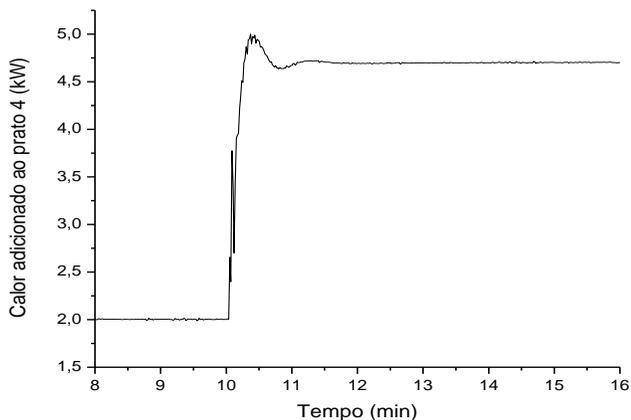


Figura 4-24 Calor fornecido ao prato 4 - Controle de temperatura do prato 4



A seção de retificação apresenta uma maior dificuldade no controle da temperatura dos estágios e está representado nas Figuras 4.25 e 4.26, por meio do controle de temperatura do oitavo prato. O pior desempenho está relacionado ao fato da alimentação ser líquida, fazendo com que a perturbação seja percebida com atraso nestes pratos (cerca de 0,1 minutos), tornando seu controle mais lento (aproximadamente 3 minutos) e com uma queda de até 0,15 °C na temperatura.

Figura 4-25 Temperatura do oitavo prato - Aquecimento distribuído prato 8

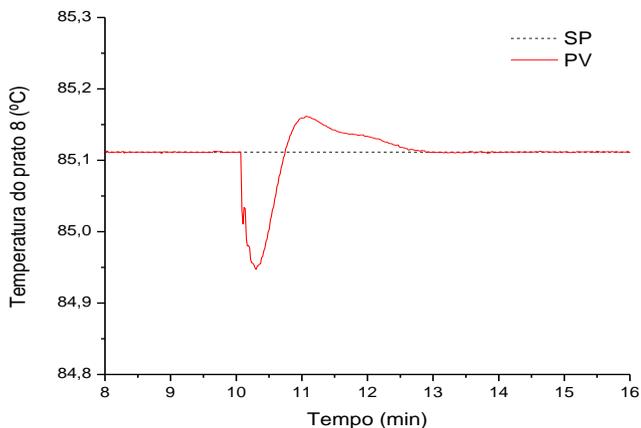
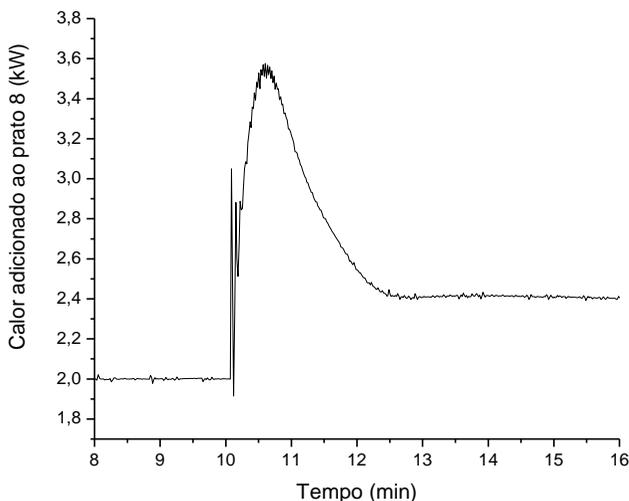


Figura 4-26 Calor fornecido ao prato 8 - Controle de temperatura do prato 8



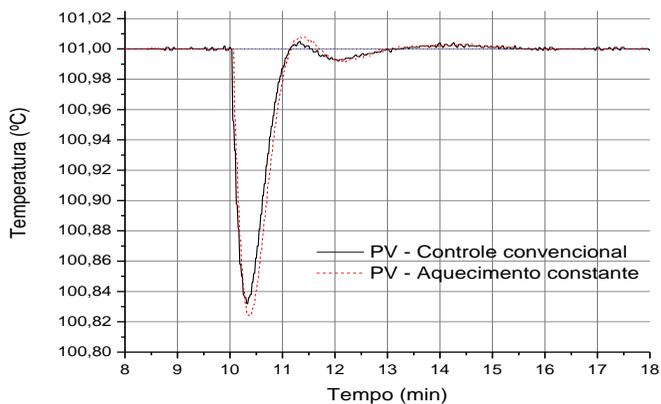
Em todos os casos as temperaturas dos estágios controlados retornaram ao valor inicial rapidamente. Entretanto, o controle de temperatura do prato de alimentação ou dos estágios da seção de esgotamento são mais efetivos, pois atuam diretamente no local onde a perturbação é mais rapidamente percebida.

4.2.3 Malha de controle de temperatura da base

A temperatura da base tende a diminuir após a aplicação do degrau negativo na temperatura de alimentação. Nos casos de controle convencional e aquecimento constante, mostrados nas Figura 4.27, a temperatura da base apresenta um comportamento similar. Isto ocorre porque a base não sente o efeito do fornecimento de calor no prato 2, pois o efeito é a vaporização da mistura no estágio e o aumento da vazão de vapor no interior da coluna.

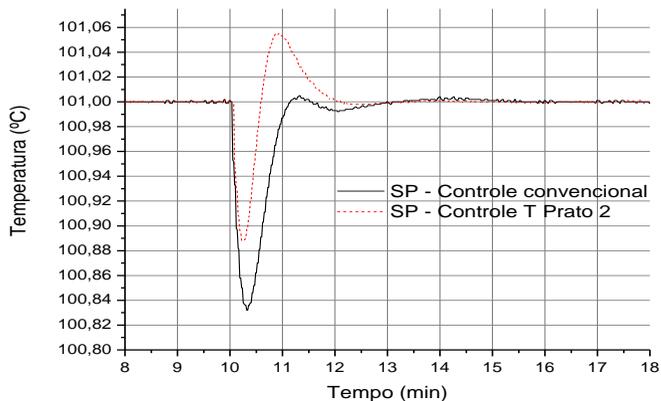
No caso de aquecimento distribuído, a temperatura sofreu um decréscimo de aproximadamente $0,18^{\circ}\text{C}$, enquanto no controle convencional é observado um decaimento de $0,17^{\circ}\text{C}$. Em ambos os casos a temperatura retorna ao valor do set-point (101°C) em cerca de 5 minutos.

Figura 4-27 Temperatura da base - Controle convencional e aquecimento constante do prato 2



Com o controle de temperatura do segundo prato, a temperatura da base apresenta maior oscilação, mas menor overshoot (0,1 °C) e tempo transiente (cerca de 3 minutos), como pode ser visto na comparação entre controle convencional e controle de temperatura do prato 2, na Figura 4.28. O controle de temperatura do terceiro prato apresenta um comportamento muito semelhante ao do segundo prato.

Figura 4-28 Temperatura da base - Controle convencional e controle de temperatura do prato 2



Ao aplicar-se o aquecimento distribuído na seção de retificação (ilustrado pelo prato 8), percebe-se um comportamento mais oscilatório, um maior *overshoot* ($-0,14\text{ }^{\circ}\text{C}$) e um tempo transiente igual (3 minutos), quando comparado ao controle de temperatura do segundo prato, conforme mostrado na Figura 4.29. Os resultados mostram que, quanto mais próximo ao prato de alimentação estiver o controle de temperatura, mais rapidamente a temperatura da base retorna ao valor do *set point*.

Figura 4-29 Temperatura da base - Controle de temperatura dos pratos 2 e 8

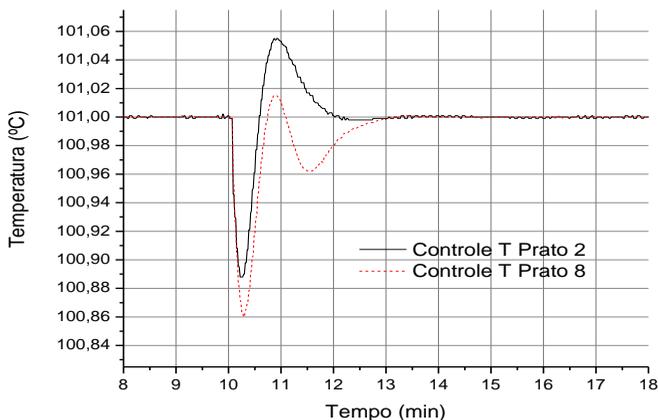
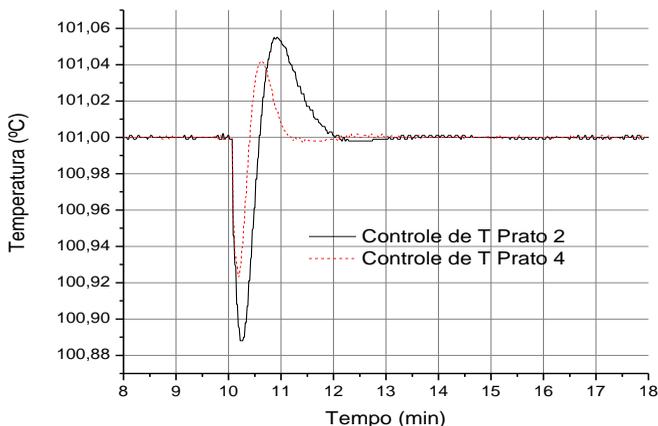


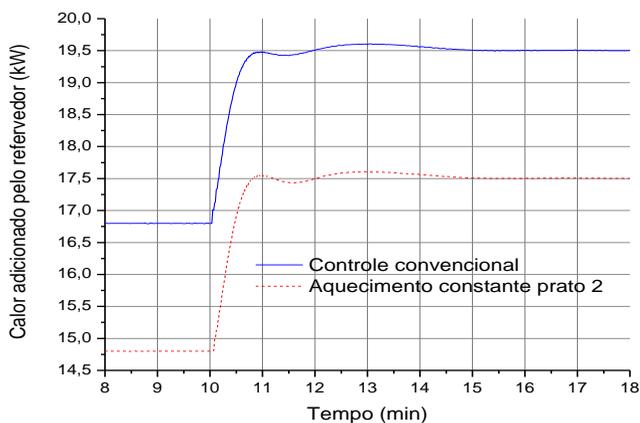
Figura 4-30 Temperatura da base - Controle de temperatura dos pratos 2 e 4



O melhor resultado é encontrado ao controlar-se a temperatura do prato de alimentação. Na Figura 4.30 é mostrado que, quando comparado a controle de temperatura do segundo prato, esta estratégia apresenta menores oscilações e *overshoot* ($0,08\text{ }^{\circ}\text{C}$), e um transiente de cerca de dois minutos.

Na Figura 4.31 são mostradas as quantidades de calor adicionadas pelo refeedor nos casos onde o calor distribuído fornecido é nulo ou constante. Em ambos os casos é observado um comportamento similar, com um aumento da quantidade de calor fornecido na base para compensar a queda na temperatura de alimentação. A diferença de 2 kW no calor fornecido pelo refeedor entre as duas estratégias corresponde exatamente ao calor fornecido no segundo prato pelo aquecimento distribuído.

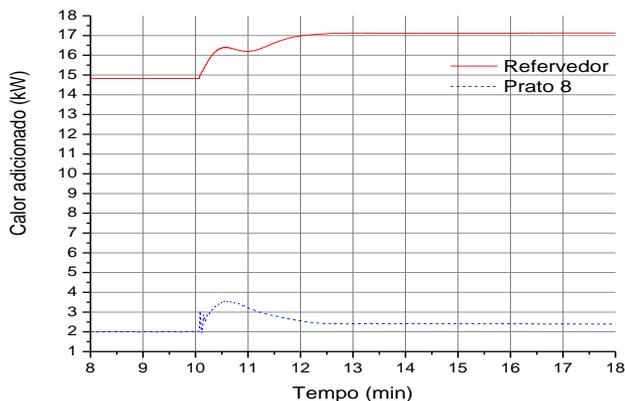
Figura 4-31 Calor fornecido pelo refeedor - Controle convencional e aquecimento constante do prato 2



Um comportamento similar ao controle convencional acontece quando o aquecimento distribuído com controle de temperatura é aplicado nos estágios da seção de retificação, pois o aquecimento distribuído pouco interfere na rejeição da perturbação aplicada, visto que a alimentação é totalmente líquida. Na Figura 4.32 pode ser observada a quantidade de calor fornecida na base em caso de aquecimento do oitavo prato antes e após a perturbação na temperatura de alimentação. No mesmo gráfico é mostrado o calor adicionado diretamente no prato 8, onde é observado que apenas $0,5\text{ kW}$ são oriundos do aquecimento

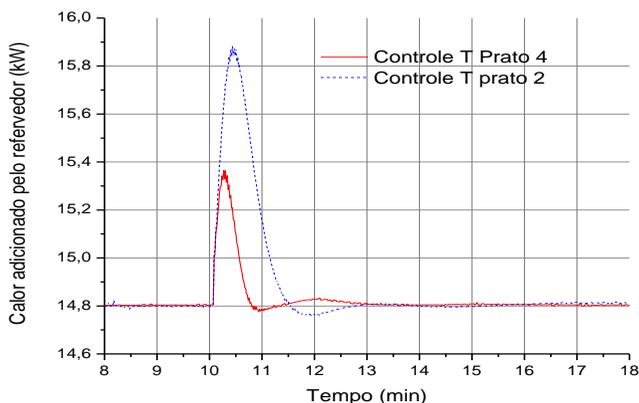
distribuído (além dos 2 kW fornecidos desde antes da perturbação) e, conseqüentemente, a maior parte do calor é adicionado pelo refeedor.

Figura 4-32 Calor adicionado na coluna - Controle de temperatura do prato 8



Quando o aquecimento distribuído é instalado na seção de esgotamento ou no prato de alimentação (Figura 4.33), o calor fornecido pela base aumenta e rapidamente retorna ao valor inicial. Isto ocorre porque o aquecimento distribuído é responsável, quase que completamente, pela rejeição da perturbação (conforme mostrado anteriormente nas Figuras 4.22 e 4.24).

Figura 4-33 Calor fornecido na base - Controle de temperatura pratos 2 e 4



Também é importante observar que, quanto mais próximo do prato de alimentação estiver a fonte de calor, menor é a quantidade de energia fornecida pelo refervedor.

4.2.4 Malha de controle de nível da base

O degrau negativo na temperatura da corrente de alimentação provoca um aumento no nível da base, pois eleva a vazão de líquido no interior da coluna. Todas as simulações apresentaram resultados semelhantes, concluindo-se que as estratégias de controle utilizadas pouco afetam no controle do nível da base em caso de perturbações na temperatura da alimentação. Nas Figuras 4.34 e 4.35 são mostradas a variação do nível da base e o desempenho da válvula de vazão de produto de base obtidos para o controle convencional.

Figura 4-34 Nível da base - Controle convencional

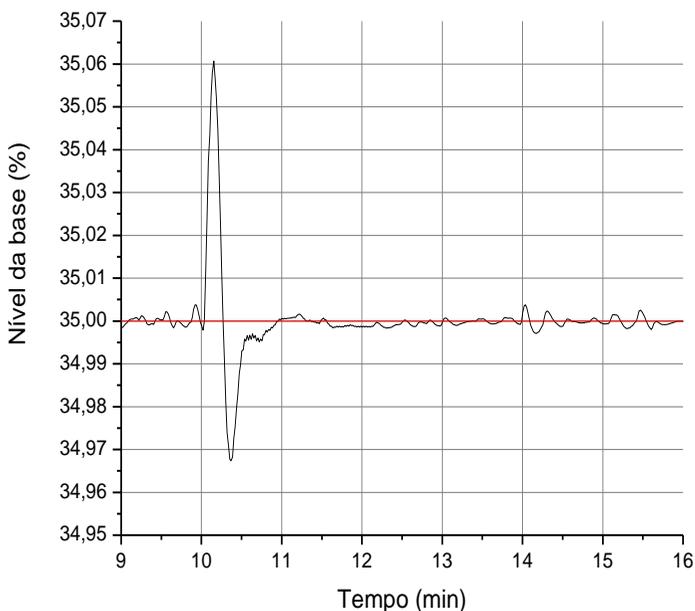
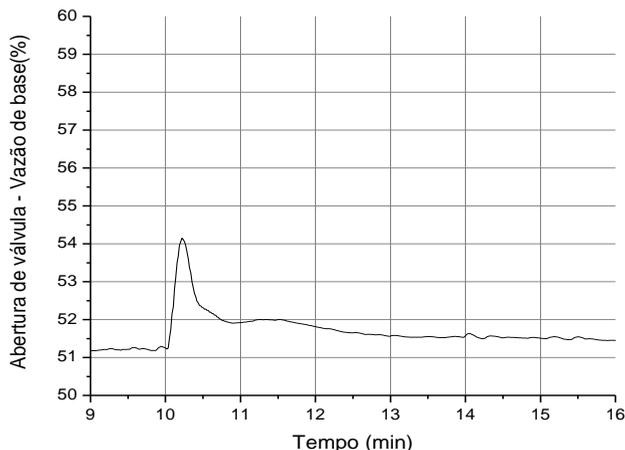


Figura 4-35 Abertura de válvula vazão de base - Controle convencional



As demais estratégias de controle apresentam resultados muito parecidos aos mostrados nas Figuras 4.34 e 4.35, com variações máximas de 0,06 % no nível e transientes menores que 1 minuto.

4.2.5 Malha de controle de nível do acumulador

O degrau negativo na temperatura da corrente de alimentação provoca um aumento na composição de etanol no produto de topo (como pode ser observado na seção 4.2.6, na análise da malha de controle de composição de destilado), acarretando na diminuição da vazão de refluxo e, conseqüentemente, o aumento no nível do tanque acumulador.

O nível do acumulador apresenta o mesmo comportamento nos casos de controle convencional e com aquecimento constante no segundo prato e está ilustrado na Figura 4.36. O nível atinge um máximo de 60,5 % e retorna ao valor inicial após cerca de 12 minutos, com aumento na vazão de destilado, como representado na Figura 4.37, onde também pode ser observado que o controle convencional conduz a uma maior vazão do produto de base, quando comparado ao aquecimento constante do segundo prato.

Figura 4-36 Nível acumulador - Controle convencional e aquecimento constante do prato 2

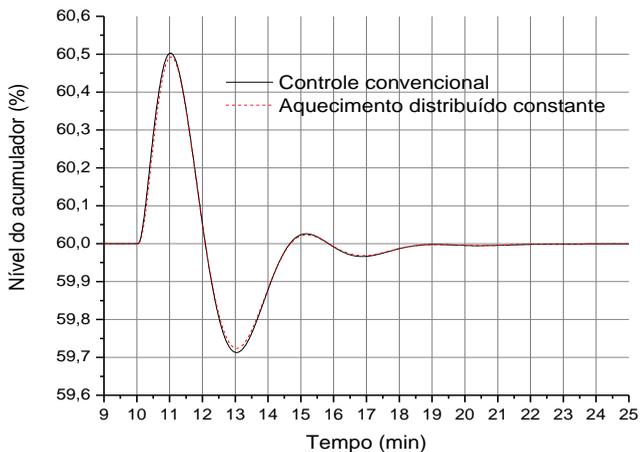
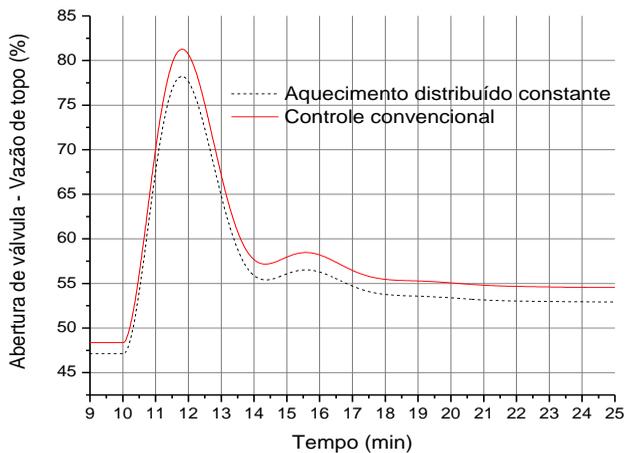


Figura 4-37 Abertura de válvula vazão de topo - Controle convencional e aquecimento constante do prato 2



Ao aplicar-se o aquecimento distribuído com o controle de temperatura em qualquer estágio da seção de esgotamento nota-se uma melhora no controle do nível do acumulador, em comparação ao

controle convencional, conforme observado por meio da Figura 4.38. A variação no nível apresenta valores menores que 0,20 % e o valor do Set-Point é alcançado após 7 minutos. Também pode ser observado, na Figura 4.39, um menor esforço da válvula quando utilizado o controle de temperatura do terceiro prato em relação ao controle convencional.

Figura 4-38 Nível acumulador: controle convencional e temperatura do prato 3

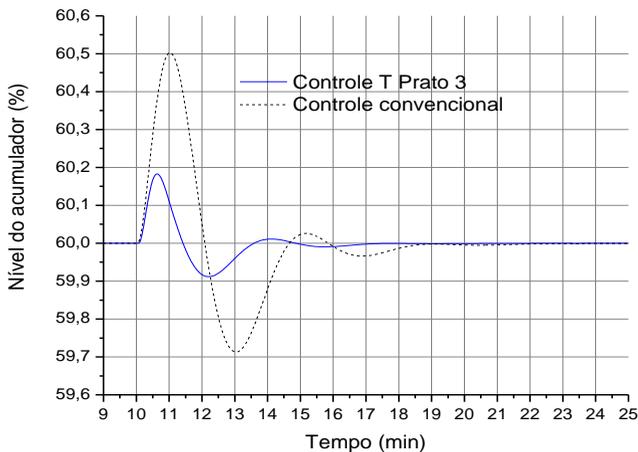
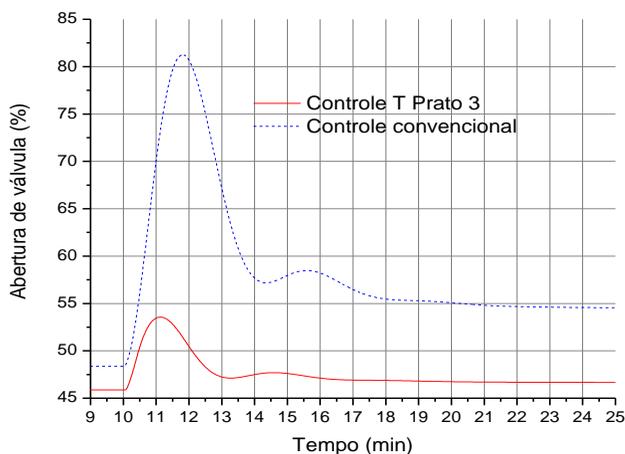


Figura 4-39 Abertura válvula: controle convencional e temperatura do prato 3



A estratégia de controle com aquecimento distribuído no prato de alimentação é ilustrada na Figura 4.40, onde observa-se claramente uma melhora no controle de nível do acumulador em comparação ao controle de temperatura do prato da seção de esgotamento. Apesar de o tempo transiente continuar em 7 minutos, pode-se observar um *overshoot* menor que 0,1 %. Na Figura 4.41 pode ser visto um menor esforço da válvula de controle quando utilizado o controle de temperatura no quarto prato, em comparação ao controle de temperatura do prato 3.

Figura 4-40 Nível acumulador - Controle de temperatura dos pratos 3 e 4

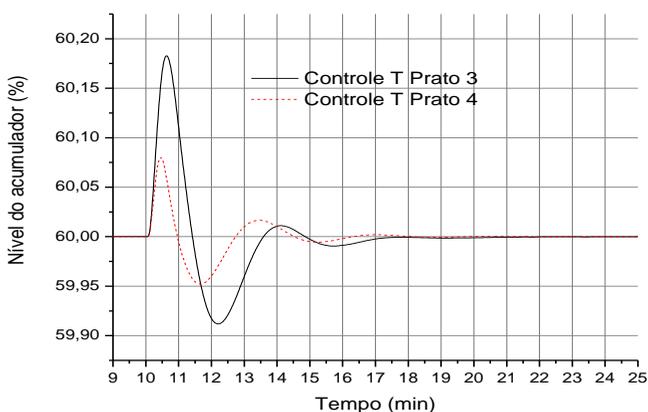
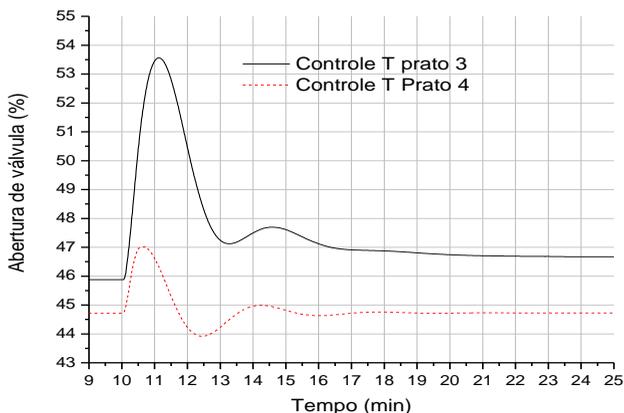


Figura 4-41 Abertura de válvula - Controle de temperatura dos pratos 3 e 4



A utilização do controle de temperatura em um estágio da seção de retificação é exemplificado pelo décimo primeiro prato nas Figuras 4.42 e 4.43. Observa-se uma rejeição da perturbação bastante lenta, com um transiente de mais de 20 minutos e um *overshoot* de 0,17 %. Na Figura 4.43 pode-se perceber que a válvula de vazão de destilado é mais exigida que nos demais casos com aquecimento distribuído, só estabilizando a partir do instante 32 minutos.

Figura 4-42 Nível acumulador - Controle de temperatura dos Pratos 4 e 11

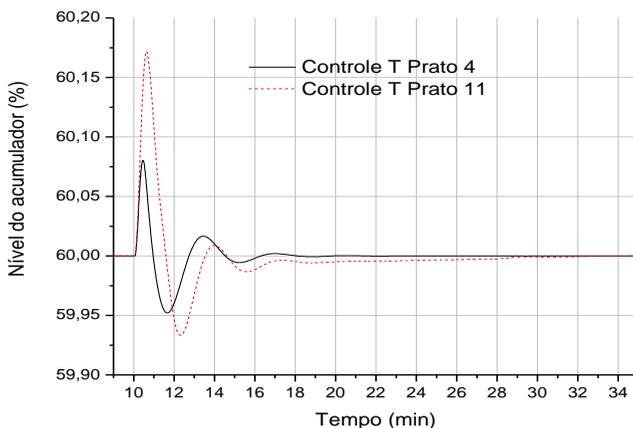
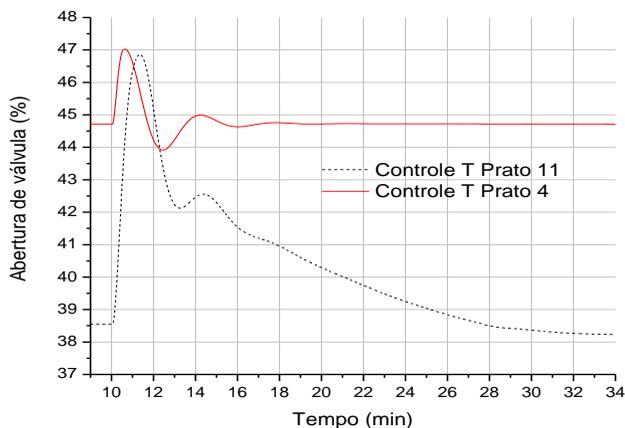


Figura 4-43 Abertura de válvula - Controle de temperatura dos pratos 4 e 11



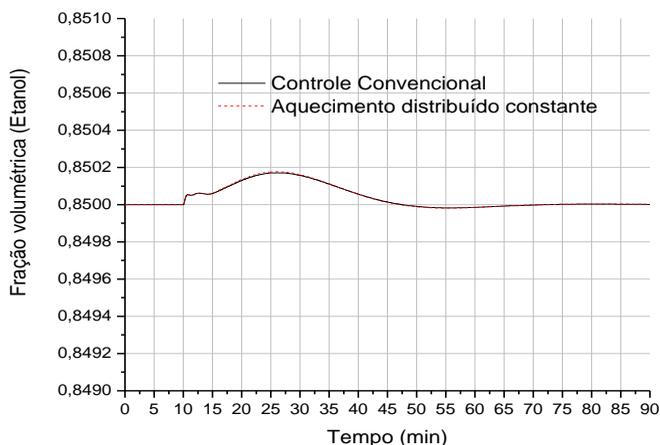
O comportamento percebido na Figura 4.43 ocorre devido ao aumento de vazão de vapor na seção de retificação que o aquecimento distribuído provoca. Conseqüentemente o nível do tanque acumulador também aumenta, sendo necessária a abertura da válvula de produto de topo para mantê-lo no valor desejado.

A estratégia de controle que apresentou o melhor desempenho na manutenção do nível do acumulador foi o controle de temperatura do prato de alimentação. O controle de temperatura dos estágios acima do prato de alimentação além de exigirem um maior esforço da válvula de controle, influenciam demasiadamente no controle de composição de destilado como pode ser visto na Seção 5.2.1.6, prejudicando seu desempenho.

4.2.6 Controle de Composição de Destilado

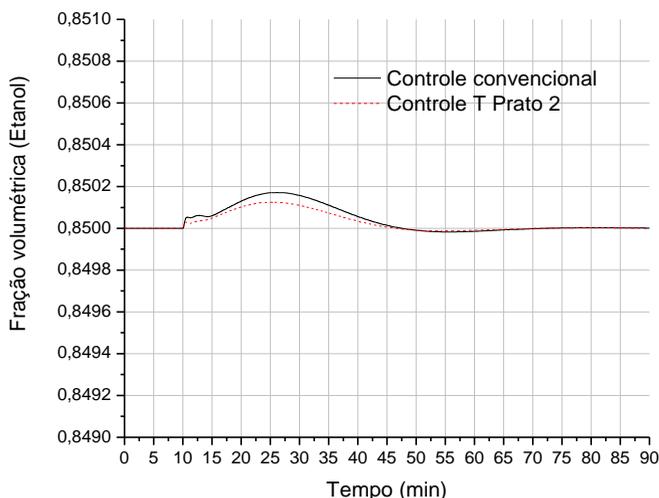
A diminuição na temperatura da corrente de alimentação provoca uma redução no perfil de temperatura interna da coluna, acarretando na diminuição da vazão de vapor e, conseqüentemente, o aumento da vazão de líquido interno. Além disto, a maior parte da fase vapor que, devido à diminuição de energia fornecida, passa para a fase líquida, é composta pela substância menos volátil. Sendo assim, a perturbação provoca um aumento na composição do produto de topo, como visto na Figura 4.44

Figura 4-44 Composição do destilado - Controle convencional e aquecimento constante do prato 2



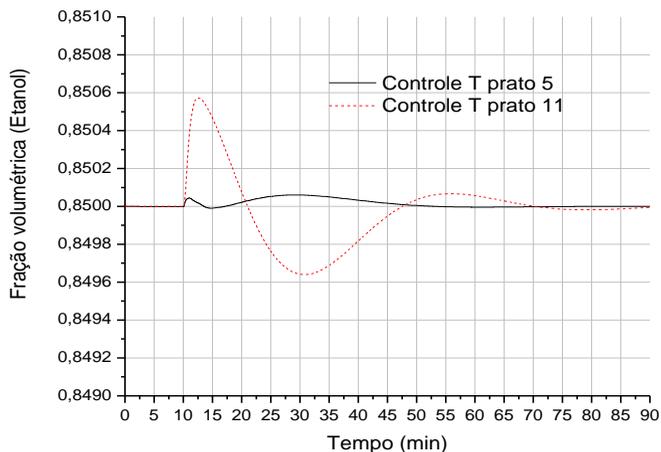
O comportamento da composição de destilado nos casos de controle convencional e aquecimento constante do segundo prato é idêntico e as respectivas curvas se sobrepõem, conforme mostrado na Figura 4.44, atingindo um valor máximo de 85,02% em volume de etanol e apresentando um transiente de aproximadamente 60 minutos. Como pode ser observado na Figura 4.45, quando se aciona o controle de temperatura do segundo prato, o controle de composição apresenta uma leve melhora em relação ao controle convencional, com redução do overshoot para 0,01 % e passando a ter um transiente de aproximadamente 57 minutos.

Figura 4-45 Composição do destilado - Controle convencional e controle de temperatura do prato 2



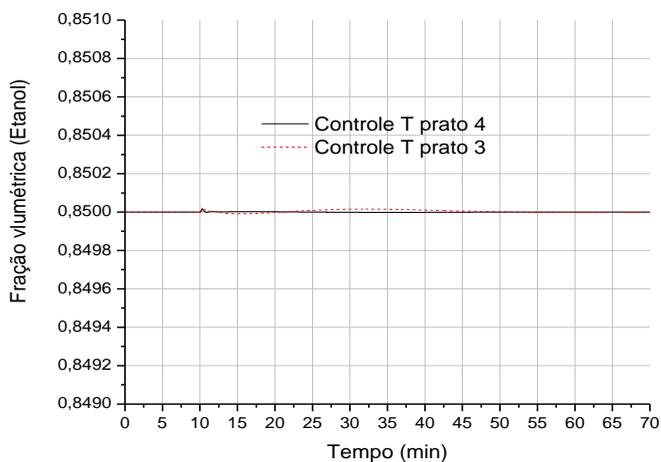
Ao serem acionados os controles de temperatura da seção de retificação, como pode ser visto na Figura 4.46, percebe-se um desempenho inferior no controle de composição à medida que o controle de temperatura é instalado nos estágios mais altos da coluna (melhor desempenho no quinto estágio, com *overshoot* de 0,01 % e transiente de 41 minutos, em comparação ao décimo primeiro estágio, que apresenta um *overshoot* de 0,06 % e 80 minutos de tempo transiente). Isto ocorre devido à interação entre a malha de controle de composição de destilado e a malha de controle de temperatura do estágio próximo ao topo da coluna.

Figura 4-46 Composição do destilado - Controle temperatura dos pratos 5 e 11



Os melhores desempenhos no controle de composição de destilado ocorrem ao serem acionados os controles de temperatura no terceiro e quarto estágios. Em ambos os casos, a composição permanece praticamente constante durante todo o processo (o overshoot é menor que 0,1 %), como ilustrado na Figura 4.47.

Figura 4-47 Composição do destilado - Controle de temperatura dos pratos 3 e 4



O controle de temperatura dos estágios próximos ao prato de alimentação da coluna é responsável por uma rejeição muito rápida à perturbação na temperatura de alimentação. A manutenção do perfil de temperatura ao longo de toda coluna nestes casos é fundamental para o rápido controle da composição do destilado, uma vez que a perturbação praticamente não é percebida no topo da coluna

4.3 DEGRAU POSITIVO - TEMPERATURA DE ALIMENTAÇÃO

Um degrau positivo de 4 °C foi aplicado na temperatura de alimentação da coluna. Desta forma, a temperatura aumentou de 90 para em torno de 94 °C. Foram escolhidos esses valores pois nos testes experimentais a temperatura de alimentação era controlada em 90 °C, variando em alguns casos entre 82 e 94°C. As condições iniciais da corrente de alimentação são as mesmas apresentadas anteriormente na Tabela 7.

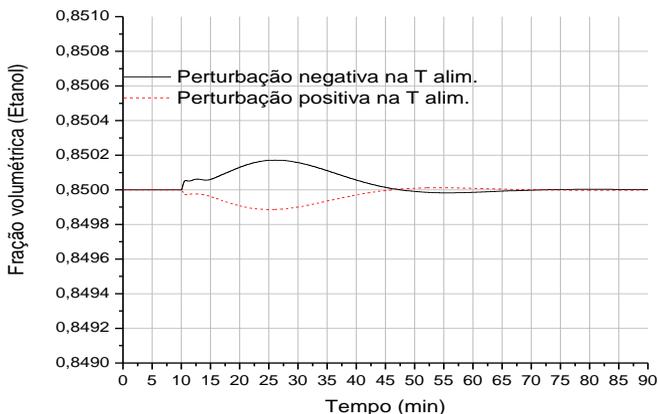
Foi necessário reajustar a pressão da corrente de alimentação de 101 para 106 kPa, para evitar a vaporização da corrente e, conseqüentemente, a cavitação da bomba de alimentação. Outro procedimento padrão é o ajuste dos parâmetros dos controladores PID em cada estratégia de controle antes de serem iniciadas as simulações.

4.3.1 Análise dos Dados

Os resultados obtidos para a perturbação positiva na temperatura de alimentação levam a conclusões idênticas às obtidos nas simulações onde foram realizadas perturbações negativas na mesma corrente. Obviamente, devido às perturbações serem de módulo e amplitudes diferentes, as variáveis em estudo apresentam comportamentos inversos e com diferentes variações. Para ilustrar este fato, será mostrado por meio das Figuras 4.48 e 4.49, o comportamento da malha de controle de composição de destilado frente aos dois tipos de perturbação.

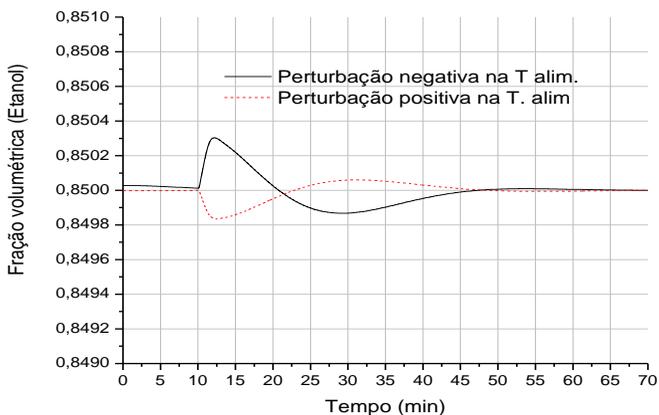
Na Figura 4.48 são mostradas as variações da composição de etanol no produto de topo utilizando controle convencional, frente a uma perturbação negativa de 8 °C e, no segundo caso, frente a uma perturbação positiva de 4 °C na temperatura de alimentação. No caso da perturbação negativa, é observado que a composição atinge um máximo de aproximadamente 85,02% em volume de etanol e apresenta um transiente de 60 minutos, enquanto que, para a perturbação positiva a composição atinge um mínimo de 84,99 % em volume de etanol e retorna ao valor do *set point* após cerca de 52 minutos.

Figura 4-48 Composição de destilado - Controle convencional -



O comportamento inverso dos dois casos é consequência das duas perturbações também serem inversas (degraus negativo e positivo na temperatura de alimentação), enquanto que as diferenças nos pontos de máxima e mínima composição e de tempo transiente são consequências das perturbações aplicadas serem de intensidades diferentes ($-8\text{ }^{\circ}\text{C}$ no primeiro caso e $+4\text{ }^{\circ}\text{C}$ no segundo caso). O mesmo padrão de comportamento é observado quando os aquecimentos distribuídos são acionados, conforme mostrado na Figura 4.49.

Figura 4-49 Composição de destilado - Controle de temperatura do prato 8



O mesmo padrão de comportamento mostrado na malha de controle de composição de produto de topo é observado em todas as outras malhas de controle estudadas neste trabalho. Em todos os casos, dependendo se as perturbações são positivas ou negativas na temperatura de alimentação, as variáveis controladas e manipuladas de todas as malhas de controle apresentam comportamentos inversos. Sendo assim, os gráficos referentes ao comportamento das variáveis quando realizada uma perturbação positiva na temperatura de alimentação não serão apresentados neste trabalho. Em outras palavras, o estudo do comportamento das variáveis frente a um único tipo de perturbação na temperatura de alimentação já é suficiente para a determinação de qual é a melhor estratégia de controle a ser utilizada.

4.4 CONCLUSÕES - PERTURBAÇÃO NA TEMPERATURA DE ALIMENTAÇÃO

Após a realização das simulações testando diferentes estratégias de controle frente a perturbações na temperatura da corrente de alimentação, verificou-se o melhor desempenho dos métodos de controle com aquecimento distribuído em relação ao controle convencional. Ao serem testadas diferentes configurações de aquecimento distribuído, foi constatado que o controle de temperatura do prato de alimentação é o que apresenta os melhores resultados na rejeição de perturbações, como pode ser visto na Tabela 8.

Tabela 8 Configurações de aquecimento distribuído com melhores desempenhos frente a perturbações na temperatura da corrente de alimentação

Malha de Controle	Melhor Configuração
Temperatura da Base	Controle de Temperatura do Prato 4
Nível da Base	Todas as estratégias
Nível do Acumulador	Controle de Temperatura do Prato 4
Composição de Destilado	Controle de Temperatura dos Pratos 3 ou 4

O melhor desempenho do controle de temperatura do quarto prato parece bastante óbvio, visto que este estágio é o primeiro a perceber a perturbação e, conseqüentemente, o controle irá começar a agir mais rapidamente, mantendo os pratos abaixo sem sentirem a perturbação. O controle de temperatura dos estágios da seção de esgotamento também apresentam bons resultados devido a corrente de alimentação ser totalmente líquida e descender a coluna, sendo a perturbação percebida

rapidamente e corrigida por seus respectivos controladores. O acionamento dos controladores de temperatura da seção de retificação apresentam resultados piores que o controle convencional, visto que o fornecimento extra de calor interfere na malha de controle de composição de destilado, diminuindo sua eficiência.

4.5 DEGRAU NEGATIVO NA VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO

A perturbação realizada na vazão da alimentação foi um degrau negativo com amplitude de 100 L/h. Alterou-se o valor do *set point* desta corrente de 300 para 200L/h. Antes de serem aplicadas as perturbações, foram ajustados os parâmetros dos controladores PID por meio da opção *Autotuner* do Hysys em cada estratégia de controle.

A caracterização inicial da corrente de alimentação é descrita na tabela 9 e mantém os valores utilizados experimentalmente.

Tabela 9 Caracterização da corrente de alimentação

Vazão Volumétrica	X _{etanol} volumétrico	Temperatura	Pressão
0,300 m ³ /h	0,1 %	90°C	101 kPa

Antes de serem aplicadas as perturbações, foram ajustados os parâmetros dos controladores PID por meio da opção *Autotuner* do Hysys[®] em cada estratégia de controle.

A seguir são mostrados os resultados e as análises comparativas entre as malhas de controle de cada estratégia estudada. Ao todo são analisadas cinco malhas de controle e o perfil de temperatura ao longo da coluna. Os gráficos mostram o comportamento das variáveis controladas e manipuladas com o transcorrer do tempo e visa determinar qual dos métodos adotados é mais eficiente na rejeição de perturbações.

4.5.1 Perfil de temperatura

Por apresentarem comportamentos diferentes, os perfis de temperatura das seções de esgotamento e retificação da coluna são estudados separadamente.

4.5.1.1 Seção de esgotamento

Como a corrente de alimentação é 100% líquida, os maiores gradientes de temperatura são percebidos na seção de esgotamento. Os

dois casos em que não existe controle de temperatura dos estágios apresentam comportamentos praticamente idênticos, com redução de temperatura em todos os estágios como mostrado nas Figuras 4.50 e 4.51, diferindo apenas nas maiores temperaturas na estratégia com aquecimento constante do segundo prato.

Figura 4-50 Perfil temperatura - Esgotamento - Controle convencional

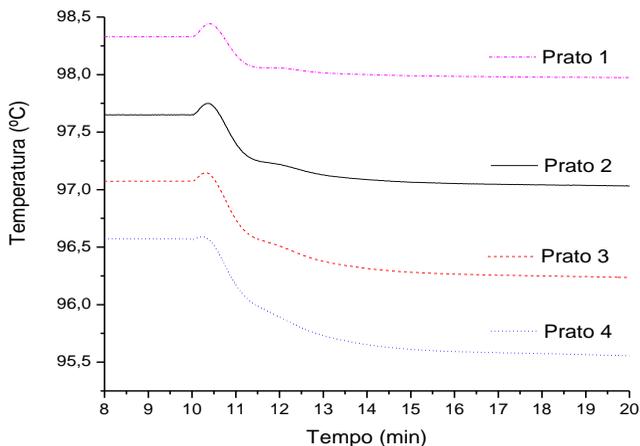
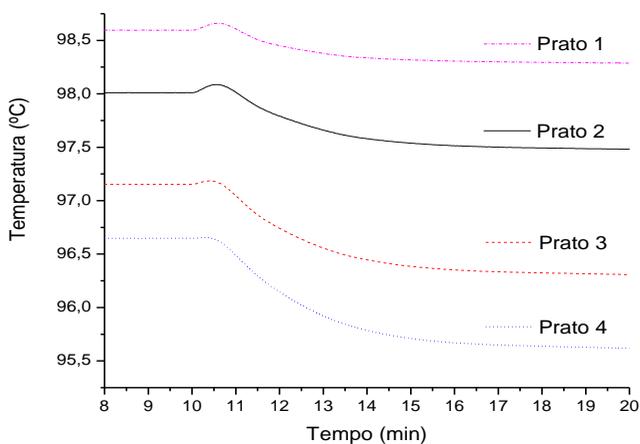


Figura 4-51 Perfil temperatura - Esgotamento - Aquecimento constante prato 2



Ao aplicar-se o aquecimento distribuído nos estágios da seção de esgotamento ou no prato de alimentação, observa-se a manutenção do perfil de temperatura do estágio controlado e de todos os estágios abaixo dele, como ilustrado pelas Figuras 4.52 e 4.53. Quando o aquecimento distribuído ocorre nos estágios da seção de retificação, observa-se um comportamento das temperaturas da seção de esgotamento semelhantes ao controle convencional, como pode ser visto na Figura 4.54.

Figura 4-52 Perfil temperatura - Esgotamento - Aquecimento constante prato 2

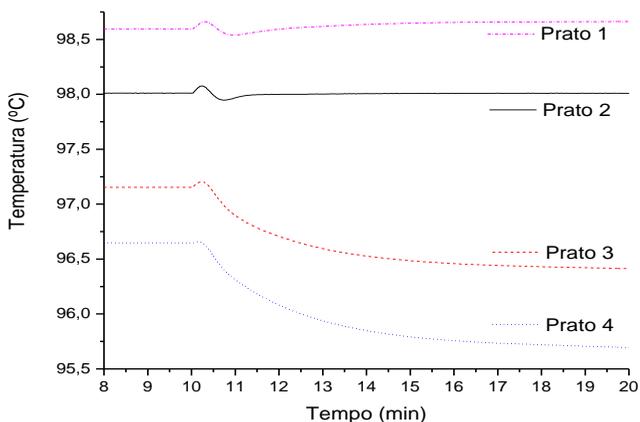


Figura 4-53 Perfil temperatura - Esgotamento - Controle temperatura prato 4

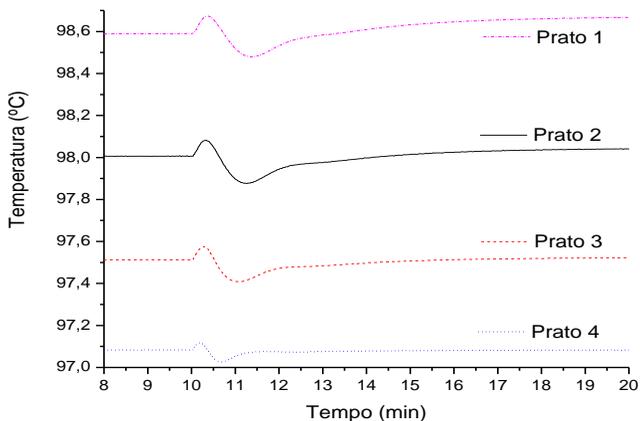
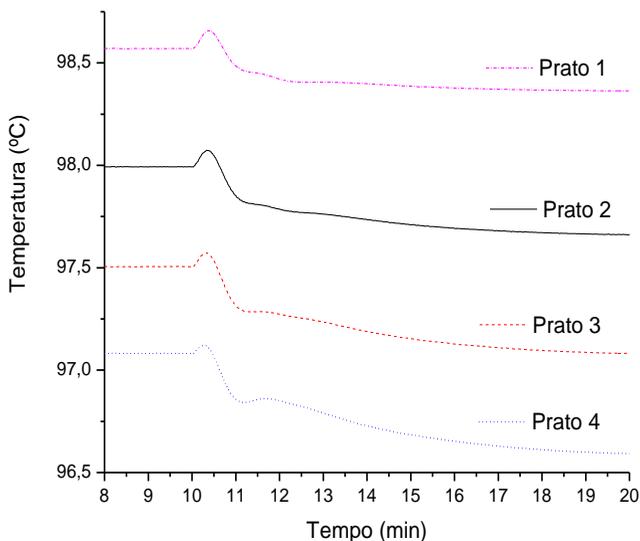


Figura 4-54 Perfil temperatura - Esgotamento - Controle temperatura prato 8



Um aspecto extremamente importante percebido no perfil de temperatura neste tipo de perturbação é a resposta inversa. Percebe-se um aumento inicial de temperatura antes da diminuição esperada. Isto ocorre pois, devido à diminuição da entrada de matéria na coluna e a mesma quantidade de calor sendo fornecida, a temperatura começa a aumentar. Quando este efeito é assimilado, o controle de temperatura da base tende a diminuir o fornecimento de calor, fazendo com que o perfil de temperatura da coluna comece a diminuir até estabilizar no novo estado estacionário.

4.5.1.2 Seção de retificação

O perfil de temperatura da seção de retificação é menos afetado pela perturbação, como pode ser observado nas Figuras 4.55 a 4.58. Os gráficos representam os casos de controle convencional e as estratégias com controle de temperatura de um estágio da seção de esgotamento, da seção de retificação e do prato de alimentação. As temperaturas também apresentam uma resposta inicial inversa, assim como ocorre na seção de retificação.

Figura 4-55 Perfil de temperatura - Seção de retificação - Controle convencional

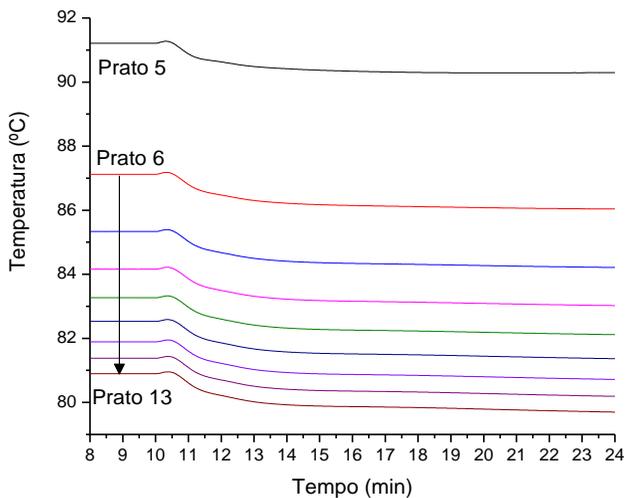


Figura 4-56 Perfil de temperatura - Seção de retificação - Aquecimento distribuído prato 2

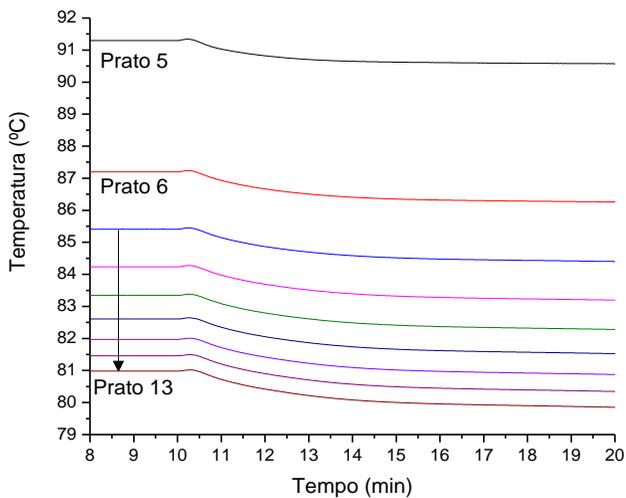


Figura 4-57 Perfil de temperatura - Seção de Retificação - Controle de temperatura prato 4

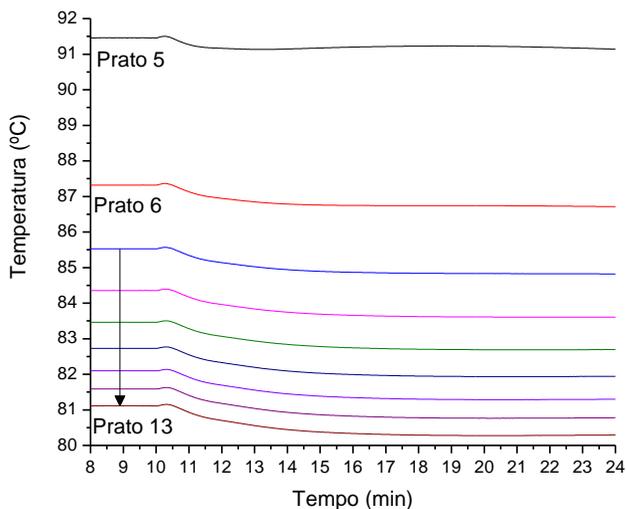
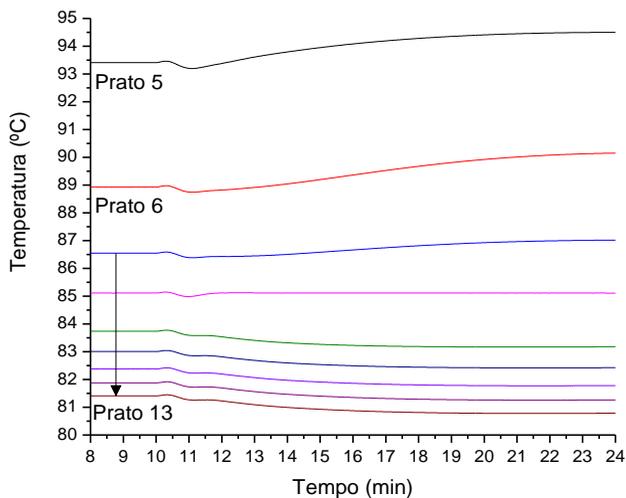


Figura 4-58 Perfil de temperatura - Seção de Retificação - Controle de temperatura prato 8



Ao serem controladas as temperaturas do estágio de retificação, como mostrado na Figura 4.58, o perfil de temperatura desta seção apresenta um comportamento diferente dos demais casos, sofrendo um aumento em alguns pratos. Isto ocorre pois o fornecimento extra de calor no prato diminui a vazão de líquido, aumentando a temperatura de todos os estágios abaixo dele. Sendo assim, o controle de temperatura dos estágios da seção de retificação tende a manter constante esta variável no prato controlado, mas interfere de forma negativa na manutenção dos valores nos estágios abaixo dele.

4.5.2 Malha Controle de Temperatura - Aquecimento Distribuído

Nas estratégias de controle convencional e aquecimento constante do segundo prato não existe controle de temperatura, visto que a válvula de fornecimento de calor opera em modo manual com 0 e 40 % de abertura, respectivamente. Nas Figuras 4.59 a 4.61 é ilustrada a variação da temperatura dos estágios controlados quando instalados na seção de esgotamento, retificação e no prato de alimentação, respectivamente.

Figura 4-59 Temperatura do segundo prato - Controle de temperatura do prato 2

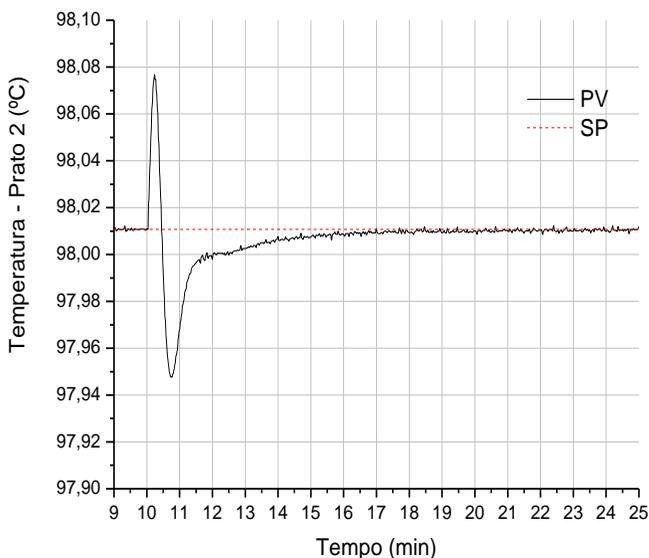


Figura 4-60 Temperatura do quarto prato - Controle de temperatura do prato 4

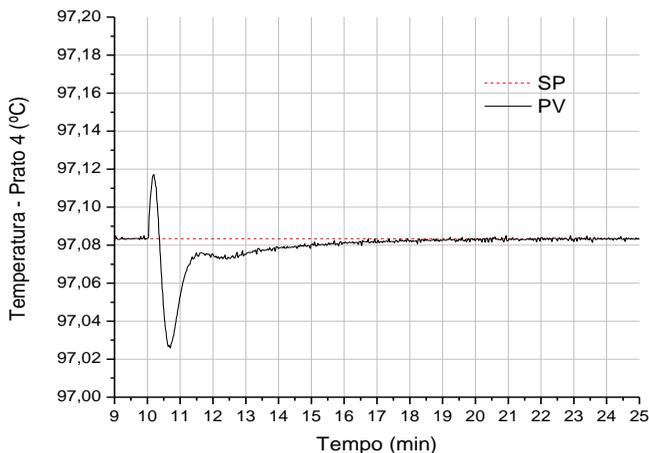
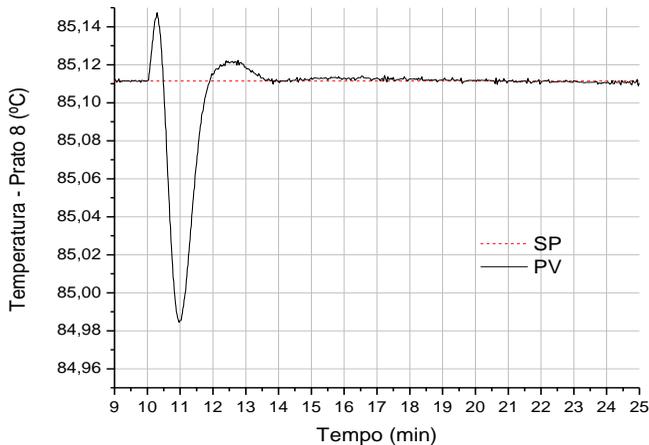


Figura 4-61 Temperatura do oitavo prato - Controle de temperatura do prato 8



O controle de temperatura do quarto prato apresenta o menor *overshoot* (cerca de 0,03 °C), pois é o primeiro estágio a perceber a mudança na vazão e age diretamente no local da perturbação. Por outro lado, o controle de temperatura do estágio da seção de retificação apresenta a maior variação de temperatura (0,12 °C), como ilustrado na Figura 4.61, pois tem pouca interferência nas correntes internas de

líquido. Nas Figuras 4.62 a 4.64 são mostradas as quantidades de calor adicionados em cada caso.

Figura 4-62 Calor fornecido ao segundo prato - Controle temperatura do prato 2

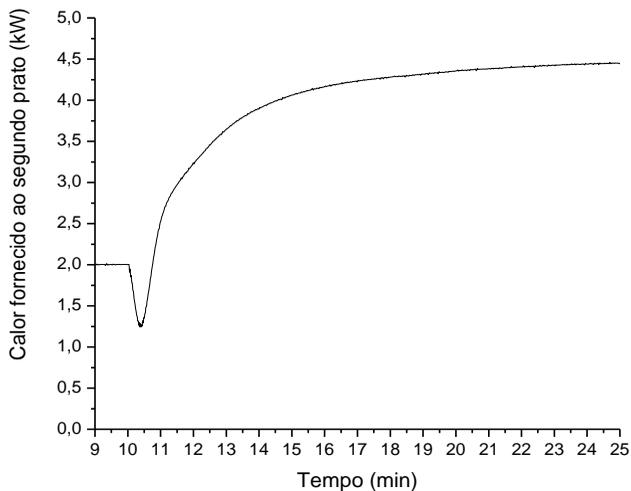


Figura 4-63 Calor fornecido ao quarto prato - Controle temperatura do prato 4

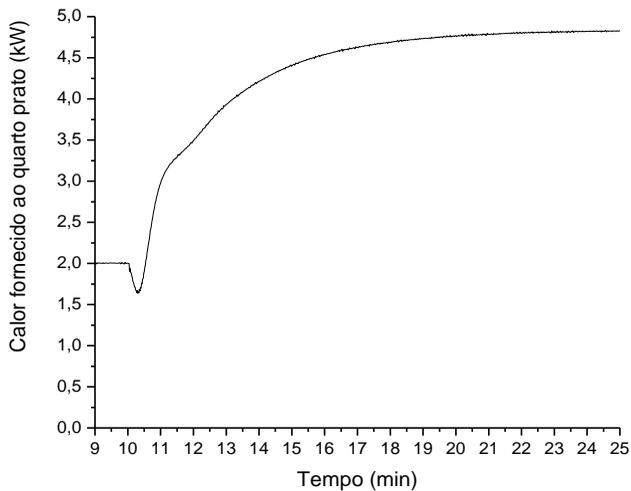
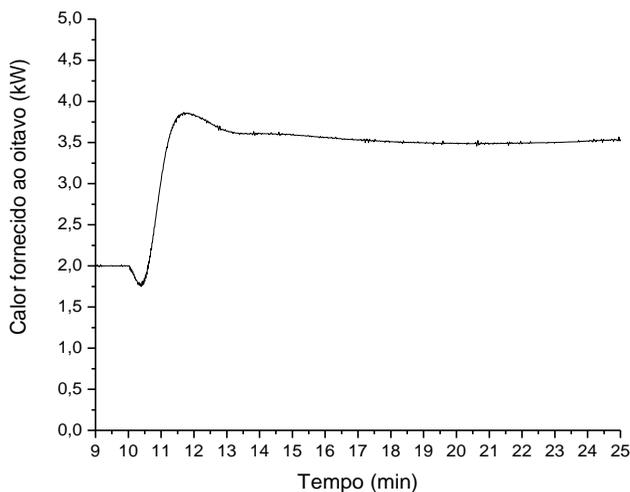


Figura 4-64 Calor Fornecido ao oitavo prato – Controle temperatura do prato 8



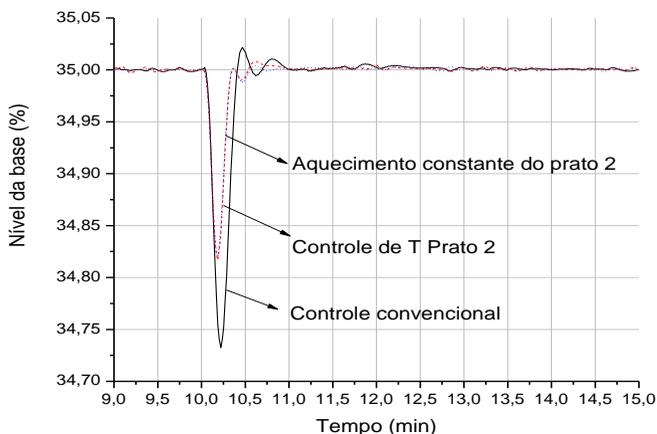
Em todos os casos é possível perceber claramente a resposta inversa sofrida pela temperatura dos estágios, que faz com que o calor distribuído fornecido inicialmente diminua para, só depois de algum tempo, comece a aumentar, prejudicando a eficiência do controle. Ao se comparar as três estratégias, percebe-se que a quantidade de calor fornecida ao quarto prato é mais elevada, pois o decréscimo na temperatura é percebido mais rapidamente, exigindo uma resposta mais efetiva do controlador. Sendo assim, para o caso de controle de temperatura do estágio de alimentação, a maior parte da energia necessária para rejeitar a perturbação é adicionada pelo aquecimento distribuído, fazendo com que a base seja menos afetada e, conseqüentemente, menos calor precise ser adicionado pelo refeedor.

4.5.3 Malha de Controle de Nível da base

O nível da base é afetado pela perturbação negativa na vazão de alimentação sofrendo um decréscimo. Na Figura 4.65 é apresentado o comportamento desta variável nos casos de controle convencional, com aquecimento distribuído constante no segundo prato e com controle de temperatura do prato 2. Tanto o aquecimento distribuído constante quanto o controle de temperatura do segundo prato (cujas curvas se sobrepõem na Figura 4.65) se mostram mais eficientes que o controle

convencional, apresentando um tempo transiente semelhante (cerca de 1 minuto), mas menores oscilações no nível da base (0,17 % e 0,27 %, respectivamente).

Figura 4-65 Nível da base - Controle convencional, aquecimento constante e controle de temperatura do prato 2



Para entender melhor o comportamento, são mostradas as vazões internas de líquido da seção de esgotamento nas Figuras 4.66 a 4.68.

Figura 4-66 Vazão molar líquida - Seção esgotamento – Controle convencional

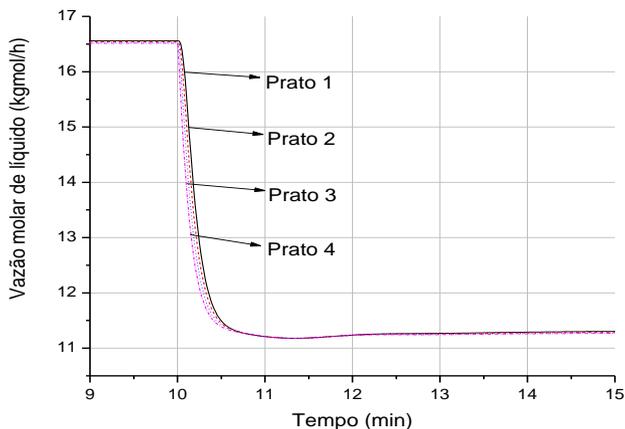


Figura 4-67 Vazão molar interna de líquido - Seção de esgotamento – Aquecimento constante prato 2

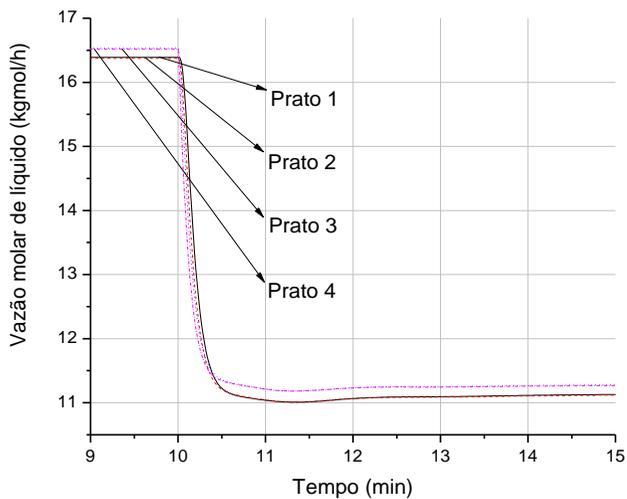
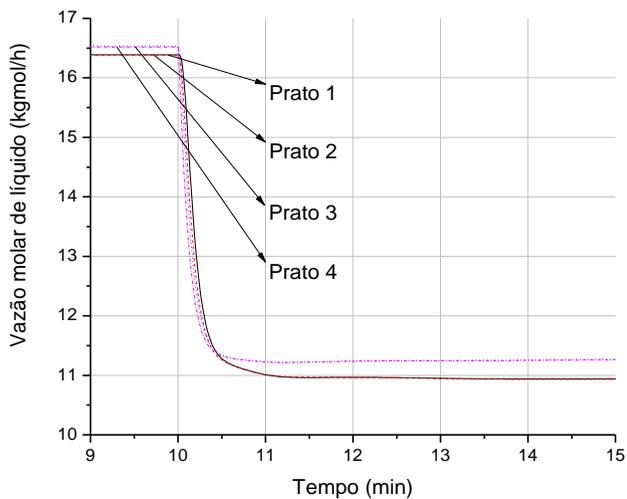


Figura 4-68 Vazão molar interna de líquido - Seção de esgotamento – Controle de temperatura do prato 2



Ao se comparar as vazões molares internas de líquido nas três estratégias de controle, percebe-se que as duas estratégias com aquecimento distribuído no segundo prato são responsáveis por uma vazão de líquido mais baixa nos dois primeiros estágios da coluna. Isto ocorre pois o fornecimento local de calor evapora uma parte do líquido que descende à coluna. Sendo assim, uma menor quantidade de matéria é recebida pela base, afetando com menos intensidade o seu nível e, consequentemente, tornando seu controle mais efetivo.

Ao ativar-se o controle de temperatura do prato de alimentação ou de algum estágio da seção de retificação, o controle de nível da base apresenta resultados inferiores, com maior overshoot (-0,28 % e -0,25 %, respectivamente) em comparação ao aquecimento constante do segundo prato, como pode ser visto nas Figuras 4.69 e 4.70. Em ambos os casos o aquecimento distribuído é menos eficiente na vaporização da corrente líquida que migra para o fundo da coluna, não colaborando para o controle do nível da base.

Figura 4-69 Nível da base - Controle de temperatura do prato 4 e aquecimento constante do prato 2

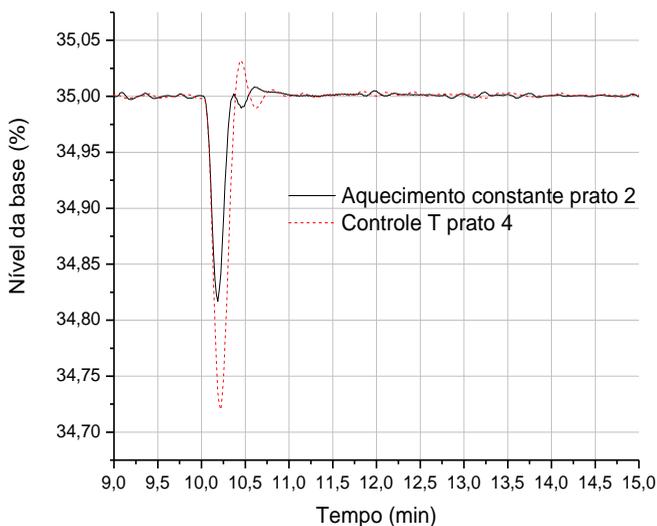
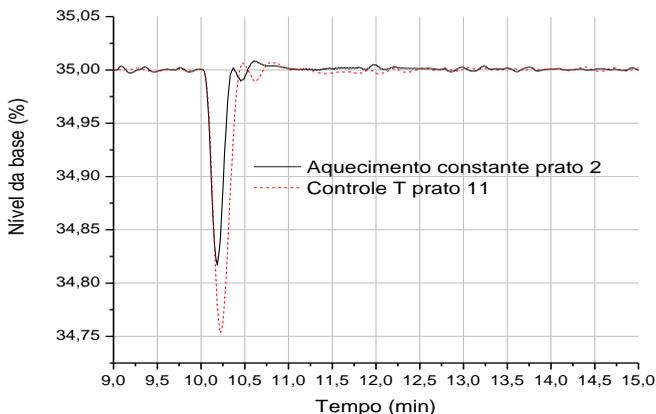
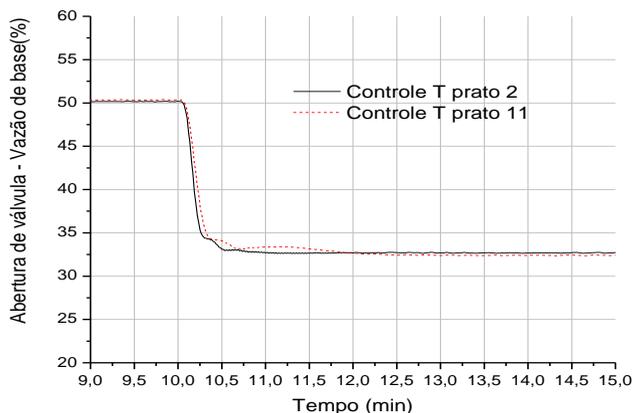


Figura 4-70 Nível base - Controle temperatura prato 11/Aquecimento do prato 2



O comportamento da válvula de controle de vazão de produto de base é muito parecido em todas as estratégias de controle, visto que as vazões de produto de fundo são grandes e as oscilações no nível da base pequenas. Na Figura 4.71 são mostradas as porcentagens de abertura de válvula para as estratégias com controle de temperatura do segundo e do décimo primeiro prato e ilustram este comportamento semelhante. Como esperado, a válvula tende a fechar rapidamente (menos de 1 minuto) e, conseqüentemente, diminuir a vazão de produto de fundo.

Figura 4-71 Abertura de válvula - Controle temperatura pratos 2 e 11

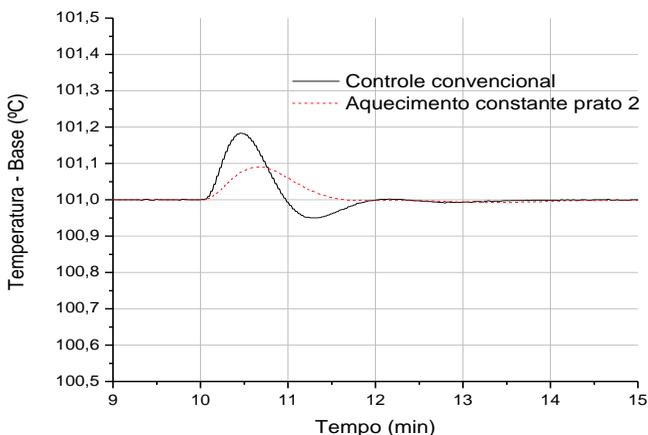


As estratégias de controle que apresentaram o melhor desempenho no controle do nível da base foram o aquecimento distribuído constante e o controle de temperatura de algum estágio da seção de esgotamento, pois são responsáveis por uma redução mais gradativa na vazão interna de líquido nos estágios inferiores da coluna.

4.5.4 Malha de controle de temperatura da base

Após a perturbação negativa na vazão de alimentação, a temperatura da base tende a aumentar, pois uma quantidade menor de matéria estará recebendo a mesma quantidade de calor. O controle convencional apresenta pior desempenho quando comparado ao aquecimento constante do segundo prato (Figura 4.72), apresentando maior *overshoot* (0,2 e 0,1 °C, respectivamente) e um transiente mais elevado (2 minutos contra 1,5 minutos).

Figura 4-72 Temperatura da base - Controle convencional e aquecimento constante do prato 2



Por meio das análises das Figuras 4.73 a 4.75, percebe-se que ao serem controladas as temperaturas dos estágios intermediários, a temperatura da base apresenta pior desempenho que o caso de fornecimento constante de calor no segundo prato. Na estratégia de controle de temperatura do segundo prato a temperatura da base aumenta 0,14°C e retorna ao valor de referência após 3 minutos, enquanto para os casos de controle de temperatura do quarto e do oitavo

pratos, observamos um *overshoot* de $0,17\text{ }^{\circ}\text{C}$ e transientes maiores que 2 minutos.

Figura 4-73 Temperatura da base - Controle de temperatura e aquecimento constante do prato 2

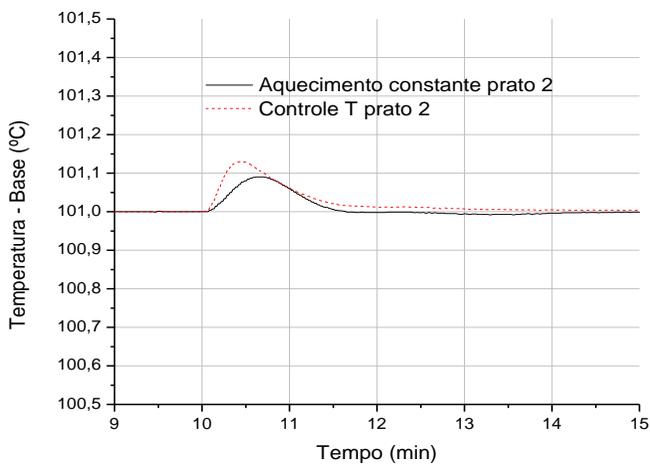


Figura 4-74 Temperatura da base - Controle temperatura do prato 4 e aquecimento constante do prato 2

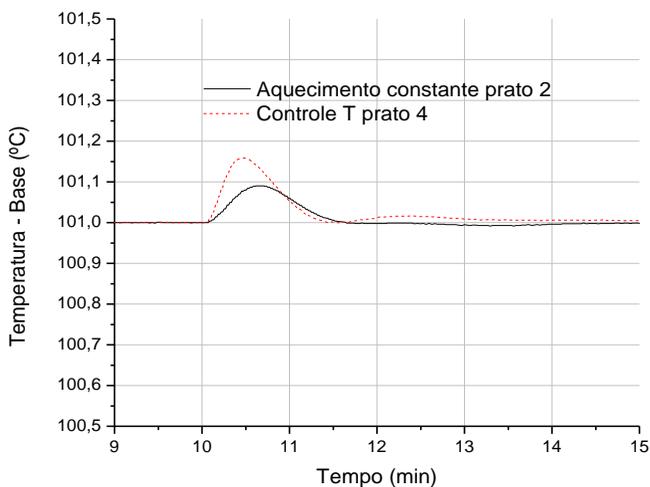
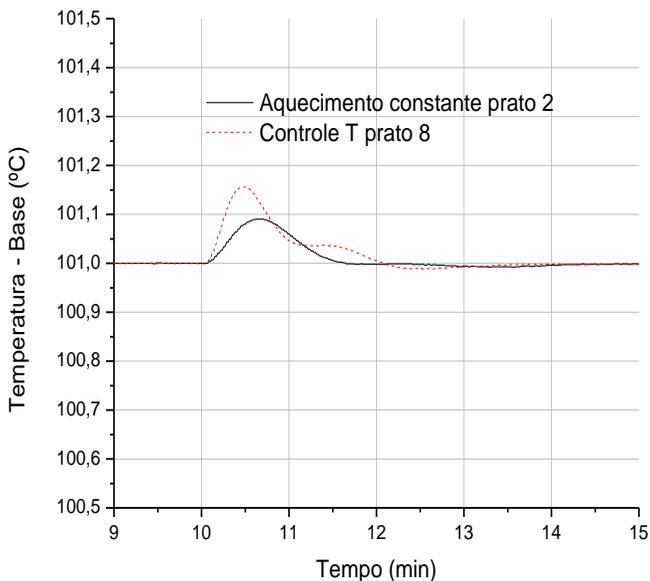
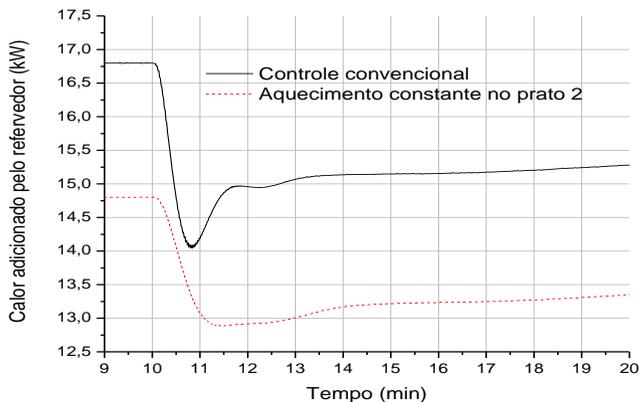


Figura 4-75 Temperatura da base - Controle temperatura do prato 8 e aquecimento constante do prato 2



Para um melhor entendimento destes resultados, propõe-se a análise do fornecimento de calor pelo refeedor em cada caso por meio das Figuras 4.76, 4.77, 4.78 e 4.79. Conforme observado anteriormente, no controle convencional a temperatura da base da coluna sofre maior influência da perturbação, apresentando maiores dificuldades de controle e, conseqüentemente, uma maior variação no fornecimento de calor (variável manipulada), como pode ser observado na Figura 4.76. Ao ser acionado o fornecimento de calor distribuído no segundo estágio em modo manual, observa-se uma significativa melhora no controle de temperatura da base, devido a uma parte da perturbação ser rejeitada antes mesmo de chegar ao fundo da coluna. Na Figura 4.76 é mostrada, claramente, a menor oscilação no fornecimento de calor pelo refeedor para rejeitar a perturbação na alimentação quando comparado ao controle convencional.

Figura 4-76 Calor refervedor - Controle convencional e aquecimento do prato 2



Quando o controle de temperatura dos estágios intermediários é acionado, ocorre uma melhora no controle de temperatura da base em relação ao controle convencional, mas um pior desempenho em relação ao aquecimento constante do segundo prato, conforme visto anteriormente. Nas Figuras 4.77 a 4.79 é mostrado o fornecimento de vapor pelo refervedor, onde é possível observar que a quantidade de calor fornecido para a coluna em todos os casos tem sempre o valor, de aproximadamente 16 kW após a perturbação, diferindo apenas se a energia é proveniente do refervedor ou do aquecimento distribuído.

Figura 4-77 Calor fornecido para coluna - Controle de temperatura do Prato 2

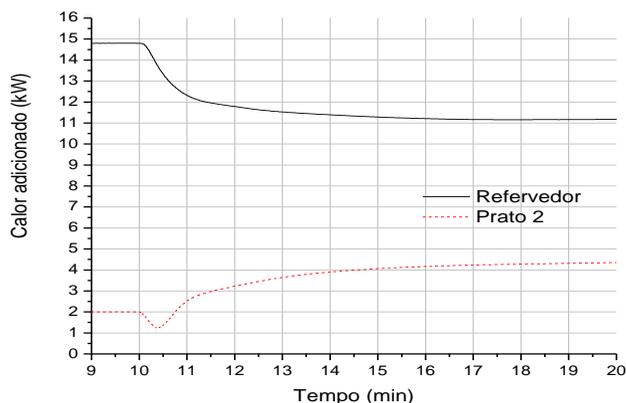


Figura 4-78 Calor fornecido para coluna - Controle de temperatura do Prato 4

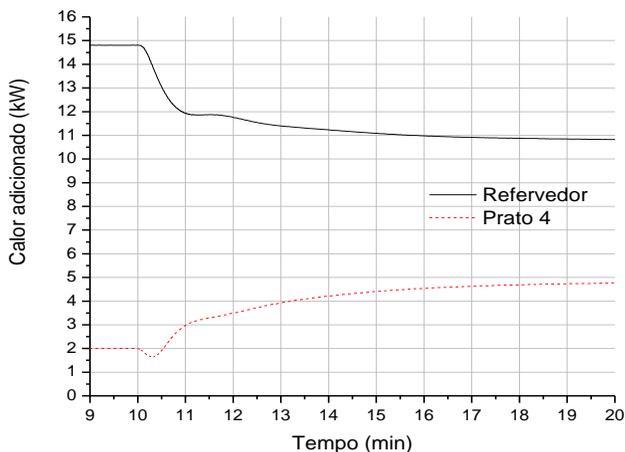
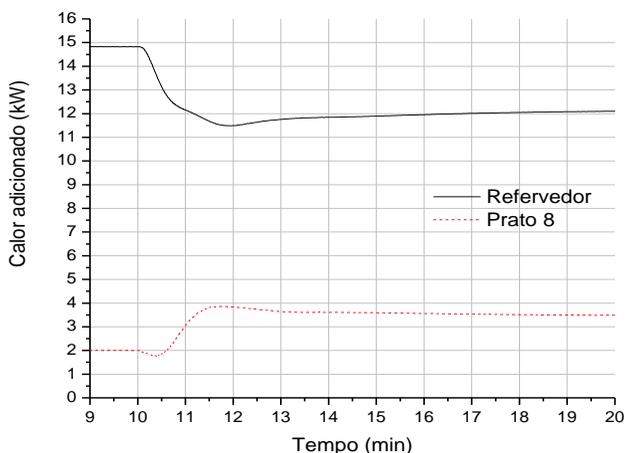


Figura 4-79 Calor fornecido para coluna - Controle de temperatura do Prato 8



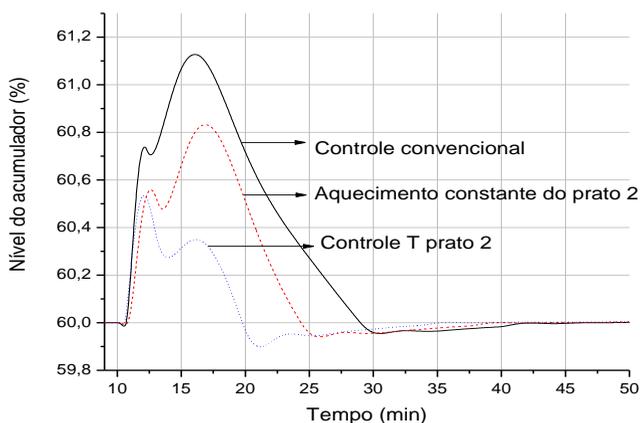
Os piores resultados dos casos de controle de temperatura dos estágios podem ser explicados com base na resposta inversa no comportamento do perfil de temperatura da coluna, que inicialmente aumenta, sofrendo uma queda na sequência. Desse modo, os controladores de temperatura dos estágios intermediários também agem de forma inversa, tornando-se mais lentos e, conseqüentemente, sendo

menos efetivos no auxílio ao controle da temperatura da base quando comparado ao aquecimento distribuído constante.

4.5.5 Malha de Controle de Nível do Acumulador

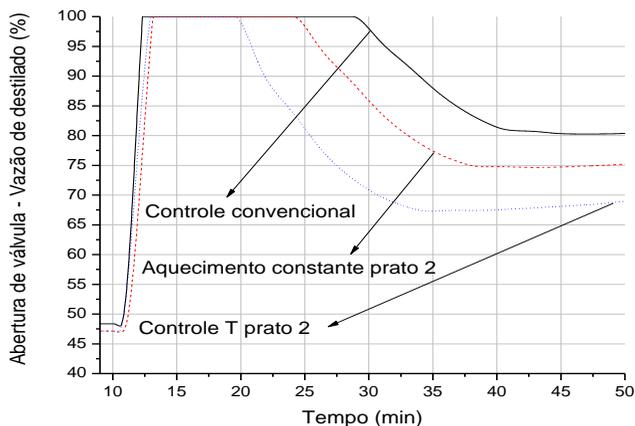
O degrau negativo na vazão da corrente de alimentação provoca um aumento inicial na composição do produto de topo, acarretando na diminuição na vazão de refluxo e, conseqüentemente, o aumento no nível do tanque acumulador. Na Figura 4.80 pode ser observado a variação do nível do tanque acumulador para os casos de controle convencional, aquecimento constante do segundo prato e aquecimento com controle de temperatura do segundo prato.

Figura 4-80 Nível acumulador - Controle convencional, aquecimento constante e controle de temperatura do prato 2



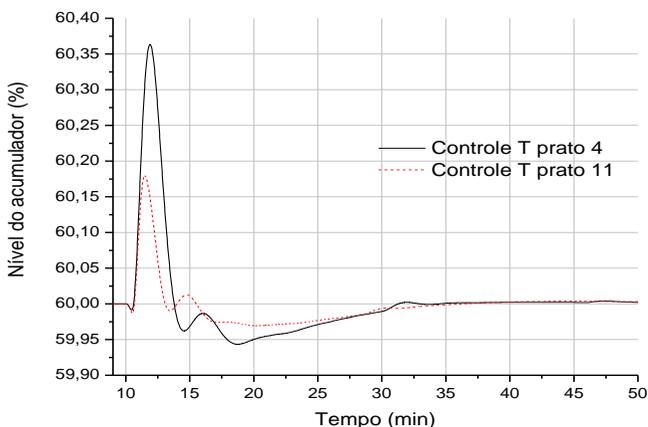
O melhor desempenho é visto quando aplicado o controle de temperatura do segundo estágio, o qual apresenta um menor pico de nível (60,5 %) e um menor tempo transiente (cerca de 25 minutos). Para o caso de aquecimento constante do segundo prato é observado que o nível chega a 60,8 %, retornando ao valor de referência após 38 minutos, enquanto no controle convencional o pico de nível foi de 61,5 % com um transiente de 42 minutos. Também pode-se notar, por meio da Figura 4.81, o menor esforço da válvula de controle quando ocorre o controle de temperatura do segundo prato, que opera durante menos tempo com abertura máxima (saturação da válvula).

Figura 4-81 Abertura de válvula - Vazão de destilado - Controle convencional, aquecimento constante e controle de temperatura do segundo prato



A variação do nível do tanque acumulador e da abertura da válvula de vazão de destilado para os casos de controle de temperatura de outros estágios pode ser visto na Figura 4.82. Observa-se que, quanto mais próximo do topo da coluna estiver o aquecimento distribuído, melhor o desempenho do controle de nível do acumulador, pois a vazão de vapor sofre uma menor oscilação na seção de retificação.

Figura 4-82 Nível acumulador - Controle de temperatura dos pratos 4 e 11



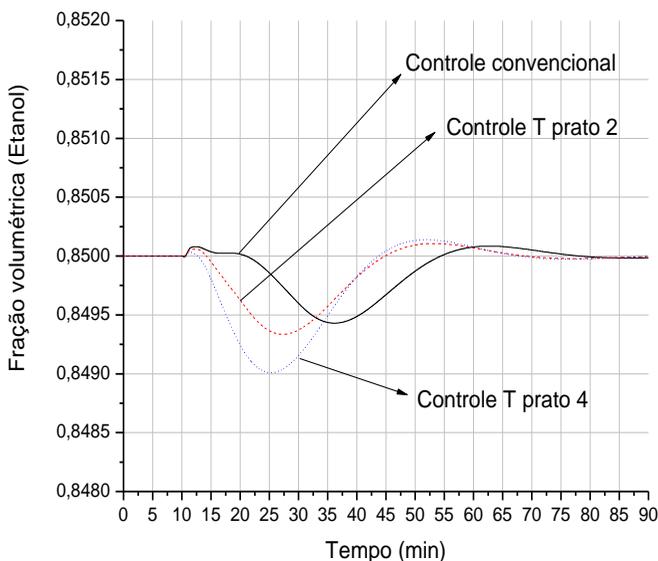
Embora o melhor desempenho da malha de controle de nível do acumulador ocorra ao serem acionados os controladores de temperatura do estágio de retificação, esta estratégia não pode ser adotada com eficiência pois interfere demasiadamente na malha de controle de composição de destilado, prejudicando seu desempenho (ver Seção 4.4.6).

4.5.6 Malha de controle de composição de destilado

A perturbação na vazão de alimentação também provoca uma resposta inversa na composição de destilado, que inicialmente sofre um pequeno aumento para, na sequência, começar a decrescer. Este comportamento é esperado, visto que as composições são altamente dependentes das temperaturas ao longo da coluna.

Na Figura 4.83 pode ser vista a variação de composição de destilado para os casos de controle convencional, controle de temperatura do segundo prato e controle de temperatura do quarto prato.

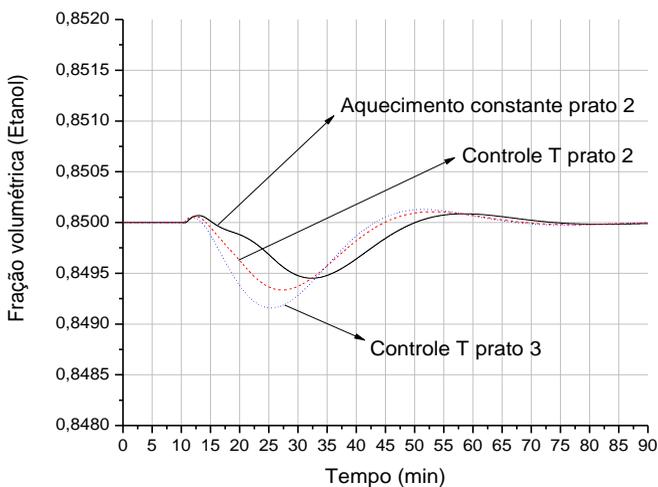
Figura 4-83 Composição destilado - Controle convencional e controle de temperatura dos pratos 2 e 4



A estratégia de controle de temperatura do segundo prato é a que apresenta o melhor desempenho, levando cerca de 55 minutos para estabilizar a composição no valor desejado e apresentando uma variação máxima de $-0,07\%$ em volume de etanol. Os casos de controle convencional e controle de temperatura do quarto prato apresentam um transiente de 65 e 55 minutos, e variações na composição de $-0,06\%$ e $-0,1\%$, respectivamente.

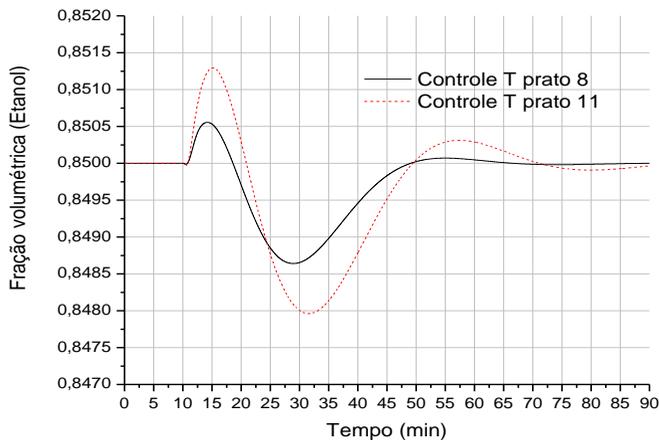
Resultados muito parecidos com os obtidos na Figura 4.83 são obtidos quando se compara o aquecimento constante do segundo prato e o controle de temperatura dos estágios da seção de esgotamento, como pode ser visto na Figura 4.84. O aquecimento constante apresenta um maior transiente (cerca de 60 minutos), mas uma menor variação na composição de destilado ($-0,05\%$ em base volumétrica de etanol).

Figura 4-84 Composição do destilado - Aquecimento constante do prato 2 e controle de temperatura dos pratos 2 e 3



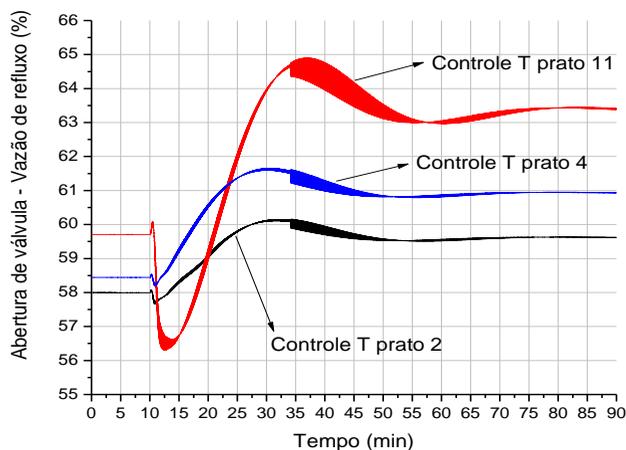
Quando são acionados os controles de temperatura dos estágios da seção de retificação, percebe-se claramente uma redução no desempenho do controle de composição de destilado. Na Figura 4.85 pode-se ver que, quanto mais próximo do topo da coluna estiver o controle de temperatura, maior a interação com o controlador de composição e, conseqüentemente, pior o seu desempenho.

Figura 4-85 Composição do destilado - Controle temperatura dos pratos 8 e 11



O esforço da válvula de vazão de refluxo também tende a ser maior quanto mais próximo o controle distribuído de temperatura estiver do topo da coluna. Estes desempenhos são comparados na Figura 4.86, que ilustra o comportamento da válvula para os casos de controle de temperatura do segundo, quarto e décimo primeiro prato.

Figura 4-86 Abertura de válvula - Vazão de refluxo - Controle de temperatura dos pratos 2, 4 e 11



O controle da composição do produto de topo apresenta melhor desempenho quando utilizadas as estratégias com aquecimento constante ou controle de temperatura dos pratos da seção de esgotamento. O controle de temperatura dos estágios da seção de retificação não são indicados para casos de perturbação na vazão de alimentação, visto que interage com o controlador de composição de destilado, prejudicando sua eficiência, embora seja possível configurar novos ajustes que visem diminuir esta interação.

4.6 DEGRAU POSITIVO NA VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO

Um degrau positivo de 100 L/h foi aplicado na vazão de alimentação da coluna no tempo 10 minutos após o início da simulação. Desta forma a vazão aumentou de 300 para 400L/h. As condições iniciais da corrente de alimentação são as mesmas utilizadas nas demais simulações e estão apresentadas na Tabela 5. Assim como ocorreu nas demais simulações, os parâmetros dos controladores PID foram ajustados com a utilização da opção *Autotuner* do Hysys®.

A seguir são mostrados os resultados e as análises comparativas entre as malhas de controle de cada estratégia estudada. Ao todo são analisadas cinco malhas de controle e o perfil de temperatura ao longo da coluna. Os gráficos mostram o comportamento das variáveis controladas e manipuladas com o transcorrer do tempo e visa determinar qual dos métodos adotados é mais eficiente na rejeição de perturbações.

4.6.1 Perfil de temperatura

Os perfis de temperatura das seções de esgotamento e retificação da coluna são estudados separadamente nas seções a seguir.

4.6.1.1 Seção de esgotamento

Os maiores gradientes de temperatura são percebidos na seção de esgotamento, visto que a corrente de alimentação é 100 % líquida. Os dois casos em que não existe controle de temperatura dos estágios apresentam comportamentos praticamente idênticos, com aumento de temperatura em todos os estágios da seção de esgotamento como mostrado nas Figuras 4.87 e 4.88, diferindo apenas nas maiores temperaturas no segundo caso. Também pode-se perceber que os três primeiros estágios da seção de esgotamento apresentam uma resposta

inicial inversa, sofrendo um leve decréscimo antes de aumentar a temperatura.

Figura 4-87 Perfil de temperatura - Seção esgotamento - Controle convencional

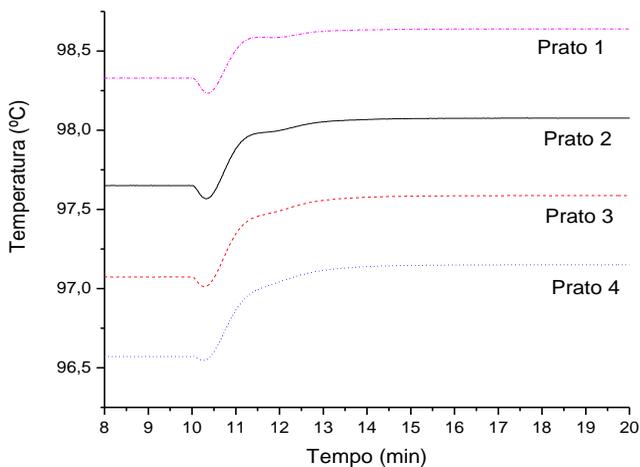
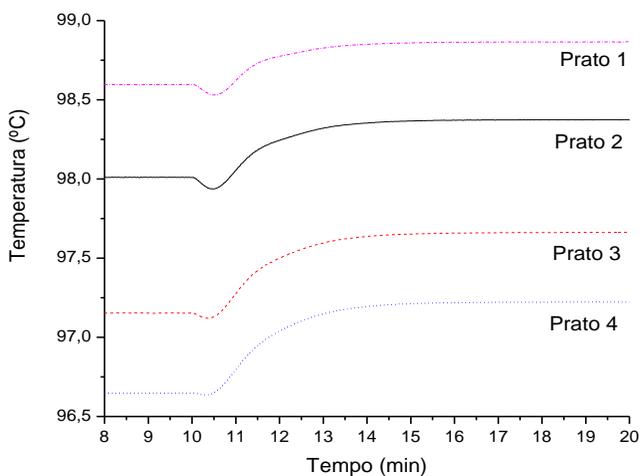


Figura 4-88 Perfil de temperatura - Seção de esgotamento - Aquecimento constante do prato 2



Ao aplicar-se o aquecimento distribuído nos estágios da seção de esgotamento ou no prato de alimentação, observa-se a manutenção do perfil de temperatura do estágio controlado e de todos os estágios abaixo dele, como mostrado pelas Figuras 4.89 e 4.90. Quando o aquecimento distribuído ocorre nos estágios da seção de retificação, observa-se um comportamento semelhante ao controle convencional, como pode ser visto na Figura 4.91.

Figura 4-89 Perfil temperatura - Esgotamento - Controle temperatura do prato 2

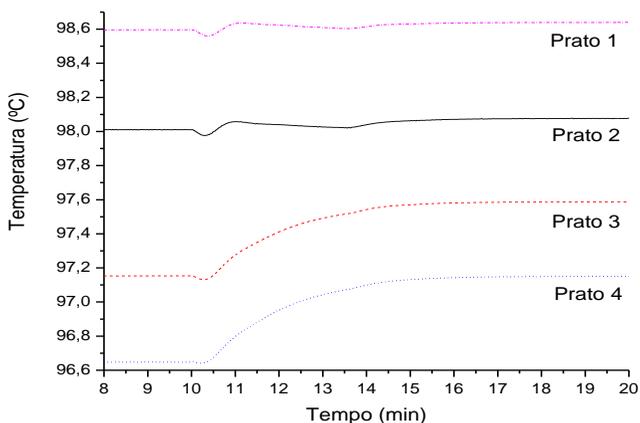


Figura 4-90 Perfil temperatura - Esgotamento - Controle temperatura do prato 4

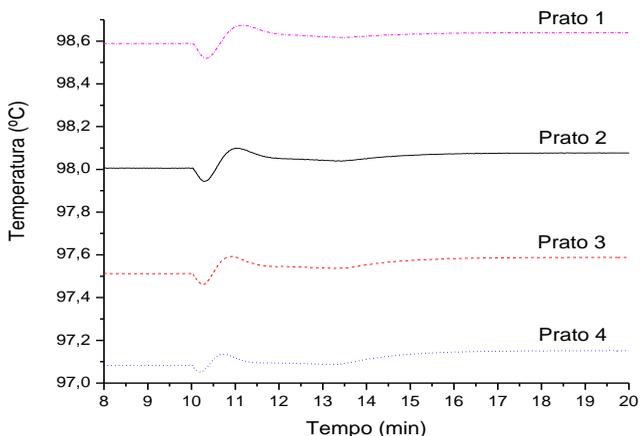
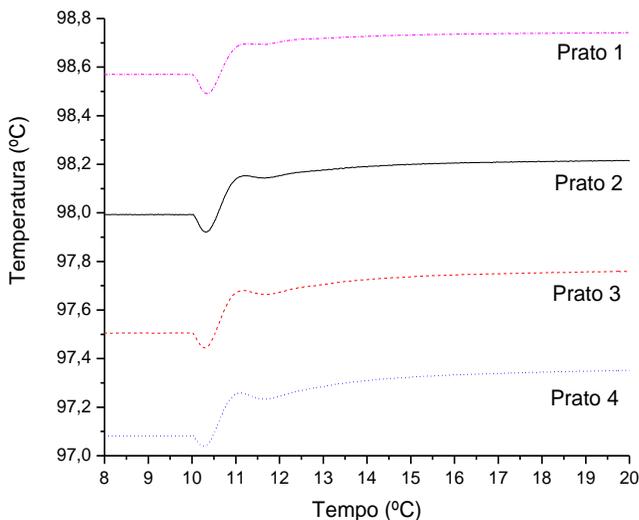


Figura 4-91 Perfil de temperatura - Seção de esgotamento - Controle de temperatura do prato 8



Mais uma vez pode ser identificada a resposta inicial inversa na temperatura da maioria dos estágios, com uma redução inicial antes do aumento esperado. Isto ocorre pois, com o aumento da entrada de matéria na coluna e a mesma quantidade de calor sendo fornecida, a temperatura começa a decrescer. Percebendo isto, o controle de temperatura da base tende a elevar o fornecimento de calor, fazendo com que o perfil de temperatura da coluna comece a aumentar.

4.6.1.2 Seção de retificação

O perfil de temperatura da seção de retificação é menos afetado pela perturbação e apresenta o mesmo comportamento para os casos de controle convencional, aquecimento distribuído constante e controle de temperatura dos estágios da seção de esgotamento, como mostrado nas Figuras 4.92 a 4.94.

Ao serem controladas as temperaturas do estágio de retificação, o perfil de temperatura desta seção apresenta um comportamento diferente dos demais casos, sofrendo um decréscimo nos estágios abaixo do prato com temperatura controlada, como mostrado na Figura 4.95.

Figura 4-92 Perfil de temperatura - Seção de retificação - Controle convencional

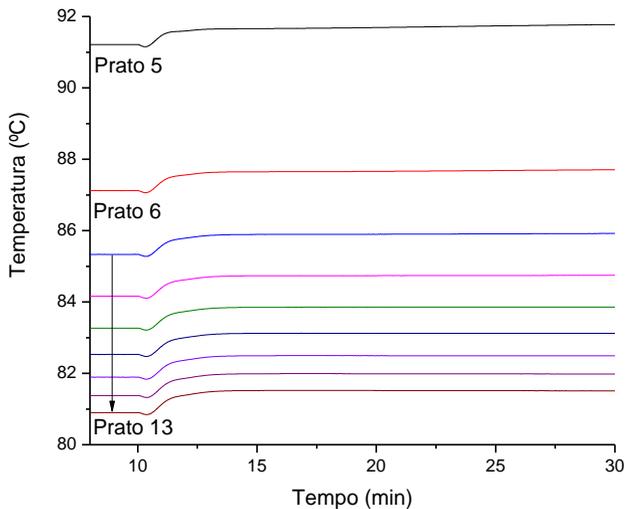


Figura 4-93 Perfil de temperatura - Seção de retificação - Aquecimento constante do prato 2

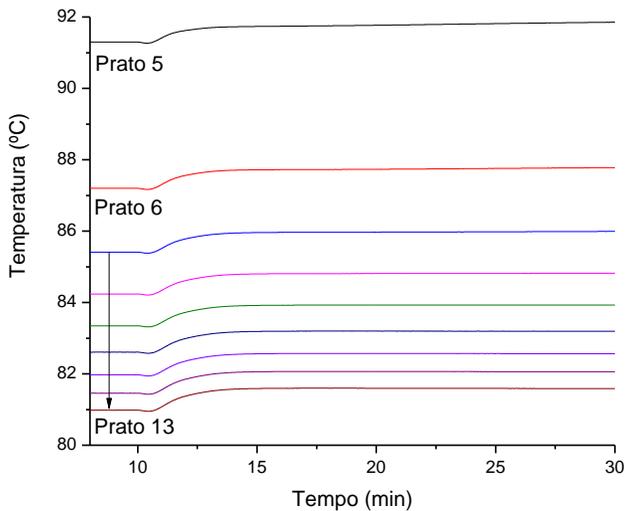


Figura 4-94 Perfil de temperatura - Seção de retificação - Controle de temperatura do prato 2

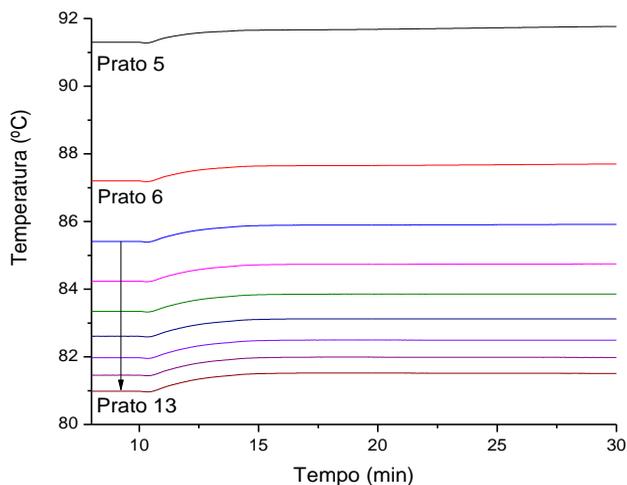
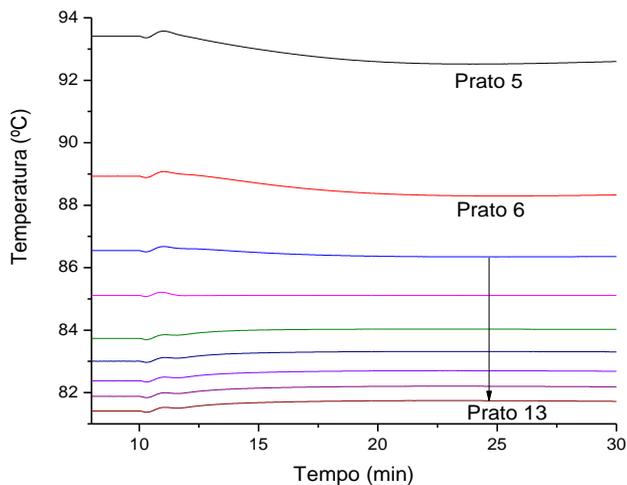


Figura 4-95 Perfil de temperatura - Seção de retificação - Controle de temperatura do prato 8



Este comportamento diferenciado ocorre pois o fornecimento extra de calor na base da coluna provoca um aumento na temperatura de

todos os estágios. Sendo assim, o prato com controle de temperatura tende a diminuir o fornecimento de calor distribuído, aumentando a vazão de líquido que desce o prato e, conseqüentemente, diminuindo a temperaturas dos estágios abaixo dele.

4.6.2 Malha de controle de temperatura - Aquecimento distribuído

Perturbações na vazão da corrente de alimentação de colunas de destilação provocam uma resposta inicial inversa no seu perfil de temperatura. No caso de uma perturbação na forma de degrau positivo, a temperatura inicialmente sofre um leve decréscimo, seguido de um aumento até estabilizar no novo estado estacionário, como visto anteriormente. As estratégias de controle convencional e com aquecimento distribuído constante não apresentam malha de controle de temperatura dos estágios e, portanto, não são estudadas nessa seção.

A perturbação na vazão da alimentação exerce pouca influência nas temperaturas da seção de retificação. Sendo assim, o acionamento dos controladores de temperatura dos estágios acima da alimentação são pouco exigidos e rejeitam a perturbação rapidamente (*overshoot* de 0,1 °C e transiente de pouco mais de 3 minutos), como exemplificado pelo controle de temperatura do oitavo prato nas Figuras 4.96 e 4.97.

Figura 4-96 Temperatura oitavo prato - Aquecimento distribuído prato 8

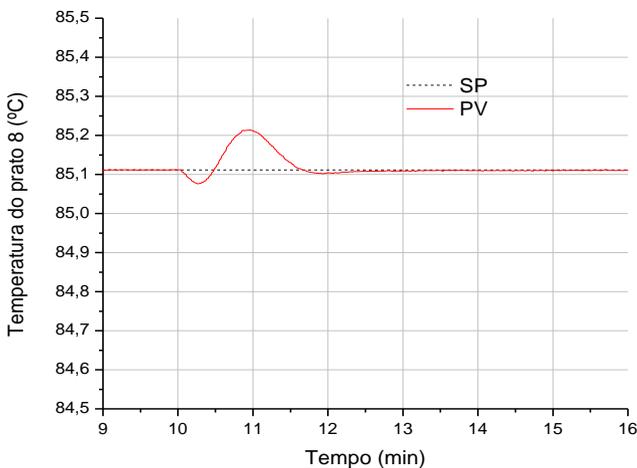
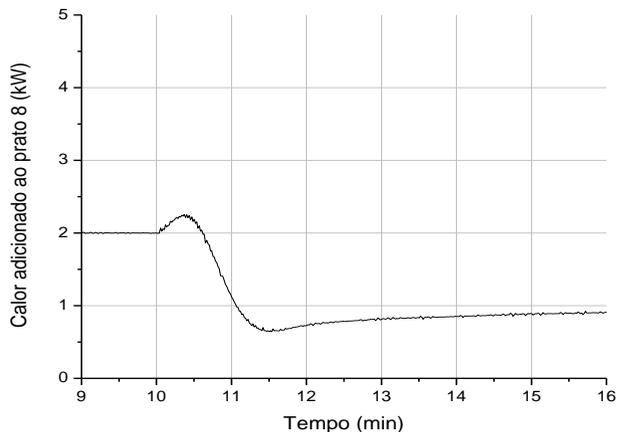


Figura 4-97 Calor adicionado oitavo prato - Controle de temperatura do prato 8



O controle das temperaturas de um estágio da seção de esgotamento e do prato de alimentação podem ser vistos nas Figura 4.98. Observa-se claramente que os controladores não conseguem atingir seu objetivo, pois o novo perfil de temperatura atinge valores elevados. Pode-se observar por meio da Figura 4.99 que o fornecimento de calor distribuído é totalmente interrompido e, mesmo assim, não é possível diminuir a temperatura do estágio controlado.

Figura 4-98 Temperatura do estágio - Controle de temperatura dos pratos 2 e 4

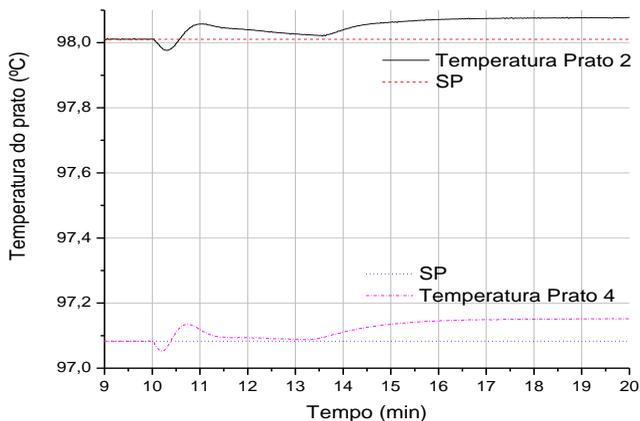
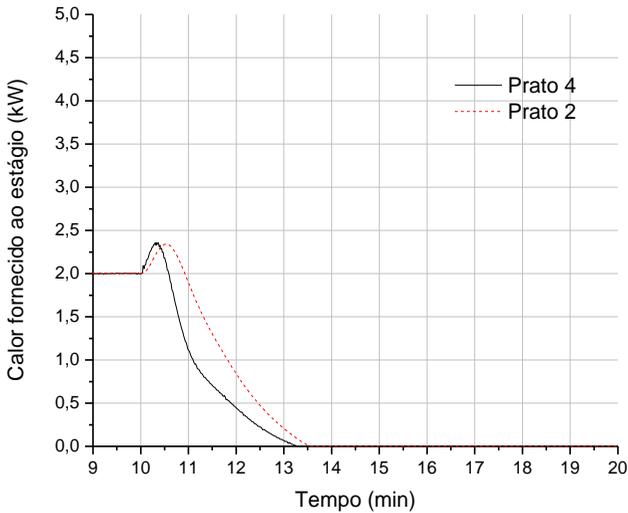


Figura 4-99 Calor fornecido ao estágio - Controle de temperatura pratos 2 e 4



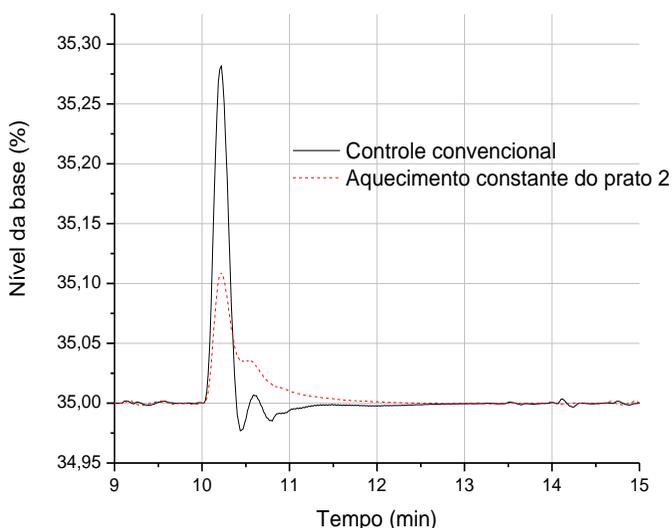
O comportamento da temperatura dos estágios controlados, observado na Figura 4.98, mostra que o aquecimento distribuído com controle de temperatura dos pratos é bastante limitado em casos de perturbação na vazão de alimentação. Isto ocorre devido ao controle de temperatura da base, que fornece grandes quantidades de calor, aumentando o perfil de temperatura de toda a coluna e prejudicando o controle dos estágios. Sendo assim, as estratégia de controle de temperatura dos estágios da seção de esgotamento e do prato de alimentação não conseguem atingir seus objetivos em casos de grandes perturbações positivas na vazão de alimentação.

4.6.3 Malha de controle de nível da base

A perturbação positiva na vazão de alimentação provoca um aumento no nível da base. Na Figura 4.50 é apresentado o comportamento desta variável nos casos de controle convencional e com aquecimento distribuído constante no segundo prato, respectivamente. O segundo caso apresenta melhor desempenho (*overshoot* de 0,1 % e transiente de cerca de 2 minutos, contra um *overshoot* de 0,27 % e mesmo tempo transiente do controle convencional), pois devido ao aquecimento distribuído, a vazão de líquido abaixo do estágio aquecido

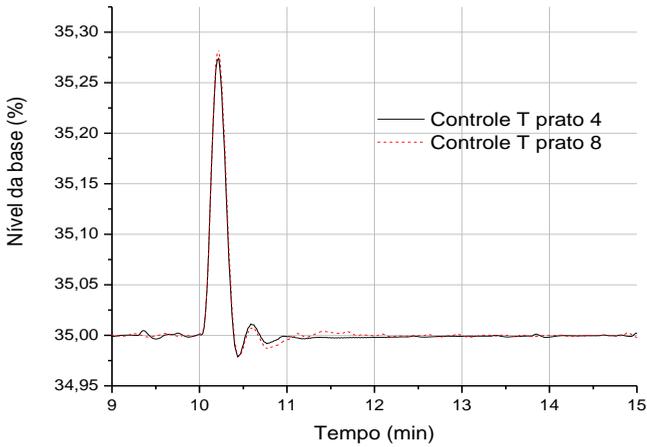
é menor (mesmo antes da perturbação). Este mesmo comportamento foi percebido durante a perturbação negativa na vazão de alimentação e está mais bem explicado na Seção 4.4.3. Sendo assim, a perturbação é sentida com menor intensidade no nível da base, tornando-se mais fácil seu controle. Um comportamento idêntico ao visto no aquecimento distribuído do prato 2 é obtido quando utilizado o controle de temperatura do segundo ou terceiro estágio.

Figura 4-100 Nível da base - Controle convencional e aquecimento constante do prato 2



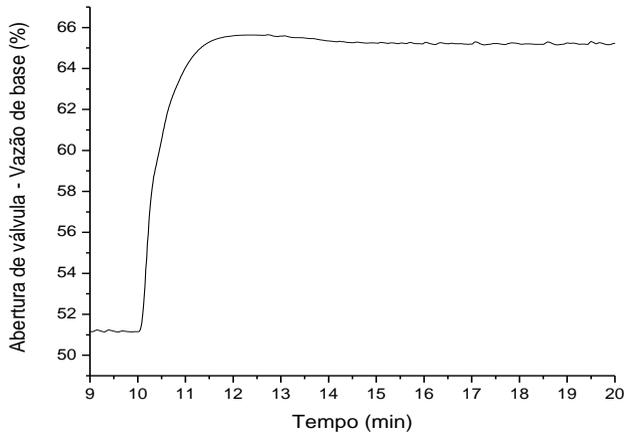
Ao ser acionado o controle de temperatura do prato de alimentação ou de um estágio da seção de retificação da coluna, o controle de nível da base apresenta resultados inferiores ao aquecimento constante, como pode ser visto na Figura 4.101 (ambos apresentam um *overshoot* de 0,27 % e transiente de 2 minutos). Pode-se observar também que a variação do nível da base nesse casos é muito parecido ao controle convencional, visto que o controle de temperatura de um estágio da seção de retificação pouco interfere na variação de vazão de líquido na seção de esgotamento e, conseqüentemente, no nível da base.

Figura 4-101 Nível da base - Controle de temperatura dos pratos 4 e 11



O comportamento da válvula de vazão de produto de base é muito parecido em todas as estratégias de controle, visto que as vazões são grandes e as oscilações no nível da base pequenas e está representado na Figura 4.102.

Figura 4-102 Abertura de válvula - Vazão de base

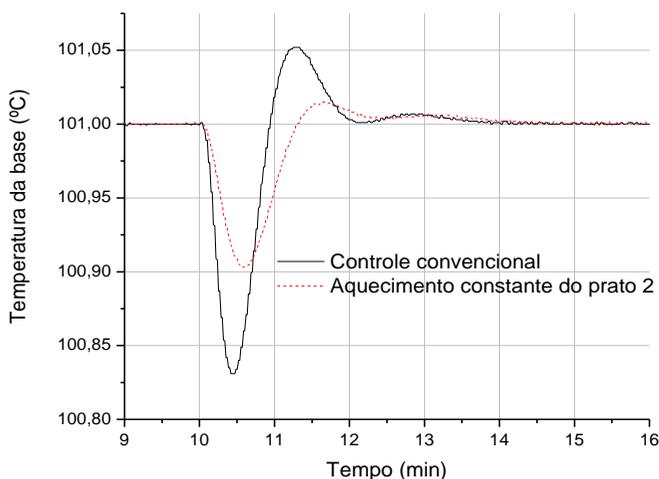


As estratégias de controle que apresentaram o melhor resultado foram o aquecimento constante e o controle de temperatura do segundo ou terceiro prato (seção de esgotamento), pois estão diretamente relacionadas com a diminuição da vazão de líquido da seção de esgotamento.

4.6.4 Malha de controle de temperatura da base

A perturbação positiva na vazão de alimentação provoca um decréscimo na temperatura da base da coluna, como pode ser visto na Figura 14.103 que mostra o comportamento desta variável quando utilizado o controle convencional e o aquecimento distribuído constante no segundo prato. O controle convencional apresenta um *overshoot* de $-0,17\text{ }^{\circ}\text{C}$ e um transiente de cerca de 3,5 minutos, enquanto o aquecimento constante do segundo prato gera um mesmo transiente mas um *overshoot* menor, de cerca $-0,1\text{ }^{\circ}\text{C}$

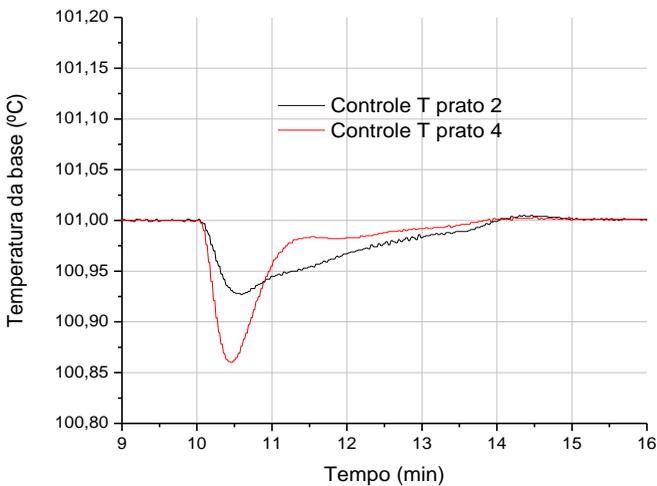
Figura 4-103 Temperatura da base - Controle convencional e aquecimento constante do prato 2



Pela análise dos resultados contidos na Figura 4.103, percebe-se que ao serem controladas as temperaturas de um estágio da seção de esgotamento (prato 2), a temperatura da base apresenta um overshoot menor ($-0,07\text{ }^{\circ}\text{C}$) mas um transiente maior (4,5 minutos), quando

comparado ao aquecimento constante do mesmo estágio (Figura 4.102). Para o caso de controle de temperatura do prato de alimentação, foi observado um decréscimo na temperatura da base de até $0,14\text{ }^{\circ}\text{C}$ e um transiente de 4 minutos. Este comportamento inferior em relação ao aquecimento constante está relacionado com o mau desempenho dos respectivos controles de temperatura dos estágios, que apresentam saturação dos atuadores e são prejudicados pela resposta inversa no perfil de temperatura da coluna após a perturbação.

Figura 4-104 Temperatura da base - Controle de temperatura dos pratos 2 e 4



Por meio da análise da Figura 4.105, percebe-se que ao ser controlada a temperatura de um estágio da seção de retificação (prato 8), a temperatura da base apresenta pior desempenho que o caso de fornecimento constante de calor no segundo prato, com um tempo transiente semelhante (cerca de 3,5 minutos) mas um *overshoot* maior ($-0,15\text{ }^{\circ}\text{C}$).

Pode-se observar por meio da Figura 4.106, a variação do fornecimento de calor pelo refeedor em diferentes estratégias de controle. O aquecimento distribuído constante no segundo prato apresenta um fornecimento de calor menor após atingir o novo estado estacionário, comprovando que a fonte extra de calor auxilia na rejeição da perturbação na alimentação. Também é possível perceber que a estratégia com controle de temperatura do segundo prato faz com que o

refervedor forneça calor bem mais lentamente que os outros casos, aumentando o tempo de retorno à temperatura fixada como *set point*.

Figura 4-105 Temperatura base - Controle temperatura do prato 8 e aquecimento constante do prato 2

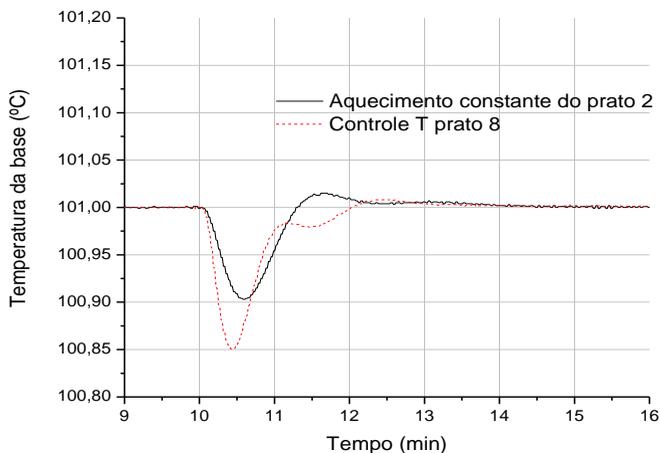
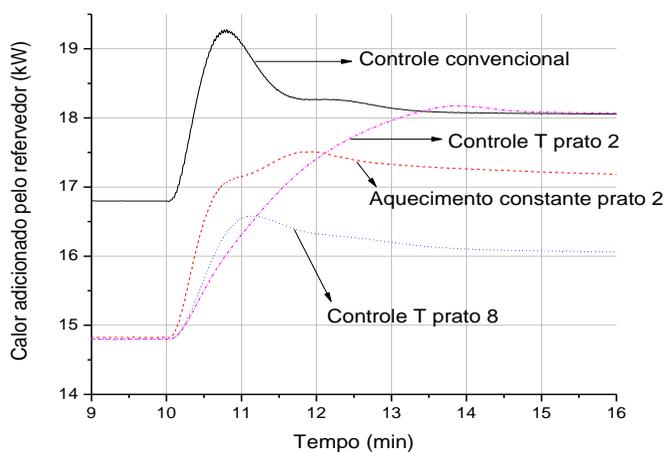


Figura 4-106 Calor adicionado pelo refrivador - Controle convencional, aquecimento constante do prato 2 e controle de temperatura dos pratos 2 e 8



O aquecimento constante do segundo prato apresenta melhor desempenho no controle da temperatura da base pois não é afetado pela resposta inversa ocorrida no perfil de temperatura da coluna.

4.6.5 Malha de Controle de Nível do Acumulador

O degrau positivo na vazão da corrente de alimentação provoca um aumento nas vazões internas de líquido e vapor e, conseqüentemente, o aumento no nível do tanque acumulador. Na Figura 4.107 pode ser observado a variação do nível do tanque acumulador para os casos de controle convencional e aquecimento constante do segundo prato. O melhor desempenho é visto quando aplicado o aquecimento constante do segundo estágio, o qual apresenta uma menor variação no nível (-0,1 % contra -0,15 % do convencional), embora o tempo transiente seja o mesmo (aproximadamente 8 minutos).

A variação do nível do tanque acumulador para o caso de controle de temperatura dos estágios da seção de retificação está exemplificada na Figura 4.108, no controle de temperatura do oitavo prato. Observa-se que existe um *overshoot* baixo, de cerca de -0,08 %, mas um alto transiente, maior que 15 minutos.

Figura 4-107 Nível do acumulador - Controle convencional e aquecimento constante do prato 2

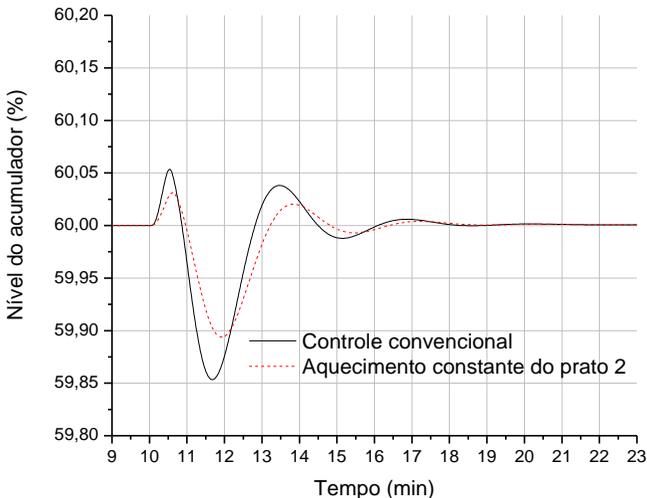
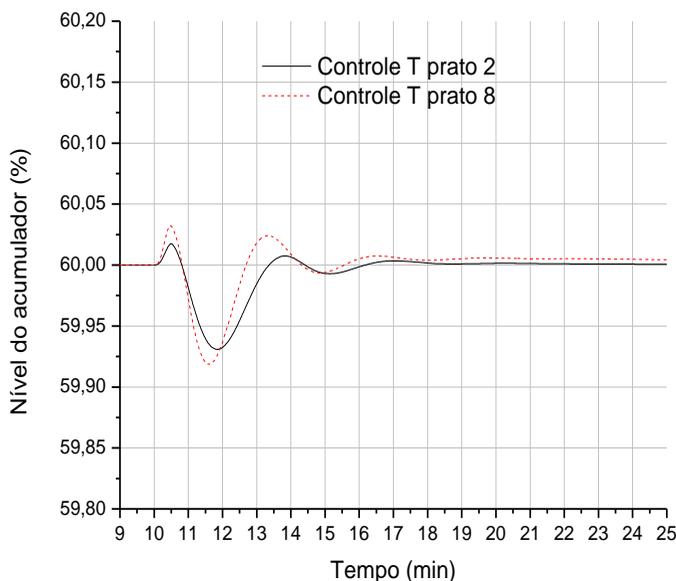


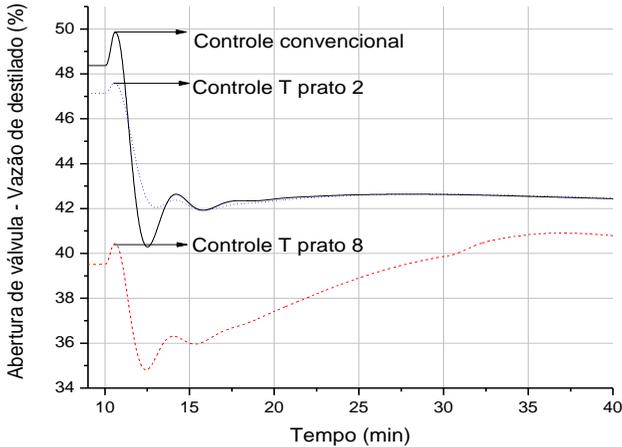
Figura 4-108 Nível do acumulador - Controle de temperatura dos pratos 2 e 8



Os melhores desempenhos acontecem quando são utilizadas as estratégias com controle de temperatura do prato de alimentação ou de alguma estágio da seção de esgotamento (ilustrado pelo controle de temperatura do segundo prato, na Figura 4.107) com transiente de aproximadamente 6,5 minutos e uma variação no nível do acumulador de, no máximo -0,06 %.

Na Figura 4.109 são mostrados os comportamentos das válvulas de vazão de destilado para os casos de controle convencional, controle de temperatura de um estágio da seção de esgotamento e de um estágio da seção de retificação, onde percebe-se que o último caso é responsável por uma menor vazão de produto de topo. Este comportamento é indesejado pois acarreta numa menor produção de destilado que é o produto de maior interesse no processo.

Figura 4-109 Abertura de válvula - Vazão de destilado - Controle convencional e controle de temperatura dos pratos 2 e 8



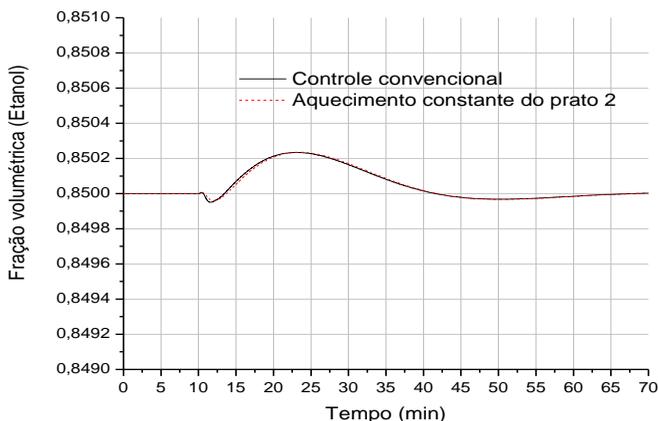
As estratégias com controle de temperatura do prato de alimentação e dos estágios da seção de esgotamento se mostraram levemente superiores à estratégia com aquecimento constante do segundo prato. Os piores resultados foram obtidos ao se ativar os controles de temperatura da seção de retificação que apresentaram maiores transientes e oscilações no nível do acumulador, além de produzir uma quantidade menor de produto de topo.

4.6.6 Malha de controle de composição de destilado

Assim como acontece com o perfil de temperatura, a composição de destilado também sofre uma resposta inicial inversa, com um decréscimo antecedendo o aumento esperado. Este comportamento é comum, visto que as composições são altamente dependentes das temperaturas ao longo da coluna.

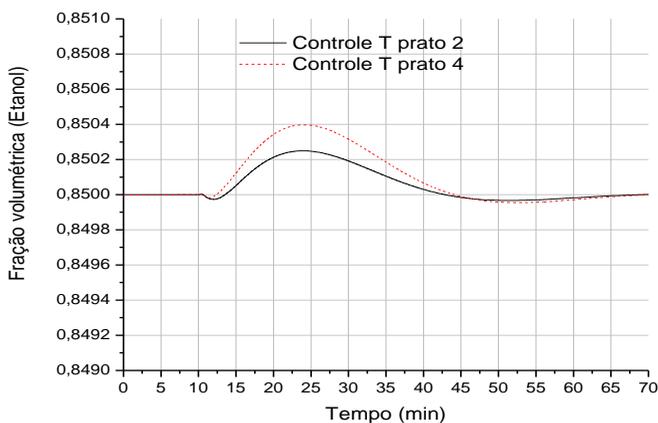
Nas Figura 4.110 são ilustradas as variações de composição de destilado para os casos de controle convencional e aquecimento constante do segundo prato, respectivamente. As duas estratégias de controle apresentam desempenhos praticamente idênticos para o controle de composição de destilado (as curvas se sobrepõem no gráfico), com um transiente de pouco mais que 50 minutos e um *overshoot* de 0,02 %.

Figura 4-110 Composição de destilado - Controle convencional e aquecimento constante do prato 2



A variação da composição de destilado quando aplicada a estratégia de controle de temperatura dos estágios da seção de esgotamento (segundo prato) é ilustrada na Figura 4.111

Figura 4-111 Composição de destilado - Controle de temperatura dos prato 2 e 4

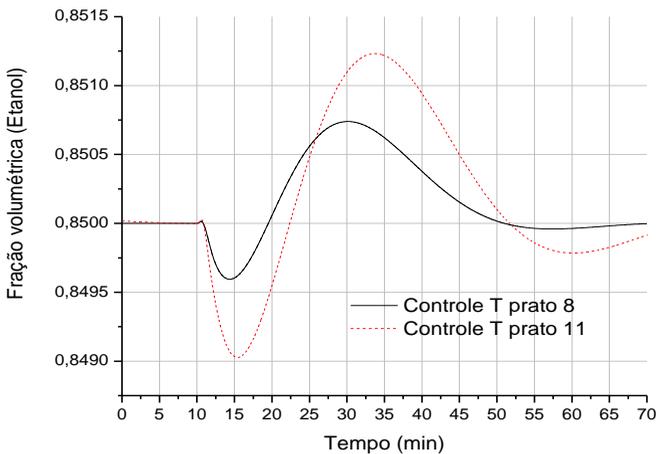


Na Figura 4.111 se observa um *overshoot* de 0,02 % e um transiente de aproximadamente 52 minutos, portanto com um desempenho levemente pior que a estratégia com aquecimento constante

do segundo prato (mostrado na Figura 4.110). Para o caso de controle de temperatura do prato de alimentação (Figura 4.111), o controle de composição de destilado apresenta um pior desempenho, com *overshoot* de 0,04 % e transiente de 55 minutos.

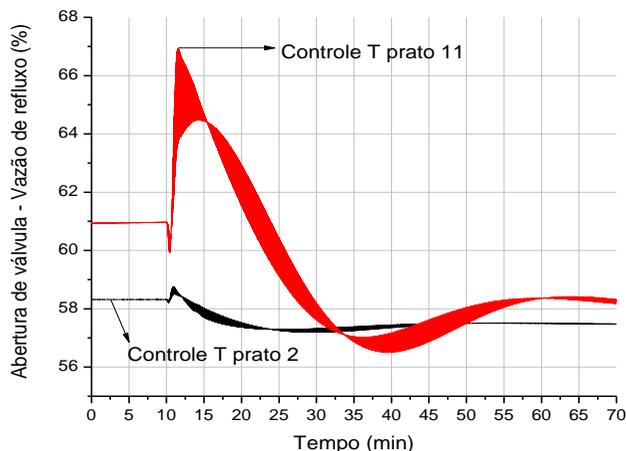
Ao serem acionados os controles de temperatura dos estágios da seção de retificação, percebe-se claramente um decréscimo no desempenho do controle de composição de destilado. Na Figura 4.112 pode-se ver que, quanto mais próximo do topo da coluna estiver o controle de temperatura, maior a interação com o controlador de composição e, conseqüentemente, pior o seu desempenho. Em ambos os casos o overshoot é maior que 0,07 % e apresentam transientes maiores que 55 minutos.

Figura 4-112 Composição de destilado - Controle de temperatura pratos 8 e 11



O esforço da válvula de vazão de refluxo também tende a ser maior quanto mais próximo o controle distribuído de temperatura estiver do topo da coluna. Estes desempenhos são comparados na Figura 4.113 que ilustra o comportamento da válvula para os casos de controle de temperatura do segundo e décimo primeiro prato.

Figura 4-113 Abertura de válvula - Vazão de refluxo - Controle de temperatura dos pratos 2 e 11



O controle de composição do produto de topo apresenta os melhores desempenhos quando utilizadas as estratégias convencional e com aquecimento distribuído constante. O controle de temperatura das seções de esgotamento apresentaram um resultado levemente inferior, muito provavelmente devido à saturação da válvula de fornecimento de calor distribuído, o que prejudicou a rápida estabilização da temperatura no novo estado estacionário.

4.7 CONCLUSÕES - PERTURBAÇÃO NA VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO

As perturbações na vazão de alimentação afetam principalmente as variáveis da base, visto que a corrente é totalmente líquida e descende à coluna. Sendo assim, as malhas de controle de temperatura e nível da base são bastante exigidas, verificando-se grandes oscilações nas variáveis manipuladas. Particularmente, perturbações positivas na vazão de alimentação tendem a diminuir a temperatura do fundo da coluna, obrigando o refeedor a aumentar o fornecimento de calor e, conseqüentemente, aumentar o perfil de temperatura ao longo da torre, prejudicando o controle distribuído de temperatura que, mesmo interrompendo totalmente o fornecimento de calor local, não é capaz de manter a variável no valor desejado. Em outras palavras, perturbações positivas na vazão da corrente de alimentação, podem afetar o perfil de

temperatura da coluna de tal modo que inutilizam o objetivo do controle distribuído.

Nas tabelas 10 e 11 são mostradas as estratégias ou configurações de aquecimento distribuído que apresentaram os melhores resultados em cada malha de controle, para perturbações positivas e negativas na vazão de alimentação. Pode-se perceber que o aquecimento distribuído mais uma vez se mostrou mais eficiente que o controle convencional na rejeição de perturbações, embora a estratégia com melhor desempenho varie bastante, principalmente entre o aquecimento distribuído constante e o controle de temperatura dos estágios da seção de esgotamento.

Tabela 10 Estratégias de controle ou configurações de aquecimento distribuído com melhores desempenhos para cada malha de controle, frente a perturbações positivas na vazão da corrente de alimentação

Malha de Controle	Melhor Configuração
Temperatura da base	Aquecimento constante do prato 2
Nível da base	Aquecimento constante do prato 2 ou Controle de temperatura dos estágios da seção de esgotamento (Prato 2 ou 3)
Nível do acumulador	Controle de temperatura dos estágios da seção de esgotamento (prato 2 ou 3) ou do prato de alimentação
Composição de destilado	Aquecimento constante do prato 2 ou controle convencional

Tabela 11 Estratégias de controle ou configurações de aquecimento distribuído com melhores desempenhos para cada malha de controle, frente a perturbações negativas na vazão da corrente de alimentação

Malha de Controle	Melhor Configuração
Temperatura da base	Aquecimento constante do prato 2
Nível da base	Aquecimento constante do prato 2 ou controle de temperatura dos estágios da seção de esgotamento (prato 2 ou 3)
Nível do acumulador	Controle de temperatura dos pratos da seção de retificação
Composição de destilado	Aquecimento constante do prato 2 ou controle de temperatura dos pratos da seção de esgotamento (pratos 2 ou 3)

Levando-se em consideração que a malha de controle mais importante de uma coluna de destilação é a de composição de destilado,

pois é a responsável por garantir a qualidade do produto, pode-se afirmar que a melhor estratégia para rejeitar perturbações na vazão da corrente de alimentação é o aquecimento constante do segundo prato. Mais precisamente, o aquecimento distribuído constante apresenta melhores resultados que o controle de temperatura dos estágios intermediários, principalmente devido à resposta inicial inversa percebida no perfil de temperatura. Este comportamento faz com que os controladores de temperatura dos estágios iniciem o controle de maneira inversa, prejudicando seu desempenho e, conseqüentemente, as demais malhas de controle. Obviamente que os controladores PID utilizados nas simulações não são capazes de contornar o problema provocado pela resposta inversa na temperatura, sendo aconselhável o teste com outros tipos de controle, como o preditivo ou adaptativo, que poderiam melhorar os resultados.

Visto que a melhor estratégia de controle encontrada foi o aquecimento distribuído constante no segundo prato, foram realizadas outras simulações variando o estágio onde era fornecido o calor. Os resultados obtidos para o aquecimento constante dos pratos da seção de esgotamento e do prato de alimentação são praticamente idênticos aos mostrados nesse trabalho para o segundo prato. Sendo assim, a configuração com aquecimento distribuído constante de qualquer prato da seção de esgotamento ou do prato de alimentação é igualmente eficiente na rejeição de perturbações na vazão da corrente de alimentação.

Capítulo 5 - CONCLUSÕES

As simulações realizadas no software comercial HYSYS® apresentaram resultados bastante satisfatórios para os propósitos deste trabalho. O modelo estacionário mostrou resultados muito parecidos com os obtidos experimentalmente, comprovando sua validade, enquanto o modelo dinâmico foi testado exaustivamente até apresentar as melhores respostas em cada malha de controle, também com bom desempenho.

Um dos principais diferenciais deste trabalho em relação aos estudos experimentais é a inserção da malha de controle de composição de produto de topo. O novo controlador tem como objetivo estudar a eficiência do aquecimento distribuído na diminuição de transientes mantendo-se a qualidade dos produtos. O *set point* deste controlador foi ajustado em 86 % de etanol em volume volumétrico, conseguindo-se manter este valor em todas as simulações realizadas.

Para perturbações na temperatura e vazão de alimentação, verificou-se a redução no tempo de transição da coluna quando avaliada a abordagem distribuída de controle em relação à convencional. Além disso, foi observado um comportamento menos oscilatório na maioria das malhas e menores esforços das válvulas de controle.

Comprovado o melhor desempenho da estratégia de controle com aquecimento distribuído em relação ao controle convencional, novas simulações foram realizadas buscando encontrar as melhores disposições e modo de operação dos aquecimentos distribuídos frente a perturbações na vazão e temperatura na corrente de alimentação.

Após a realização das simulações testando diferentes estratégias de controle frente a perturbações na temperatura da corrente de alimentação, foi constatado que o controle de temperatura do prato de alimentação é o que apresenta os melhores desempenhos na redução de transientes. Este resultado parece bastante óbvio, visto que este estágio é o primeiro a perceber a perturbação e, conseqüentemente, o controle irá começar a agir mais rapidamente.

Perturbações na vazão de alimentação são responsáveis por uma resposta inicial inversa no perfil de temperatura, prejudicando os controles de temperatura dos estágios. Por exemplo, ao se aplicar um degrau negativo na vazão de alimentação, percebe-se um aumento inicial no perfil de temperatura da coluna, seguido por uma queda até estabilizar no novo estado estacionário. Este comportamento prejudica o controle de temperatura dos estágios, pois o controlador irá agir inicialmente de maneira inversa, aumentando o transiente do processo.

Outro comportamento indesejado na malha de controle de temperatura quando aplicado o controle distribuído, ocorre ao serem realizadas perturbações positivas na vazão de alimentação, pois tendem a diminuir a temperatura da base, obrigando o refeedor a aumentar o fornecimento de calor e, conseqüentemente, a aumentar o perfil de temperatura ao longo da coluna. Em casos onde esta perturbação é de grande magnitude, o perfil de temperatura ao longo da coluna tende a subir demasiadamente, prejudicando o controle distribuído de temperatura que, mesmo interrompendo totalmente o fornecimento de calor local, não é capaz de manter a variável no valor desejado.

Tendo em vista estas dificuldades encontradas pela estratégia de controle de temperatura dos estágios frente a perturbações na vazão de alimentação, observou-se que a melhor estratégia para rejeitar este tipo de perturbação é o aquecimento constante de um dos estágios da seção de esgotamento ou do prato de alimentação. Fornecendo calor de maneira constante são extintos os problemas de controle relacionados com a resposta inversa no perfil de temperatura.

Por fim, pode-se afirmar que a abordagem de controle com aquecimento distribuído é mais eficiente que o controle convencional na rejeição de transientes sem prejudicar a qualidade do produto de topo. Ao serem comparadas diferentes maneiras de aquecimento distribuído, observou-se que o controle de temperatura do quarto prato é a melhor estratégia em casos de perturbações na temperatura da alimentação, enquanto o aquecimento constante de um estágio da seção retificação ou do prato de alimentação é a melhor forma de rejeitar perturbações na vazão de entrada do processo.

5.1 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

No transcorrer do estudo foram identificados vários pontos em relação às simulações e estratégias de controle que podem ser melhorados, visando complementar este trabalho. Estes serão descritos a seguir:

1. Realização de simulações com perturbações na composição da alimentação e conseqüente estudo de desempenho do aquecimento distribuído;
2. Testar novos parâmetros dos controladores PID, com objetivo de obter melhores resultados de controle;
3. Visando contornar as dificuldades de controle resultantes da resposta inversa na temperatura em casos de perturbação na vazão de

alimentação, utilizar técnicas de controle avançado, tais como preditivo ou adaptativo;

4. Utilizar pares de variáveis controlada/manipulada diferentes das usadas neste trabalho;

5. Encontrar uma única configuração de aquecimento distribuído que seja igualmente eficiente para todas as perturbações comuns na corrente de alimentação;

6. Realização de testes com misturas diferentes de etanol/água.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABOU-JEYAB, R. A.; GUPTA, Y. P.; GERVAIS, P. A. et al. Constrained multivariable control of a distillation column using a simplified model predictive control algorithm. *Journal of Process Control*, 11 (2001) 509-517.

ANSARI, R.; GHAZZAWI, A. A., M. Multivariable control on a crude distillation unit: applications and benefits. *S. A. J. Technology*, spring, 1999

ANSARI, R. M.; TADÉ, M. O. *Nonlinear Model-Based Process Control: Application in Petroleum Refining*, Springer, London, 2000.

ASO, K.; TAKAMATSU, T.; NAKAIWA, M. Heat Integrated Distillation Column, U.S. Patent 5.873.047, 1998.

BRAVO, C. O. A., Desenvolvimento de um Simulador e Controle Preditivo de uma Coluna de Destilação Piloto. (Dissertação em Engenharia Elétrica). Departamento de Engenharia Elétrica – Universidade Federal de Santa Catarina – UFSC, 2005.

DEJANOVIC I., MATIJAŠEVIC L., OLUJIC Z. Dividing wall column – A breakthrough towards sustainable distilling, *Chem. Eng. Process.: Process Intensification* 49 (2010) 559–580.

DE RIJKE, A. Development of a concentric internally heat integrated distillation column. Tese (Doutorado em Engenharia Química). 191 p. Universidade Tecnológica de Delft, Holanda, 2007.

DIEZ E., LANGSTON P., OVOJERO G., RAMERO M.D. Economic feasibility analysis of heat pumps in distillation to reduce energy use, *Appl. Therm. Eng.* 29 (2009) 1216–1223

DUTTA, P.; RHINEHART, R. R. Application of neural network control to distillation and an experimental comparison with other advanced controllers. *ISA Transactions*. v. 38, p. 251-278, 1999.

FILETI, A. M. F.; CRUZ, S. L.; PEREIRA, J. A. F. R. Control strategies analysis for a batch distillation column with experimental testing. *Chemical Engineering and Processing*, 39: 121–128, 2000.

FONYO Z. Thermodynamic analysis of rectification I. Reversible model of rectification. *Int Chem Eng* 1974;14:18–27.

FOUST, A.S.; WENZEL, L.A.; CLUMP, C.W.; MAUS, L.; ANDERSEN, L.B. *Princípios das Operações Unitárias*. 2 ed, Guanabara Dois, 1982.

GEANKOPLIS, C. J., *Transport Processes and Unit Operations*. 3 ed, Prentice Hall, New Jersey, p. 855, A.2-3, 1983.

GILBERT, A. F.; YOUSEF, A.; NATARAJAN, K.; DEIGHTON, S. Tuning of PI controllers with one-way decoupling in 2 x 2 MIMO systems based on finite frequency response data. *Journal of Process Control*, v. 13, p. 553-567, 2003.

GOMIDE, R. *Operações Unitárias*. Edição do Autor, São Paulo, v.4, p.445. 1988.

GOVIND R. Distillation column and process. US patent 4,615,770; 1986.

HASELDEN G.G. Distillation processes and apparatus. US patent 4,025,398; 1977.

HENLEY, E. J.; SEADER, J. D. *Equilibrium-Stage Separation Operation in Chemical Engineering*. John Wiley & Sons, Canada, 1981.

HO, T. J.; HUANG, C.T.; LIN, J.M.; LEE, L.S. Dynamic simulation for internally heat-integrated distillation columns (HIDiC) for propylene propane system. *Computers & Chemical Engineering*. v.33, p.1187–1201, 2009.

HORIUCHI, K.; YANAGIMOTO, K.; KATAOKA, K.; NAKAIWA, M. Energy-saving characteristics of Heat Integrated

Distillation Column technology applied to multicomponent petroleum distillation, IChemE. Symposium Series, v. 152, p. 172-180, 2006.

ITO, V. M. Otimização de Colunas de Destilação Complexas. Dissertação. (Mestrado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química - Universidade Estadual de Campinas - UNICAMP, Campinas, 2002.

JANA, K. A. Heat integrated distillation operation. Applied Energy. v. 87, p.1477-1494, 2010.

KALID, R.A., Apostila do Curso de Controle de Processos. Publicação do Departamento de Engenharia Química da UFBA, Salvador, Bahia, Brasil, 1999.

KISTER, H. Z. Distillation operation. Mc-Graw-Hill. USA, p. 727, 1990.

KIVA, V. N.; HILMEN, E. K.; SKOGESTAD, S., Azeotropic phase equilibrium diagrams: a survey. Chemical Engineering Science, v. 58, p. 1903-1953, 2003.

MAH R.S.H. Performance evaluation of distillation systems. Proc Found Comput Aided Chem Process Des 1980;2:171–202.

MARANGONI, C.; PASETTI, G; RICO, J. E. N.; MACHADO, R.A.F.; BOLZAN, A. Construção e Instrumentação com Tecnologia Fieldbus de uma Coluna Piloto de Destilação. Petro & Química XXVIII n. 267 p. 55-59. Dezembro, 2004.

MARANGONI, C. Implementação de uma Estratégia de Controle com Ação Distribuída em uma Coluna de Destilação. Tese. (Doutorado em Engenharia Química). Programa de Pós-Graduação do Departamento de Engenharia Química e Alimentos, Universidade Federal de Santa Catarina – UFSC. Florianópolis, 2005.

MARLIN, T. Process Control: designing processes and control systems for dynamic performance., Mc-Graw Hill, Singapore, 954p., 1995.

MUSK, K.; YOUNG, J.; GROSDIDIER, P.; TANI, S. Crude unit product quality control. *Computers & Chemical Engineering*, v 15, n. 9, p. 629-638, September 1991.

NAITO, K.; NAKAIWA, M.; HUANG, K.; ENDO, A.; ASO, T.; NAKANISHI, T.; NAKAMURA, T.; NODA, H.; TAKAMATSU T. Operation of a bench-scale HIDiC: an experimental study. *Comp. and Chem. Eng.*, v. 24, p. 495-99, 2000.

NULL H.R. Heat pumps in distillation. *Chem Eng Prog* 1976;73:58–64.
O'CONNOR, D. L.; GRIMSTAD, K.; MCKAY, J. ISA Meeting, Anaheim, 1991.

PATIL, S. R; NIGAM, M.J. Soft sensor for multicomponent distillation column using neural network and genetic algorithm based techniques. *International Journal of Computational Intelligence Research*, July. 2009.

PEGDEN, C. D.; *Manufacturing Simulation in the 90's*. Proc. European Simulation Multiconference, pp 417-421, Copenhagen, 1991.

PERRY, J.H.; CHILTON, C.H. *Chemical Engineer's Handbook*. New York: McGraw-Hill, 1973.

PETLYUK F.B., PLATONOV V.M., SLAVINSKII D.M. Thermodynamically optimal method for separating multicomponent mixtures. *Int Chem Eng* 1965;5:555–61.

PONCE, G. H. S. F. Estudo de nova Configuração de Colunas De Destilação aumentando Eficiência Energética. Dissertação. (Mestrado em Engenharia Química), Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química, 2011.
Portal Laboratórios Virtuais de Processos Químicos. Disponível em <http://labvirtual.eq.uc.pt>. Acesso em 30/Junho/2010.

PORFÍRIO, C.R.; ODLOAK, D. Optimizing model predictive control of an industrial distillation column. *Control Engineering Practice*. v.19, p. 1137-1146, 2011.

PRETT, D. M.; MORARI, M. *The Shell Process Control Workshop*. Boston. Ed. Butterworths, 1987.

PULIDO, J. L. Estudo de um novo conceito de coluna de destilação: coluna de destilação com integração interna de calor (CDIIC). Dissertação (Mestrado em Engenharia Química). Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Estadual de Campinas –UNICAMP, 2011.

REMBERG, C.; INTEMANN, K.; FETT, F. N.; WOZNY, G. Decision supporting system for the design of control systems for distillation columns. *Computers & Chemical Engineering*, v. 18, s. 1, p. s409- s413, 1994.

RONG, B. G. Synthesis of dividing-wall columns (DWC) for multicomponent distillations - A systematic approach. *Chemical Engineering Research and Design*, v.89, p.1281–1294, 2011.

RUDD, D. F.; WATSON, C.C. *Strategy of Process Engineering*. Wiley series in chemical engineering, 1968.

SAKIZLIS, V.; PERKINS, J. D.; PISTIKOPOULOS, E. N. Recent advances in optimization-based simultaneous process and control design. *Computers and Chemical Engineering*, v. 28, p. 2069-2086, 2004.

SALAHSHOOR, K.; HAMZEHNEJAD, M. A novel online affine model identification of multivariable processes using adaptive neuro-fuzzy networks. *Chemical Engineering Research and Design*. v. 88, p. 155–169, 2010.

SALAMON, P.; STEVEN, E.; RIVERO, R.; RENDON, C.; HOFFMANN, K.H.; SCHALLER.M.; ANDRESEN, B. Optimization of a Diabatic Distillation Column with Sequential Heat Exchangers. *Engineering Chemical Research*. v.43, p.7566–7571. DOI: 10.1021/ie0495933, 2004.

SCHERER, H. F.; *Controle Preditivo com Otimização Distribuída Aplicado a Colunas de Destilação*. Dissertação. (Mestrado em Engenharia de Automação e Sistemas) – Universidade Federal de Santa Catarina – UFSC. Florianópolis, 2009.

SKOGESTAD, S. Dynamics control of distillation columns a tutorial introduction. Trans. IChemE - Distillation and Absorbtion, 75(A), sep 1997.

SOARES, C. Avaliação Experimental dos Coeficientes de Transferência de Massa e Calor em uma Coluna com Pratos Perfurados. Dissertação. (Mestrado em Engenharia Química) Faculdade de Engenharia Química – Universidade Federal de Campinas – UNICAMP. Campinas, 2000.

TRENTACAPILLI, M. et al. High purity distillation control: some issues regarding the application of multivariable control. Proceedings of the 1997 Symposium on Distillation and Absorption, v. 1, n.142, p. 313-322, 1997.

TRINDADE, T., Introdução à Simulação de Processo – Protocolo Experimental. Publicação do Departamento de Engenharia Química do Instituto Superior de Engenharia de Lisboa, Portugal, 2006.

TSUN-JEN HO. Design and modeling studies of internally heat-integrated distillation column. Thesis (Doctorate in Chemical and Material Engineering). Department of Chemical and Material Engineering, National Central University, Japão, 2010.

TUNG H.H., DAVIS J.F., MAH R.S.H. Fractionating condensation and evaporation in plate-fin devices. AIChE J 1986;32:1116–24.

VOLK, U., KNIESE, D.-W.; HAHN, R.; HABER, R.; SCHMITZ, U. Optimized multivariable predictive control of an industrial distillation column considering hard and soft constraints. Control Engineering Practice, v. 13, p. 913-927, 2005.

WALTER, J.F., SHERWOOD, T.K. Gas Absorption in Bubble-cap Columns. Ind. Eng. Chem., v33, n.4, p.493-501, 1941.

WERLE, L. O. Minimização dos Transientes através do Aquecimento Distribuído em uma Coluna de Destilação. Dissertação. (Mestrado em Engenharia Química). Universidade Federal de Santa Catarina – UFSC, Florianópolis, 2007.

WERLE, L. O. Analisadores Virtuais Baseados em Modelo Neural para Monitoramento e Controle de Coluna de Destilação com Aquecimento

Distribuído. (Doutorado em Engenharia Química). Universidade Federal de Santa Catarina - UFSC, Florianópolis, 2012.

WILKINSON, D. J. et al. Multivariable constrained predictive control (with application to high performance distillation). Proceedings of the American Control Conference, Boston, EUA, v. 2, p.1854-1859, 1991.

WILSON, J. A.; MARTINEZ, E. C. Neuro-fuzzy modeling and control of a batch process involving simultaneous reaction and distillation. Computers & Chemical Engineering. v. 21, p. 1233-1238, 1997.

WRIGHT R.O. Fractionation apparatus. US patent 2,481,134; 1949.