

UNIVERSIDADE DA REGIÃO DE JOINVILLE – UNIVILLE  
MESTRADO EM ENGENHARIA DE PROCESSOS

APLICAÇÃO DE ESTRATÉGIA DE CONTROLE COM TROCA DE CALOR  
DISTRIBUÍDA NOS ESTÁGIOS DE UMA UNIDADE DE DESTILAÇÃO

GEYSA NATALY MELLO

Joinville  
2013

GEYSA NATALY MELLO

APLICAÇÃO DE ESTRATÉGIA DE CONTROLE COM TROCA DE CALOR  
DISTRIBUÍDA NOS ESTÁGIOS DE UMA UNIDADE DE DESTILAÇÃO

Dissertação de mestrado apresentada ao  
Curso de Mestrado em Engenharia de  
Processos da Universidade da Região de  
Joinville – UNIVILLE – como requisito  
parcial para obtenção do título de mestre  
em Engenharia de processos.

Orientador: Cintia Marangoni

Joinville  
2013

Catálogo na publicação pela Biblioteca Universitária da Univille

M527a Mello, Geysa Nataly  
Aplicação de estratégia de controle com troca de calor distribuída nos estágios de uma unidade de destilação / Geysa Nataly Mello ; orientadora Dra Cintia Marangoni – Joinville: UNIVILLE, 2013.

128 f. : il. ; 30 cm

Dissertação (Mestrado em Engenharia de Processos – Universidade da Região de Joinville)

1. Unidade de destilação – Troca de calor. I. Marangoni, Cintia (orient.). II. Título.

CDD 660.284

## Termo de Aprovação

### “Aplicação de estratégia de controle com troca de calor distribuída nos estágios de uma unidade de destilação”

por

Geysa Nataly Mello

Dissertação julgada para a obtenção do título de Mestre em Engenharia de Processos, área de concentração Engenharia de Processos e Tecnologias Limpas e aprovada em sua forma final pelo Programa de Mestrado em Engenharia de Processos.

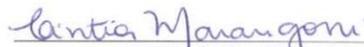


Prof. Dra. Cintia Marangoni  
Orientadora (UNIVILLE)

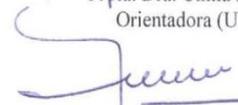


Prof. Dra. Ana Paula Testa Pezzin  
Coordenadora do Programa de Mestrado em Engenharia de Processos (UNIVILLE)

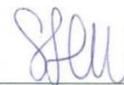
#### Banca Examinadora:



Prof. Dra. Cintia Marangoni  
Orientadora (UNIVILLE)



Prof. Dr. Ricardo Antonio Francisco Machado  
(UFSC)



Prof. Dra. Sandra Helena Westrupp Medeiros  
(UNIVILLE)

Joinville, 30 de agosto de 2013.

## **AGRADECIMENTOS**

Agradeço em primeiro lugar à professora orientadora Cintia Marangoni pela orientação prestada, incentivo, ensinamentos e dedicação. Agradeço também pelas palavras que me fizeram acreditar que eu seria capaz e que me deram força suficiente para seguir em frente e ir até o final.

Agradeço também a Universidade da Região de Joinville (UNIVILLE) e ao Departamento do Mestrado em Engenharia de processos pelo suporte e apoio durante a execução deste trabalho.

Aos professores do Mestrado em Engenharia de Processos da UNIVILLE, por todo conhecimento compartilhado.

Agradeço aos professores componentes da banca pela disponibilidade para avaliar este trabalho.

Agradeço aos meus pais que sempre me apoiaram e estiveram ao meu lado me dando força para continuar e me ensinaram a nunca desistir de um objetivo. E a você Henrique pela paciência, apoio e compreensão durante a caminhada.

Por fim, gostaria de agradecer a todas as pessoas que, ao longo desses anos, contribuíram direta e indiretamente para a minha formação.

## RESUMO

Entre outras finalidades, sistemas de controle são empregados visando à minimização de períodos de operação fora da condição desejada devido à ocorrência de alguma perturbação no processo. Em unidades de destilação, este período de transição não pode ser completamente eliminado, mesmo com a aplicação de controladores avançados, pois a operação em estágios impõe a propagação da ação corretiva por toda a unidade. Baseado na proposta do uso de aquecimento distribuído visando à minimização de transientes de operação, neste trabalho, foi avaliada a aplicação da estratégia de controle distribuído atuando com o aquecimento em um prato na região de esgotamento e resfriamento em um prato na região de retificação da coluna, com o auxílio do simulador comercial Hysys<sup>®</sup>. Análises de sensibilidade foram realizadas para verificar qual o estágio mais indicado para a aplicação da estratégia proposta em cada uma das seções da coluna. A partir desta definição, foi implementado um sistema de controle com ação corretiva de aquecimento distribuída entre o calor cedido no refeedor e em um prato da seção de esgotamento seguido se um com ação distribuída de resfriamento usando a vazão de refluxo e o calor retirado em um prato da seção de retificação e comparou-se com um sistema convencional de controle dual de temperatura. As propostas foram avaliadas considerando-se somente o aquecimento ou resfriamento, conforme exigido pela perturbação realizada, e com ação simultânea de ambos os sistemas. Em todos os casos buscou-se minimizar o efeito de perturbações na temperatura de alimentação que variaram de  $\pm 2^{\circ}\text{C}$  até  $\pm 20^{\circ}\text{C}$ . Quando analisado a proposta de controle usando somente a distribuição de aquecimento (refeedor + prato 3) em comparação ao sistema convencional com perturbações de  $14^{\circ}\text{C}$  na temperatura da alimentação, observou-se a maior redução no tempo de transição para a malha de controle de temperatura do último estágio da unidade (prato 13), que foi de 0,32 h (19,2 minutos). Mesmo comportamento foi observado quando empregada a estratégia com aplicação distribuída de resfriamento (refluxo + prato 11), onde reduções de 0,32 h (19,2 minutos) foram determinadas também na malha de controle da temperatura do prato 13. Com perturbações na temperatura da alimentação de até  $8^{\circ}\text{C}$  não foram observadas diferenças entre a proposta deste trabalho e o sistema de controle convencional. Já a análise da aplicação simultânea da distribuição de aquecimento e resfriamento demonstrou que quando aplicada a perturbação de  $-14^{\circ}\text{C}$  existe uma redução de 0,15 h (9 minutos) no tempo de transição da malha de controle da temperatura no topo da coluna comparado ao sistema convencional. Com  $+14^{\circ}\text{C}$ , esta redução foi de 0,37 h (22,2 minutos) para a mesma análise. Em todos os testes determinou-se que as variações nos fluxos internos assim como temperaturas e composições são pontuais (onde existe a ação de controle) e não alteram o estado estacionário final após a rejeição da perturbação quando comparado com o controle convencional. Também foi verificado que na abordagem distribuída, as quantidades de calor cedido no refeedor e de vazão de refluxo foram reduzidas, devido a associação com o calor cedido/retirado no prato, sugerindo a distribuição da ação de controle. Assim, pode-se concluir que a abordagem de controle com ação corretiva entre um extremo da unidade (refeedor e refluxo) associada à troca de calor nos estágios da unidade de destilação permite a redução de transientes tanto quando a ação necessária é de aquecimento ou resfriamento, independente do acionamento simultâneo ou não das malhas de controle internas da unidade.

## ABSTRACT

Among other purposes, control systems are employed in order to minimize periods of operation outside the desired condition due to the occurrence of a disturbance in the process. In distillation, this transition can't be completely eliminated, even with the application of advanced controllers, because the operation in stages enforces corrective action spread throughout the unit. Based on the proposed use of distributed heating in order to minimize transient operation, in this work, we evaluated the application of the control strategy working with distributed heating on a plate in the region of depletion and cooling on a plate in the region of rectification column with the aid of the commercial simulator Hysys<sup>®</sup>. Sensitivity analyzes were performed to verify that the most appropriate stage for the implementation of the strategy proposed in each section of the column. From this definition, a control system was implemented corrective action heating distributed between the heat transferred in the reboiler and a plate of the stripping section is followed with action distributed cooling using the reflux flow and heat removed in a dish the rectifying section and compared with a conventional dual temperature control system. The proposals were evaluated considering only heating or cooling as required by the disturbance made, and simultaneous action of both systems. In all cases we attempted to minimize the effect of disturbances in feed temperature ranging from  $\pm 2$  °C to 20 °C. When analyzing the proposed control using only the distribution of heating (reboiler more plate 3) compared to the conventional system with disturbances of 14 °C in the feed temperature, we observed the greatest reduction in transition time for the temperature control loop the last stage of the unit (plate 13), which was 0,32 h (19,2 min). Same behavior was observed when the strategy employed with distributed application cooling (reflux more plate 11), where 0,32 h (19,2 minutes) reductions were also determined in the control loop of the tray 13 temperature. With disturbance in the feed temperature of 8 °C until no differences between the proposal of this work and the conventional control system were observed. Have The analysis of the simultaneous application of the distribution of heating and cooling showed that when applied to perturbation - 14 °C there is a reduction of 0,15 h (9 minutes) in transition time control loop temperature at the top of the column compared the conventional system. To +14 °C, this reduction was 0,37 h (22,2 minutes) to the same analysis. In all tests it was determined that variations in internal flows as well as temperatures and compositions are point (where there is the control action) and not change the final steady state following the rejection of disturbance when compared with conventional control. It was also found that the distributed approach, the amount of heat transferred in the reboiler and reflux flow were reduced due to association with the heat transferred / withdrawn in the dish, suggesting the distribution of control action. Thus, it can be concluded that the approach to control corrective action between one end of the unit (reboiler and reflux) associated with heat exchange stages of the distillation unit allows both the reduction of transients when the action is required heating or cooling regardless of whether or not simultaneously drive the meshes of internal control unit.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Diagrama esquemático de uma coluna de destilação fracionada contínua. ....	24
Figura 2: Ilustração do comportamento dinâmico de uma coluna de destilação decorrente de uma mudança na composição da alimentação.....	26
Figura 3: Sistema de controle típico de uma coluna de destilação.....	30
Figura 4: Fluxograma ilustrativo de estratégias para minimizar os transientes em colunas de destilação. ....	33
Figura 5: Comparativo entre uma coluna de destilação convencional (a) e uma coluna diabática (b) - V corresponde à fase vapor e L à fase líquida. ....	35
Figura 6: Diagrama comparativo entre a estratégia de controle convencional e a abordagem distribuída proposta. ....	36
Figura 7: Ilustração dos equipamentos e correntes da coluna de destilação representados neste trabalho. ....	42
Figura 8: Interface do Hysys® ilustrando as correntes de entrada e saída em estado estacionário de uma simulação de uma unidade de destilação.....	43
Figura 9: Tela de interface do software Hysys®, onde definições relacionadas as correntes são estabelecidas. ....	43
Figura 10: Interface do Hysys® para definição dos componentes da separação.....	44
Figura 11: Simulações realizadas para a validação do estado estacionário com base nos dados experimentais.....	45
Figura 12: Comparação entre o perfil de temperatura obtido nos ensaios experimentais e o simulado no Hysys® para o estado estacionário anterior a aplicação de uma perturbação na vazão de refluxo. ....	46
Figura 13: Comparação entre o perfil de temperatura obtido nos ensaios experimentais e o simulado no Hysys® para o estado estacionário anterior a aplicação de uma perturbação no calor fornecido pelo refeedor. ....	47
Figura 14: Diagrama esquemático representativo dos testes realizados para avaliação da proposta de controle distribuído com indicação das diferentes perturbações realizadas na temperatura de alimentação. ....	54
Figura 15: Diferença de temperatura (a) e de fração mássica de etanol (b) ao longo de estágios consecutivos para avaliação da sensibilidade da coluna de destilação por meio do critério de inclinação quando realizado uma perturbação do tipo degrau no calor do refeedor ( $Q_b$ ) e na vazão de refluxo (R) separadamente. ....	60
Figura 16: Representação gráfica da matriz de ganhos de temperatura ao longo de estágios consecutivos para avaliação da sensibilidade da coluna de destilação quando realizado uma perturbação do tipo degrau no calor do refeedor + 55 % (a) e na vazão de refluxo – 18,75 % (b).....	62
Figura 17: Representação gráfica da matriz de ganhos da fração mássica de etanol ao longo de estágios consecutivos para avaliação da sensibilidade da coluna de destilação quando realizado uma perturbação do tipo degrau no calor do refeedor + 55 % (a) e na vazão de refluxo – 18,75 % (b). ....	63
Figura 18: Representação gráfica da matriz de ganho para temperatura ao longo de estágios consecutivos visando a avaliação da sensibilidade da coluna de destilação quando realizado uma perturbação do tipo degrau – 1 % na	

- vazão de refluxo (a), + 1 % no calor do refeedor (b), - 0,1 % na vazão de refluxo (c) e + 0,1 % no calor do refeedor (d). .....64
- Figura 19: Representação gráfica da matriz de ganho para fração mássica de etanol ao longo de estágios consecutivos visando a avaliação da sensibilidade da coluna de destilação quando realizado uma perturbação do tipo degrau – 1 % na vazão de refluxo (a), + 1 % no calor do refeedor (b), - 0,1 % na vazão de refluxo (c) e + 0,1 % no calor do refeedor (d). .....65
- Figura 20: Resultados do método SVD em relação à temperatura (a) e fração mássica de etanol (b) ao longo de estágios para avaliação da sensibilidade da coluna de destilação quando submetida a um degrau no calor do refeedor + 55 % (-◆- U1) e na vazão de refluxo - 18,75 % (-■- U2). .....67
- Figura 21: Resultados do método SVD em relação à temperatura (a) e fração mássica de etanol (b) ao longo de estágios para avaliação da sensibilidade da coluna de destilação quando submetida a um degrau no calor do refeedor + 1 % (-◆- U1) e na vazão de refluxo - 1 % (-■- U2). .....67
- Figura 22: Resultados do método SVD em relação à temperatura (a) e fração mássica de etanol (b) ao longo de estágios para avaliação da sensibilidade da coluna de destilação quando submetida a um degrau no calor do refeedor + 0,1 % (-◆- U1) e na vazão de refluxo - 0,1 % (-■- U2). .....68
- Figura 23: Perfil da temperatura no refeedor em relação à perturbação de - 14 °C na temperatura de alimentação comparando-se as estratégias convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 3 (—) em relação ao valor do *set point* (—). .....70
- Figura 24: Perfil do fornecimento de calor necessário (variável manipulada) para rejeitar a perturbação quando aplicada a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 3 (—). .....71
- Figura 25: Derivada da temperatura do refeedor em relação ao tempo para perturbação de - 14 °C na temperatura de alimentação quando aplicada a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 3 (—). .....72
- Figura 26: Perfil da temperatura no prato 13 em relação à perturbação de - 14 °C na temperatura de alimentação comparando-se as estratégias convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 3 (—) em relação ao valor do *set point* (—). .....73
- Figura 27: Perfil da abertura da válvula da vazão de refluxo quanto realizada a perturbação de - 14 °C na temperatura de alimentação para a comparação entre a estratégia convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 3 (—). .....73
- Figura 28: Derivada da temperatura do prato 13 em relação ao tempo para perturbação de - 14 °C na temperatura de alimentação quando aplicada a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 3 (—). .....74
- Figura 29: Perfil da temperatura no prato 3 em relação a perturbação de - 14 °C na temperatura de alimentação comparando-se as estratégias convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 3 (—) em relação ao valor do *set point* (—). .....75
- Figura 30: Derivada da temperatura do prato 3 em relação ao tempo para perturbação de - 14 °C na temperatura de alimentação quando aplicada a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 3 (—). .....75
- Figura 31: Perfil da fração volumétrica de etanol na corrente de base (a) e derivada desta variável em relação ao tempo (b) após a perturbação de - 14 °C na

- temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 3 (—).....77
- Figura 32: Perfil da fração volumétrica de etanol na corrente de destilado (a) e derivada desta variável em relação ao tempo (b) após a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 3 (—).....78
- Figura 33: Perfil da fração volumétrica de etanol no prato 3 (a) e derivada desta variável em relação ao tempo (b) após a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 3 (—).....78
- Figura 34: Perfil vazão volumétrica da corrente de destilado (a) e derivada desta variável em relação ao tempo (b) após a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 3 (—).....79
- Figura 35: Perfil vazão volumétrica da corrente de base (a) e derivada desta variável em relação ao tempo (b) após a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 3 (—). .....80
- Figura 36: Derivada da vazão de vapor (a) e de líquido (b) do prato 2 em relação ao tempo (b) após a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 3 (—). .....80
- Figura 37: Derivada da vazão de vapor (a) e de líquido (b) do prato 3 em relação ao tempo (b) após a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 3 (—). .....81
- Figura 38: Derivada da vazão de vapor (a) e de líquido (b) do prato 4 em relação ao tempo (b) após a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 3 (—). .....81
- Figura 39: Perfil da temperatura ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (-●-) e distribuída aplicado no prato 3 (—■—) .....82
- Figura 40: Perfil da pressão ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (-●-) e distribuída aplicado no prato 3 (—■—).83
- Figura 41: Perfil da fração volumétrica de etanol ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (-●-) e distribuída aplicado no prato 3 (—■—). .....84
- Figura 42: Perfil da vazão de vapor ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (-●-) e distribuído aplicado no prato 3 (—■—). .....85
- Figura 43: Perfil da vazão de líquido ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação na temperatura de alimentação

- para a estratégia convencional (- - -) e distribuído aplicado no prato 3 (—). .....85
- Figura 44: Perfil da temperatura no refeedor em relação à perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação comparando-se as estratégias convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 11 (—) em relação ao valor do *set point* (—). .....87
- Figura 45: Perfil do fornecimento de calor necessário (variável manipulada) para rejeitar a perturbação quando aplicada a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 11 (—). .....87
- Figura 46: Derivada da temperatura do refeedor em relação ao tempo para perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação quando aplicada a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 11 (—). .....88
- Figura 47: Perfil da temperatura no prato 13 em relação à perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação comparando-se as estratégias convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 11 (—) em relação ao valor do *set point* (—). .....89
- Figura 48: Perfil da abertura da válvula da vazão de refluxo quanto realizada a perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação para a comparação entre a estratégia convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 11 (—). .....89
- Figura 49: Derivada da temperatura do prato 13 em relação ao tempo para perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação quando aplicada a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 11 (—). .....90
- Figura 50: Perfil da temperatura no prato 11 em relação à perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação comparando-se as estratégias convencional (- - -) e distribuída aplicada no prato 11 (—) em relação ao valor do *set point* (—). .....90
- Figura 51: Derivada da temperatura do prato 11 em relação ao tempo para perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação quando aplicada a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 11 (—). .....91
- Figura 52: Perfil da fração volumétrica de etanol na corrente de base (a) e derivada desta variável em relação ao tempo (b) após a perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 11 (—). .....92
- Figura 53: Perfil da fração volumétrica de etanol na corrente de destilado (a) e derivada desta variável em relação ao tempo (b) após a perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 11 (—). .....93
- Figura 54: Perfil da fração volumétrica de etanol no prato 11 (a) e derivada desta variável em relação ao tempo (b) após a perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 11 (—). .....93
- Figura 55: Perfil vazão volumétrica da corrente de base (a) e derivada desta variável em relação ao tempo (b) após a perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 11 (—). .....94
- Figura 56: Perfil vazão volumétrica da corrente de destilado (a) e derivada desta variável em relação ao tempo (b) após a perturbação de + 14 °C na

- temperatura de alimentação para a estratégia convencional ( - - - ) e distribuída aplicado no prato 11 ( — ).....94
- Figura 57: Derivada da vazão de vapor (a) e de líquido (b) do prato 10 em relação ao tempo (b) após a perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional ( - - - ) e distribuída utilizando o prato 11 ( — ).....95
- Figura 58: Derivada da vazão de vapor (a) e de líquido (b) do prato 11 em relação ao tempo (b) após a perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional ( - - - ) e distribuída utilizando o prato 11 ( — ).....95
- Figura 59: Derivada da vazão de vapor (a) e de líquido (b) do prato 12 em relação ao tempo (b) após a perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional ( - - - ) e distribuída utilizando o prato 11 ( — ).....96
- Figura 60: Perfil da temperatura ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário ( -▲- ), após a perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional ( -●- ) e distribuída aplicado no prato 11 ( -■- ).....97
- Figura 61: Perfil da pressão ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário ( -▲- ), após a perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional ( -●- ) e distribuída aplicado no prato 11 ( -■- ).....97
- Figura 62: Perfil da fração volumétrica de etanol ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário ( -▲- ), após a perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional ( -●- ) e distribuída aplicado no prato 11 ( -■- ).....98
- Figura 63: Perfil da vazão de vapor (m<sup>3</sup>/h) ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário ( -▲- ), após a perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional ( -●- ) e distribuída aplicado no prato 11 ( -■- ).....99
- Figura 64: Perfil da vazão de líquido (m<sup>3</sup>/h) ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário ( -▲- ), após a perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional ( -●- ) e distribuída aplicado no prato 11 ( -■- ).....99
- Figura 65: Perfil da temperatura do refeedor em relação a perturbação de - 14 °C (a) e + 14 °C (b) na temperatura de alimentação comparando-se as estratégias convencional ( - - - ) e distribuída aplicada simultaneamente no prato 3 e 11 ( — ) em relação ao valor do *set point* ( — )..... 101
- Figura 66: Perfil do fornecimento de calor necessário (variável manipulada) em relação à - 14 °C (a) e + 14 °C (b) na temperatura de alimentação para rejeitar a perturbação quando aplicada a estratégia convencional ( - - - ) e distribuída utilizando simultaneamente o prato 3 e 11 ( — )..... 101
- Figura 67: Derivada da temperatura do refeedor em relação ao tempo para perturbação - 14 °C (a) e + 14 °C (b) na temperatura de alimentação quando aplicado na estratégia convencional ( - - - ), distribuído aplicado no prato 3 e 11 simultaneamente ( — )..... 102

- Figura 68: Perfil da temperatura no prato 13 em relação à perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (a) e  $+14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (b) na temperatura de alimentação comparando-se as estratégias convencional (---) e distribuída aplicada simultaneamente no prato 3 e 11 (—) em relação ao valor do set point (—)..... 103
- Figura 69: Efeito da abertura da válvula da vazão de refluxo em relação à  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (a) e  $+14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (b) na temperatura de alimentação para a comparação entre a estratégia convencional (---) e distribuída aplicado no prato 3 e 11 simultaneamente (—). ..... 103
- Figura 70: Derivada da temperatura do prato 13 em relação ao tempo para perturbação  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (a) e  $+14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (b) na temperatura de alimentação quando aplicada a estratégia convencional (---) e distribuída utilizando os pratos 3 e 11 simultaneamente (—) ..... 104
- Figura 71: Perfil da temperatura do prato 3 em relação à perturbação  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação comparando-se as estratégias convencional (---) e distribuída aplicada simultaneamente nos pratos 3 e 11 (—) em relação ao valor do set point (—)..... 105
- Figura 72: Derivada da temperatura do prato 3 em relação ao tempo para perturbação na temperatura de alimentação quando aplicado na estratégia convencional (---) e distribuída utilizando os pratos 3 e 11 simultaneamente (—) (..... 106
- Figura 73: Perfil da temperatura do prato 11 em relação à perturbação de  $+14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação comparando-se as estratégias convencional (---) e distribuída aplicada no prato 11 (—) em relação ao valor do set point (—)..... 106
- Figura 74: Derivada da temperatura do prato 11 em relação ao tempo para perturbação na temperatura de alimentação quando aplicada a estratégia convencional (---) e distribuída utilizando o prato 3 e 11 simultaneamente. .... 107
- Figura 75: Derivada da fração volumétrica de etanol na corrente de base da coluna após perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (a) e  $+14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (b) na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída aplicada no prato 3 e 11 simultaneamente (—). ..... 109
- Figura 76: Derivada da fração volumétrica de etanol na corrente de destilado da coluna após perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (a) e  $+14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (b) na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída aplicada no prato 3 e 11 simultaneamente (—). ..... 109
- Figura 77: Derivada da fração volumétrica de etanol no prato 3 após perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (a) e  $+14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (b) na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída aplicada no prato 3 e 11 simultaneamente (—). ..... 110
- Figura 78: Derivada da fração volumétrica de etanol no prato 11 após perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (a) e  $+14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (b) na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída aplicada no prato 3 e 11 simultaneamente (—). ..... 110
- Figura 79: Derivada da vazão de destilado após perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (a) e  $+14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (b) na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída aplicada no prato 3 e 11 simultaneamente (—). ..... 111

- Figura 80: Derivada da vazão da base após perturbação de - 14°C (a) e + 14°C (b) na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída aplicada no prato 3 e 11 simultaneamente (—). ..... 111
- Figura 81: Derivada da vazão de vapor (a) e de líquido (b) no prato 2 após perturbação de - 14°C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 3 e 11 simultaneamente (—). ..... 112
- Figura 82: Derivada da vazão de vapor (a) e vazão de líquido (b) no prato 3 após perturbação de - 14°C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 3 e 11 simultaneamente (—). ..... 112
- Figura 83: Derivada da vazão de vapor (a) e vazão de líquido (b) no prato 4 após perturbação de - 14°C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 3 e 11 simultaneamente (—). ..... 112
- Figura 84: Derivada da vazão de vapor (a) e vazão de líquido (b) no prato 2 após perturbação de + 14°C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 3 e 11 simultaneamente (—). ..... 113
- Figura 85: Derivada da vazão de vapor (a) e vazão de líquido (b) no prato 3 após perturbação de + 14°C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 3 e 11 simultaneamente (—). ..... 113
- Figura 86: Derivada da vazão de vapor (a) e vazão de líquido (b) no prato 4 após perturbação de + 14°C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 3 e 11 simultaneamente (—). ..... 113
- Figura 87: Derivada da vazão de vapor (a) e vazão de líquido (b) no prato 10 após perturbação de - 14°C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando no prato 3 e 11 simultaneamente (—). ..... 114
- Figura 88: Derivada da vazão de vapor (a) e vazão de líquido (b) no prato 11 após perturbação de - 14°C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 3 e 11 simultaneamente (—). ..... 114
- Figura 89: Derivada da vazão de vapor (a) e vazão de líquido (b) no prato 12 após perturbação de - 14°C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 3 e 11 (—). ..... 115
- Figura 90: Derivada da vazão de vapor (a) e vazão de líquido (b) no prato 10 após perturbação de + 14°C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando no prato 3 e 11 simultaneamente (—). ..... 115
- Figura 91: Derivada da vazão de vapor (a) e vazão de líquido (b) no prato 11 após perturbação de + 14°C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 3 e 11 simultaneamente (—). ..... 115
- Figura 92: Derivada da vazão de vapor (a) e vazão de líquido (b) no prato 12 após perturbação de + 14°C na temperatura de alimentação para a estratégia

- convencional (---) e distribuída utilizando o prato 3 e 11 simultaneamente (—). ..... 116
- Figura 93: Perfil da temperatura ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (-●-) e distribuído aplicado no prato 3 (—■—) quando aplicada a perturbação de - 14 °C (a) e + 14 °C (b)..... 116
- Figura 94: Perfil da pressão ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (-●-) e distribuído aplicado no prato 3 (—■—) quando aplicada a perturbação de - 14 °C (a) e + 14 °C (b)..... 117
- Figura 95: Perfil da fração volumétrica de etanol ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (-●-) e distribuído aplicado no prato 3 (—■—) quando aplicada a perturbação de - 14 °C (a) e + 14 °C (b). ..... 117
- Figura 96: Perfil da vazão de vapor ( $m^3/h$ ) ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (-●-) e distribuído aplicado no prato 3 (—■—) quando aplicada a perturbação de - 14 °C (a) e + 14 °C (b). ..... 118
- Figura 97: Perfil da vazão de líquido ( $m^3/h$ ) ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (-●-) e distribuído aplicado no prato 3 (—■—) quando aplicada a perturbação de - 14 °C (a) e + 14 °C (b). ..... 118

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Definição dos valores das variáveis utilizadas nas simulações estáticas que reproduzem os valores experimentais.....	46
Tabela 2: Resumo dos critérios utilizados com a indicação das perturbações realizadas para cada metodologia de análise de sensibilidade.....	47
Tabela 3: Condições operacionais e parâmetros da coluna de destilação dos experimentos realizados para mistura etanol-água e inseridos nas simulações estáticas. ....	48
Tabela 4: Condições operacionais e parâmetros da coluna de destilação dos experimentos realizados para mistura etanol-água e inseridos nas simulações dinâmicas. ....	50
Tabela 5: Parâmetros dos controladores PID utilizados no controle da temperatura da base e do último estágio da coluna .....	51
Tabela 6: Parâmetros do controlador PID utilizado no controle da vazão de alimentação .....	51
Tabela 7: Valores de <i>setpoint</i> e indicação das variáveis dos controladores utilizados na estratégia convencional de controle .....	51
Tabela 8: Parâmetros do controlador PID utilizado na estratégia distribuída usando estágio da seção de esgotamento.....	52
Tabela 9: Parâmetros do controlador PID utilizado na estratégia distribuída usando estágio da seção de retificação. ....	53
Tabela 10: Valor de <i>setpoint</i> e indicação das variáveis do controlador utilizado na estratégia distribuída usando estágio da seção de retificação .....	53
Tabela 11: Seleção dos pratos mais sensíveis por meio do critério de inclinação na região de esgotamento e retificação da coluna quando a temperatura foi avaliada como variável de resposta. ....	61
Tabela 12: Seleção dos pratos mais sensíveis por meio do critério de inclinação na região de esgotamento e retificação da coluna quando a fração mássica de etanol foi avaliada como variável de resposta.....	61
Tabela 13: Seleção dos pratos mais sensíveis através do critério de sensibilidade na região de esgotamento e retificação da coluna quando a temperatura foi avaliada como variável de resposta para perturbação do tipo degrau no calor do refeedor + 55 % e na vazão de refluxo – 18,75 %. ....	63
Tabela 14: Seleção dos pratos mais sensíveis através do critério de sensibilidade na região de esgotamento e retificação da coluna quando a fração mássica de etanol foi avaliada como variável de resposta para perturbação do tipo degrau no calor do refeedor + 55 % e na vazão de refluxo – 18,75 %. ....	63
Tabela 15: Seleção dos pratos mais sensíveis através do critério de sensibilidade na região de esgotamento e retificação da coluna quando a temperatura foi avaliada como variável de resposta para perturbação do tipo degrau no calor do refeedor e na vazão de refluxo. ....	65
Tabela 16: Seleção dos pratos mais sensíveis através do critério de sensibilidade na região de esgotamento e retificação da coluna quando a fração mássica de etanol foi avaliada como variável de resposta. ....	66
Tabela 17: Seleção dos pratos mais sensíveis na região de esgotamento e retificação da coluna para o critério SVD para análise de temperatura e	

	fração mássica de etanol perturbando + 55 % o calor de base e - 18,75 % a vazão de refluxo. ....	68
Tabela 18:	Seleção dos pratos mais sensíveis na região de esgotamento e retificação da coluna para a análise do critério SVD para temperatura e fração mássica de etanol.....	68
Tabela 19:	Seleção dos pratos mais sensíveis na região de esgotamento e retificação da coluna separada pelos métodos utilizados para análise da coluna.....	69
Tabela 20:	Comparação entre o tempo de transição e <i>overshoot</i> gerados com a estratégia convencional e distribuída usando o prato 3 para as malhas de controle de temperatura do refeedor, prato 3 e 13. ....	76
Tabela 21:	Quantidade de produto fora do especificado (em volume) durante o tempo de transição para as estratégias convencional e distribuída usando o prato 3. ....	76
Tabela 22:	Comparação entre o tempo de transição e <i>overshoot</i> gerados com a estratégia convencional e distribuída usando o prato 11 para as malhas de controle de temperatura do refeedor, prato 3 e 13. ....	91
Tabela 23:	Quantidade de produto fora da especificação (em volume) durante o tempo de transição para estratégias convencional e distribuída usando o prato 11. ....	91
Tabela 24:	Comparação entre o tempo de transição da malha de controle de temperatura do refeedor quando aplicadas as estratégias distribuídas com ações isoladas e simultânea.....	102
Tabela 25:	Comparação entre o tempo de transição da malha de controle de temperatura do prato 13 quando aplicadas as estratégias distribuídas com ações isoladas e simultânea. ....	104
Tabela 26:	Tempo de transição para a estratégia convencional e distribuída analisando as variáveis controladas através do gráfico das derivadas. .	107
Tabela 27:	Quantidade de produto fora do especificado (em volume) durante o tempo de transição para as estratégias avaliadas.....	108
Tabela 28:	Resumo do tempo de transição para a estratégia convencional e distribuída aplicado no prato 3 analisando a temperatura do refeedor e a temperatura do prato 13 quando aplicada diferentes perturbações na temperatura de alimentação.....	119
Tabela 29:	Resumo do tempo de transição para a estratégia convencional e distribuída aplicado no prato 11 analisando a temperatura do refeedor e a temperatura do prato 13 quando aplicada diferentes perturbações na temperatura de alimentação.....	120
Tabela 30:	Resumo do tempo de transição para a estratégia convencional e distribuída aplicado simultaneamente no prato 3 e 11 analisando a temperatura do refeedor e a temperatura do prato 13 quando aplicada diferentes perturbações na temperatura de alimentação. ....	121

## SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO .....	19
1.1 Objetivos .....	21
1.1.1 Objetivos específicos .....	22
2. REVISÃO DA LITERATURA .....	23
2.1 Funcionamento de colunas de destilação .....	23
2.2 Transientes de operação.....	25
2.2.1. Dinâmica e atraso hidráulico .....	26
2.2.2 Restrições operacionais em colunas de destilação.....	27
2.3 Controle em colunas de destilação .....	29
2.3.1 Controle de qualidade: proposta convencional .....	30
2.4 Minimização de transientes .....	31
2.4.1 Distribuição de fontes de calor .....	34
2.5 Controle distribuído .....	35
2.6 Análise de sensibilidade .....	39
3. MATERIAIS E MÉTODOS.....	41
3.1 Unidade experimental simulada .....	41
3.2 Simulador Hysys®.....	42
3.3 Simulações estáticas.....	44
3.3.1 Condições operacionais e parâmetros de entrada para simulação estática	47
3.4 Simulações dinâmicas.....	48
3.4.1 Condições operacionais e parâmetros de entrada para simulação dinâmica	50
3.4.2 Sistema convencional de controle.....	50
3.4.3 Controle distribuído na seção de esgotamento .....	51
3.4.4 Controle distribuído na seção de retificação .....	52
3.4.5 Perturbações realizadas.....	53
3.5 Análise de sensibilidade .....	54
3.5.1 Critério de inclinação - pratos sucessivos .....	55
3.5.2 Critério da sensibilidade.....	56
3.5.3 Critério SVD – Decomposição em valores singulares.....	57
3.6 Métodos matemáticos .....	58
4. RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	59
4.1 Análise de sensibilidade .....	59
4.1.1 Critério de inclinação - pratos sucessivos .....	60

4.1.2 Critério da sensibilidade .....	62
4.1.3 Critério SVD – Utilização da análise de decomposição em valores singulares .....	66
4.2 Controle com ação distribuída: atuação na seção de esgotamento .....	69
4.2.1 Análise das malhas de controle implementadas .....	70
4.2.2 Influência das estratégias nas vazões e frações volumétricas da base e topo da coluna .....	77
4.2.3 Análise da derivada das vazões dos pratos 2, 3 e 4 .....	80
4.2.4 Influência das estratégias nos perfis estacionários de variáveis internas ....	81
4.3 Controle com ação distribuída: atuação na seção de retificação .....	85
4.3.1 Análise das malhas de controle implementadas .....	86
4.3.2 Influência das estratégias nas vazões e frações volumétricas da base e topo da coluna .....	92
4.3.3 Análise da derivada das vazões dos pratos 10, 11 e 12 .....	95
4.2.4 Influência das estratégias nos perfis estacionários de variáveis internas ....	96
4.4 Controle com ação distribuída simultânea nas seções da unidade .....	99
4.4.1 Análise das malhas de controle implementadas .....	100
4.4.2 Influência das estratégias nas vazões e frações volumétricas da base e topo da coluna .....	108
4.4.3 Análise da derivada das vazões dos pratos adjacentes ao controle .....	111
4.4.4 Influência das estratégias nos perfis estacionários de variáveis internas ..	116
4.5 Variações na perturbação de alimentação .....	119
5. CONCLUSÃO .....	122
6. SUGESTÕES .....	124
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....	125

## 1. INTRODUÇÃO

Colunas de destilação são um dos equipamentos de separação mais empregados na indústria química e seu controle tem sido objeto de muitos trabalhos. Grande parte das plantas industriais possui uma ou mais unidades de separação para obter produtos assim como recuperar subprodutos e matérias-primas. Desta forma, a destilação consiste em um processo de separação que se destaca e, entre as vantagens de sua utilização, pode-se citar a flexibilidade de operação em relação a pressões bem como temperaturas e, principalmente, a grande diversidade de aplicações para as mais variadas misturas.

Uma vez que a coluna de destilação pode ser considerada um dos equipamentos mais importantes dentro de uma indústria constituindo a grande fração do investimento fixo e dos custos operacionais para fornecer os produtos finais dentro das especificações adequadas, várias técnicas de controle são estudadas. Os sistemas para controlar variáveis em colunas em destilação são desenvolvidos com os mais variados objetivos, tais como: aumentar a produção, minimizar transientes de operação assim como o consumo energético e produtos fora de especificação, reduzir os custos envolvidos no processo, eliminar riscos inerentes a este, e melhorar a qualidade dos produtos finais.

O rápido alcance do estado estacionário minimiza o tempo necessário para atender às especificações desejadas do produto quando o sistema é perturbado. Entretanto, inúmeras dificuldades existentes no controle destas unidades são o fator responsável pela geração de transientes longos no processo. O resultado que se observa é que a coluna opera por um determinado tempo fora do seu equilíbrio, produzindo conseqüentemente produtos fora do especificado e de baixa qualidade egerando com isso desperdício para o processo, mesmo empregando-se sistemas de controle bem ajustados.

O comportamento dinâmico de unidades de destilação é bastante lento, o que aumenta a importância de um sistema de controle adequado às características do processo e que minimize os estados transientes oriundos de alterações nos pontos de operação seja por uma mudança desejada de condições (alteração de um *set point*), ou seja, pela incidência de perturbações externas. Além disso, colunas de destilação possuem características inerentes ao processo que consistem em um

desafio para a redução dos transientes e a aplicação de sistemas de controle. Pode-se citar o comportamento não linear, associado ao acoplamento das variáveis, restrições impostas na operação, constantes de tempo elevadas e a presença de atraso na resposta. Tais fatores geram transientes difíceis de serem eliminados quando o processo é perturbado. Este comportamento é decorrente da configuração da coluna em estágios, necessitando de ações sucessivas de aquecimento e resfriamento para ocorrer a transferência de calor e massa nos estágios e, portanto tem-se a propagação da ação de controle por toda a unidade visando estabelecer os padrões de qualidade dos produtos.

A solução mais abordada para reduzir o tempo de operação fora da condição desejada consiste na implantação de técnicas de controle, mais especificamente as que consideram a dinâmica da unidade em sua estrutura. Porém, tais sistemas tendem a serem difíceis de serem implementados, e industrialmente controladores simples, como PID (proporcional-integral-derivativo) ainda são largamente empregados. Outra proposta que vem sendo utilizada é a mudança da condição de operação convencional da coluna. Modificações em sua estrutura física podem melhorar o desempenho do processo e, por consequência, a qualidade dos produtos de interesse. Dentre estas opções, podem-se citar as unidades intensificadas energeticamente, mais especificamente as diabáticas, que operam com o fornecimento de calor do refeedor distribuído nos estágios da seção de esgotamento e a retirada deste nos pratos da seção de retificação.

Aliando este conceito de distribuição de calor nos pratos com o objetivo de minimizar transientes de operação, uma proposta de controle com ação distribuída foi proposta e avaliada por Marangoni (2005). Para isso, foi construída uma unidade piloto prevendo a utilização apenas de pontos de aquecimento nos pratos da coluna visando testar experimentalmente a técnica proposta. Posteriormente, Werle (2007) avaliou dentro da mesma estratégia, diferentes condições de operação bem como o consumo energético, novamente obtendo resultados positivos para a abordagem proposta.

Os autores citados observaram que a introdução de aquecimento distribuído ao longo da coluna mostrou-se como uma opção válida para a redução de transientes, possibilitando uma dinâmica mais rápida e menores volumes processados fora dos parâmetros de qualidade pré-definidos, conseqüentemente, obtendo um menor consumo energético com reprocessamento. No entanto, em

todos os testes realizados, somente pontos de aquecimento na seção de esgotamento da unidade foram considerados. Conforme já citado, estudos de destilação diabática demonstram que, do ponto de vista energético, deve-se distribuir tanto o fornecimento de calor do refeedor como a retirada pelo condensador (JIMENEZ *et al.*, 2004). Devido ao caráter experimental da unidade construída, a avaliação de retirada de calor fazendo-se uso de pratos da unidade não pode ser avaliada. Experimentalmente, o calor cedido aos pratos da seção de esgotamento foi realizado por meio da inserção de resistências elétricas nos pratos da unidade. Porém, para operar com o resfriamento, seria necessário, por exemplo, a concepção de um estágio em que uma serpentina (interna ou superficial) com um fluido de resfriamento pudesse proporcionar tal ação.

Desta forma, a configuração proposta neste trabalho dá continuidade de forma simulada a este tema. Para tanto, a unidade experimental avaliada nos estudos de Marangoni (2005) e Werle (2007) foi simulada, validando-se os testes com controle convencional. O objetivo foi avaliar a abordagem operacional utilizando aquecimento e resfriamento nos pratos de uma coluna de destilação para fins de controle, buscando a redução do tempo hidráulico. Cabe ressaltar, que estudos simulados também permitem a observação das variáveis internas do processo, que não foram estudadas experimentalmente pelos autores citados. Assim, com este trabalho buscou-se contribuir para a consolidação da estratégia que vem sendo proposta, desenvolvendo uma abordagem mais adequada à dinâmica da coluna por meio da minimização dos transientes e consumo energético, garantindo a economia no processo.

## **1.1 Objetivos**

O objetivo geral deste trabalho foi avaliar o tempo de transição em uma coluna de destilação com ação de controle distribuída, operando com aquecimento e resfriamento nos pratos quando o processo sofre perturbações na temperatura de alimentação.

### 1.1.1 Objetivos específicos

Os objetivos específicos deste trabalho foram:

1. Simular a unidade experimental utilizando o software Hysys® em estado estacionário e dinâmico;
2. Selecionar pratos para a aplicação da estratégia de controle com ação distribuída através de estudos de análise de sensibilidade;
3. Aplicar a proposta de controle com distribuição de troca de calor com controladores PID, utilizando apenas um prato na seção de retificação e um na seção de esgotamento separadamente;
4. Testar diferentes magnitudes de perturbações para ambos os casos;
5. Aplicar a estratégia de controle com ação distribuída simultaneamente em ambas as seções da coluna;
6. Comparar a proposta de distribuição do controle com a estratégia convencional;

## 2. REVISÃO DA LITERATURA

Uma coluna de destilação é um complexo sistema de escoamento. Na base da unidade, vapor com uma pressão suficientemente elevada tem que ser gerado para poder superar a força exercida pelo peso da coluna de líquido em cada prato, da base até o topo da coluna (FOUST e MACEDO, 1982).

Estima-se que 95% dos processos de separação para as indústrias de refino e química do mundo fazem uso de colunas de destilação (RIGGS e ENAHANDULA, 2006). Este processo consiste em uma das operações de separação mais comuns nas indústrias de processamento, mas também é conhecido por consumir elevadas quantidades de energia, sendo por vezes, ineficaz termodinamicamente (SVENSSON *et al.*, 2002). Além disso, em alguns casos, a unidade de destilação pode ser responsável por até 50% dos custos de funcionamento de uma planta (SEGOVIA-HERNÁNDEZ *et al.*, 2002).

Segundo Rocha (2008), o consumo de energia empregado para aquecimento e resfriamento sucessivo em cada prato é elevado, e esta é uma característica construtiva de unidades de destilação. Desta forma, a melhor maneira de reduzir os custos operacionais é aumentar sua eficiência de operação, o que na maioria das vezes é obtido por meio de otimização e controle do processo.

### 2.1 Funcionamento de colunas de destilação

A destilação é usada quando se deseja separar uma mistura (líquida, parcialmente líquida ou vapor) em duas outras misturas, utilizando-se calor como um agente de separação, devido à diferença de volatilidade entre os componentes da mistura (BRASIL, 2004). Consequentemente, por envolver a vaporização e a condensação da mistura, são necessárias grandes quantidades de energia (BRAVO, 2005).

Conforme citado por Soares (2000) e também por Roitman (2002), a mistura a ser destilada é introduzida num ponto definido da coluna, denominado ponto de alimentação (F). No seu interior, a mistura irá descer até atingir a base da coluna

onde encontrará aquecimento do refeedor. Nesta etapa, é fornecido calor como agente de separação para proporcionar a geração de uma nova fase (vapor no refeedor ou *boil-up* - V), que ascende na unidade e interage com o líquido na superfície de cada prato, permitindo o enriquecimento do componente mais volátil no vapor. Deste modo, os componentes mais pesados, ou menos voláteis, permanecem na fase líquida, cuja concentração aumenta em direção à base da coluna. Nestas operações, o vapor e o líquido fluem em contracorrente, visando à transferência de massa e calor mediante contato intenso entre as duas fases presentes. A transferência de massa entre as fases ocorre através da interface (líquido/vapor) formada, proporcionando o aumento da concentração do componente mais volátil na fase vapor e o seu consequente esgotamento na fase líquida. Os vapores ascendentes atingem o topo da coluna e seguem para um condensador, onde são liquefeitos e deixam a coluna como produto de destilação (D). Na Figura 1 é apresentada uma ilustração de uma coluna de destilação fracionada, indicando as correntes citadas.

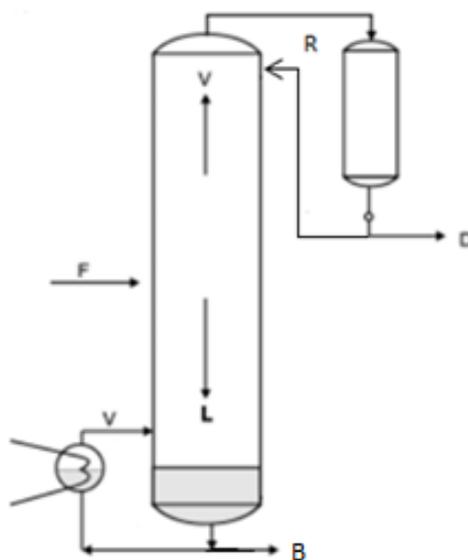


Figura 1: Diagrama esquemático de uma coluna de destilação fracionada contínua.  
Fonte: Adaptado de Roitman (2002)

A unidade geralmente possui um refeedor e um condensador localizados na base e no topo da coluna, respectivamente. A maior pressão é oriunda do refeedor, cuja função é produzir o vapor que sobe pela coluna. O líquido retirado do refeedor é conhecido como produto de cauda ou de fundo (B). O condensador condensa os vapores que chegam ao topo da coluna, que seguem para um

acumulador; deste, parte retorna para o topo da coluna como refluxo (R) e o restante é retirado como produto de topo (D). O refluxo é responsável pela corrente de líquido acima da alimentação.

## 2.2 Transientes de operação

Diversas perturbações podem alterar o estado estacionário de uma unidade de destilação, conduzindo a um período transiente. Por exemplo, alterações climáticas bruscas modificam a carga térmica da alimentação, dificultando o controle da unidade. Para colunas com baixa razão de refluxo, mudanças na carga térmica também podem alterar significativamente as razões internas de líquido/vapor na coluna, causando o deslocamento do perfil de composição dos pratos. Tais situações promovem uma grande modificação na composição do produto, fazendo com que a unidade opere em regime transiente por um determinado período (WERLE, 2007).

Períodos transientes na operação de uma coluna de destilação existem mesmo quando um sistema de controle é bem ajustado. Este aspecto é decorrente do fato de que a destilação é uma operação realizada em estágios. Quando uma perturbação ocorre no processo de forma indesejada, ou ainda que necessária (alteração de condição de operação), mesmo com um sistema de controle eficiente e adequado à dinâmica da unidade, um determinado tempo será necessário para que os ajustes sejam realizados em todos os estágios da unidade de forma que se alcance uma nova condição de equilíbrio. É importante ressaltar que colunas de destilação requerem sistemas de controle ajustados para rejeitar rapidamente perturbações em virtude dos volumes processados e dos custos operacionais envolvidos (VOLK *et al.*, 2005). Associado às características que dificultam o desempenho de controladores como o acoplamento das variáveis, a não linearidade do processo, atrasos e constantes de tempo elevadas e restrições do processo, têm-se um consumo elevado de energia, juntamente com a baixa eficiência termodinâmica do processo (SCHERER, 2009). Dessa forma, minimizar transientes resulta em menos produtos fora do especificado, assim como um menor consumo de energia.

### 2.2.1. Dinâmica e atraso hidráulico

Conforme já citado, a separação em uma unidade de destilação é realizada em estágios e quando o processo é perturbado, são exercidas mudanças em cada prato conferindo um novo ponto de equilíbrio, e com isso, o tempo morto é incrementando a cada estágio da coluna gerando o atraso hidráulico. Sendo assim, um dos problemas de uma planta industrial que utiliza a destilação é o tempo que a coluna leva para alcançar um novo estado de equilíbrio quando ocorre uma determinada modificação ou interferência no processo.

Desta forma, quando perturbada, o equilíbrio da unidade é afetado e observa-se um efeito em série em cada estágio. Segundo Kalid (1999), estima-se que o tempo morto em cada prato numa coluna de destilação é em torno de 3 a 6 segundos. O resultado final consiste em um tempo de resposta muito elevado para a unidade como um todo (HANKIS, 2007). De fato, enquanto não ocorrer a estabilização das composições nos pratos, o novo estado estacionário não será alcançado. O que se observa, ao final, é o atraso hidráulico em virtude da separação em estágios, conforme ilustrado na Figura 2. Por este motivo, a eficiência dos sistemas de controle destas unidades é prejudicada diante de perturbações, pois mesmo com os controladores bem ajustados e sistemas que consideram a dinâmica do processo, o transiente formado não é completamente eliminado (FIEG, 2002).



Figura 2: Ilustração do comportamento dinâmico de uma coluna de destilação decorrente de uma mudança na composição da alimentação.

Fonte: Marangoni (2005).

Na destilação, os efeitos de perturbações no processo são observados diretamente nas composições dos produtos de topo e fundo, afetando a operação da coluna e a qualidade do produto final. Assim, é comum encontrar processos com sistemas de controle operando com duas ou mais variáveis manipuladas e controladas apresentando interações, visando o atendimento a qualidade dos produtos gerados nos extremos da unidade (BARALDI, 1995). Este acoplamento entre as malhas de controle de um dado sistema impõe que este seja tratado como um sistema multivariável (RIGGS, 1998).

Colunas de destilação são sistemas com dinâmica complexa. O efeito das variações no refeedor é observado mais rapidamente na composição de fundo que na composição de topo da coluna. Da mesma forma, variações na vazão de refluxo têm seus efeitos observados mais rapidamente na composição de topo que na composição de fundo. Já a resposta hidráulica de um prato depende do acúmulo de líquido neste e também do projeto dos mesmos (LAURANDI, 2006).

O comportamento dinâmico das operações em colunas de destilação é bastante lento devido às sucessivas evaporações e condensações que correm nos pratos, aumentando a importância de um sistema de controle apropriado e que minimize os estados transientes oriundos de alterações entre condições de operação, seja por uma mudança desejada dessas condições, seja pela incidência de perturbações imprevistas. Desta forma, a busca por um controle de processo eficaz é fundamental para atingir um produto final dentro de uma determinada especificação e com o menor consumo de energia possível (FRANCHI e RAVAGNANI, 2011).

### 2.2.2 Restrições operacionais em colunas de destilação

Colunas de destilação apresentam restrições hidráulicas, na separação e de transferência de calor, além das restrições operacionais típicas de todo processo químico, como por exemplo, vazão, temperatura e/ou pressão máxima. Estas devem ser respeitadas para assegurar a correta operação da unidade e muitas vezes interferem na eficiência de sistemas de controle da qualidade dos produtos.

Vazões muito baixas ou altas de vapor de líquido geram consequências em todos os pratos da coluna de destilação, tais como: arraste do líquido (*entrainment*), formação de cones de vapor, pulsação, passagem de líquido ou gotejamento (*weeping*), inundação (*flooding*) ou formação excessiva de espuma (*foaming*) (KISTER, 1990).

Também é importante observar que a mudança da pressão da coluna deve ser suave. Por exemplo, a súbita diminuição da pressão provoca uma brusca vaporização do líquido nos pratos (*flashing*) e o aumento da vazão de vapor com possível formação excessiva de espuma. Já, o aumento repentino da pressão provoca condensação do vapor e a diminuição da vazão de vapor podendo causar a passagem de líquido através do prato (GOMIDE, 1988). Além disso, a pressão da coluna tem um efeito direto na volatilidade relativa dos componentes-chaves. Mudanças nesta variável podem afetar significativamente a composição do produto. Um controle apropriado deverá manter a pressão da coluna próxima ao valor de projeto, tolerando apenas pequenas variações na amplitude de variação (MORAES, 2004).

Em algumas unidades, as temperaturas são limitadas a certos valores para evitar que sejam alcançados pontos críticos em que ocorrem reações de polimerização, por exemplo, e conseqüentemente deposição de polímeros no refeedor, reduzindo sua capacidade de troca térmica (JESUS, 2000). Observam-se também, condições operacionais de temperatura restritas pela degradação térmica dos componentes a serem separados.

Segundo Volk *et al.* (2005), diante de todas as restrições que ocorrem na destilação, as metas do sistema de controle consistem em manter as variáveis em um intervalo definido tendo em consideração justamente estas restrições minimizando as perturbações que podem ocorrer no processo. A capacidade para lidar com restrições é essencial para qualquer controlador a ser implementado em processos reais.

### 2.3 Controle em colunas de destilação

O controle dos processos da indústria química visa, entre outras questões, aumentar a segurança operacional, garantir as especificações de qualidade dos produtos, atender as restrições operacionais, além de possibilitar a economia do processo (VENTIN, 2010). Um sistema de controle bem ajustado de uma unidade de destilação pode ter um impacto significativo sobre a redução do consumo de energia, melhorando a qualidade do produto, reduzindo desperdícios, aumentando a rentabilidade e protegendo os recursos ambientais uma vez que visa a minimizações do tempo de transição (AZIZ *et al.*, 2010). Por esta razão, segundo Dieh *et al.* (2009), o controle da operação da destilação é uma meta constante nas indústrias químicas já que possibilita retornos financeiros bastante atrativos principalmente por meio da redução no consumo de energia. Sob este ponto de vista, o controle eficiente da coluna de destilação é essencial, a fim de obter a pureza do produto desejado dentro do custo mínimo. Este objetivo é difícil de ser alcançado, devido a particularidades do processo como não-linearidades e a interação entre variáveis caracterizando um comportamento multivariável (HUROWITZ *et al.*, 2003).

Em geral são quatro os objetivos de controle de uma coluna de destilação (JESUS, 2000):

1. Manter estável as condições de operação da coluna;
2. Manter os produtos de topo (destilado) e fundo (ou base) dentro dos limites da especificação;
3. Alcançar os objetivos anteriores de forma mais eficiente possível, ou seja, maximizar a recuperação dos produtos e minimizar o consumo de energia;
4. Manter o processo dentro dos limites das restrições.

Obtém-se a estabilidade operacional da coluna, chamado controle de inventário, ajustando-se uma ou mais de três variáveis: a pressão, o nível do vaso de topo (ou acumulador) e o nível do fundo (ou base) da coluna. O atendimento das especificações desejadas dos produtos, o chamado controle de qualidade, é obtido controlando-se a composição de topo ou de fundo (ou ambas). Este pode ser realizado de forma direta, através do uso de analisadores nas correntes definidas para compor as malhas ou de forma indireta através de propriedades físicas que tenham uma relação, preferencialmente linear, com a composição do produto. Neste

caso, a temperatura de um prato sensível é uma das propriedades mais comumente utilizada (KISTER, 1990).

### 2.3.1 Controle de qualidade: proposta convencional

Em um sistema de controle convencional de uma unidade de destilação normalmente cinco variáveis são definidas para serem controladas: pressão, níveis do acumulador e base, vazão de refluxo e temperatura da base, conforme apresentado na Figura 3. As variáveis da corrente de alimentação também precisam ser controladas para manter uma operação estável. Para tanto, uma malha de controle da vazão de alimentação normalmente é utilizada. A composição (assim como a temperatura) da alimentação geralmente tem grande influência sobre a operação.

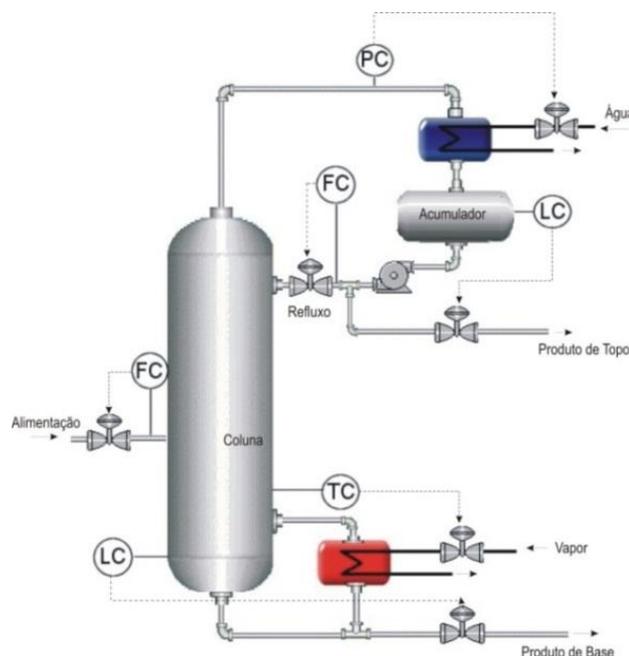


Figura 3: Sistema de controle típico de uma coluna de destilação.  
Fonte: Marangoni, 2005.

Os níveis (base e acumulador) são controlados através dos ajustes das vazões de produto de base e topo, respectivamente, com o objetivo de manter o controle do balanço de massa da coluna. O mau funcionamento do controle destes níveis pode representar um grande problema para o controle de composição

(RIGGS, 1998 *apud* MARANGONI, 2005). Algoritmos de controle clássicos, tipo PID, são os mais encontrados na literatura para o controle destas variáveis.

Malhas de controle como a da vazão de refluxo e a de temperatura da base, geralmente tem como objetivo manter a composição dos produtos no valor desejado, ou seja, visam o controle de qualidade da unidade. 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, pois é difícil operar a coluna sob o controle dual em virtude de fatores como:

1. Elevada interação entre as malhas, dificultado a sintonia dos controladores;
2. Dificuldade em realizar medições de composição, obrigando o sistema de controle a trabalhar com duas medições de temperatura, o que pode ser tecnicamente inviável, pois a coluna pode apresentar apenas um prato sensível em relação à mudança temperatura com as variáveis manipuladas;
3. Pode não ser economicamente viável, pois, se a diferença entre a economia alcançada com o controle singular (mais simples) e dual for pequena, a complexidade desse último não é compensada.

Técnicas convencionais como o uso de controladores do tipo PID são limitadas para eliminar os transientes de uma unidade de destilação de forma eficiente, considerando os aspectos anteriormente citados. Sendo um problema essencialmente multivariável, a centralização do controle nos extremos da unidade (base e topo), denominado controle convencional, reforça características como o atraso hidráulico. Para tanto, diversos estudos avaliam técnicas de controle avançadas, considerando a dinâmica do processo e a proposta de pares de variáveis com menor interação, e muitas vezes com malhas utilizando as variáveis controladas como sendo as internas à unidade (temperatura nos pratos, por exemplo).

## **2.4 Minimização de transientes**

Para minimizar o tempo necessário para retornar ao estado estacionário após uma perturbação, faz-se uso de sistemas de controle avançados onde a dinâmica do

processo é incorporada ao mesmo (ZHU e LIU, 2005). Porém, mesmo tais abordagens executam o controle de forma convencional, usando variáveis como fluxo de vapor no refeedor e a vazão do destilado ou do refluxo. Esta seleção de variáveis implica na propagação da ação de controle por toda a coluna provocando um elevado tempo de transição para que uma perturbação seja minimizada.

Para eliminar eventuais perturbações nas colunas de destilação, estudos propõem sistemas de controle visando o melhor ajuste de parâmetros como volume de produção, qualidades da recuperação de produto, e melhora nos perfis transientes das variáveis como temperatura e vazões da unidade. Entre outros, consistem no estudo e desenvolvimento de aplicações de controle preditivo, não-linear ou multivariável com restrições. Ainda, muitas propostas do uso de técnicas avançadas como o emprego de redes neurais e lógica fuzzy são divulgadas.

Alguns exemplos consistem na aplicação de redes neurais para controle não linear em uma coluna de destilação (LIU *et al.*, 2011), no estudo do controle multivariável e preditivo (VOLK *et al.*, 2005), na aplicação de rede neural artificial (SINGH *et al.*, 2005), no uso de controle preditivo e rede neural preditiva (PORFÍRIO e ODLOAK, 2011; SHARMA e SINGH, 2012), controle não linear (MURLIDHAR e JANA, 2007), controle de coluna de destilação reativa (WEI *et al.*, 2011), ou multivariável (VÖLKER *et al.*, 2007), na avaliação dos efeitos da localização da alimentação na coluna de destilação reativas (CHENG-CHENG e YU, 2005) e no estudo da dinâmica em unidades com recompressão de vapor (JOGWAR e DAOUTIDIS, 2009).

Volk *et al.* (2005), utilizaram uma técnica de controle preditivo baseado em modelo (MPC) que usa a previsão de saída do processo e calcula movimentos do controlador consecutivos a fim de satisfazer os objetivos de controle. Aziz *et al.* (2010), implementaram um controle modelo interno (IMC) na coluna de destilação contínua. Sivakumar *et al.* (2010), utilizaram a aplicação o controle do modelo preditivo fuzzy em controle multivariável de coluna de destilação. Em todas as propostas e casos estudos, observaram-se ganhos no tempo de transição, e/ou oscilações do sistema de controle, impondo melhores desempenhos às unidades avaliadas.

Dada a complexidade e dificuldade de implementação de algoritmos avançados, é de extrema importância o emprego de propostas de controle simplificadas e que eliminem os transientes citados. Baseado nestes aspectos é que

a proposta de fornecimento de calor para a unidade por meio da distribuição na ação de controle entre refeedor e um prato da seção de esgotamento foi aplicada por Marangoni (2005) e Werle (2007) utilizando controladores do tipo PID. De fato, apesar dos avanços obtidos na teoria de controle, como a utilização de algoritmos elaborados ainda sobressaem, indubitavelmente, os algoritmos PID no campo industrial. Este controlador, além de ter respaldo de indústrias dos mais diversos setores – fator preponderante na definição de um controlador por parte dos engenheiros de processos – apresenta facilidade de manutenção de sua sintonia, uma vez que é um algoritmo amplamente conhecido e difundido. Desta forma, é interessante do ponto de vista da facilidade de implementação, o uso de estratégias de controle que possibilitem a minimização de transientes com controladores PID (ÅSTROM e HAGGLUND, 2001).

Além de estratégias de controle, algumas propostas de alteração física da coluna para minimizar o consumo de energia podem resultar em uma operação mais adequada à dinâmica da unidade de destilação. Neste sentido, transientes podem ser minimizados devido ao melhor aproveitamento energético no processo. Na Figura 4 estão representadas estas duas formas de minimizar transientes em colunas de destilação.

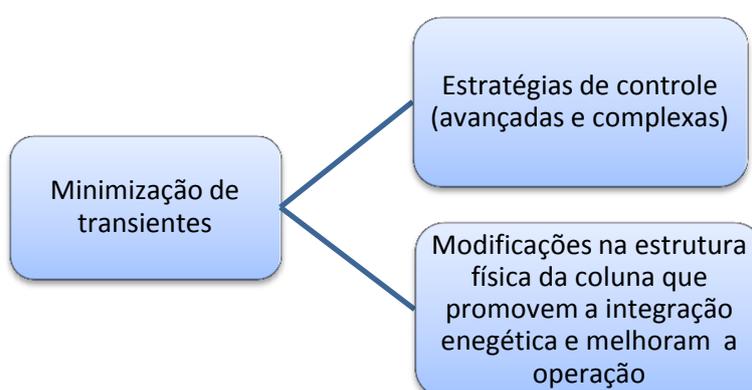


Figura 4: Fluxograma ilustrativo de estratégias para minimizar os transientes em colunas de destilação.

A redução de transientes por meio de intensificação energética foi observada em estudos de Romero *et al.* (2009) que avaliou de forma simulada, utilizando o *software* Hysys<sup>®</sup>, a destilação de i-butano/n-butano com três sistemas de bombas de calor incorporado, comparando com a forma convencional. Os autores observaram reduções de energia em torno de 32 %.

Nos trabalhos já apresentados por Marangoni (2005) e Werle (2007), foi proposta a introdução de aquecimento nos estágios da coluna baseada em unidades de destilação diabáticas, cujo fornecimento de calor é distribuído totalmente entre os pratos da unidade. Esta configuração é abordada com mais detalhes no próximo item.

#### 2.4.1 Distribuição de fontes de calor

O aquecimento distribuído em sistemas de destilação, nos trabalhos de Agrawal e Herron (1998) e Björn *et al.* (2002), foi realizado utilizando trocadores de calor sequenciais em cada prato ao contrário das colunas adiabáticas clássicas, onde o calor somente é fornecido pelo refeedor e retirado pelo condensador. Esta configuração foi idealizada dando origem ao conceito de destilação diabática que objetiva a economia energética da coluna devido à redução de entropia causada pelas modificações de composição em cada estágio em virtude das sucessivas evaporações e condensações no processo. A melhoria que pode ser obtida com a destilação diabática em comparação com a adiabática está relacionada com uma separação termodinamicamente melhor e, portanto, também com a melhor utilização de energia (BJÖRN *et al.*, 2005). Tais operações reduzem drasticamente o calor necessário para realizar a separação (JIMENEZ *et al.*, 2004), pois estes pontos adicionais mantêm um perfil particular e desejado de temperatura ao longo da coluna. Na Figura 5 é representada uma comparação entre coluna diabática e uma coluna de destilação convencional.

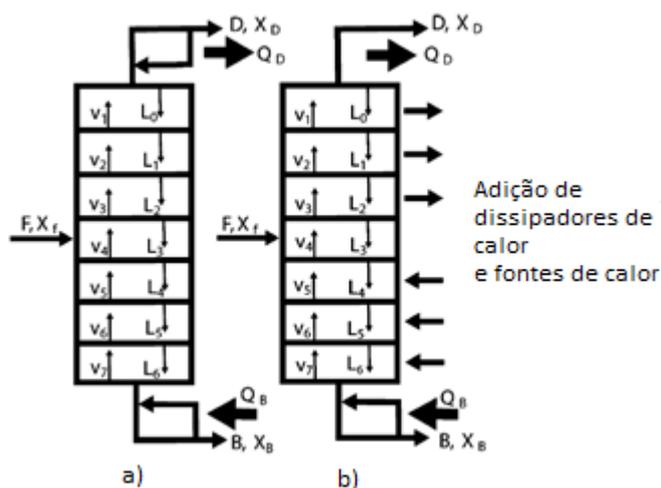


Figura 5: Comparativo entre uma coluna de destilação convencional (a) e uma coluna diabática (b) - V corresponde à fase vapor e L à fase líquida.

Fonte: Adaptado de Jimenez *et al.*, 2004.

Atualmente, muitos trabalhos propõem a alteração em colunas de destilação através de uma configuração diferenciada e ainda não possuem sistemas de controle bem controlados. Jimenez *et al.*, (2004) estudou o funcionamento ideal de um projeto diabático com trocadores de calor em série visando a otimização energética, assim como Shu *et al.*, (2007), porém, estes trabalhos não focam o uso destas estratégias para controlar a qualidade do produto final.

## 2.5 Controle distribuído

A partir do conceito de colunas de destilação diabática surgiu a proposta para aplicação e desenvolvimento da estratégia de controle distribuído utilizada neste trabalho. Marangoni (2005) e Werle (2007) utilizaram o controle distribuído empregando pontos de aquecimentos intermediários com a finalidade de controlar o perfil de separação, mantendo as variáveis nos valores de referência com a possibilidade de distribuição da demanda energética. A aplicação deste método consiste em uma abordagem de controle de colunas de destilação em que se distribui a ação de controle visando a minimização dos transientes, reduzindo o tempo hidráulico da unidade. Ao invés de utilizar apenas o calor do refeedor para rejeitar as perturbações típicas de uma unidade, os autores citados propuseram o

uso em conjunto do refeedor e de pratos da seção de esgotamento buscando uma ação mais rápida para a minimização dos efeitos das perturbações. Portanto, a utilização de controle distribuído com troca de calor em estágios intermediários na coluna de destilação foi avaliada experimentalmente e consistiu uma alteração simples com apenas o aquecimento local de pratos da coluna, através de resistências.

Na Figura 6 é apresentado um diagrama esquemático desta abordagem. É ilustrado o controle da temperatura do processo executado nos extremos da coluna e denominado convencional, bem como a estratégia proposta que se compõe do sistema convencional acrescido da ação em pratos no interior da coluna.

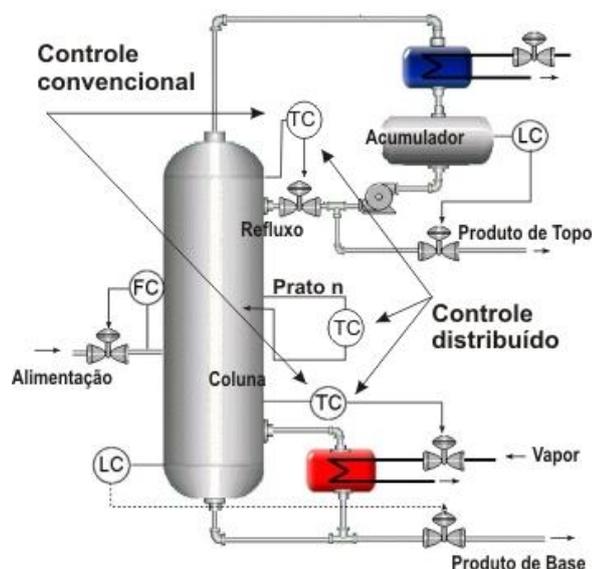


Figura 6: Diagrama comparativo entre a estratégia de controle convencional e a abordagem distribuída proposta.

Fonte: Marangoni, 2005.

Para o uso de estágios intermediários da unidade visando o controle do processo, é necessário definir os pratos para instalação dos instrumentos que compõem o sistema de controle. Assim, a uma etapa importante do trabalho consiste em avaliar quais estágios devem ser utilizados para a introdução do controle distribuído e como será o comportamento da coluna perante o mesmo. Esta definição pode ser realizada fazendo-se uso de análise de sensibilidade, que será discutido no item 3.5.

Em ambos os trabalhos citados, a implantação do controle distribuído foi realizada nos pratos que apresentaram maior sensibilidade às perturbações que normalmente ocorrem na alimentação em uma coluna de destilação. Os resultados obtidos demonstraram a potencialidade da proposta, onde foi observada a minimização dos transientes do processo com redução de cerca de 1 hora para perturbações realizadas na composição da alimentação – alteração comum para colunas de destilação com grande dificuldade para ser rejeitada.

Marangoni & Machado (2007) demonstraram reduções quando a variável perturbada foi a temperatura da alimentação. O controle multivariável com desacoplamento estático e controladores do tipo PID foi utilizado nas malhas de controle da temperatura do refeedor e do último estágio. Neste caso, a malha de controle intermediária (prato) foi considerada descentralizada. Posteriormente, Marangoni *et al.* (2009a) avaliaram o ajuste da unidade considerando um sistema multivariável 3 x 3, obtendo ainda assim, períodos menores de transiente quando comparado com o sistema 2 x 2 convencional e o sistema 2 x 2 acrescido de malha intermediária descentralizada. Da mesma forma, Marangoni *et al.* (2011) avaliaram a dinâmica da unidade de destilação realizando um ajuste multivariável baseado no erro instantâneo, mais uma vez verificando a redução no tempo de transição quando comparado com estratégias convencionais.

Marangoni *et al.* (2009b) realizaram um estudo simulado aplicando a proposta em questão para a operação de uma unidade debutanizadora, perturbando-se a vazão de alimentação de líquido. Os resultados obtidos também indicaram para esta unidade de separação que a minimização do transiente é possível através do aquecimento distribuído, apresentando redução no tempo de transição do processo quando comparada com a forma convencional de controle.

No trabalho de Werle (2007), foram perturbadas a temperatura, vazão e composição da corrente de alimentação, e respostas como tempo de transição, oscilações e retorno ao valor desejado, além da carga energética foram avaliadas. Os resultados mostraram a redução do tempo de transição da coluna, das oscilações nas variáveis controladas e retorno ao ponto de operação rejeitando a perturbação quando utilizada a abordagem proposta. Para a perturbação na composição da alimentação foi observada a distribuição de calor entre o refeedor e a resistência quando utilizada a abordagem distribuída, sendo a carga térmica total requerida do processo a mesma para as duas configurações. Essa distribuição

proporcionou uma redução do transiente em aproximadamente uma hora, corroborando os resultados anteriormente obtidos no grupo de pesquisa.

Dentro da proposta do uso intermediário de calor, Werle *et al.* (2009), estudaram também o aquecimento distribuído nos pratos na partida da coluna da destilação. A comparação entre as duas formas de operação (distribuída e convencional), permitiu concluir que as temperaturas dos pratos da seção de esgotamento aumentam a uma taxa maior e mais rápida quando se utiliza o aquecimento distribuído através das resistências, resultando na redução do tempo de partida do processo, principalmente, o tempo da etapa de aquecimento inicial. Através da realização de medições de composição dos produtos de fundo e topo mostrou-se que o estado estacionário atingido em ambos os casos foi o mesmo.

Diferente dos testes experimentais citados, Oliveira (2013) estudou o desenvolvimento de um simulador, com o auxílio do *software* Hysys®, para avaliação da distribuição da ação de controle proposta. Primeiramente foram construídas simulações em estado estacionário que foram validadas a partir de resultados obtidos experimentalmente na planta piloto. A partir do modelo estático foi desenvolvido o modelo dinâmico no qual foram realizados estudos do desempenho das estratégias de controle quando realizadas perturbações na temperatura de alimentação e na vazão da corrente de alimentação. Cabe ressaltar que o autor modificou a proposta inicial, avaliando o controle de composição do destilado ao invés da temperatura. Também, foi testada a influência do prato onde o controle distribuído é aplicado, porém considerando apenas o aquecimento (mesmo na seção de retificação). Para esta avaliação, a abordagem de controle com aquecimento distribuído também se mostrou mais eficiente que o controle convencional na rejeição dos transientes, sem prejudicar a qualidade do produto de topo. O autor concluiu que o controle no quarto prato da coluna se mostrou mais eficiente quando perturbada a temperatura de alimentação da coluna, enquanto o aquecimento constante de um estágio na região de retificação ou do prato de alimentação é a melhor forma de rejeitar perturbações na vazão de entrada do processo.

Bravo (2005) também reproduziu os dados da planta piloto experimental com o auxílio do *software* comercial Hysys®. Foi estudado o controle multivariável com controlador preditivo de matriz dinâmica (DMC) e controlador preditivo generalizado (GPC). As simulações mostraram concordância entre seus resultados sobre as estratégias utilizadas para o controle de colunas de destilação e que o uso dos

controladores preditivos em plantas de destilação resolve vários dos problemas que este tipo de processo apresenta na prática. É importante notar que o autor não utilizou a estratégia de controle distribuída.

## 2.6 Análise de sensibilidade

A análise de sensibilidade fornece um meio para identificar a localização ótima dos sensores e da definição do par variável controlada-manipulada em sistemas de controle. Colunas de destilação são processos com variáveis distribuídas e composições, temperaturas e pressões se modificam ao longo da unidade. A definição apropriada do local de instalação de um instrumento, tal como de um controlador, é fundamental para a eficiência do sistema de controle.

A correta localização da implantação dos sensores é importante na medida em que aqueles localizados em regiões pouco sensíveis as coluna são sinônimos de gastos desnecessários e uma medida pouco proveitosa. A seleção da variável medida é também importante para a qualidade dos resultados que serão obtidos.

Segundo Luyben (2006), as temperaturas são amplamente utilizadas para fornecer o controle inferencial de composições. Os sensores de temperatura têm baixo custo e apresentam apenas pequenos atrasos na medição da malha de controle. Em um sistema binário com uma pressão constante, a temperatura é exclusivamente relacionada com a composição. Isso não é verdade em sistemas multicomponente, mas as temperaturas em locais apropriados em uma coluna de destilação pode, muitas vezes, fornecer informações precisas sobre as concentrações dos principais componentes.

Diversos trabalhos utilizam a técnica de análise de sensibilidade em colunas de destilação. Rosales-Quintero *et al.* (2008), realizaram a análise de sensibilidade da produção de um gás no processo hidrodessulfurização profunda de óleo leve em uma destilação catalítica, utilizando a metodologia de determinação da matriz de ganhos variando a razão de refluxo, vazão da corrente da base, temperatura do condensador, o estágio de alimentação, entre outras variáveis. Zamprognna *et al.* (2005), estudaram a seleção ideal de entradas de sensor para colunas de destilação usando análise de sensibilidade e análise de componentes principais

(PCA). Skogestad and Hori (2007), também estudaram a localização dos sensores de temperatura para coluna de destilação. Guedes *et al.* (2007), analisaram a sensibilidade e o comportamento dinâmico de uma coluna de destilação azeotrópica industrial avaliando o impacto causado pela redução no consumo de energia através de testes de sensibilidade, utilizando a taxa de re-ebulição e a temperatura de alimentação.

### 3. MATERIAIS E MÉTODOS

Este trabalho teve como objetivo verificar a possibilidade de usar uma nova abordagem de controle (ação distribuída), operando com aquecimento e resfriamento nos pratos, avaliando as variáveis de saída temperatura e composição quando o processo sofre perturbações na temperatura de alimentação.

#### 3.1 Unidade experimental simulada

O presente estudo de simulação está baseado na unidade experimental contínua desenvolvida no trabalho de Marangoni (2005) e que está instalada no Laboratório de Controle de Processos do Departamento de Engenharia Química e Engenharia de Alimentos da Universidade Federal de Santa Catarina.

A unidade contém 13 pratos perfurados, sendo a alimentação realizada no prato 4. Detalhes construtivos são apresentados em Marangoni *et al.* (2004). O condensador tem o objetivo de proceder a condensação dos vapores leves que atingem o topo da coluna. Após a condensação, tem-se o produto destilado desejado, com a composição especificada. O condensador é total, ou seja, os vapores do topo são condensados e subresfriados, não apresentando corrente gasosa no produto de topo. As correntes de saída são denominadas de destilado e base. Na base da coluna, a energia é transferida por meio de um refeedor utilizando um trocador de calor externo. Sua finalidade é realizar o aquecimento da corrente líquida da base e, em consequência, promover a evaporação dos componentes mais voláteis. O líquido proveniente do primeiro estágio é dividido em duas correntes, parte é introduzida no refeedor e parte é retirada como produto de fundo (ou base). Na coluna de destilação, os componentes mais pesados da mistura condensam e retornam à base da coluna, de onde são retirados como líquido residual, corrente base. Os componentes mais leves atingem o topo da coluna e são retirados como corrente de destilado, após passarem pelo condensador. Na Figura 7 é representada a coluna de destilação com as correntes do processo.

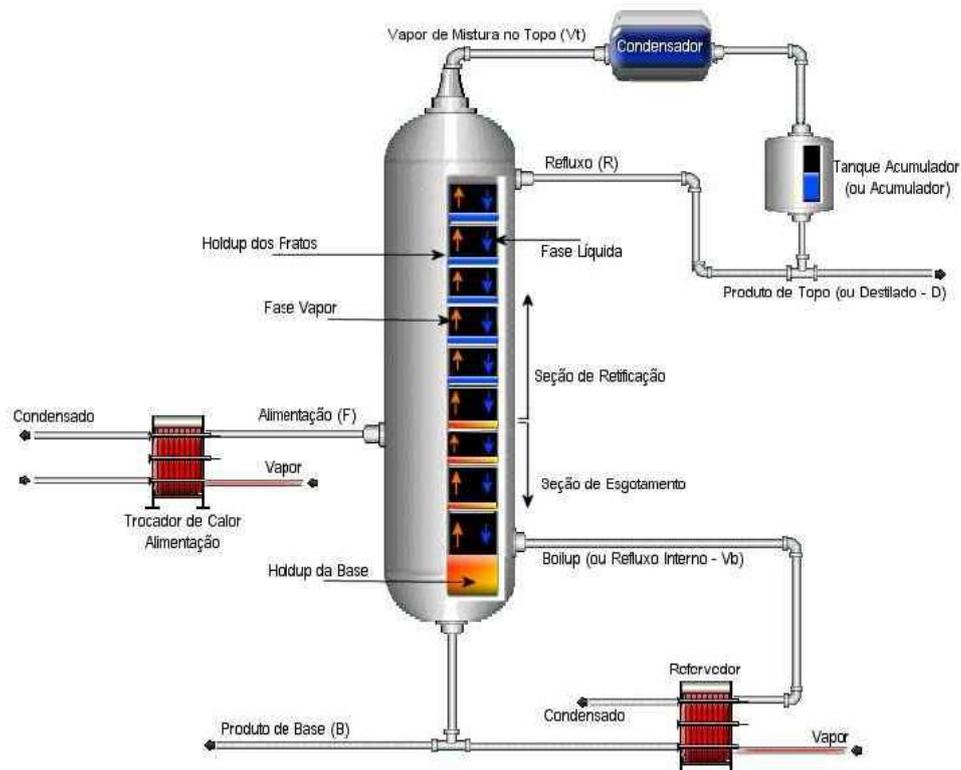


Figura 7: Ilustração dos equipamentos e correntes da coluna de destilação representados neste trabalho.

Fonte: Marangoni, 2005.

### 3.2 Simulador Hysys®

A simulação computacional é uma ferramenta eficiente na resolução de problemas referentes à engenharia química, permitindo prever o comportamento de processos usando relações básicas, tais como balanços de massa, energia e equilíbrio termodinâmico, específicas de cada equipamento (ASPENTECH, 2001). Segundo o fornecedor, o Hysys® é o simulador de processos com maior acolhimento nas indústrias que utilizam a destilação. O fato que contribui para esse sucesso é a facilidade de utilização desta ferramenta, em particular a forma com que um modelo de estado estacionário pode ser colocado em modo dinâmico (JULIO, 2008).

Desta forma, as simulações deste estudo foram realizadas utilizando-se o software Hysys® da AspenTech, versão 7.3. O aplicativo disponibiliza uma grande diversidade de operações unitárias, pacotes termodinâmicos, componentes químicos e suas propriedades, permitindo o dimensionamento de equipamentos, a análise de

comportamento de plantas industriais, a observação da dinâmica de processos e o projeto de malhas de controle. Na Figura 8 está representada a tela de interface do simulador com um sistema de destilação.

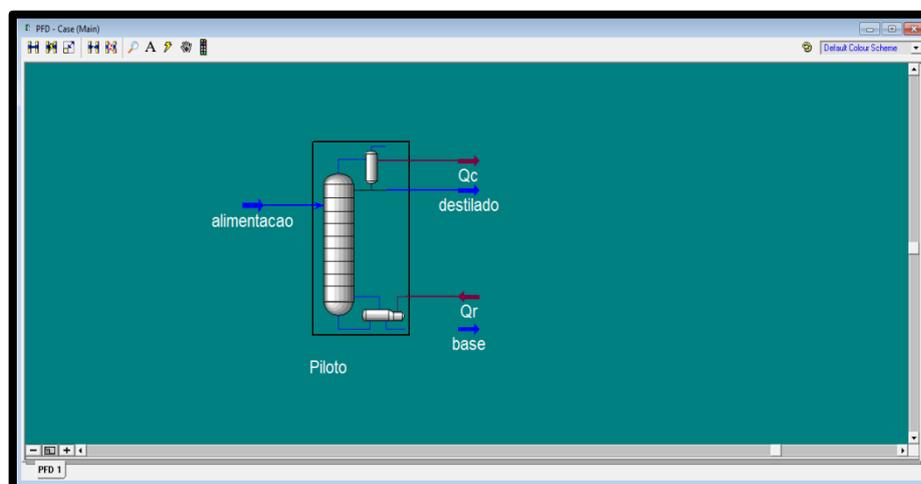


Figura 8: Interface do Hysys® ilustrando as correntes de entrada e saída em estado estacionário de uma simulação de uma unidade de destilação.

Caracterizados a carga e o sistema, é necessária a especificação das operações unitárias envolvidas bem como as correntes que as interligam. Na Figura 9 é representada a interface do Hysys® em estado estacionário ilustrando as correntes de entrada e saída interligadas à coluna de destilação estudada onde as definições da simulação são inseridas. O processo requer, portanto, dois trocadores de calor, ambos de mudança de fase, refeedor procedendo à vaporização e o condensador efetuando a condensação das frações.

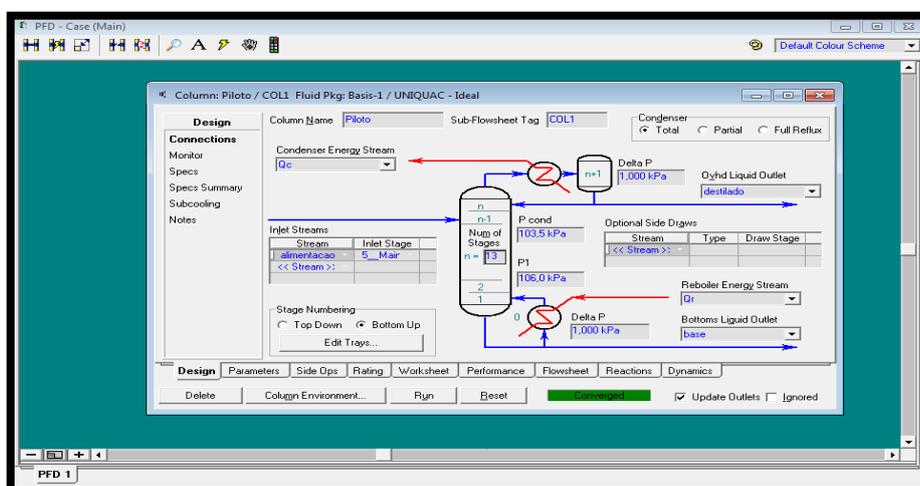


Figura 9: Tela de interface do software Hysys®, onde definições relacionadas as correntes são estabelecidas.

### 3.3 Simulações estáticas

A primeira etapa do trabalho consistiu na definição dos estágios apropriados para a inserção da distribuição de fornecimento/retirada de calor. Para tanto, simulações em estado estacionário foram realizadas. Em seguida, simulações dinâmicas foram conduzidas aplicando-se o controle convencional e a proposta distribuída, comparando as duas estratégias.

A construção do caso estudo em estado estacionário é composta por diversas etapas, dentre as quais a primeira consiste na definição dos componentes a serem utilizados, que neste caso refere-se a uma mistura binária etanol e água. Uma ilustração desta definição no simulador é apresentada na Figura 10.

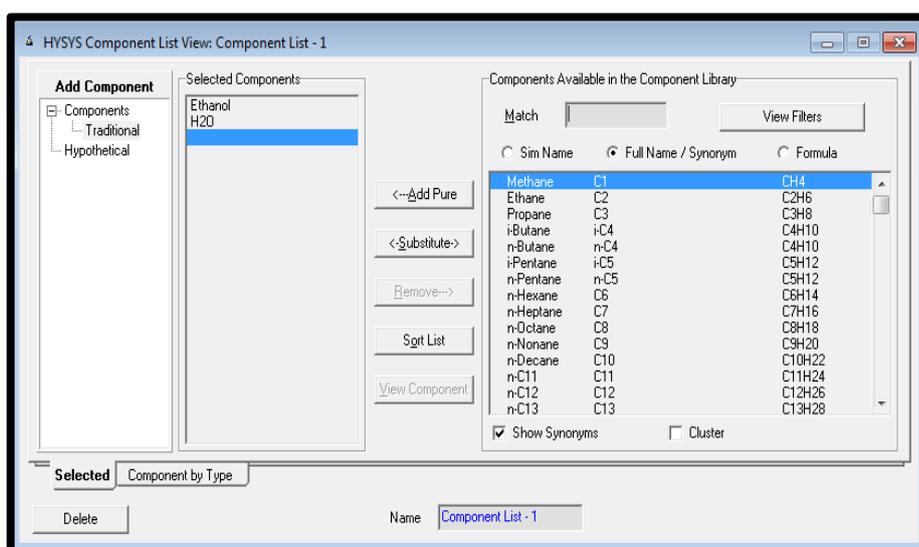


Figura 10: Interface do Hysys® para definição dos componentes da separação.

Em seguida, define-se o modelo termodinâmico a ser utilizado (*Fluid Package*). Este contém os componentes e o método escolhido para a predição de propriedades físico-químicas. Para essa metodologia foi usado o método de cálculo denominado UNIQUAC (*Universal Quasi-Chemical Theory*), que contém modelos termodinâmicos baseados no conceito de composição local aproximada. Esta definição é baseada nos estudos de Oliveira (2013), que também utilizou a mesma metodologia para a mesma unidade e obteve bons resultados.

Posteriormente, são inseridas as operações unitárias envolvidas no processo. A montagem deste fluxograma é realizada no PFD (*Process Fluid Diagram* -

ferramenta do Hysys® de construção primária para instalação de fluidos e operações). Para o processo em questão foram adicionadas a corrente de alimentação e a coluna de destilação (que já compreende o refeedor, o condensador e suas respectivas correntes de matéria e energia). É importante ressaltar que quando o processo simulado representa a proposta distribuída, uma corrente de energia deve ser inserida diretamente no prato definido.

A etapa final consiste na especificação dos graus de liberdade para a simulação estática, que no *software* é tratado pelas especificações do processo. Estas foram definidas de forma que os resultados obtidos na simulação reproduzissem os experimentais. A validação das simulações estáticas foi realizada a partir dos dados experimentais de Marangoni (2005) e Werle (2007). Para tanto, além da definição das especificações do processo (graus de liberdade), também foi necessário o ajuste das eficiências dos estágios internos da unidade. Na Figura 11 estão representadas as simulações realizadas para a validação do estado estacionário cujos dados foram obtidos de experimentos antes e após perturbações serem realizadas no calor fornecido ao refeedor ( $Q_b$ ) e a vazão de refluxo ( $R$ ) por meio de variações de abertura de válvulas. Por este motivo, estas variáveis foram ajustadas nas simulações de maneira a atender o perfil de temperatura obtido experimentalmente. Na Tabela 1 são apresentados os valores de  $R$  e  $Q_b$  alcançados.

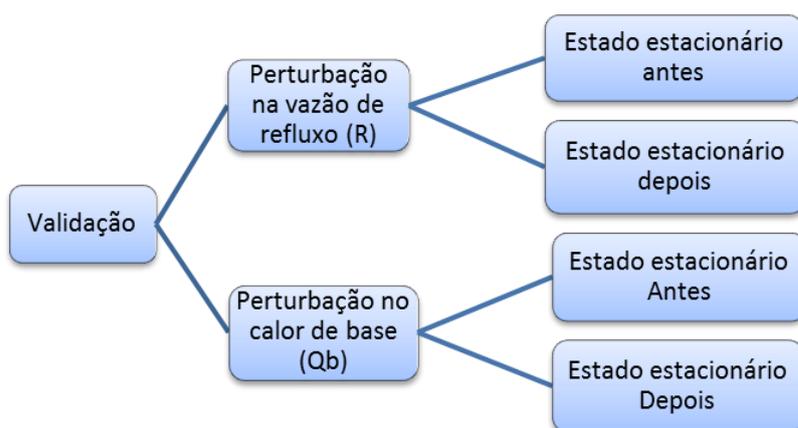


Figura 11: Simulações realizadas para a validação do estado estacionário com base nos dados experimentais.

Tabela 1: Definição dos valores das variáveis utilizadas nas simulações estáticas que reproduzem os valores experimentais.

Variáveis	R estado estacionário	Qb estado estacionário	R Após perturbação	Qb após perturbação
Vazão de refluxo (m <sup>3</sup> /h)	$3,20 \times 10^{-1}$	$9,20 \times 10^{-2}$	$2,60 \times 10^{-1}$	$8,20 \times 10^{-2}$
Calor do refervedor (kJ/h)	$3,80 \times 10^5$	$1,80 \times 10^5$	$3,40 \times 10^5$	$3,00 \times 10^5$

Ressalta-se que as simulações com o estado estacionário antes à perturbação foram utilizadas para a validação do estado estacionário e as após a perturbação foram empregadas em conjunto com as anteriormente citadas na análise de sensibilidade. Na Figura 12 é apresentada a comparação entre os resultados obtidos experimentalmente e os das simulações para o estado estacionário obtido antes da aplicação da perturbação na vazão de refluxo (R), e na Figura 13 para o estado estacionário anterior à perturbação no calor do refervedor (Qb). Todos os resultados apresentados fazem referência ao estágio número 0 como sendo o refervedor, e o número 14 sendo o acumulador. As comparações entre os perfis de temperatura obtidos entre os resultados experimentais e os simulados indicam a coerência entre os dados, considerando-se assim as simulações adequadas para representação do processo e, conseqüentemente, para obtenção dos valores de fração mássica de etanol nos pratos.

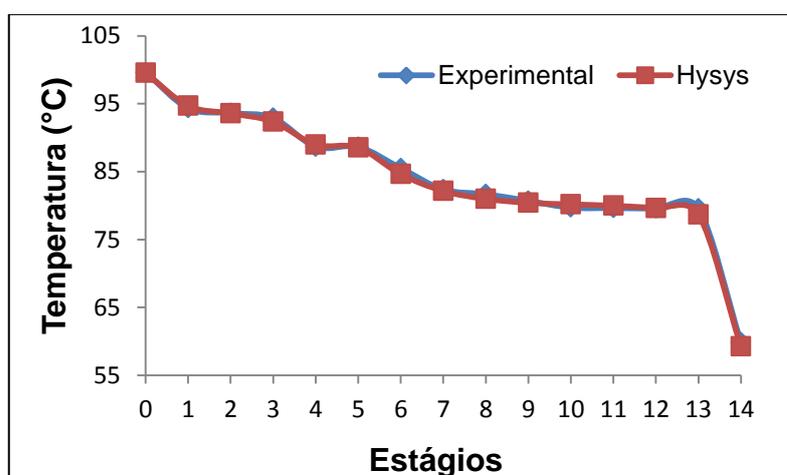


Figura 12: Comparação entre o perfil de temperatura obtido nos ensaios experimentais e o simulado no Hysys® para o estado estacionário anterior a aplicação de uma perturbação na vazão de refluxo.

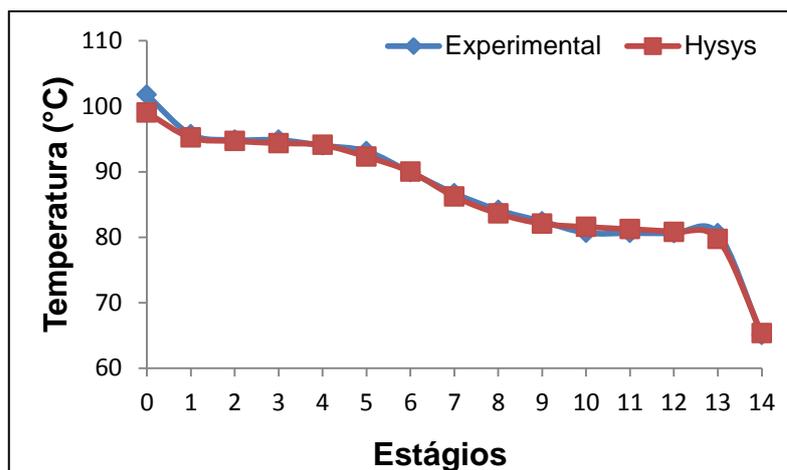


Figura 13: Comparação entre o perfil de temperatura obtido nos ensaios experimentais e o simulado no Hysys® para o estado estacionário anterior a aplicação de uma perturbação no calor fornecido pelo refeedor.

Três metodologias diferentes foram utilizadas para a análise de sensibilidade. Na Tabela 2 está apresentado um resumo das análises de sensibilidade realizadas neste trabalho para a identificação do prato mais sensível para a aplicação do controle distribuído. Em cada análise, foram determinados os dois pratos mais sensíveis na seção de esgotamento e de retificação, separadamente.

Tabela 2: Resumo dos critérios utilizados com a indicação das perturbações realizadas para cada metodologia de análise de sensibilidade.

<b>Critério de análise</b>	<b>Variável Avaliada</b>	<b>Perturbação realizada</b>
Inclinação	Temperatura e Composição*	+ 55 % em Qb + 18,75 % em R
		+ 55 % em Qb + 18,75 % em R
Sensibilidade e SVD	Temperatura e Composição*	+ 1 % em Qb - 1 % em R
		+ 0,1% em Qb - 0,1% em R

\*cada análise foi realizada separadamente. Qb refere-se ao calor do refeedor e R a vazão de refluxo

### 3.3.1 Condições operacionais e parâmetros de entrada para simulação estática

Na Tabela 3 são apresentadas as condições operacionais e os parâmetros de entrada da coluna de destilação no estado estacionário que foram utilizadas na

simulação. Estes valores correspondem aos obtidos durante experimentos anteriormente realizados por Marangoni (2005) e representam a melhor condição de operação para coluna de destilação.

Tabela 3: Condições operacionais e parâmetros da coluna de destilação dos experimentos realizados para mistura etanol-água e inseridos nas simulações estáticas.

Variável	Valor
Pressão no topo da coluna	1,035 bar
Temperatura de alimentação	subresfriada ( $\approx 90,30^{\circ}\text{C}$ )
Vazão volumétrica de alimentação	300 L/h
Pressão no topo da coluna	1,25 bar
Queda da pressão ao longo da coluna	0,25 bar
Razão de refluxo	6
Fração volumétrica de etanol na alimentação	0,15

Nos ensaios experimentais, a corrente de alimentação foi introduzida acima do quarto prato da unidade (o refeedor representa o estágio zero) e de maneira subresfriada (sem presença de fase vapor). Devido às características da planta, é necessário realizar a alimentação no quinto prato de forma a reproduzir os resultados dos ensaios reais, conforme já aplicado por Oliveira (2013).

### 3.4 Simulações dinâmicas

A migração do modelo estático para o dinâmico pode ser realizada utilizando-se a ferramenta do aplicativo denominada assistente dinâmico (*Dynamic Assistant*), que permite modificar rapidamente o fluxograma em estado estacionário para obter um conjunto correto de especificações de fluxo e pressão no modelo dinâmico. Durante este procedimento, alguns parâmetros precisam ser inseridos no modelo, como os volumes do tanque acumulador e da base, coeficientes de fluxo de válvulas ( $C_v$ ) bem como dimensionamento dos pratos. Também, neste caso foram introduzidos os controladores de qualidade, conforme as malhas utilizadas experimentalmente. Além disso, foi implementado o controle da vazão de alimentação em função do ajuste de vazão desta mesma corrente.

A simulação da estratégia distribuída foi realizada introduzindo-se uma corrente de energia na forma de aquecimento no prato definido para a seção de

esgotamento e de retirada de calor no estágio da seção de retificação da coluna. Para avaliação da estratégia proposta, foram realizadas perturbações na temperatura de alimentação do processo. Todos os resultados são comparados com a abordagem convencional, onde duas malhas de controle foram utilizadas:

1. Controle da temperatura da base, manipulando-se a carga térmica fornecida no refeedor;
2. Controle da temperatura do último estágio, manipulando-se a vazão de refluxo;

A abordagem distribuída consistiu na utilização destas malhas, acrescida de duas outras intermediárias que foram acionadas separadamente ou simultaneamente, conforme testes realizados. Assim, foram implementados (além do controle convencional):

1. Controle da temperatura em um estágio da seção de esgotamento, manipulando-se o fornecimento de calor a este estágio;
2. Controle da temperatura em um estágio da seção de retificação, manipulando-se a retirada de calor deste estágio.

É importante ressaltar que do ponto de vista experimental, tais inserções e retiradas de calor devem ser promovidas com o auxílio de dispositivos acoplados aos pratos da unidade para permitir tal ação. Nas simulações, o *software* permite que apenas uma corrente de energia seja inserida ao estágio e definida em termos de calor cedido ou retirado.

Tais estágios foram selecionados por meio das análises de sensibilidade, conforme metodologia descrita no item 3.5, sendo um prato na região de retificação e o outro prato na região de esgotamento da coluna de destilação. É importante ressaltar que este trabalho se diferencia dos estudos de Marangoni (2005) e Werle (2007) justamente devido à utilização de um prato na seção de retificação onde se pode efetuar a retirada de calor. Dessa forma, pode se ter uma associação de fornecimento de calor entre refeedor e um prato da seção de esgotamento e, também, uma associação de retirada de calor entre alterações na vazão de refluxo e a energia em um prato da seção de retificação. Os objetivos de controle continuaram sendo a qualidade das correntes de saída (base e topo), por meio da composição de água/etanol nestes estágios (ou suas respectivas temperaturas).

### 3.4.1 Condições operacionais e parâmetros de entrada para simulação dinâmica

Na Tabela 4 são apresentadas as condições operacionais e os parâmetros de entrada da coluna de destilação utilizados como definições na simulação dinâmica. Assim como para as simulações em estado estacionário, estes foram obtidos durante experimentos anteriormente realizados por Marangoni (2005) e representam a melhor condição de operação para coluna de destilação.

Tabela 4: Condições operacionais e parâmetros da coluna de destilação dos experimentos realizados para mistura etanol-água e inseridos nas simulações dinâmicas.

<b>Variável</b>	<b>Valor</b>
Pressão no topo da coluna	2 bar
Temperatura de alimentação	subresfriada ( $\approx 80^{\circ}\text{C}$ )
Vazão volumétrica de alimentação	300 L/h
Pressão no topo da coluna	1,2 bar
Queda da pressão ao longo da coluna	0,15 bar
Razão de refluxo	6
Fração volumétrica de etanol na alimentação	0,2

### 3.4.2 Sistema convencional de controle

A avaliação das estratégias foi realizada com base no valor do tempo de transição perante a perturbação na alimentação com a aplicação do controle convencional. Para tanto, os valores dos parâmetros dos controladores utilizados no trabalho de Marangoni (2005) foram inseridos nas simulações. Experimentalmente, a manipulação das variáveis no sistema de controle foi executada em válvulas pneumáticas. No *software*, as cargas térmicas foram definidos como variáveis manipuladas e por consequência, os valores dos parâmetros dos controladores não foram adequados para reproduzir o tempo de transição experimental nas simulações. Assim, os parâmetros foram alterados por meio de uma sintonia fina até a obtenção do tempo de transição próximo dos valores experimentais. Com isso, o valor do tempo de transição para o controle convencional frente a uma perturbação na alimentação obtido experimentalmente foi 0,12 h (7,2 minutos) e simulado foi 0,10 h (6 minutos) para a malha da temperatura da base. Estes valores foram 0,24 h

(14,4 minutos) nos testes experimentais e 0,22 h (13,2 minutos) nos simulados para o controle da temperatura do último estágio. Dessa forma, a simulação dinâmica foi considerada validada, e os estudos da proposta distribuída foram realizados.

Nas Tabelas 5 e 6 são apresentados os valores dos parâmetros dos controladores para a temperatura do refeedor, do prato 13 e do controlador da vazão de alimentação para a estratégia convencional. Em todos os casos,  $K_c$  representa o ganho do controlador,  $\tau_i$  o tempo integrativo e  $\tau_d$ , o tempo derivativo. Na Tabela 7 são mostrados os valores *setpoint*, que foram os mesmos utilizados no trabalho de Marangoni (2005).

Tabela 5: Parâmetros dos controladores PID utilizados no controle da temperatura da base e do último estágio da coluna

Parâmetro do controlador	Valor (Temperatura do refeedor)	Valor (Temperatura do prato 13)
$K_c$	3,90*	0,70**
$\tau_i$ (s)	$7,45 \times 10^{-2}$	$9,67 \times 10^{-2}$
$\tau_d$ (s)	$9,17 \times 10^{-3}$	$1,00 \times 10^{-2}$

\* (°C/%calor cedido), \*\* (°C/%abertura de válvula)

Tabela 6: Parâmetros do controlador PID utilizado no controle da vazão de alimentação

Parâmetro do controlador	Valor
$K_c$ (°C./%abertura de válvula)	$8,43 \times 10^{-2}$
$\tau_i$ (s)	$1,73 \times 10^{-2}$
$\tau_d$ (s)	$3,85 \times 10^{-3}$

Tabela 7: Valores de *setpoint* e indicação das variáveis dos controladores utilizados na estratégia convencional de controle

Variável controlada	Variável manipulada	Valores de <i>Setpoint</i>
Vazão de alimentação	Vazão de alimentação	300 L/h
Temperatura do refeedor	Calor do refeedor	98,5°C
Temperatura no prato 13	Válvula do refluxo	83,0 °C

### 3.4.3 Controle distribuído na seção de esgotamento

Quando avaliada a proposta de controle distribuído, além das malhas de controle de temperatura no refeedor e do último prato da coluna, foi inserido também uma malha de controle de temperatura de um estágio da seção de

retificação com um controlador do tipo PID, sendo o fornecimento de calor no estágio a variável manipulada. Para a definição desta variável no *software*, é necessário estabelecer valores máximo e mínimo de operação e estes foram inseridos conforme os valores permitidos experimentalmente, ou seja, de 0 até 3,5 kW. Na Tabela 8 são resumidos os valores dos parâmetros do controlador do prato da seção de esgotamento da coluna para a estratégia distribuída.

Tabela 8: Parâmetros do controlador PID utilizado na estratégia distribuída usando estágio da seção de esgotamento

Parâmetro do controlador	Valor
$K_c$ (°C.(%calor cedido))	7,22
$\tau_i$ (s)	$2,57 \times 10^{-2}$
$\tau_d$ (s)	$5,33 \times 10^{-3}$

Neste caso, o valor do *setpoint* teve que ser alterado em relação ao experimental. No estágio selecionado, o valor de referência experimental utilizado foi 93 °C e para o caso simulado foi 93,83 °C , valor este que o prato selecionado apresentou após a migração da simulação estática para a dinâmica. Ressalta-se que as definições dos controladores empregados na abordagem convencional foram mantidas quando a estratégia distribuída é utilizada.

#### 3.4.4 Controle distribuído na seção de retificação

Nesta etapa, a estratégia distribuída foi avaliada considerando-se o acionamento do controlador de temperatura de um estágio de retificação. Para este caso, não se teve uma base para a definição dos parâmetros do controlador visto que a proposta experimental só foi avaliada com aquecimento. Desta forma, os valores do controlador da temperatura do estágio da seção de esgotamento consistiram a base para tal definição. Na Tabela 9 são apresentados os parâmetros do controlador e na Tabela 10 um resumo das variáveis empregadas no sistema. Os demais controladores permaneceram com os mesmos valores de referência e dos parâmetros já definidos.

Tabela 9: Parâmetros do controlador PID utilizado na estratégia distribuída usando estágio da seção de retificação.

Parâmetro do controlador	Valor
$K_c$ (°C.(%abertura de válvula)	7,22
$\tau_i$ (s)	$2,57 \cdot 10^{-2}$
$\tau_d$ (s)	$5,33 \cdot 10^{-3}$

Tabela 10: Valor de *setpoint* e indicação das variáveis do controlador utilizado na estratégia distribuída usando estágio da seção de retificação

Variável controlada	Variável manipulada	Setpoint
Temperatura do estágio	Calor retirado no prato	83,67°C

Convém ressaltar que, como no caso da seção de esgotamento, foi necessário realizar a definição da variável manipulada. Para tanto, também utilizou-se a faixa de 0 a 3,5 kW anteriormente aplicada. Porém, para efeitos de definição de retirada de calor no simulador, considerou-se que quando a variável manipulada está explicitada em 100%, este valor corresponde a zero de retirada de calor (valor mínimo), e quando estiver em 0 % significa que o valor total de resfriamento foi aplicado (neste caso, -3,5 kW). Esta condição é necessária pois o valor da variável manipulada deve migrar de um estágio menor para um maior.

Conforme já mencionado, no trabalho de Marangoni (2005) é introduzido o aquecimento em um dos pratos da unidade experimentalmente através de resistências elétricas. A proposta de resfriamento pode ser muito bem representante experimentalmente em colunas de destilação através da introdução de um trocador de calor interno ou externo ao prato, por exemplo.

#### 3.4.5 Perturbações realizadas

Por fim, para avaliação da proposta deste estudo, foram realizadas diferentes perturbações utilizando tanto a ação isolada quanto conjunta dos controladores de temperatura dos pratos nas seções de esgotamento e retificação. Um resumo dos testes realizados é apresentado na Figura 14. A perturbação de 14 °C foi realizada por ser a mesma realizada experimentalmente no trabalho de Marangoni (2005). As demais perturbações de 2 °C, 8 °C e 20 °C foram definidas considerando o mesmo intervalo entre os cada valor.

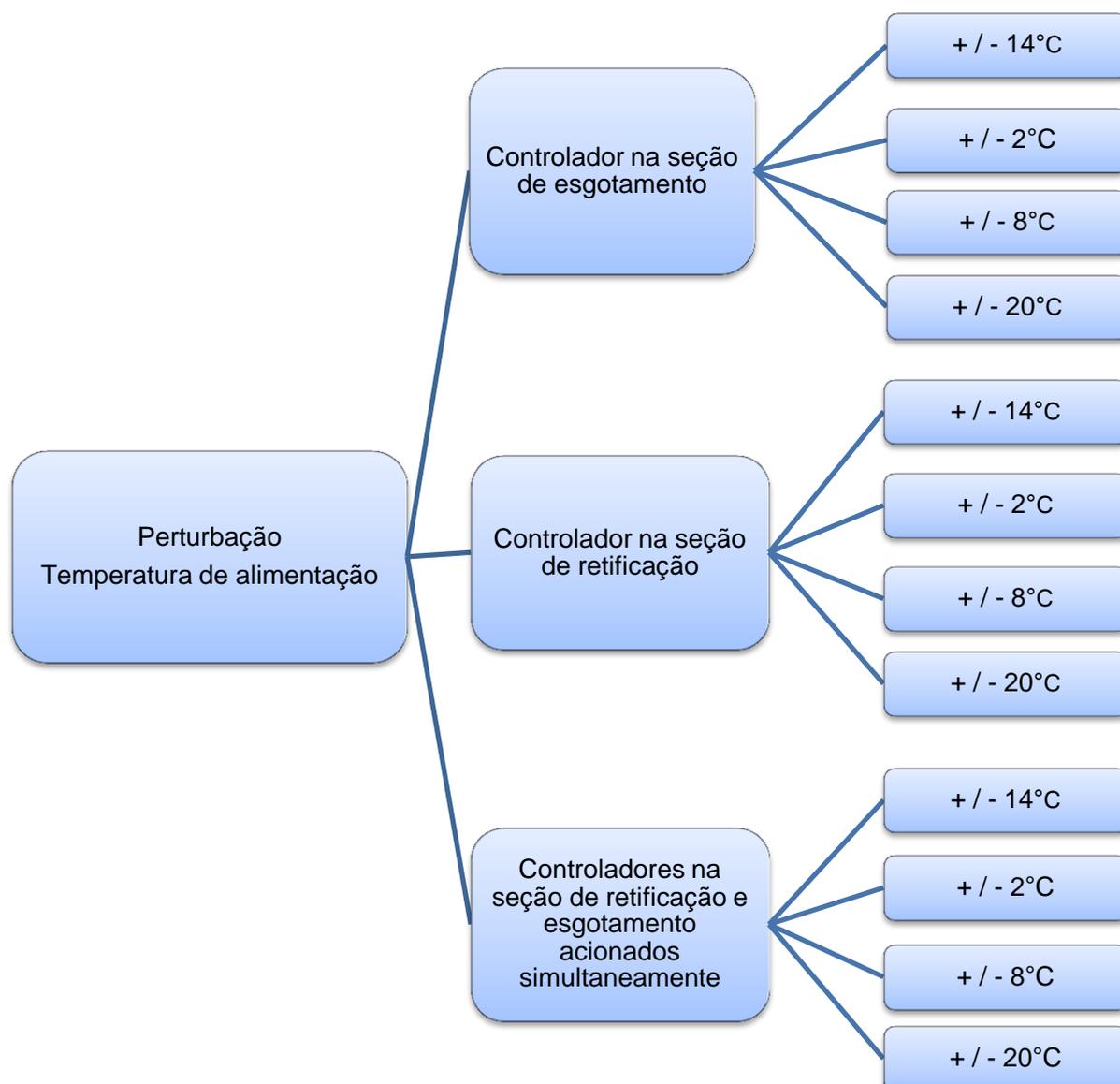


Figura 14: Diagrama esquemático representativo dos testes realizados para avaliação da proposta de controle distribuído com indicação das diferentes perturbações realizadas na temperatura de alimentação.

### 3.5 Análise de sensibilidade

Rademaker *et al.* (1975) apresentam uma lista com doze critérios alternativos para selecionar o melhor prato para implementação do controle. A metodologia utilizada nesse trabalho consiste na análise do processo realizada em malha aberta baseada no trabalho de Luyben (2006), que utiliza os cinco métodos mais amplamente utilizados na prática dentre os citados por Rademaker. Dentre estes,

foram selecionados três: critério de inclinação, critério de sensibilidade e critério SVD. Os métodos exigem que algumas variáveis sejam mantidas constantes, enquanto as outras são alteradas, avaliando o seu efeito nas saídas do processo (neste caso, medindo valores finais de temperatura e composição).

Para todas as análises de sensibilidade realizadas neste trabalho, o prato 0 indica o refeedor e o prato 14 indica o acumulador da unidade de destilação. Temperatura e composição de etanol dos pratos foram as variáveis utilizadas como respostas. Dados experimentais foram obtidos de Marangoni (2005) quando duas perturbações foram aplicadas: incremento do calor no refeedor (+ 55 %) por meio da abertura de válvula de vapor no trocador de calor deste, e decréscimo do calor inserido na coluna através da vazão de refluxo (- 18,75 %) reduzindo-se a abertura da válvula nesta corrente.

Tais condições (estacionárias e perturbadas) foram representadas em simulações no Hysys®, a partir das quais as frações mássicas de etanol nos pratos foram obtidas para o estudo da sensibilidade. Também, a partir dos estados estacionários, perturbações no calor do refeedor e na vazão de refluxo foram realizadas na ordem de  $\pm 0,1\%$  e  $\pm 1\%$  para avaliar outras magnitudes de distúrbios e a implicação destes na sensibilidade da unidade. Neste caso, temperatura e fração mássica de etanol foram obtidas de forma simulada.

Em cada etapa da análise de sensibilidade ocorrem duas outras, uma para a vazão de refluxo (R) e outra para o calor no refeedor (Qb). Em cada análise estudam-se separadamente as duas seções da coluna de destilação: retificação e esgotamento. Para cada região da coluna são analisados, sempre de forma separada, a temperatura e a fração mássica de etanol.

### 3.5.1 Critério de inclinação - pratos sucessivos

Tomando-se dois pratos sucessivos, verifica-se a diferença de temperatura entre o mais acima e o mais abaixo, através da Equação (1). O cálculo é realizado ao longo de toda a coluna. Os pratos selecionados foram aqueles que apresentaram maior variação (inclinação) de temperatura, dois pratos na região de retificação, e

dois na região de esgotamento da coluna de destilação. Desta forma, a influência da mudança da pressão e/ou da composição sobre a temperatura é minimizada.

$$T_{(n+1)} - T_n \quad (1)$$

Para a análise da temperatura foram usados os dados experimentais, enquanto que para a análise da composição foram utilizados os dados simulados no Hysys®. Foram avaliados os resultados comparando as duas variáveis diferentes.

### 3.5.2 Critério da sensibilidade

Para aplicação deste critério é necessária a construção de uma matriz de ganho. Esta foi obtida dividindo-se a alteração na variável de saída (temperatura ou fração mássica de etanol nos pratos neste caso) pela alteração da variável de entrada (ou perturbação). O resultado é o ganho de estado estacionário. Os pratos selecionados para controlar foram aqueles que apresentaram maior ganho identificando-se dois pratos na região de retificação, e dois pratos na região de esgotamento da coluna de destilação. Foram analisados separadamente a vazão de refluxo (R) e o calor do refeedor (Qb).

Os testes foram realizados utilizando-se a temperatura coletada dos ensaios experimentais com as perturbações de + 55 °C em Qb e - 18,75 °C em R, e a fração mássica de etanol obtida a partir das simulações que representam estes testes. Em seguida, foram utilizados os dados das simulações (temperatura e fração mássica de etanol) em que foram realizadas perturbações de ±0,1 % e ± 1 % na entrada de calor do refeedor (Qb) e na vazão de refluxo (R). As alterações resultaram em variações ao longo de todos os pratos da coluna, tanto para a temperatura como para a composição. Então, a matriz de ganho foi calculada novamente com os novos valores de temperatura e composição. Com isso, avaliou-se qual o prato que tem maior variação nos parâmetros escolhidos. O prato com a maior ganho é o mais sensível e é, conseqüentemente, selecionado para ser controlado. Um valor elevado

de ganho estacionário em malha aberta indica que este estágio será controlado pela variável manipulada utilizada de forma eficiente.

### 3.5.3 Critério SVD – Decomposição em valores singulares

O *software* Matlab® foi utilizado nas análises de sensibilidade SVD (decomposição de valores singulares). O Matlab® é uma linguagem da computação técnica que apresenta uma série de funções matemáticas já implantadas que podem ser utilizadas para cálculos científicos e de engenharia.

Para aplicação deste critério, a matriz de ganhos em estado estacionário descrita no item 3.5.2 foi decomposta utilizando o comando padrão SVD (em Matlab) em três matrizes:  $K = USV$ , onde  $U$  e  $V$  são matrizes ortogonais e  $S$  é uma matriz diagonal. Os dois primeiros vetores da matriz  $U$  são plotados contra número de pratos.

O(s) prato(s) com maiores magnitudes de  $U$  indicam os locais na coluna que podem ser controlados com mais eficiência. Para o critério de SVD foram realizadas as seguintes análises:

1. Uma análise SVD para dados experimentais utilizando a temperatura como variável controlada de saída e perturbação no calor do refeedor de + 55% e perturbação na vazão de refluxo de - 18,75%;
2. Uma análise SVD para dados simulados utilizando a composição como variável controlada de saída e perturbação no calor do refeedor de + 55% e perturbação na vazão de refluxo de - 18,75%;
3. Duas análises SVD para dados simulados, uma com a perturbação de  $\pm 1\%$ , e a outra para perturbação de  $\pm 0,1\%$  utilizando a temperatura como variável de saída;
4. Duas análises SVD para dados simulados, uma com a perturbação de  $\pm 1\%$ , e a outra para perturbação de  $\pm 0,1\%$  utilizando a composição como variável de saída.

### 3.6 Métodos matemáticos

Para a análise do tempo de transição e dos volumes de produção fora da especificação, foram calculadas respectivamente as derivadas e integrais dos perfis de temperatura e vazões ao longo do tempo após a perturbação. Para tanto tais informações foram retiradas do Hysys® e importadas para um software estatístico, onde tais cálculos foram realizados.

## 4. RESULTADOS E DISCUSÕES

Neste capítulo são apresentados os resultados obtidos nas simulações descritas anteriormente. O objetivo destes testes foi avaliar a redução de transientes de operação (tempo de transição após a perturbação), *overshoot* e produção fora do especificado após a realização de perturbações na temperatura de alimentação, buscando comprovar o melhor desempenho do aquecimento distribuído frente ao aquecimento convencional assim como testar também a estratégia usando retirada de calor na seção de retificação da coluna. Para isto, primeiramente foram realizadas análises de sensibilidade para identificação dos pratos para aplicação do controle distribuído.

### 4.1 Análise de sensibilidade

Como já mencionado, três tipos de análises de sensibilidade descritas por Luyben (2006), foram realizadas: critério dos pratos sucessivos, critério de sensibilidade e critério SVD com a finalidade de definir o estágio mais indicado para compor a malha de controle distribuída. Foram utilizadas como variáveis de saída, a temperatura e a fração mássica de etanol nos estágios. Assim, buscou-se definir um estágio que pudesse atender ambas as especificações como possíveis objetivos de controle. Para tal análise utilizaram-se perturbações no calor do refeedor ( $Q_b$ ) e na vazão de refluxo ( $R$ ). Estas variáveis foram definidas visando a identificação da distribuição da ação de controle, pois consistem nas variáveis manipuladas da estratégia convencional. Esta forma de avaliação é diferente da comumente realizada onde a sensibilidade é avaliada perante modificações nas variáveis que consistem as perturbações do processo (como as da alimentação, por exemplo).

#### 4.1.1 Critério de inclinação - pratos sucessivos

No critério de inclinação definem-se os pratos que apresentaram maior inclinação quando na condição de operação estacionária da planta após uma perturbação. Conforme já citado, quando foram analisados os dados experimentais, a temperatura foi utilizada como parâmetro, e quando os dados simulados foram analisados, a composição foi avaliada. Muitas vezes, o objetivo do controle de qualidade de uma unidade de destilação baseia-se na composição, porém, por fins práticos de aquisição de sinal, a temperatura é utilizada como variável indireta para tal, especialmente em destilações binárias. Desta forma, visando analisar se os resultados apresentam concordância foi verificada a sensibilidade dos pratos com ambas as variáveis.

Para a análise de inclinação, a temperatura do acumulador não foi considerada e o refeedor foi considerado o prato de referência. Na Figura 15, é representado o resultado das análises experimental e simulada, para a temperatura e a fração volumétrica de etanol, respectivamente, quando a unidade foi submetida a perturbações no calor do refeedor ( $Q_b$ ) e na corrente de refluxo ( $R$ ).

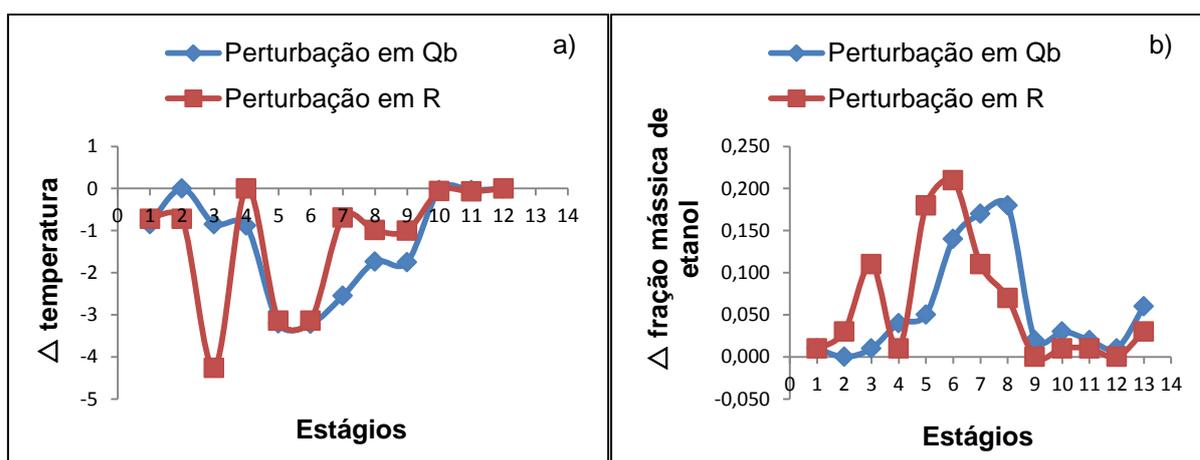


Figura 15: Diferença de temperatura (a) e de fração mássica de etanol (b) ao longo de estágios consecutivos para avaliação da sensibilidade da coluna de destilação por meio do critério de inclinação quando realizado uma perturbação do tipo degrau no calor do refeedor ( $Q_b$ ) e na vazão de refluxo ( $R$ ) separadamente.

A partir dos dados obtidos foram selecionados separadamente os dois pratos que apresentaram maior diferença na seção de esgotamento e de retificação. O prato 4 está sendo considerado da seção de esgotamento, apesar de ser o prato da

alimentação (e, portanto, não pertenceria a nenhuma seção da coluna). Isso porque este estágio recebe alimentação subresfriada, sendo mais rico em líquido, e tendo as características de um prato da seção de esgotamento. Nas Tabelas 11 e 12 estão apresentados os resultados das análises.

Tabela 11: Seleção dos pratos mais sensíveis por meio do critério de inclinação na região de esgotamento e retificação da coluna quando a temperatura foi avaliada como variável de resposta.

	<b>Região de esgotamento</b>	<b>Região de retificação</b>
Perturbação em Qb	1, 3 e 4	5 e 6
Perturbação em R	1, 2 e 3	5 e 6

Tabela 12: Seleção dos pratos mais sensíveis por meio do critério de inclinação na região de esgotamento e retificação da coluna quando a fração mássica de etanol foi avaliada como variável de resposta.

	<b>Região de esgotamento</b>	<b>Região de retificação</b>
Perturbação em Qb	1, 3 e 4	7 e 8
Perturbação em R	2 e 3	5 e 6

Para a identificação dos estágios mais sensíveis na seção de esgotamento quando o calor do refeedor foi perturbado, observou-se que a análise de temperatura indicou os pratos 1, 3 e 4 como os mais adequados. Neste caso, três pratos ao invés de dois foram selecionados, pois apresentaram os mesmos valores de diferença de temperatura. Resultado igual foi encontrado para a análise de fração mássica de etanol, onde os pratos 1, 3 e 4 indicaram maior sensibilidade à perturbação. Uma vez que o prato 4 é o que recebe alimentação, considerou-se que para a seção de esgotamento, o prato 1 ou o 3 pode ser determinado como o mais interessante para compor uma malha de controle intermediária. Estes estágios aparecem repetidos como sensíveis analisando-se ambas variáveis de saída (temperatura e composição).

Ainda na seção de esgotamento, quando a vazão de refluxo foi perturbada, observaram-se na análise da temperatura como variável de saída, que o prato 1, 2 e 3 foram os que apresentaram maior sensibilidade. Para a análise da fração mássica de etanol, os pratos 2 e 3 foram selecionados. Portanto, os pratos 1 e 3 foram considerados os mais interessantes para compor a malha de controle distribuída.

Os resultados obtidos na seção de retificação demonstraram que os pratos 5 e 6 foram os mais sensíveis tanto quando analisada a temperatura como variável de saída como quando observada a fração mássica de etanol. A perturbação na vazão de refluxo indica exatamente os mesmos resultados (pratos 5 e 6). No caso da

perturbação no calor do refeedor, as análises mostram pratos sensíveis diferentes para temperatura e para fração mássica de etanol como variável de saída.

Desta forma, para uma definição mais concreta dos pratos intermediários que devem compor as malhas de controle da estratégia distribuída, as análises de sensibilidade e de decomposição em valores singulares foram aplicadas. Convém ressaltar que estes são resultados de estado estacionário e não representam nada sobre a dinâmica da coluna.

#### 4.1.2 Critério da sensibilidade

Para o critério de sensibilidade, a matriz de ganhos foi construída a partir dos dados experimentais de temperatura e dos dados simulados de fração mássica de etanol. Na Figura 16 estão apresentados os resultados quando a temperatura é analisada, representando a matriz sensibilidade quando o calor fornecido pelo refeedor ( $Q_b$ ) foi perturbado em + 55 % e a vazão de refluxo ( $R$ ) foi perturbada em - 18,75 %. Estes valores de perturbação (18,75 % e 55 %) representam a porcentagem de abertura de válvula que foram realizadas nos experimentos, conforme Marangoni (2005).

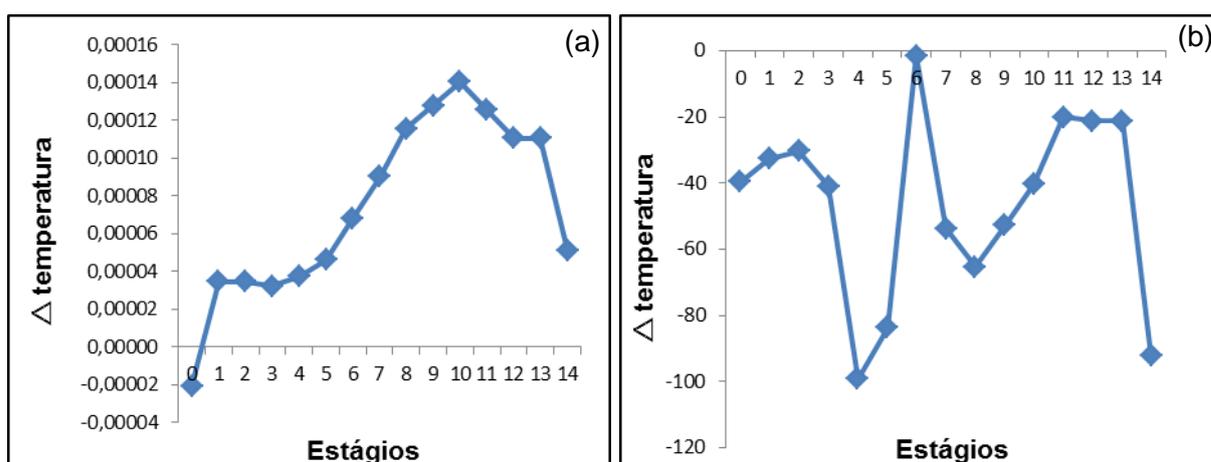


Figura 16: Representação gráfica da matriz de ganhos de temperatura ao longo de estágios consecutivos para avaliação da sensibilidade da coluna de destilação quando realizado uma perturbação do tipo degrau no calor do refeedor + 55 % (a) e na vazão de refluxo - 18,75 % (b).

Na Figura 17 estão ilustradas as matrizes de sensibilidade quando a fração mássica de etanol é analisada para as mesmas condições descritas anteriormente. Assim como no critério de inclinação, foram selecionados os dois pratos mais sensíveis em cada seção da coluna de destilação, para cada variável perturbada. Os resultados estão apresentados nas Tabelas 13 e 14, respectivamente.

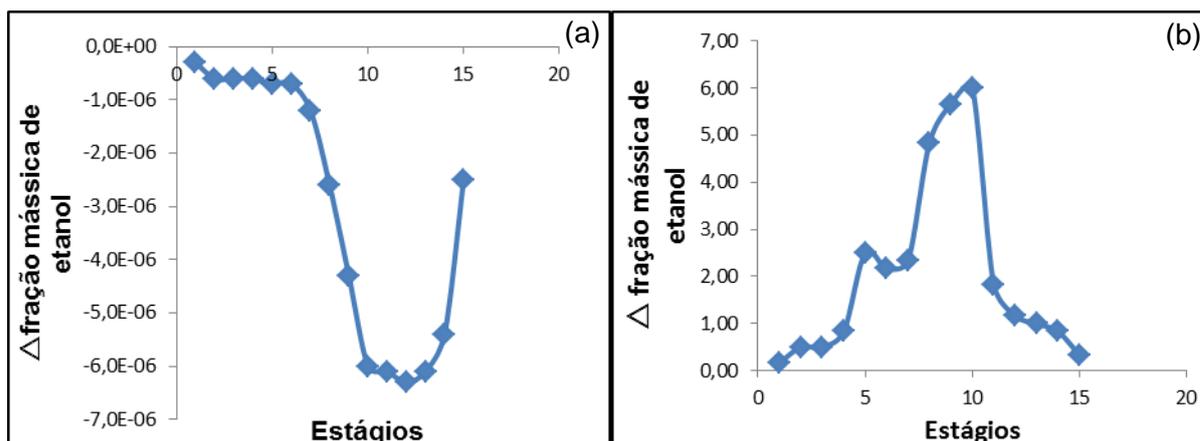


Figura 17: Representação gráfica da matriz de ganhos da fração mássica de etanol ao longo de estágios consecutivos para avaliação da sensibilidade da coluna de destilação quando realizado uma perturbação do tipo degrau no calor do refeedor + 55 % (a) e na vazão de refluxo – 18,75 % (b).

Tabela 13: Seleção dos pratos mais sensíveis através do critério de sensibilidade na região de esgotamento e retificação da coluna quando a temperatura foi avaliada como variável de resposta para perturbação do tipo degrau no calor do refeedor + 55 % e na vazão de refluxo – 18,75 %.

	Região de esgotamento	Região de retificação
Perturbação em $Q_b$	1 e 2	9 e 10
Perturbação em R	3 e 4	5 e 8

Tabela 14: Seleção dos pratos mais sensíveis através do critério de sensibilidade na região de esgotamento e retificação da coluna quando a fração mássica de etanol foi avaliada como variável de resposta para perturbação do tipo degrau no calor do refeedor + 55 % e na vazão de refluxo – 18,75 %.

	Região de esgotamento	Região de retificação
Perturbação em $Q_b$	1, 2, 3 e 4	10, 11 e 12
Perturbação em R	3 e 4	8,9

Os resultados obtidos mostram que não há concordância total para as duas seções da coluna quando analisada a temperatura e a fração mássica de etanol como variáveis de saída. Observou-se, que ao modificar o calor do refeedor, que os pratos 1 e 2 apresentaram-se igualmente sensíveis na seção de esgotamento para a análise da temperatura. Já para a análise da fração mássica de etanol todos os pratos foram selecionados, pois apresentaram o mesmo valor de inclinação. Como já comentado anteriormente, o prato 4 é desconsiderado pois é ele que

recebe a alimentação da coluna. Na seção de retificação, quando analisada a temperatura, não aconteceu concordância no prato mais sensível tanto para o calor do refeedor como para a vazão de refluxo assim como para a avaliação da temperatura ou fração mássica de etanol.

Estes resultados também não estão em concordância com o critério anteriormente aplicado (inclinação) e, sendo assim, análises com diferentes magnitudes de perturbação foram realizadas. Portanto, novos testes foram estudados com perturbações de +0,1 % e +1 % no calor de base ( $Q_b$ ) e perturbações de -0,1 % e -1 % na vazão de refluxo ( $R$ ). Estes foram realizados para verificar o comportamento da coluna na análise de sensibilidade com pequenas perturbações, uma vez que estas variáveis poderão operar com pequenas aberturas durante o controle. Na Figura 18 é representada a análise da matriz de sensibilidade, respectivamente com variação de -1 % e -0,1 % na vazão de refluxo e +1 % e +0,1 % no calor do refeedor para análise da temperatura como variável de saída.

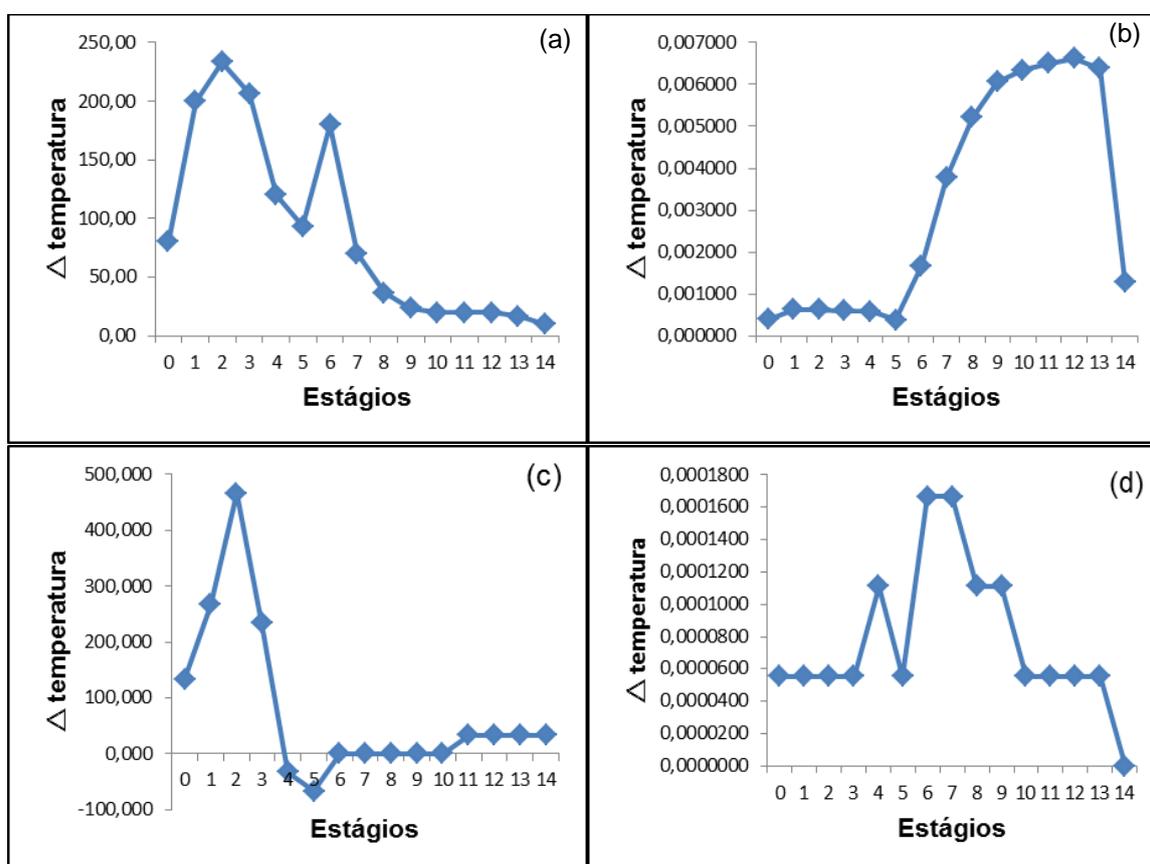


Figura 18: Representação gráfica da matriz de ganho para temperatura ao longo de estágios consecutivos visando a avaliação da sensibilidade da coluna de destilação quando realizado uma perturbação do tipo degrau - 1 % na vazão de refluxo (a), +1 % no calor do refeedor (b), -0,1 % na vazão de refluxo (c) e +0,1 % no calor do refeedor (d).

A matriz de sensibilidade também foi calculada para a análise da fração mássica de etanol e os perfis de fração mássica de etanol são apresentados na Figura 19 quando avaliadas as perturbações de  $-1\%$  e  $-0,1\%$  na vazão de refluxo e com a perturbação de  $+1\%$  e  $+0,1\%$  no calor de refluxo. Nas Tabelas 15 e 16 estão resumidos os pratos selecionados para cada análise da matriz de sensibilidade relacionados a cada perturbação realizada e considerando a temperatura e composição, respectivamente.

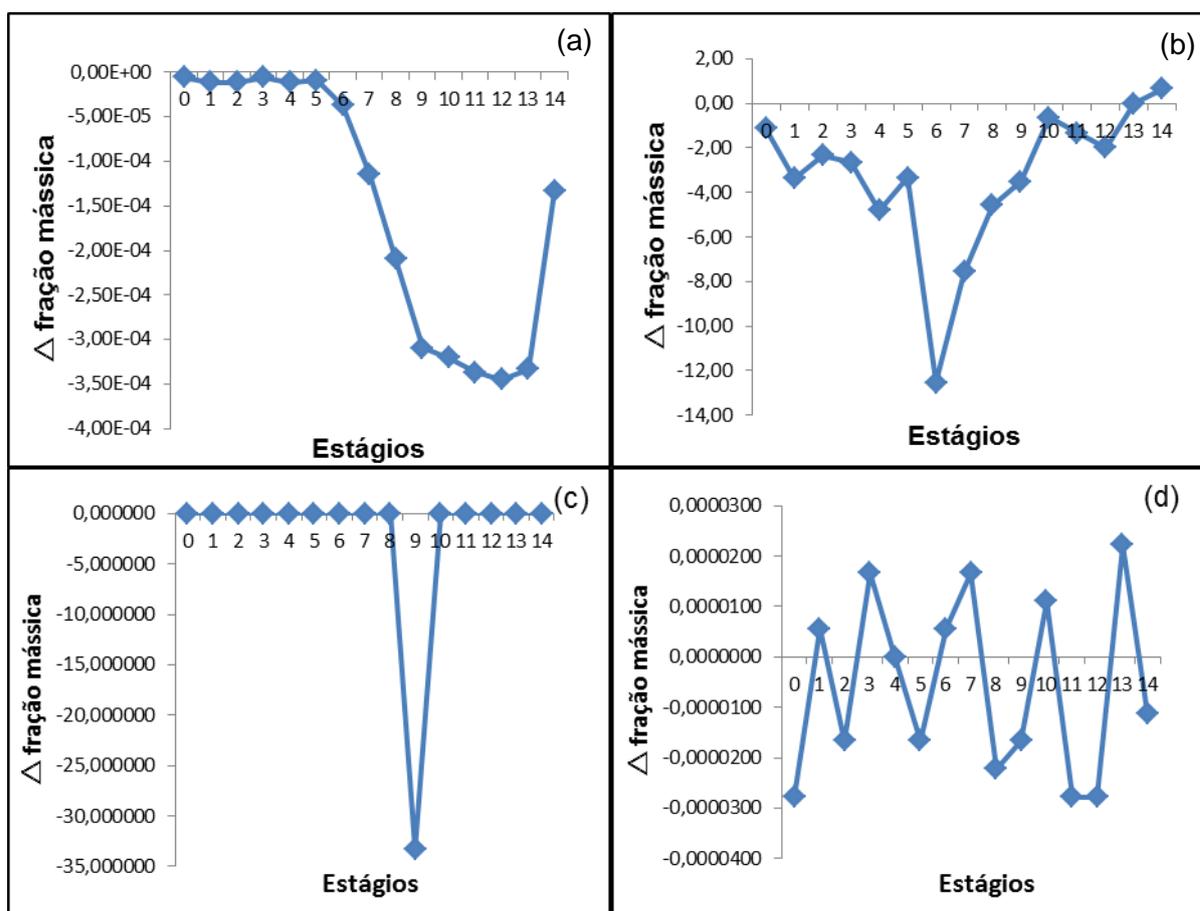


Figura 19: Representação gráfica da matriz de ganho para fração mássica de etanol ao longo de estágios consecutivos visando a avaliação da sensibilidade da coluna de destilação quando realizado uma perturbação do tipo degrau  $-1\%$  na vazão de refluxo (a),  $+1\%$  no calor do refeedor (b),  $-0,1\%$  na vazão de refluxo (c) e  $+0,1\%$  no calor do refeedor (d).

Tabela 15: Seleção dos pratos mais sensíveis através do critério de sensibilidade na região de esgotamento e retificação da coluna quando a temperatura foi avaliada como variável de resposta para perturbação do tipo degrau no calor do refeedor e na vazão de refluxo.

	Região de esgotamento	Região de retificação
Perturbação $-1\%$ R	2,3	5,6
Perturbação $+1\%$ Qb	1,2	11,12
Perturbação $-0,1\%$ R	1,2	11,12
Perturbação $+0,1\%$ Qb	1, 2, 3 e 4	6,7

Tabela 16: Seleção dos pratos mais sensíveis através do critério de sensibilidade na região de esgotamento e retificação da coluna quando a fração mássica de etanol foi avaliada como variável de resposta.

	<b>Região de esgotamento</b>	<b>Região de retificação</b>
Perturbação -1% R	1,4	6,7
Perturbação +1% Qb	1, 2 e 4	11,12
Perturbação -0,1% R	-	9
Perturbação +0,1% Qb	2,3	11,12

A análise da diferença de magnitude na perturbação, tanto na vazão de refluxo quanto no calor do refeedor, demonstrou que os pratos 1 e 2 na seção de esgotamento aparecem como os mais sensíveis em todos os casos. Esta análise geral na seção de retificação indica que pratos 11 e 12 podem ser adequados para a utilização no controle distribuído, pois são os que apresentam maiores valores na matriz de sensibilidade comparado com os demais da coluna. Especificamente para a perturbação de - 0,1 %, na região de esgotamento quando perturbada a vazão de refluxo nenhum estágio foi selecionado. Isso porque ao longo de todos os pratos da coluna a fração mássica de etanol foi a mesma antes e depois da perturbação, significando que a perturbação foi muito pequena e não foi portanto suficiente para promover mudanças na matriz de sensibilidade. De fato, ao analisar a temperatura observou-se que ocorreram variações de 0,01 a 0,04, resultando no cálculo da matriz de ganhos com resultados muito pequenos. Como ocorreram mudanças tão pequenas nas temperaturas, estas não se refletiram na composição e não foi possível observar as modificações nesta variável, resultando em uma matriz nula.

#### 4.1.3 Critério SVD – Utilização da análise de decomposição em valores singulares

Na Figura 20 são apresentados os resultados das análises SVD a partir dos dados experimentais analisando a temperatura quando o calor fornecido pelo refeedor (Qb) foi perturbado + 55 % e a vazão de refluxo (R) foi perturbada em - 18,75 %. Para reproduzir os gráficos foram utilizadas as duas primeiras colunas da matriz U da análise de SVD, correspondentes aos valores resultantes das perturbações em Qb e R. Como mencionado no Capítulo anterior, U é a matriz ortogonal decomposta pelo método SVD. U1 e U2 são as duas primeiras colunas desta matriz.

Em seguida, a mesma análise foi realizada com perturbações de  $\pm 1\%$  e  $\pm 0,1\%$  nas variáveis manipuladas. Na Figura 21 são ilustrados os resultados para temperatura e fração mássica de etanol após a perturbação de  $\pm 1\%$  na vazão de refluxo e no calor do refeedor e na Figura 22 com perturbação de  $\pm 0,1\%$ .

Nas Tabelas 17 e 18 são indicados os pratos selecionados como sensíveis em cada região da coluna de destilação para a análise em questão.

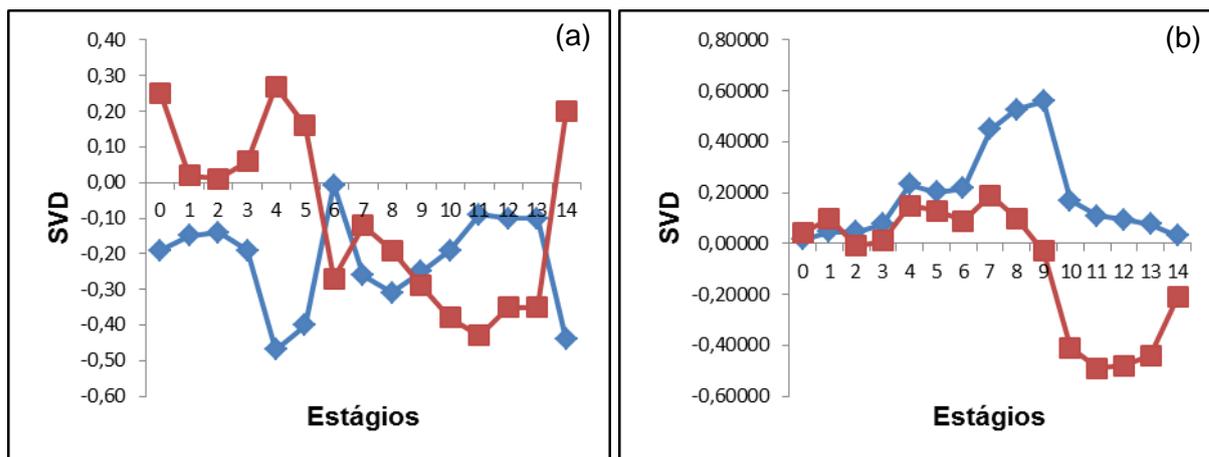


Figura 20: Resultados do método SVD em relação à temperatura (a) e fração mássica de etanol (b) ao longo de estágios para avaliação da sensibilidade da coluna de destilação quando submetida a um degrau no calor do refeedor + 55 % (-◆- U1) e na vazão de refluxo - 18,75 % (-■- U2).

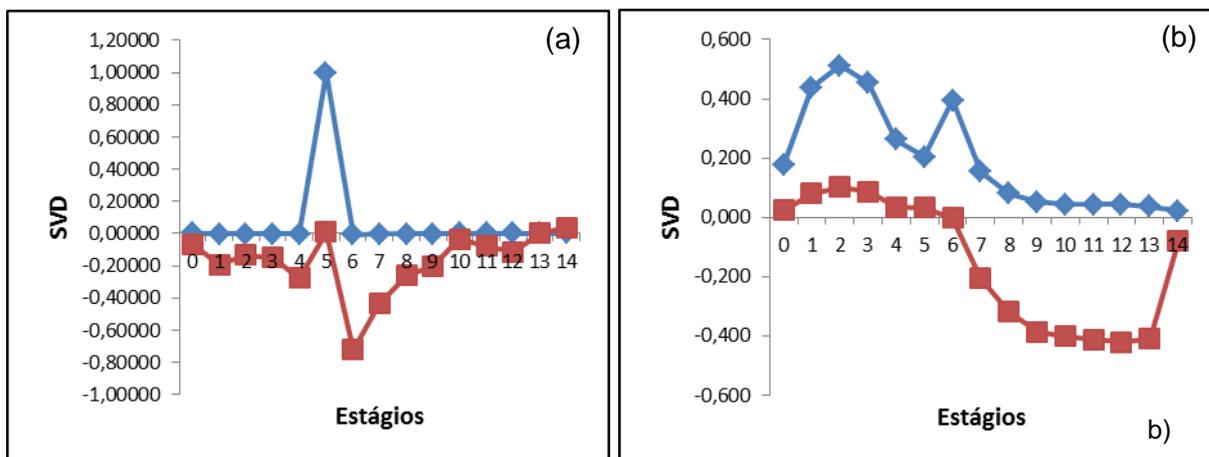


Figura 21: Resultados do método SVD em relação à temperatura (a) e fração mássica de etanol (b) ao longo de estágios para avaliação da sensibilidade da coluna de destilação quando submetida a um degrau no calor do refeedor + 1 % (-◆- U1) e na vazão de refluxo - 1 % (-■- U2).

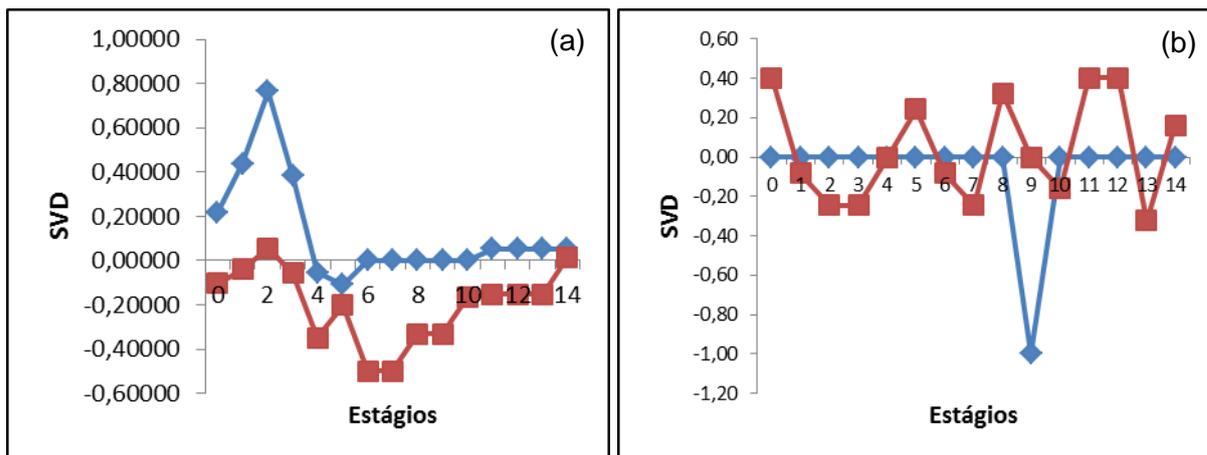


Figura 22: Resultados do método SVD em relação à temperatura (a) e fração mássica de etanol (b) ao longo de estágios para avaliação da sensibilidade da coluna de destilação quando submetida a um degrau no calor do refeedor + 0,1 % (-◆- U1) e na vazão de refluxo - 0,1 % (-■- U2).

Tabela 17: Seleção dos pratos mais sensíveis na região de esgotamento e retificação da coluna para o critério SVD para análise de temperatura e fração mássica de etanol perturbando + 55 % o calor de base e - 18,75 % a vazão de refluxo.

	Região de esgotamento	Região de retificação
Análise temperatura	3 e 4	5 e 11
Análise composição	1 e 4	9 e 11

Tabela 18: Seleção dos pratos mais sensíveis na região de esgotamento e retificação da coluna para a análise do critério SVD para temperatura e fração mássica de etanol.

	Região de esgotamento	Região de retificação
Temperatura		
Perturbação 1%	2 e 3	11 e 12
Perturbação 0,1%	1 e 2	6 e 7
Fração mássica de etanol		
Perturbação 1%	1 e 4	5 e 6
Perturbação 0,1%	2 e 3	9, 11 e 12

Os pratos mais sensíveis selecionados através deste critério de sensibilidade com a análise de diferentes magnitudes nas perturbações foram os estágios 2 e 3 para região de esgotamento (quando analisado tanto a fração mássica de etanol quanto a temperatura). Para a região de retificação, não houve concordância nos resultados de sensibilidade para as variáveis de fração mássica de etanol e temperatura.

Todas as análises de sensibilidade estão resumidas na Tabela 19.

Tabela 19: Seleção dos pratos mais sensíveis na região de esgotamento e retificação da coluna separada pelos métodos utilizados para análise da coluna.

Variável	Critério	Esgotamento	Retificação
Temperatura	Inclinação	1 e 3	5 e 6
	Sensibilidade	1 e 2	11 e 12
	SVD	2 e 3	11 e 12
Fração mássica	Inclinação	1 e 3	5 e 6
	Sensibilidade	1 e 2	11 e 12
	SVD	2 e 3	9 e 11

Como a corrente de alimentação entra no prato 4, a introdução de um aquecimento logo abaixo, no caso no prato 3, permite a redução do impacto nos pratos inferiores. Assim, o prato 3 foi definido como o estágio da seção de esgotamento a receber o controle distribuído foi aplicado. Na seção de retificação, este estágio foi considerado como o 11. A seleção dos pratos foi baseada na maior incidência que os mesmos apresentaram em cada análise.

#### 4.2 Controle com ação distribuída: atuação na seção de esgotamento

Os testes a seguir apresentados foram realizados comparando-se duas estratégias de controle para perturbações realizadas na temperatura de alimentação:

1. Controle convencional: atuando-se em malhas inseridas nos extremos da unidade (temperatura do refeedor e do último prato);
2. Controle distribuído na região de esgotamento: acrescentando uma malha de controle de temperatura do prato 3 ao sistema convencional.

Para garantir a comparação entre as abordagens (convencional e distribuída), os testes foram realizados com a mesma perturbação, partindo-se de estados estacionários iguais. A perturbação realizada na temperatura da alimentação foi de degrau negativo de 14°C, a mesma realizada experimentalmente e cujos dados permitiram a validação do sistema convencional na simulação aqui considerada. Nos gráficos apresentados a seguir as linhas verticais pontilhadas indicam, conforme as setas, o momento da perturbação e o momento em que a estratégia convencional e distribuída alcançam o estado estacionário após a rejeição da perturbação.

#### 4.2.1 Análise das malhas de controle implementadas

Na Figura 23 é ilustrada a resposta da temperatura do refervedor quando aplicada a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação. Conforme esperado, observa-se o decréscimo da temperatura para as duas situações (convencional e distribuída), devido à perturbação que se reflete em todos os estágios da coluna. Apesar do primeiro pico de oscilação (*overshoot*) ser ligeiramente maior para a estratégia distribuída ( $98,4\text{ }^{\circ}\text{C}$  em relação a  $98,45\text{ }^{\circ}\text{C}$ ), a estratégia convencional apresenta um atraso para iniciar a rejeição à perturbação, o que é refletido no tempo total de transição. Este comportamento pode ser claramente visualizado no detalhe apresentado na parte inferior da Figura 23, o qual restringe o perfil de temperatura apenas as primeiras 0,2 h (12 minutos) após a perturbação. Adicionalmente, na Figura 24, observa-se que a oscilação da quantidade de calor fornecida foi menor para a ação distribuída, devido ao fornecimento de calor e controle no prato 3.

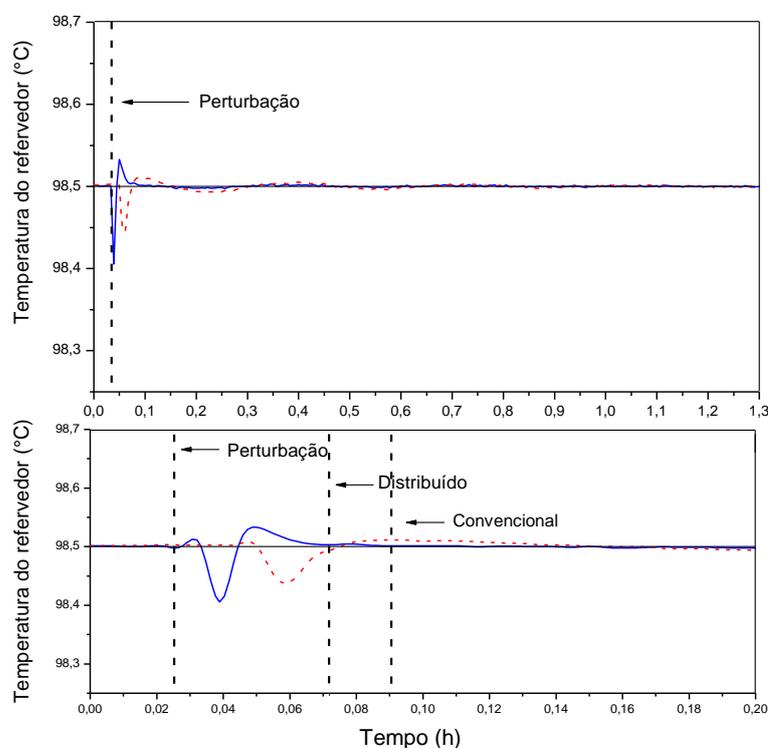


Figura 23: Perfil da temperatura no refervedor em relação à perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação comparando-se as estratégias convencional (---) e distribuída aplicada no prato 3 (—) em relação ao valor do *set point* (—).

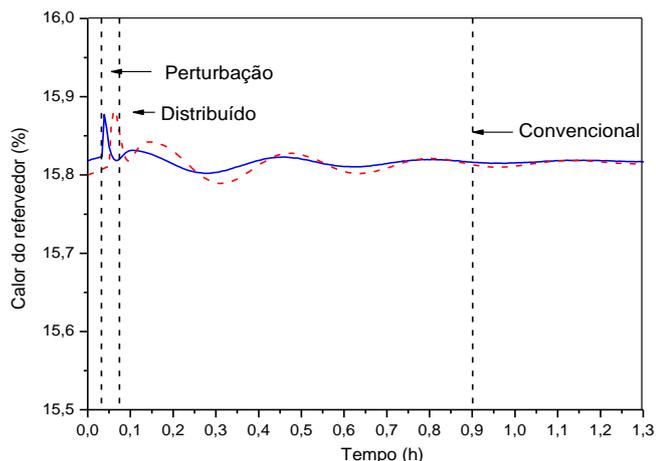


Figura 24: Perfil do fornecimento de calor necessário (variável manipulada) para rejeitar a perturbação quando aplicada a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 3 (—).

A redução de transiente pode ser melhor observada por meio da derivada da temperatura em relação ao tempo neste estágio, conforme ilustrado na Figura 25. Analisando tais dados, verifica-se que o tempo de transição observado com a abordagem convencional foi de 0,09 h (5,4 minutos), enquanto na abordagem distribuída foi de 0,07 h (4,2 minutos), obtendo-se uma redução neste valor maior que 22 %. Essa redução pode ser claramente observada na parte inferior da Figura 25. Observa-se também um atraso no acionamento da variável manipulada na resposta da estratégia convencional diferente da estratégia distribuída que responde no exato momento da perturbação.

O resultado obtido no controle da temperatura da base, com melhor desempenho do controle distribuído quando comparado com a configuração convencional é explicado pela contribuição do fornecimento de calor no prato 3 favorecendo a formação da fase vapor.

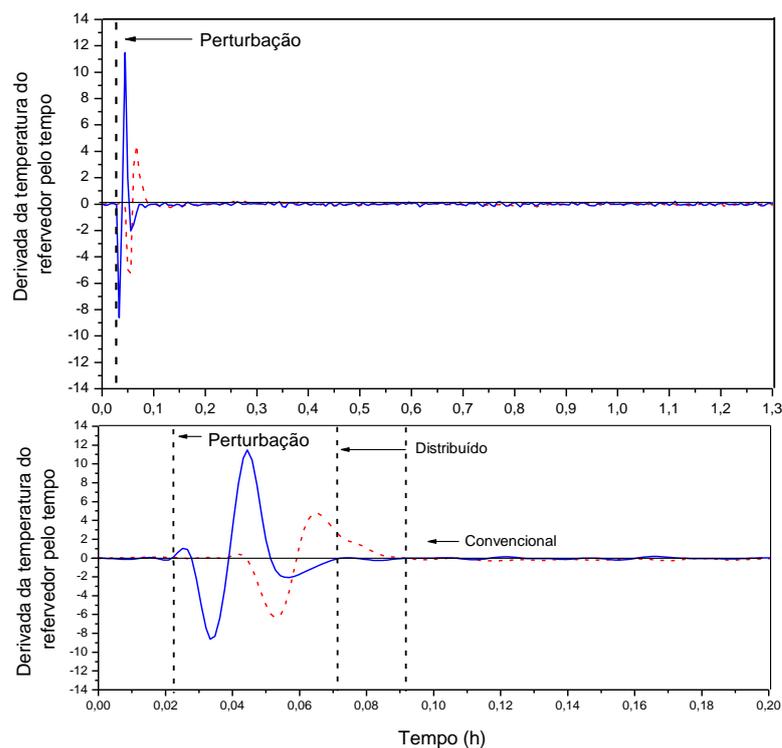


Figura 25: Derivada da temperatura do refeedor em relação ao tempo para perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação quando aplicada a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 3 (—).

Resultado similar foi observado quando analisado a temperatura no topo da coluna através do controle no prato 13, conforme apresentado na Figura 26. Com a abordagem distribuída existe uma rejeição à perturbação mais rápida e com menor oscilação quando comparado com a abordagem convencional. Também, verifica-se, visualizando-se a Figura 27, que o perfil da vazão de refluxo se manteve com menor oscilação na abordagem distribuída. Tal comportamento é explicado devido ao aquecimento no prato 3, a partir do qual o calor fornecido se dissipa para todos os pratos da unidade, contribuindo com o aumento da fase vapor em toda a coluna. Como a temperatura variou em uma escala maior para a abordagem convencional, a válvula operou com maiores aberturas por um tempo maior para atingir a temperatura de *set point*.

Ressalta-se foi utilizado a derivada da temperatura do prato 13 em relação ao tempo para determinar a estabilização do processo frente a rejeição à perturbação de acordo com cada estratégia aplicada. Por este motivo, as oscilações visualizadas na Figura 26 podem dar a impressão de que a estabilização ainda não foi alcançada devido a escala do gráfico, porém, a análise posterior da Figura 28, confirma os resultados apresentados.

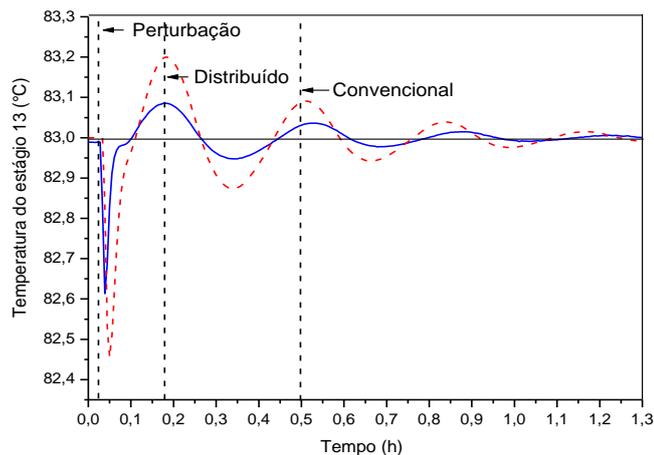


Figura 26: Perfil da temperatura no prato 13 em relação à perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação comparando-se as estratégias convencional (---) e distribuída aplicado no prato 3 (—) em relação ao valor do set point (—).

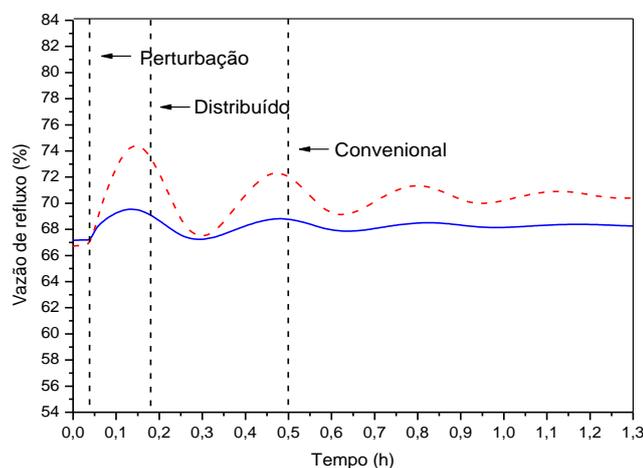


Figura 27: Perfil da abertura da válvula da vazão de refluxo quanto realizada a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a comparação entre a estratégia convencional (---) e distribuída aplicado no prato 3 (—).

Assim como apresentado para a análise do transiente para a malha de controle do refeedor, a redução do tempo de transição pode ser melhor visualizada observando-se a derivada da temperatura do prato 13 em relação ao tempo (Figura 28). O tempo de transição para a abordagem convencional foi de 0,5 h (30 minutos) e para a abordagem distribuída de 0,18 h (10,8 minutos), obtendo-se uma redução de aproximadamente 64%.

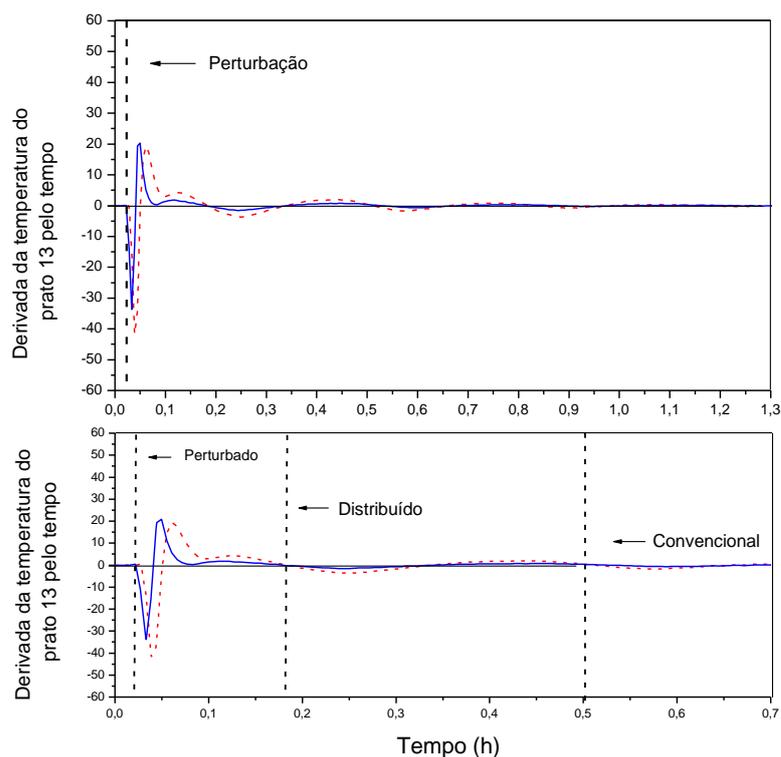


Figura 28: Derivada da temperatura do prato 13 em relação ao tempo para perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação quando aplicada a estratégia convencional (---) e distribuída utilizando o prato 3 (—).

Os perfis das temperaturas do prato 3 (onde ocorre a adição de calor através do controle distribuído) são representados na Figura 29, e se observa que, logo após a perturbação ocorre um decréscimo da temperatura para ambas as abordagens de controle, devido a perturbação aplicada. Observa-se que a estratégia convencional não consegue manter a temperatura do prato 3 no valor desejado, pois sua atuação é apenas nos extremos da unidade. Desta forma, temperatura do refeedor e do último estágio são mantidos nos valores pré-estabelecidos, mas as temperaturas dos estágios internos à unidade são deslocados, que neste caso é para um valor menor, devido a natureza da perturbação. No caso convencional, observa-se foi alcançado um novo estado estacionário  $0,6\text{ }^{\circ}\text{C}$  inferior ao que o processo operava antes da perturbação. Com a aplicação da abordagem distribuída, o fornecimento instantâneo de energia ao prato permite a manutenção do valor da temperatura no valor desejado. Além disso, observou-se que com o fornecimento de calor no prato 3 a temperatura do estágio apresenta um comportamento menos oscilatório. O mesmo é visualizado quando analisada a derivada da temperatura no prato 3 em relação ao tempo, de acordo com a Figura 30. O tempo de transição para a abordagem

convencional foi de aproximadamente 0,12 h (7,2 minutos) e para a distribuída de 0,08 h (4,8 minutos).

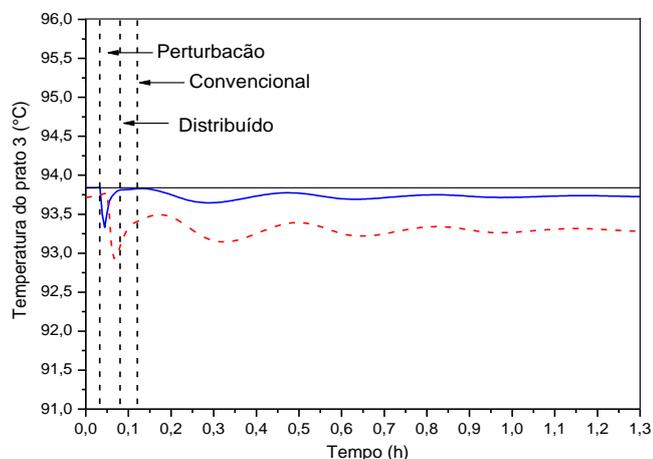


Figura 29: Perfil da temperatura no prato 3 em relação a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação comparando-se as estratégias convencional (---) e distribuída aplicado no prato 3 (—) em relação ao valor do set point (—).

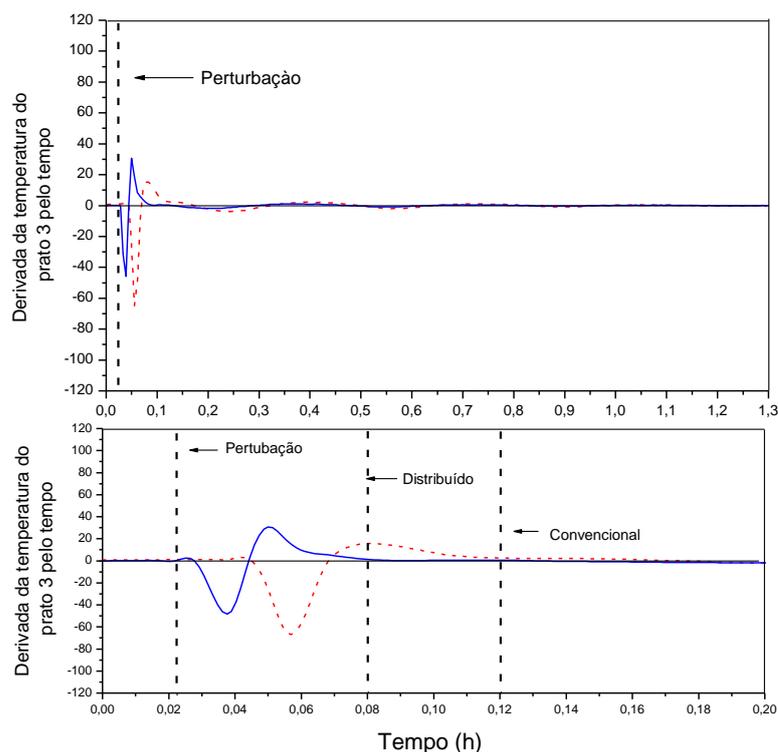


Figura 30: Derivada da temperatura do prato 3 em relação ao tempo para perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação quando aplicada a estratégia convencional (---) e distribuída utilizando o prato 3 (—).

Na Tabela 20 são apresentados os resultados de forma resumida, indicando o tempo de transição e o *overshoot* para a estratégia convencional e distribuída aplicada no prato 3. É possível perceber que o maior efeito de redução do tempo de

transição ocorre na malha de controle da temperatura do último estágio, que apresenta uma redução de aproximadamente 64% em relação à estratégia convencional, conforme já citado anteriormente.

Tabela 20: Comparação entre o tempo de transição e *overshoot* gerados com a estratégia convencional e distribuída usando o prato 3 para as malhas de controle de temperatura do refeedor, prato 3 e 13.

<b>Variáveis</b>	<b>Estratégia convencional</b>	<b>Estratégia distribuída</b>
<b>Tempo de transição (h)</b>		
Temperatura no refeedor	0,09	0,07
Temperatura do estágio 13	0,50	0,18
Temperatura no estágio 3	0,12	0,08
<b>Overshoot (°C)</b>		
Temperatura do refeedor	0,07	0,09
Temperatura do estágio 13	0,55	0,38
Temperatura no estágio 3	0,90	0,47

Como descrito na metodologia deste trabalho, por meio do cálculo da integral da vazão volumétrica de etanol no destilado, pode-se avaliar a produção de etanol fora do especificado, cujos valores são descritos na Tabela 21. Somente o destilado foi avaliado pois a malha de controle da temperatura do topo foi a que apresentou maior redução do tempo de transição. Confirma-se através de todas as análises realizadas, que a estratégia convencional produz maior quantidade de produtos fora do especificado (duas vezes mais) comparada com a estratégia distribuída. Uma vez que este sistema é mais lento para rejeitar a perturbação, durante mais tempo existe a produção fora do especificado, gerando por consequência maior volume deste material.

Tabela 21: Quantidade de produto fora do especificado (em volume) durante o tempo de transição para as estratégias convencional e distribuída usando o prato 3.

<b>Variável</b>	<b>Estratégia convencional</b>	<b>Estratégia distribuída</b>
Vazão volumétrica do destilado (m <sup>3</sup> /h)	4,267x10 <sup>-5</sup>	2,087 x10 <sup>-5</sup>

#### 4.2.2 Influência das estratégias nas vazões e frações volumétricas da base e topo da coluna

De forma geral, o controle distribuído apresentou um desempenho melhor em comparação com o controle convencional, conforme já tinha sido observado nos trabalhos experimentais de Marangoni (2005) e Werle (2007). O comportamento das variáveis tornou-se menos oscilatório e os controladores mantiveram as variáveis de saídas mais próximas dos valores desejados após a perturbação, para todas as malhas de controle que foram afetadas pela perturbação. Ainda, visando corroborar estes resultados, nas Figuras 31 e 32 são apresentados os resultados para os perfis de fração volumétrica de etanol na corrente de base e do destilado (a) bem como a derivada destas variáveis em relação ao tempo (b), respectivamente, para a estratégia convencional e distribuída. Ressalta-se que a observação destas variáveis não foi realizada pelos autores citados devido à dificuldade de coleta de tais informações experimentalmente.

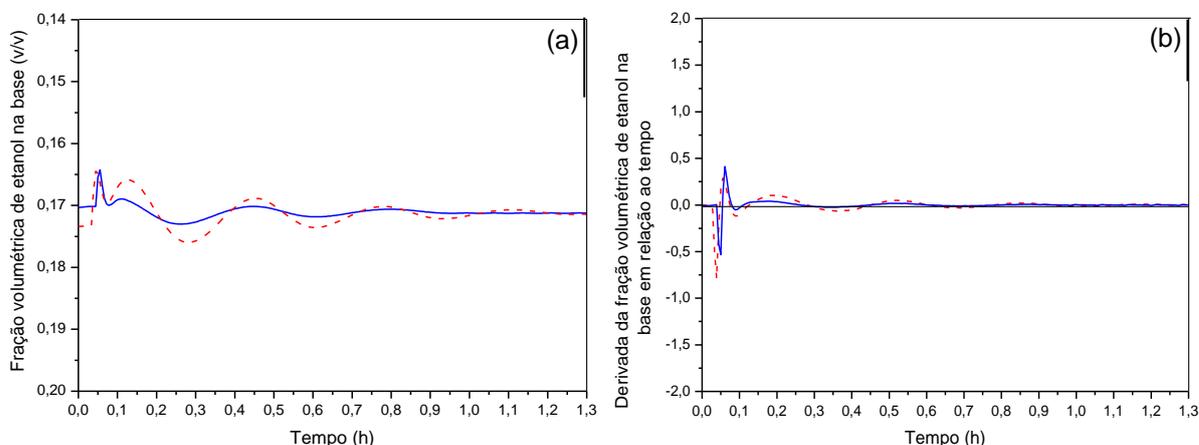


Figura 31: Perfil da fração volumétrica de etanol na corrente de base (a) e derivada desta variável em relação ao tempo (b) após a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 3 (—).

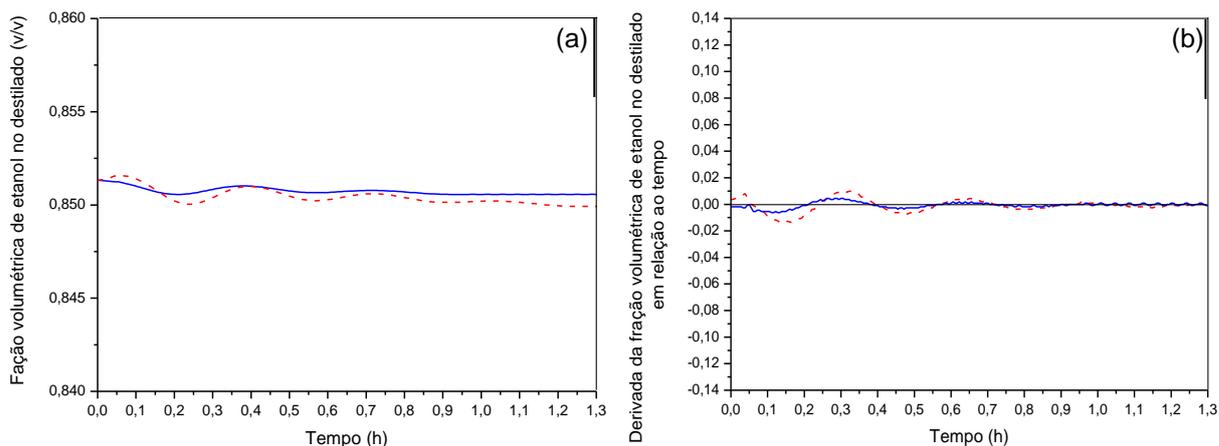


Figura 32: Perfil da fração volumétrica de etanol na corrente de destilado (a) e derivada desta variável em relação ao tempo (b) após a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída aplicado no prato 3 (—).

Como a perturbação efetuada é de degrau negativo, ocorre um decréscimo na temperatura interna da coluna, que é refletida a todos os pratos, verificando-se um aumento na composição de etanol neste momento. O efeito é mais rápido na região da base (região de esgotamento da coluna) em virtude da propagação da fase líquida que é maior nesta região da coluna. A fração volumétrica de etanol no destilado, após a perturbação demorou mais tempo para alcançar o estado estacionário, sendo que a estratégia distribuída se manteve mais próxima dos valores de referência, conseqüentemente com menor oscilação comparada a convencional. O mesmo comportamento pode ser observado quando analisado a fração volumétrica de etanol no prato 3 na Figura 33(a) em que é apresentado a fração volumétrica de etanol no prato 3 e na Figura 33(b) em que é ilustrada a derivada da fração volumétrica do prato 3 em relação ao tempo.

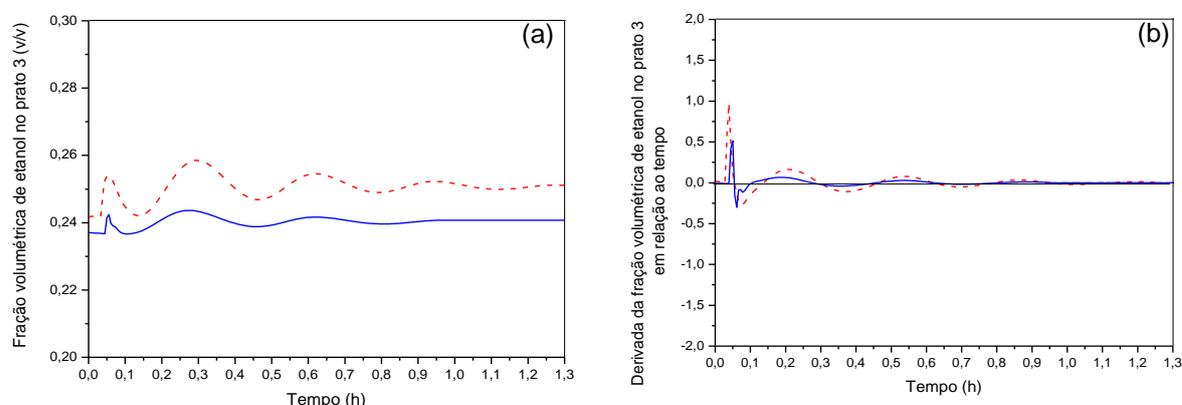


Figura 33: Perfil da fração volumétrica de etanol no prato 3 (a) e derivada desta variável em relação ao tempo (b) após a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída aplicado no prato 3 (—).

É importante considerar que os perfis apresentados na Figura 33(a) estão ligeiramente deslocados em relação ao estado estacionário inicial, porém este comportamento é anulado ao analisar a derivada desta variável. Assim como já discutido para a temperatura, a fração volumétrica de etanol no prato 3 é menos prejudicada quando a estratégia distribuída é utilizada. Este comportamento é observado porque o controle é aplicado no prato 3, então, com o fornecimento de calor e o controle neste estágio, a temperatura se mantém mais próxima dos valores de referência (e conseqüentemente a fração volumétrica de etanol), rejeitando a perturbação da alimentação.

Quando analisada a vazão das correntes de destilado e da base da coluna, é observado que na corrente de topo a perturbação é eliminada mais rapidamente comparada à da base, conforme ilustrado nas Figuras 34 e 35. Em virtude da geração de vapor imediata no prato 3 devido ao aquecimento direto ao líquido contido neste prato, os estágios superiores da coluna são favorecidos nas transferências de calor e massa e com isso ocorre mais rapidamente a estabilização da corrente de destilado. Na base da coluna o perfil desta variável foi mais oscilatório devido à região ser mais rica em líquido, porém, ainda a estratégia distribuída permite uma estabilização anterior a convencional.

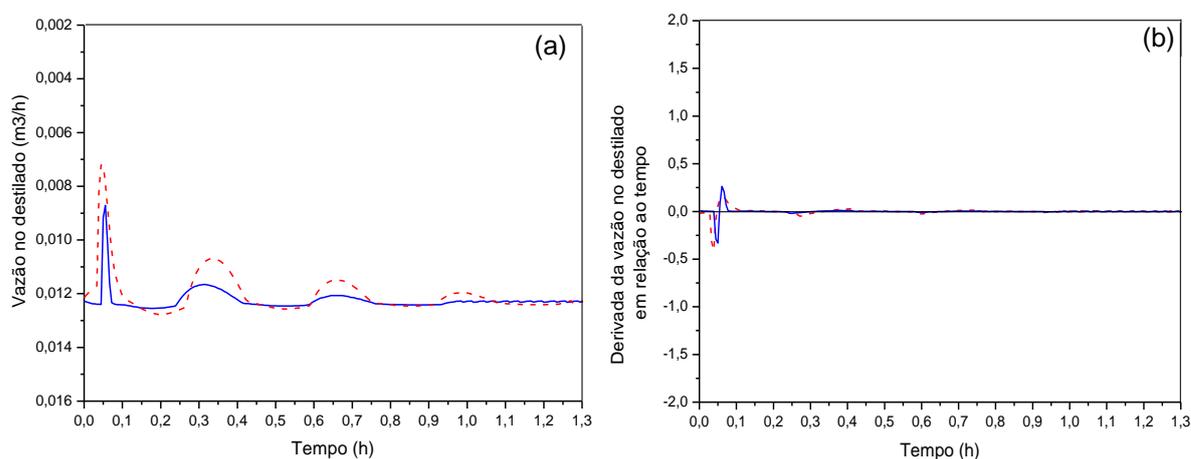


Figura 34: Perfil vazão volumétrica da corrente de destilado (a) e derivada desta variável em relação ao tempo (b) após a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 3 (—).

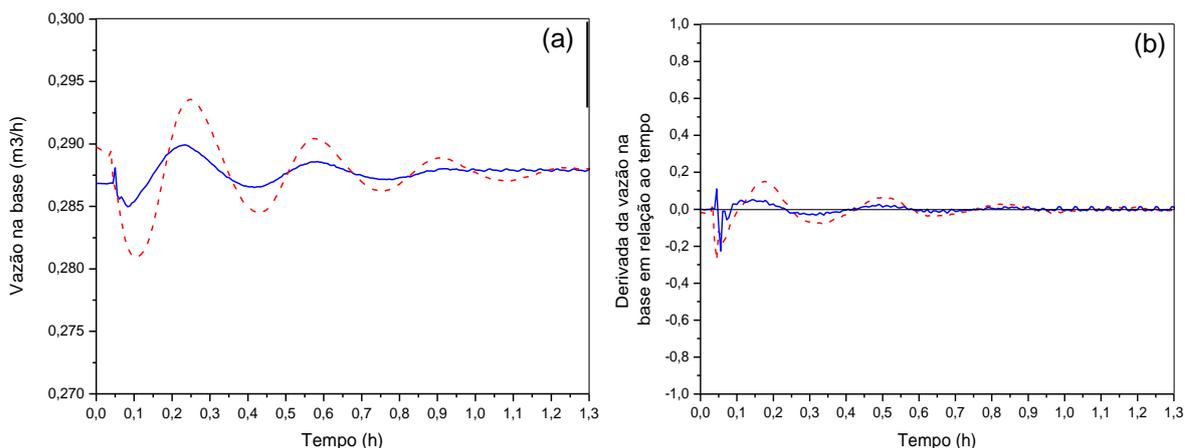


Figura 35: Perfil vazão volumétrica da corrente de base (a) e derivada desta variável em relação ao tempo (b) após a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 3 (—).

#### 4.2.3 Análise da derivada das vazões dos pratos 2, 3 e 4

Também foram analisados os dados de derivada das vazões de líquido e vapor no prato 3 (onde o controle distribuído foi implementado) e nos pratos 2 e 4 pois estes são os pratos adjacentes ao que foi aplicada o controle distribuído. Tais resultados são apresentados nas Figuras 36, 37 e 38.

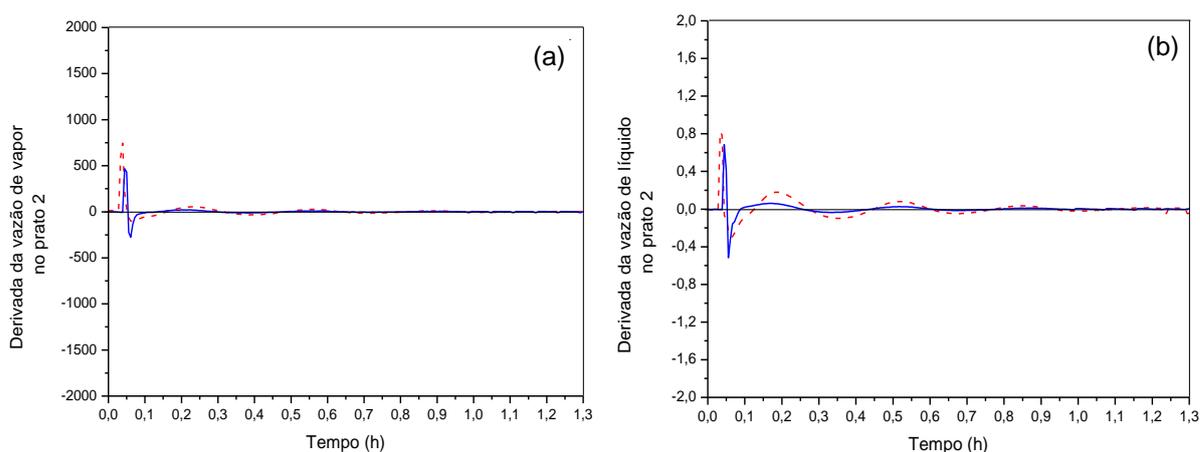


Figura 36: Derivada da vazão de vapor (a) e de líquido (b) do prato 2 em relação ao tempo (b) após a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 3 (—).

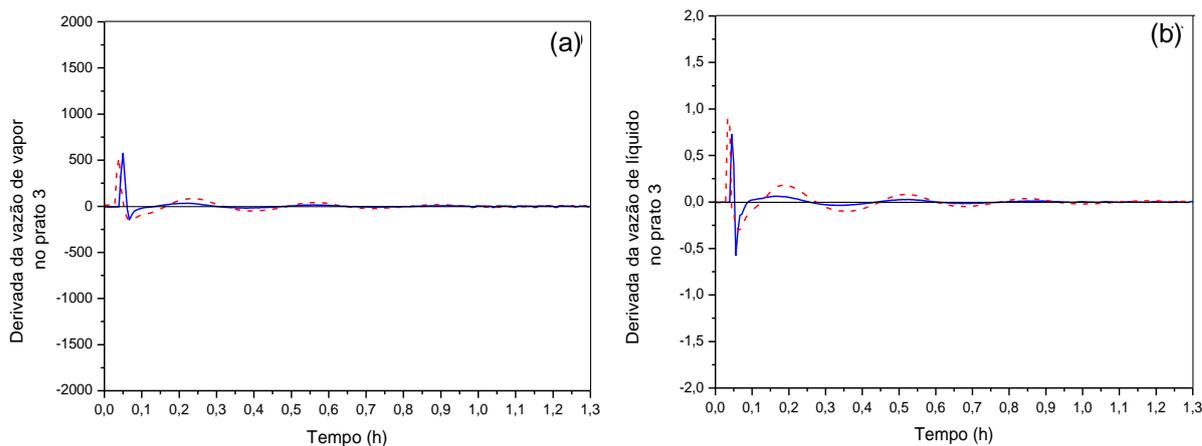


Figura 37: Derivada da vazão de vapor (a) e de líquido (b) do prato 3 em relação ao tempo (b) após a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 3 (—).

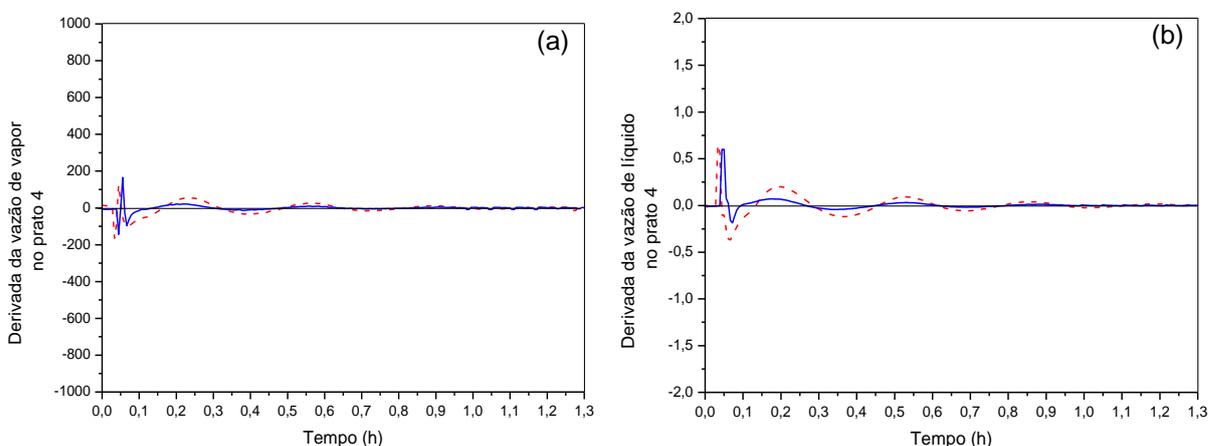


Figura 38: Derivada da vazão de vapor (a) e de líquido (b) do prato 4 em relação ao tempo (b) após a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 3 (—).

Verifica-se que a estratégia distribuída é menos oscilatória e mais rápida no estágio em que foi aplicada assim como os estágios imediatamente superior (4) e inferior (2). Dessa forma, a inserção de uma malha de controle interna na unidade não prejudica ou mesmo implica na instabilidade dos fluxos de vapor e de líquido tanto onde esta estratégia foi aplicada quanto nos pratos adjacentes a mesma.

#### 4.2.4 Influência das estratégias nos perfis estacionários de variáveis internas

A aplicação do controle nos estágios da coluna manteve as variáveis nas faixas dos valores desejados e com isso permitiu a minimização do transiente

provocado pela perturbação nas variáveis dos extremos da coluna. Porém, é importante também analisar os perfis obtidos após a rejeição da perturbação de modo a analisar as diferenças nos estados estacionários alcançados após a rejeição à perturbação a partir da estratégia convencional e a distribuída em relação ao anterior ao distúrbio provocado. Na Figura 39 é apresentado o perfil de temperatura em relação aos estágios da unidade para as abordagens de controle testadas, comparando-se com o estado estacionário antes da perturbação.

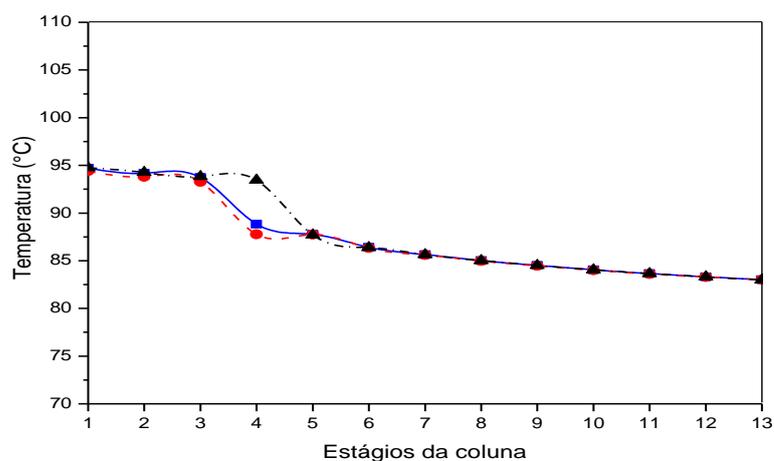


Figura 39: Perfil da temperatura ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (-●-) e distribuída aplicado no prato 3 (-■-)

Observa-se a diferença na temperatura do prato 4 (menor em relação ao estado estacionário anterior à perturbação) tanto para a abordagem convencional quanto distribuída, o que se trata de um comportamento esperado devido a perturbação realizada de 14 °C. Porém, quando analisado o perfil gerado pelo controle convencional, verifica-se que na seção de esgotamento, as temperaturas observadas após a perturbação são ligeiramente inferiores as do estado estacionário. Já a estratégia distribuída mantém a temperatura no prato 3 no valor do estado estacionário anterior a perturbação (resultado esperado pois é onde está aplicada a malha de controle). Como consequência, observa-se que temperatura dos demais pratos da coluna também operam próximas dos valores desejados. Com isso, o perfil da temperatura se altera muito pouco quando aplicado o controle distribuído.

Quando analisada a pressão ao longo dos estágios (Figura 40) verifica-se que apenas para o sistema convencional observa-se uma pequena queda comparada às

ao estado estacionário antes da perturbação. Este resultado indica que a ação de controle distribuída mantém o perfil de pressão no interior da coluna muito próximo do que é observado sem que a temperatura de alimentação seja alterada. Esta resposta é alcançada em virtude das rápidas modificações observadas nas vazões de líquido e de vapor nos estágios internos da unidade, rejeitando mais rápido a perturbação no caso distribuído que no convencional. Por consequência, as pressões nos estágios da unidade praticamente não se alteram, pois os estágios são submetidos menos tempo às sucessivas transferências de calor e massa. Também, com a estratégia distribuída, o perfil de temperaturas na seção de esgotamento é menos alterado – e por consequência também observa-se este comportamento no perfil de pressão.

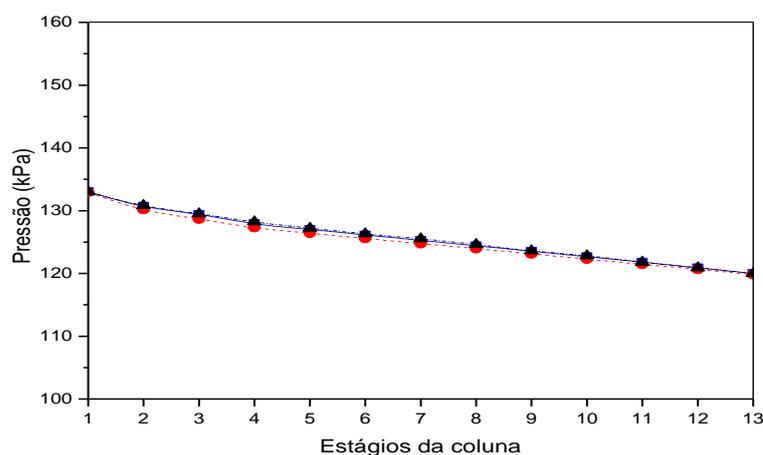


Figura 40: Perfil da pressão ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (▲), após a perturbação na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (●) e distribuída aplicado no prato 3 (■).

Uma vez que pressão e temperatura apresentaram poucas alterações em seus valores nos estágios internos da unidade quando o controle distribuído foi aplicado, resultado similar é observado para a fração volumétrica de etanol (Figura 41).

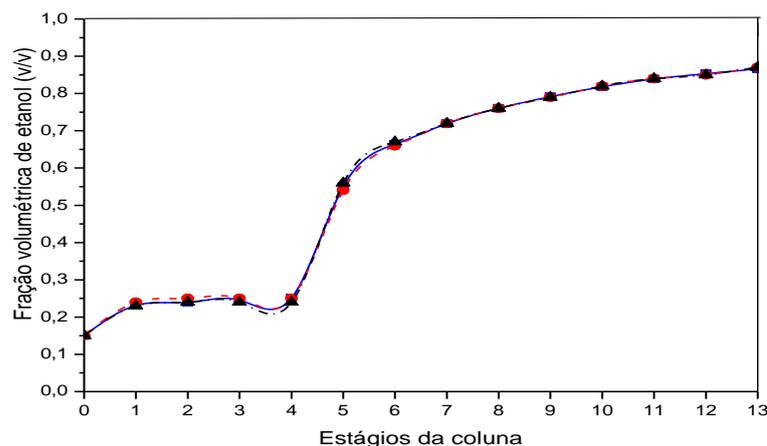


Figura 41: Perfil da fração volumétrica de etanol ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---●---) e distribuída aplicado no prato 3 (—■—).

Na Figura 42 é apresentado o perfil de vazão de vapor ao longo dos estágios da coluna de destilação. Observa-se que com a utilização da abordagem de aquecimento distribuído, a vazão de vapor nos estágios se manteve mais próxima dos valores do estado estacionário anterior à perturbação quando comparada com a estratégia convencional. É possível visualizar que para os pratos da seção de esgotamento, a vazão de vapor resultante da estratégia convencional é maior, pois se trata de uma corrente gerada exclusivamente pelo refeedor. No caso distribuído, a vazão de vapor dos pratos 1 e 2 são incrementadas, porém não tanto quando a do prato 3, onde esta corrente é aumentada devido ao fornecimento local de calor. Para o prato 3, a abordagem convencional e a distribuída apresentam praticamente o mesmo valor de vazão de vapor, ou seja, o necessário para a rejeição da perturbação. Porém para os pratos 1 e 2, o aumento observado é menor no caso distribuído, indicando que o refeedor foi menos exigido neste caso (sendo substituído em parte pelo calor fornecido ao prato 3).

Na Figura 43 é apresenta a vazão de líquido ao longo dos estágios da coluna onde poucas alterações são observadas no estado estacionário obtido antes e após a perturbação e aplicação das estratégias convencionais e distribuída.

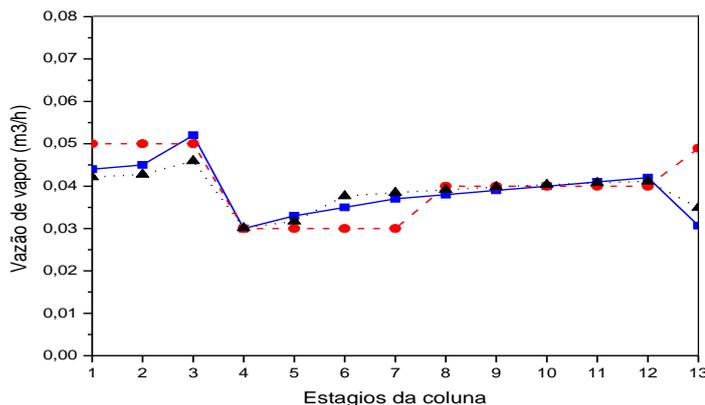


Figura 42: Perfil da vazão de vapor ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---●---) e distribuído aplicado no prato 3 (—■—).

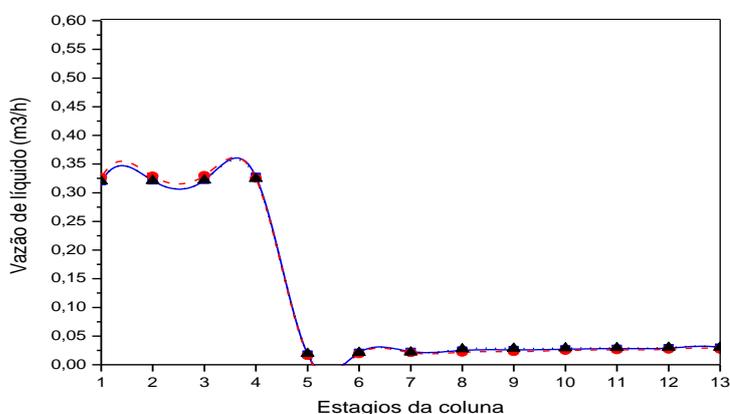


Figura 43: Perfil da vazão de líquido ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---●---) e distribuído aplicado no prato 3 (—■—).

Com estas análises observou-se que com o aquecimento distribuído as variáveis internas (temperatura, pressão e vazão) da coluna se mantém estáveis e sofrem pouca alteração, comprovando assim a eficiência da proposta sugerida.

#### 4.3 Controle com ação distribuída: atuação na seção de retificação

Nesta etapa do trabalho também foram analisadas as duas abordagens de controle, convencional e distribuída, através do resfriamento no prato 11, conforme descrito a seguir:

1. Controle convencional: atuando-se na base e no topo da coluna;

2. Controle distribuído na região de retificação: atuando-se na base, no topo e no prato 11.

Para garantir a comparação entre as abordagens, os experimentos com a mesma magnitude de perturbação + 14 °C foram conduzidos partindo-se de estados estacionários muito próximos. A perturbação realizada na temperatura da alimentação foi um degrau positivo de 14 °C (diferenciado da perturbação realizada da região de esgotamento da coluna), já que nesta etapa o controle na seção de retificação deve atuar com o resfriamento da coluna. Para tanto, é necessário perturbar positivamente a temperatura de alimentação de maneira que a unidade necessite de resfriamento como um todo.

#### 4.3.1 Análise das malhas de controle implementadas

Na Figura 44 está representado o perfil da temperatura do refeedor após a perturbação citada. Verifica-se que no momento da perturbação ocorre um incremento na temperatura no refeedor (conforme a modificação efetuada), porém na estratégia distribuída a oscilação é menor comparada com a estratégia convencional. Este comportamento pode ser claramente observado no detalhe apresentado na parte inferior da Figura 44, na qual se restringe o perfil de temperatura apenas as primeiras 0,2 h (12 minutos) após a perturbação. Este resultado deve-se a retirada imediata de calor realizada pelo prato 11, já que o efeito da perturbação se propagada durante toda a coluna.

Observa-se na Figura 45, que ilustra a variável manipulada da malha de controle em questão (calor cedido ao refeedor), que o perfil de calor se mantém menos oscilatório para a estratégia distribuída. No prato 11 está sendo retirado calor da coluna fornecido na alimentação, sendo assim ocorre uma estabilização da temperatura ao longo dos estágios, para as duas estratégias testadas, porém, com a estratégia distribuída se alcança mais rápida a estabilização. No início da perturbação verifica-se um atraso na estratégia convencional enquanto a distribuída responde rapidamente a perturbação, se mostrando mais eficiente.

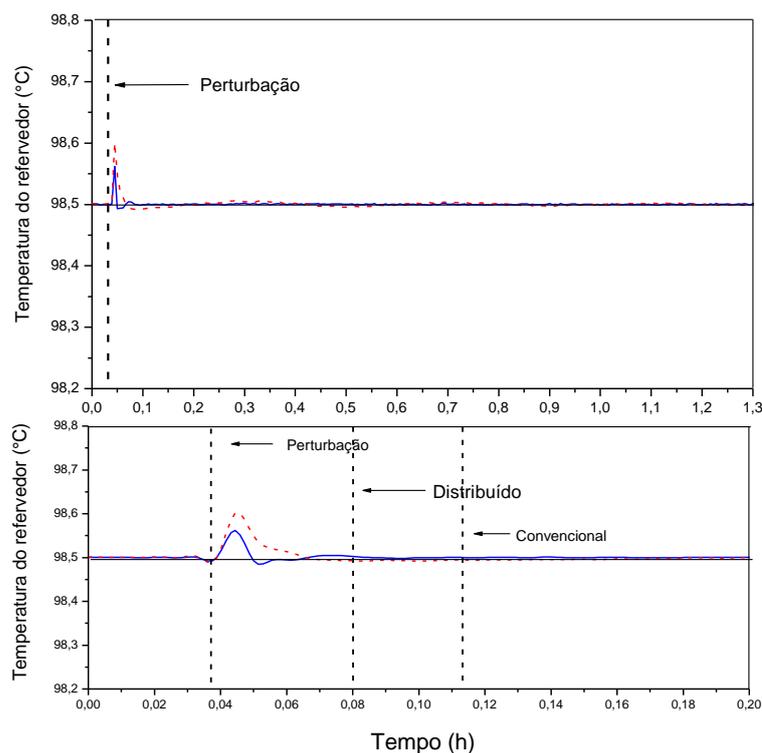


Figura 44: Perfil da temperatura no refervedor em relação à perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação comparando-se as estratégias convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 11 (—) em relação ao valor do set point (—).

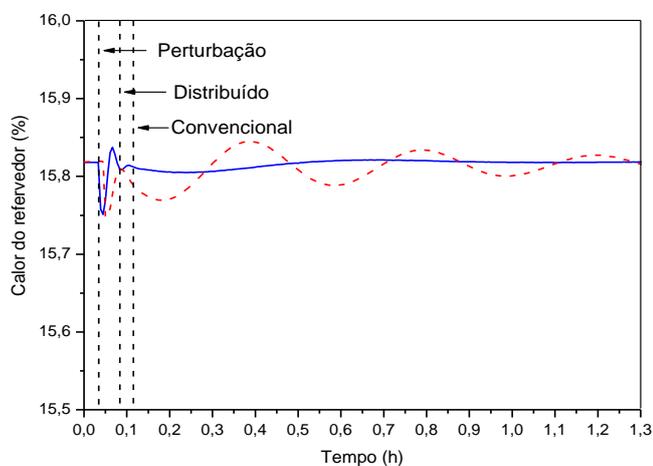


Figura 45: Perfil do fornecimento de calor necessário (variável manipulada) para rejeitar a perturbação quando aplicada a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 11 (—).

Na Figura 46 está representada a derivada da temperatura do refervedor em relação ao tempo que demonstra através da redução no tempo de transição que a estratégia distribuída é mais eficiente comparada com a convencional. Na parte inferior da figura, a redução de tempo de transição é melhor visualizado, obtendo-se 0,11 h (6,6 minutos) para a estratégia convencional e 0,08 h (4,8 minutos) para a estratégia distribuída, ou seja, uma redução de 20%.

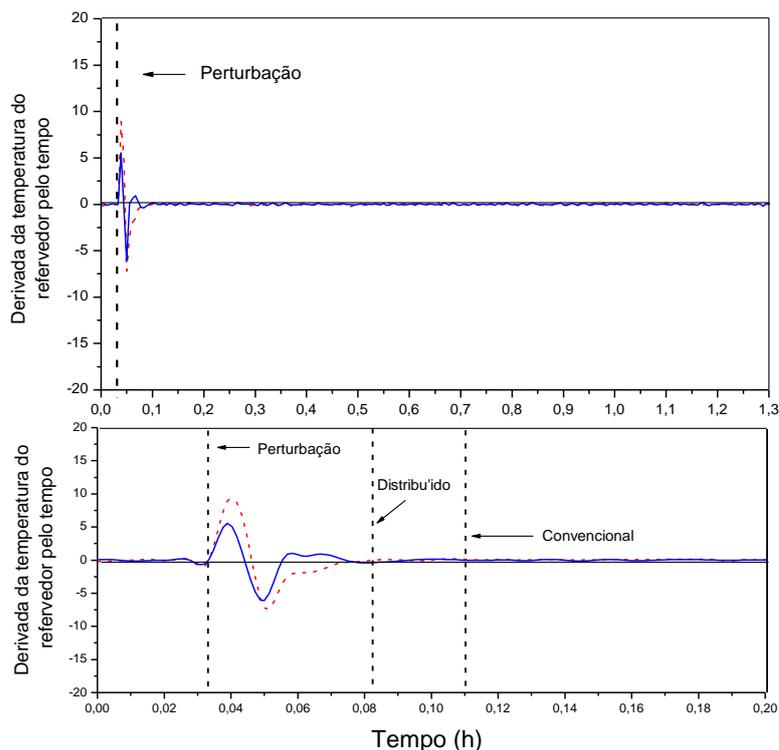


Figura 46: Derivada da temperatura do refeedor em relação ao tempo para perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação quando aplicada a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 11 (—).

Na Figura 47 está representada a temperatura no prato 13 após a mesma perturbação de + 14 °C realizada na temperatura de alimentação. Verifica-se que a estratégia distribuída alcança mais rapidamente a estabilidade quando comparada com a convencional. Na Figura 48, é ilustrado o perfil da abertura da válvula da vazão de refluxo (variável manipulada). Para a estratégia distribuída, a oscilação observada é extremamente pequena, com o processo já retornando aos valores de referência, devido à retirada de calor no prato 11 da coluna que auxilia na dinâmica. Não é necessária que a perturbação seja sentida pela leitura do controle no prato 13 da coluna para iniciar a ação corretiva em todos os pratos da coluna, a perturbação é influenciada em toda a dinâmica da coluna. Na estratégia convencional, a abertura é maior e se mantém por um tempo maior aberta para resfriar a coluna após a perturbação de degrau positivo que reflete um aquecimento em todo o perfil da coluna de destilação.

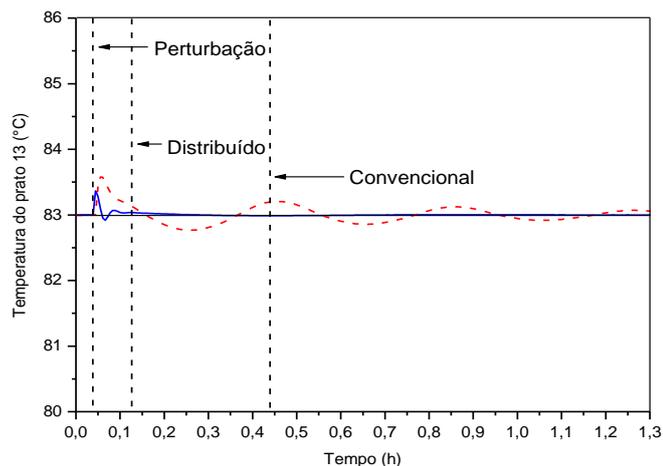


Figura 47: Perfil da temperatura no prato 13 em relação à perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação comparando-se as estratégias convencional ( - - - ) e distribuída aplicado no prato 11 ( — ) em relação ao valor do set point ( — ).

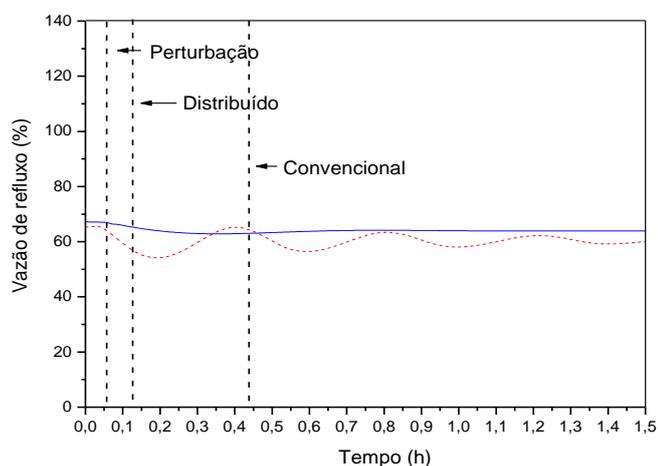


Figura 48: Perfil da abertura da válvula da vazão de refluxo quanto realizada a perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação para a comparação entre a estratégia convencional ( - - - ) e distribuída aplicado no prato 11 ( — ).

Na Figura 49, está representada a derivada da temperatura no prato 13 em relação ao tempo. Por meio deste gráfico pode-se reiterar a eficiência da estratégia distribuída. O tempo de transição para a estratégia convencional foi de 0,44 h (26,4 minutos) e para a estratégia distribuída de 0,12 h (7,2 minutos), obtendo-se uma redução de 72,72%.

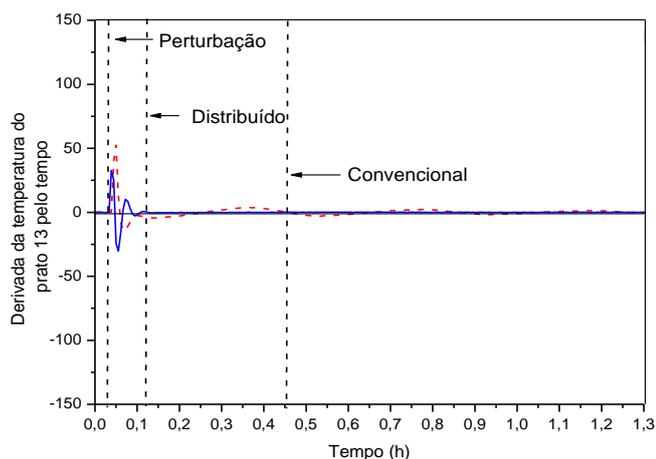


Figura 49: Derivada da temperatura do prato 13 em relação ao tempo para perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação quando aplicada a estratégia convencional (---) e distribuída utilizando o prato 11 (—).

Também foi analisada a temperatura no prato 11, onde é aplicado o controle de temperatura e conseqüentemente é realizada a retirada de calor da coluna. Verifica-se através da Figura 50 que a estratégia de controle convencional alcança o valor de referência, porém, com uma oscilação constante ao redor do ponto de operação, diferente da estratégia distribuída, cuja ação local permite a estabilização da temperatura do prato. A abordagem distribuída é muito mais eficiente comparada com a convencional, com menor tempo de transição e com menor *overshoot*. O mesmo resultado pode ser verificado por meio da derivada da temperatura do prato 11 em relação ao tempo, conforme ilustrado na Figura 51. O tempo de transição encontrado para a estratégia convencional é de 0,47 h (28,2 minutos) e para a estratégia distribuída é de 0,14 h (8,4 minutos), obtendo-se uma redução maior que 70%.

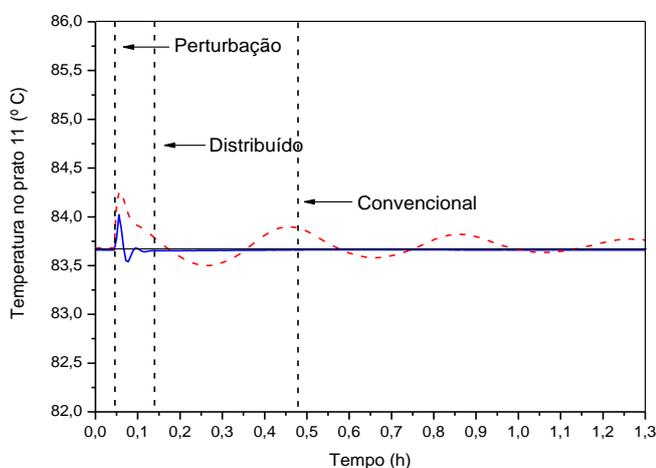


Figura 50: Perfil da temperatura no prato 11 em relação à perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação comparando-se as estratégias convencional (---) e distribuída aplicada no prato 11 (—) em relação ao valor do *set point* (—).

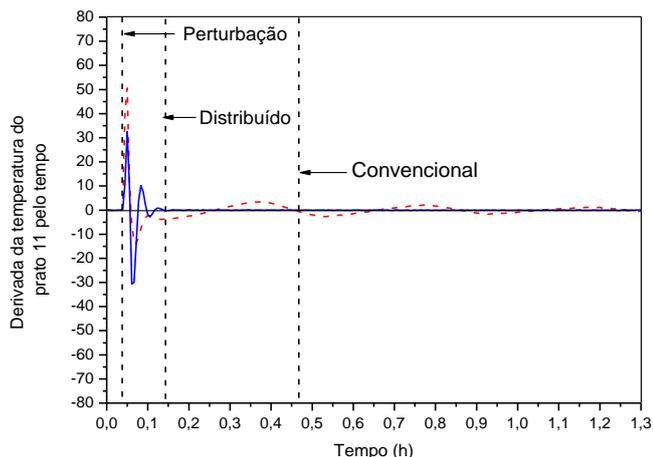


Figura 51: Derivada da temperatura do prato 11 em relação ao tempo para perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação quando aplicada a estratégia convencional (---) e distribuída utilizando o prato 11 (—).

Na Tabela 22 é apresentado o tempo de transição e o *overshoot* obtidos com a estratégia distribuída comparando-se com a abordagem convencional. Assim como observado para o controle distribuído com ação na seção de esgotamento, o maior efeito da estratégia avaliada é observado na malha de controle da temperatura do prato 13.

Tabela 22: Comparação entre o tempo de transição e *overshoot* gerados com a estratégia convencional e distribuída usando o prato 11 para as malhas de controle de temperatura do refeedor, prato 3 e 13.

<b>Variáveis</b>	<b>Estratégia convencional</b>	<b>Estratégia distribuída</b>
<b>Tempo de transição (h)</b>		
Temperatura no refeedor	0,1	0,08
Temperatura do estágio 13	0,44	0,12
Temperatura no estágio 11	0,45	0,14
<b>Overshoot</b>		
Temperatura do refeedor	0,1	0,05
Temperatura do estágio 13	0,58	0,35
Temperatura no estágio 11	0,57	0,33

Assim como analisado para aplicação do controle na seção de esgotamento, o cálculo da integral da vazão volumétrica de etanol no destilado foi realizado visando-se observar a produção de etanol fora do especificado. Na Tabela 23 são apresentados estes valores. Confirma-se através de todas as análises realizadas, ou seja, que a estratégia convencional produz maior quantidade de produtos fora do especificado comparada com a estratégia distribuída.

Tabela 23: Quantidade de produto fora da especificação (em volume) durante o tempo de transição para estratégias convencional e distribuída usando o prato 11.

Variáveis	Estratégia convencional	Estratégia distribuída
Vazão volumétrica do destilado (m <sup>3</sup> /h)	$5,45 \times 10^{-5}$	$1,95 \times 10^{-6}$

De forma geral, o controle distribuído apresentou um desempenho melhor em comparação com o controle convencional também para a análise da ação distribuída na seção de retificação. O comportamento das variáveis também se tornou menos oscilatório e os controladores mantiveram as variáveis controladas mais próximas dos valores desejados após a perturbação, para todas as malhas de controle que foram afetadas pela perturbação.

#### 4.3.2 Influência das estratégias nas vazões e frações volumétricas da base e topo da coluna

Na Figura 52(a) é apresentado o perfil da fração volumétrica de etanol na base da coluna e na Figura 52(b) a derivada ao longo do tempo para a mesma variável. Verifica-se no momento da perturbação uma oscilação nesta variável, logo após retornando próximo ao valor de referência. Neste caso a oscilação é rejeitada mais rapidamente para a estratégia distribuída, devido a proximidade do prato 11.

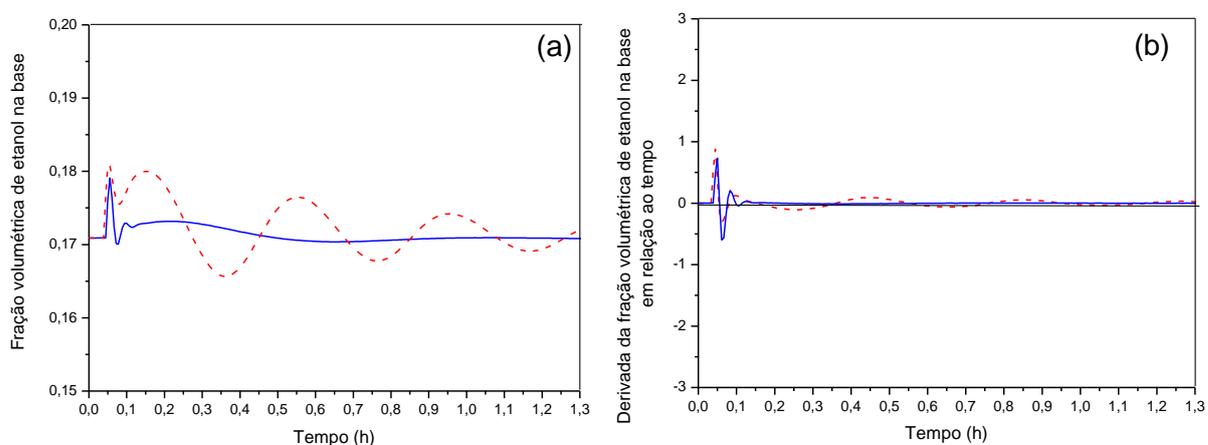


Figura 52: Perfil da fração volumétrica de etanol na corrente de base (a) e derivada desta variável em relação ao tempo (b) após a perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída aplicado no prato 11 (—).

A fração volumétrica de etanol no topo é representada na Figura 53(a) e na Figura 53(b) é apresentada a derivada desta variável ao longo do tempo. Observa-se a diferença entre a resposta do sistema frente à perturbação quando aplicada a estratégia com o controle distribuído, pois diferente da estratégia convencional onde o resfriamento da unidade é promovido exclusivamente pelo aumento da corrente de refluxo, na abordagem distribuída, o resfriamento imediato do prato 11 conduz a redução do tempo de transição.

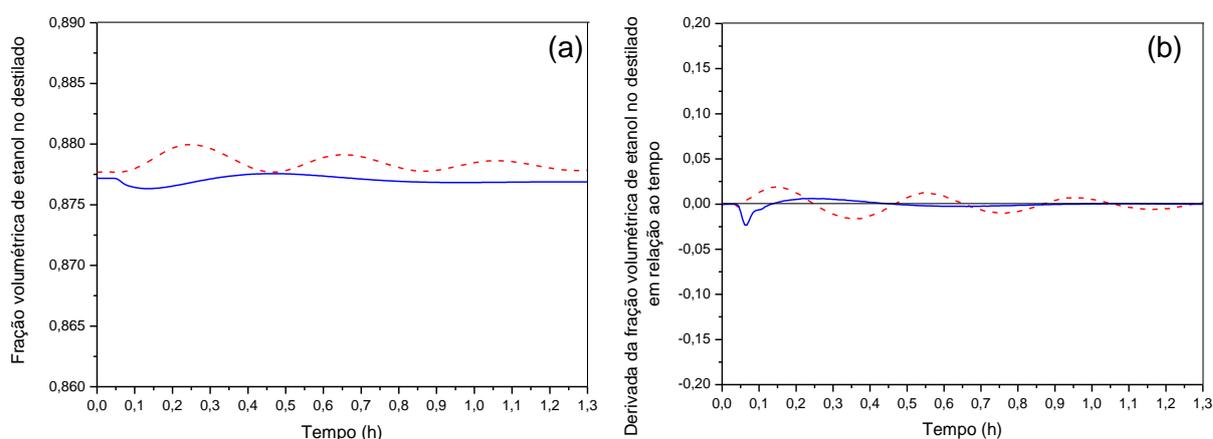


Figura 53: Perfil da fração volumétrica de etanol na corrente de destilado (a) e derivada desta variável em relação ao tempo (b) após a perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída aplicado no prato 11 (—).

Na Figura 54(a) verifica-se o perfil de fração volumétrica no de etanol no prato 11 e na Figura 54(b) a derivada da mesma variável do tempo. Observa-se que assim como decorrido com a temperatura, oscilações na fração volumétrica de etanol são constantemente visualizadas quando a estratégia convencional é aplicada.

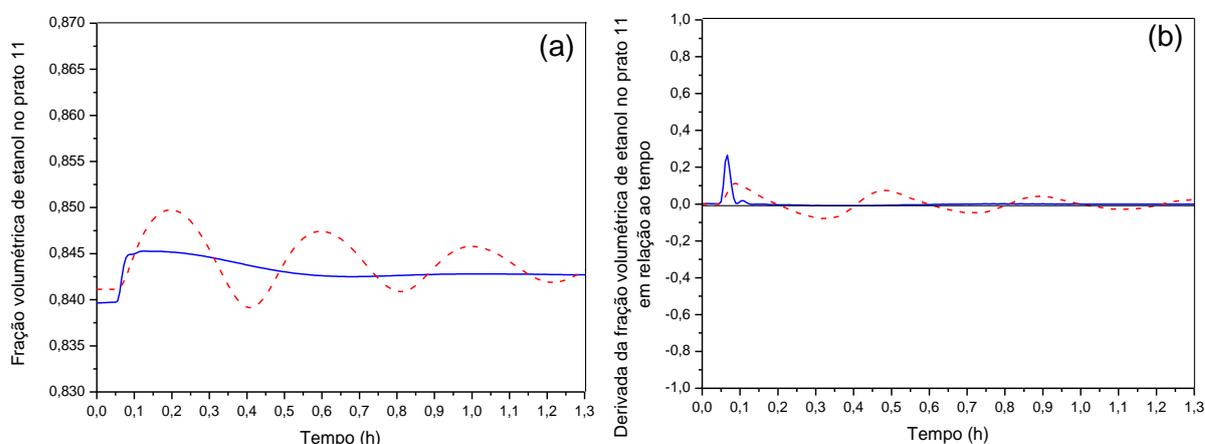


Figura 54: Perfil da fração volumétrica de etanol no prato 11 (a) e derivada desta variável em relação ao tempo (b) após a perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída aplicado no prato 11 (—).

A vazão da corrente de base é analisada através da Figura 55(a) e a derivada desta variável em relação ao tempo é apresentada na Figura 55(b). Na Figura 56(a) é ilustrada a vazão da corrente de destilado e na Figura 56(b) é apresentada a derivada da mesma variável em relação ao tempo. Analisando as duas situações, visualiza-se tanto para a base como para o topo da coluna, que para a estratégia convencional existem muito mais oscilações quando comparado a abordagem distribuída.

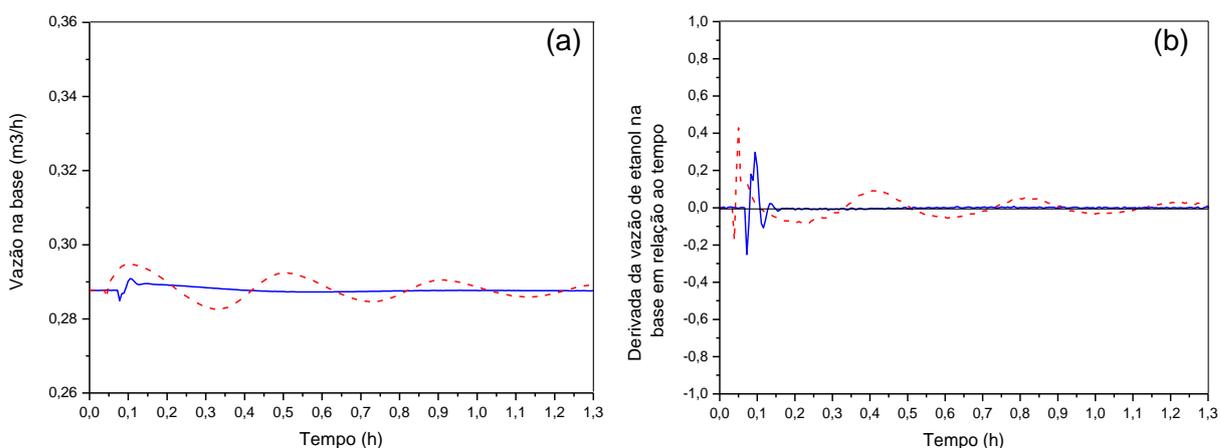


Figura 55: Perfil vazão volumétrica da corrente de base (a) e derivada desta variável em relação ao tempo (b) após a perturbação de +14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída aplicado no prato 11 (—).

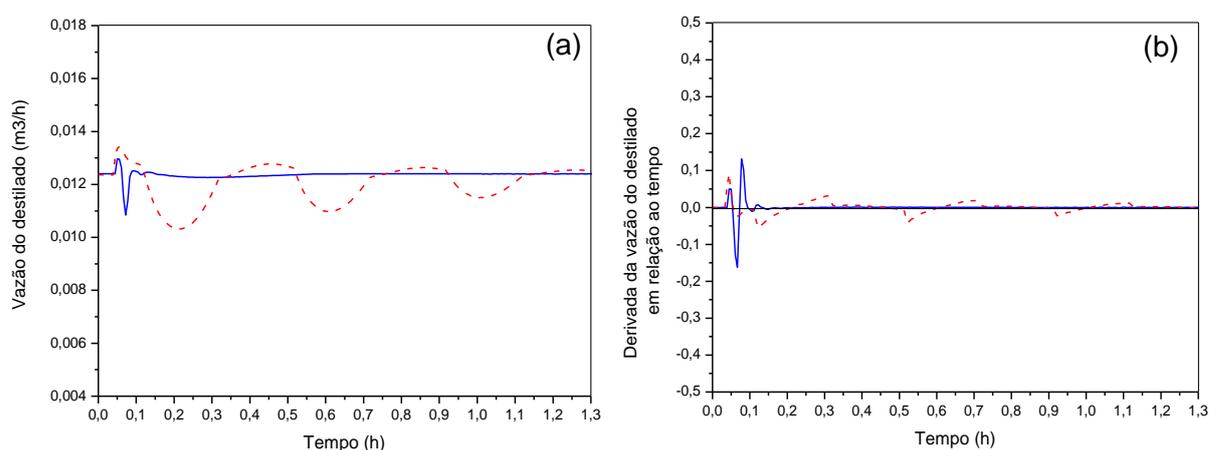


Figura 56: Perfil vazão volumétrica da corrente de destilado (a) e derivada desta variável em relação ao tempo (b) após a perturbação de +14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída aplicado no prato 11 (—).

### 4.3.3 Análise da derivada das vazões dos pratos 10, 11 e 12

Assim como realizado para a estratégia aplicada na seção de esgotamento, neste caso, também foram analisados os dados de derivada da vazão de líquido e vapor nos pratos 10 e 12, conforme apresentados nas Figuras 57, 58 e 59, pois estes são os estágios adjacentes ao que foi aplicada a distribuição do controle.

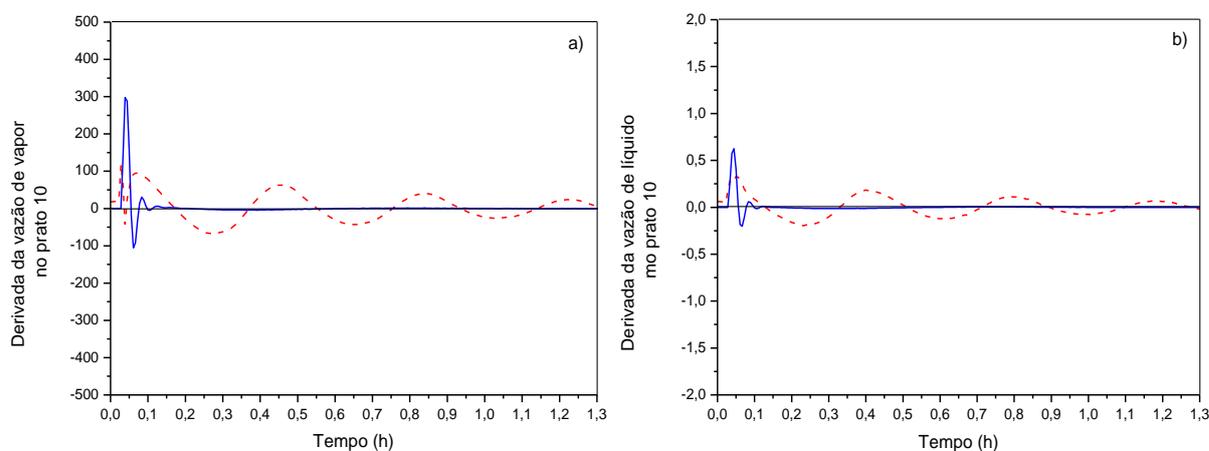


Figura 57: Derivada da vazão de vapor (a) e de líquido (b) do prato 10 em relação ao tempo (b) após a perturbação de +14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 11 (—).

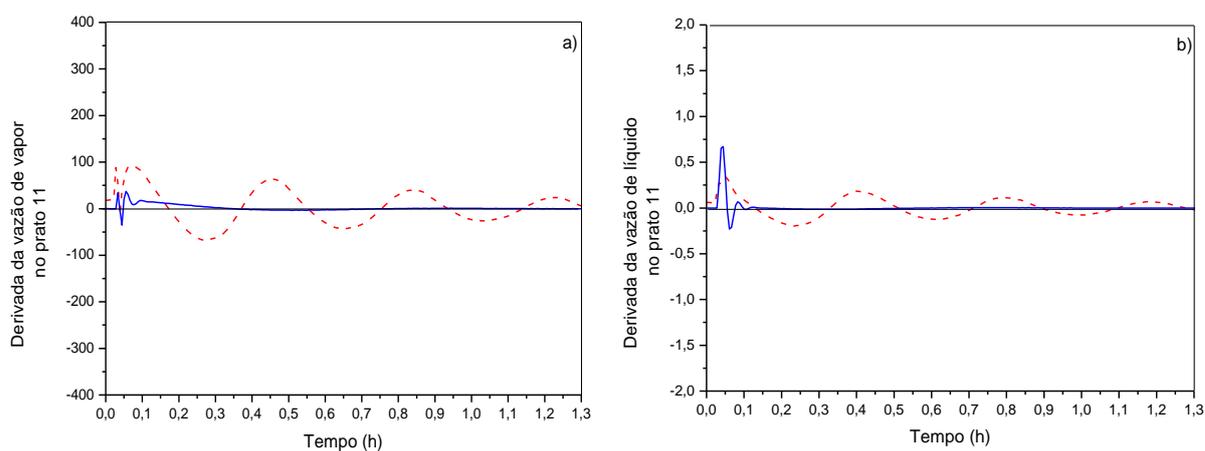


Figura 58: Derivada da vazão de vapor (a) e de líquido (b) do prato 11 em relação ao tempo (b) após a perturbação de +14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 11 (—).

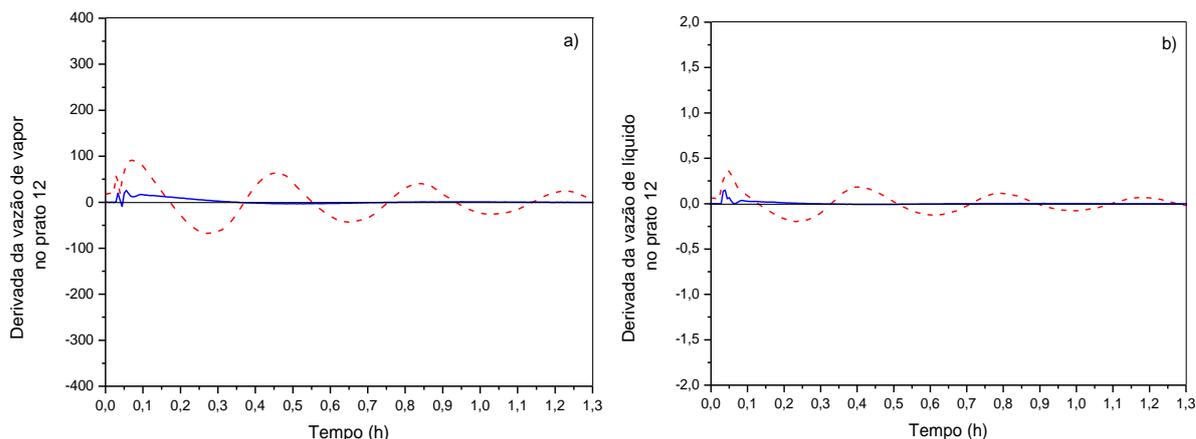


Figura 59: Derivada da vazão de vapor (a) e de líquido (b) do prato 12 em relação ao tempo (b) após a perturbação de +14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 11 (—).

Da mesma forma que observado quando o controle distribuído foi utilizado na seção de esgotamento, a estratégia que faz uso do prato 11 apresenta menos oscilações e é mais rápida no estágio em que foi aplicada assim como os estágios imediatamente superior (12) e inferior (10). Dessa forma, a inserção de uma malha de controle interna na unidade na seção de retificação também não prejudica ou mesmo implica na instabilidade dos fluxos de vapor e de líquido tanto onde esta estratégia foi aplicada quanto nos pratos adjacentes a mesma.

#### 4.2.4 Influência das estratégias nos perfis estacionários de variáveis internas

Assim como observado para a aplicação do controle distribuído na seção de esgotamento, a abordagem com a seção de retificação manteve as variáveis nas faixas dos valores desejados e com isso permitiu a minimização do transiente provocado pela perturbação nas variáveis dos extremos da coluna. Desta forma, a análise dos perfis internos das variáveis também foi verificada. Na Figura 60 é representado o perfil de temperatura ao longo de todos os estágios da coluna.

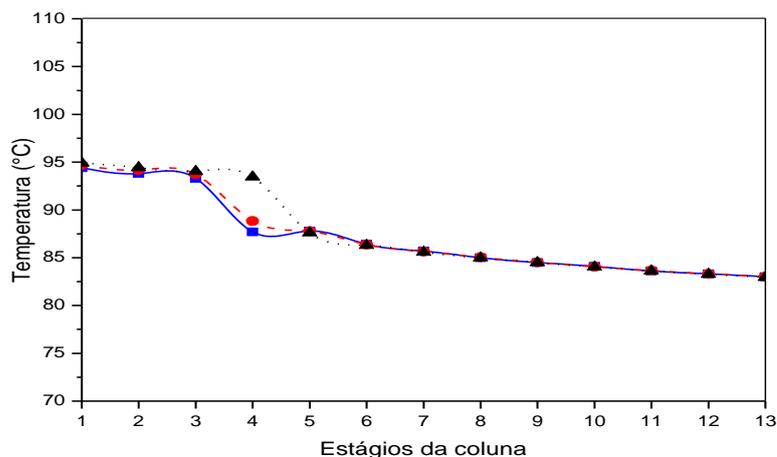


Figura 60: Perfil da temperatura ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (-●-) e distribuída aplicado no prato 11 (-■-)

Observa-se que a temperatura ao longo dos estágios não sofre grandes alterações com a aplicação do controle tanto na abordagem convencional quanto distribuída, com exceção da variação no prato 4, que ocorre por ser o prato de alimentação da coluna no qual a temperatura é perturbada.

Na Figura 61 é apresentado o perfil da pressão ao longo dos estágios da coluna. O estado estacionário obtido com a aplicação da estratégia distribuída após a perturbação ser rejeitada é o mesmo que o da abordagem convencional, e ambos iguais ao anterior a modificação na temperatura da alimentação.

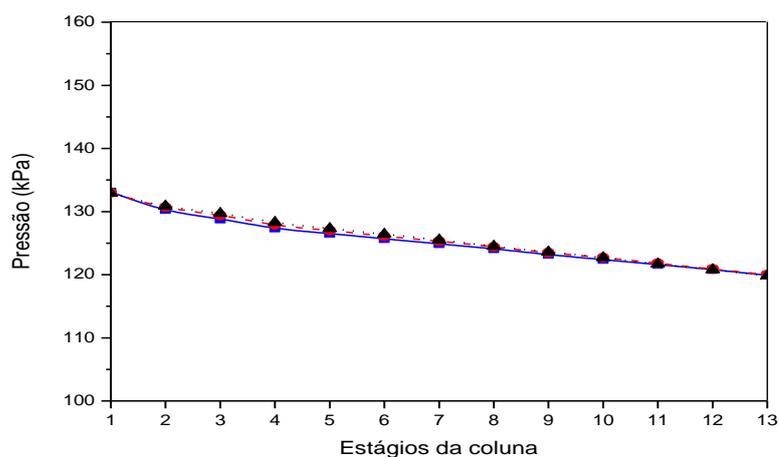


Figura 61: Perfil da pressão ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (-●-) e distribuída aplicado no prato 11 (-■-)

Na Figura 62 é ilustrado o perfil da fração volumétrica de etanol ao longo da coluna. Este se manteve constante para as duas estratégias comparadas (abordagem convencional e distribuída) e em ambos os casos iguais ao estado estacionário. Este resultado pode ser interpretado de forma a concluir que a qualidade do produto não foi alterada, independentemente da estratégia que foi aplicada. Ou seja, a ação distribuída torna o controle mais rápido, sem promover alterações nos perfis das variáveis nos estágios da coluna.

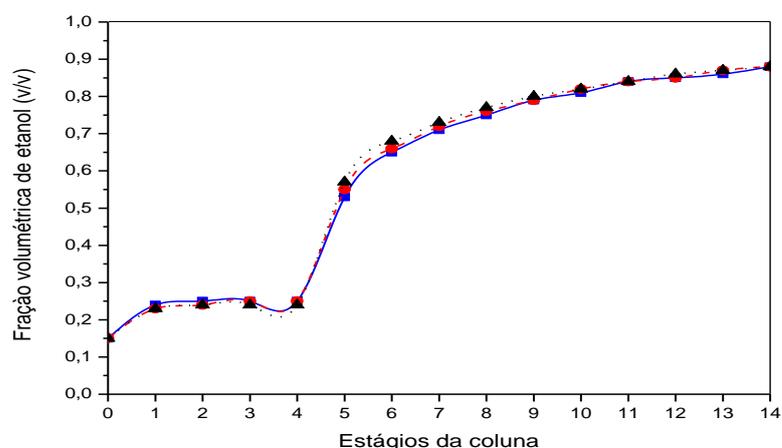


Figura 62: Perfil da fração volumétrica de etanol ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (-●-) e distribuída aplicado no prato 11 (-■-).

Na Figura 63 é apresentado o perfil da vazão de vapor ao longo dos estágios da coluna de destilação. Ao analisar o perfil de vazão de vapor antes da perturbação, observa-se que os maiores valores são obtidos na região de esgotamento (onde mais líquido também é encontrado), e que também valores mais altos são encontrados próximo ao estágio que recebe o refluxo. A aplicação das estratégias convencionais e distribuída mostra perfis com um comportamento diferente devido a efeito da perturbação, porém iguais entre si, demonstrando que o resfriamento no prato 11 não alterou o perfil da vazão de vapor neste estágio (possivelmente devido ao valor desta ser pequeno).

Na Figura 64 é representada a vazão de líquido ao longo dos estágios da coluna. Observa-se que no caso convencional, o prato 5 mantém mais enriquecido em líquido do que no perfil obtido para a estratégia distribuída, que apresenta ainda o prato 4 com maior valor de vazão. Este comportamento pode ser descrito pelo fato de que na abordagem convencional maiores aberturas da válvula de refluxo foram

necessárias para rejeitar a perturbação, tornando toda a unidade mais enriquecida na fase líquida. Quando o controle distribuído é aplicado, o resfriamento imediato do prato 11 permite que seja exigido menos do refluxo e o efeito final é o observado na Figura 66.

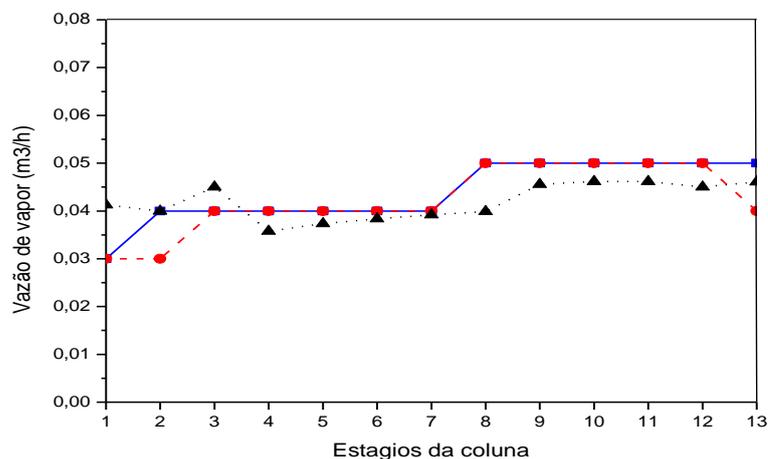


Figura 63: Perfil da vazão de vapor (m<sup>3</sup>/h) ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (-●-) e distribuída aplicado no prato 11 (-■-).

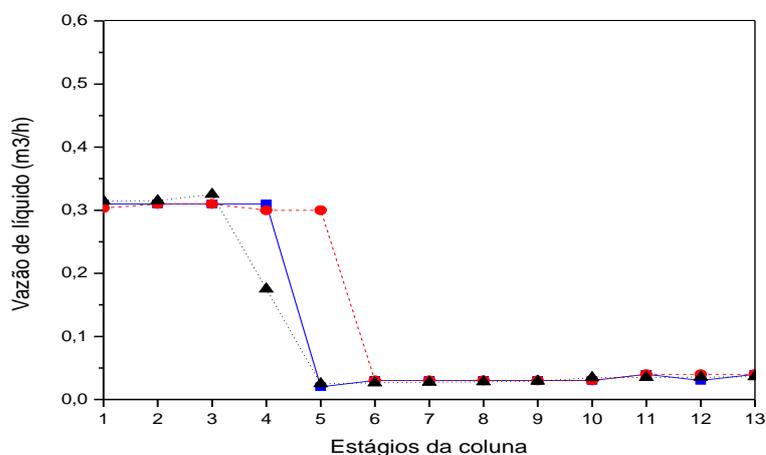


Figura 64: Perfil da vazão de líquido (m<sup>3</sup>/h) ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (-●-) e distribuída aplicado no prato 11 (-■-).

#### 4.4 Controle com ação distribuída simultânea nas seções da unidade

Os testes descritos nesta seção foram realizados com o controle na seção de esgotamento (prato 3) e na região de retificação (prato 11) da coluna simultaneamente. Ressalta-se que sempre é realizada a comparação entre as duas

estratégias de controle (convencional e distribuída) para perturbações realizadas na temperatura de alimentação. Para garantir a comparação entre as abordagens, os testes foram realizados com a mesma perturbação aplicada nos testes anteriores, partindo-se de estados estacionários iguais. A perturbação realizada na temperatura da alimentação foi de  $\pm 14$  °C já que os controles estão atuando simultaneamente.

#### 4.4.1 Análise das malhas de controle implementadas

Na Figura 65 é ilustrada a resposta da temperatura do refervedor quando aplicada as duas perturbações na temperatura de alimentação. Conforme visualizado na Figura 65(a), ocorre um decréscimo da temperatura da base para as duas situações (convencional e distribuída) decorrente da perturbação na alimentação ser de  $- 14$  °C, e o contrário para a Figura 65(b) devido à perturbação ser de  $+ 14$  °C. Observa-se que o efeito da perturbação foi maior no controle convencional comparado com o controle distribuído. Este comportamento pode ser melhor observado no detalhe apresentado na parte inferior da Figura 66, o qual se restringe apenas às primeiras 0,2 h (12 minutos) após a perturbação. No entanto, diferente dos casos em que as ações distribuídas foram aplicadas isoladamente, ao usar ao mesmo tempo a possibilidade de aquecer ou resfriar os pratos da unidade, a estratégia distribuída apresentou um atraso na resposta (para as duas perturbações aplicadas). Esta análise levaria a conclusão de que usar simultaneamente os controladores é menos eficiente, porém, a análise realizada com base na derivada da temperatura do refervedor (Figura 67) mostra que ainda a estratégia distribuída apresenta mais vantagens em relação a convencional.

Na Figura 66 está representado o fornecimento de calor no refervedor após a mesma perturbação aplicada anteriormente. Verifica-se que a abordagem distribuída opera com menos oscilações na variável manipulada.

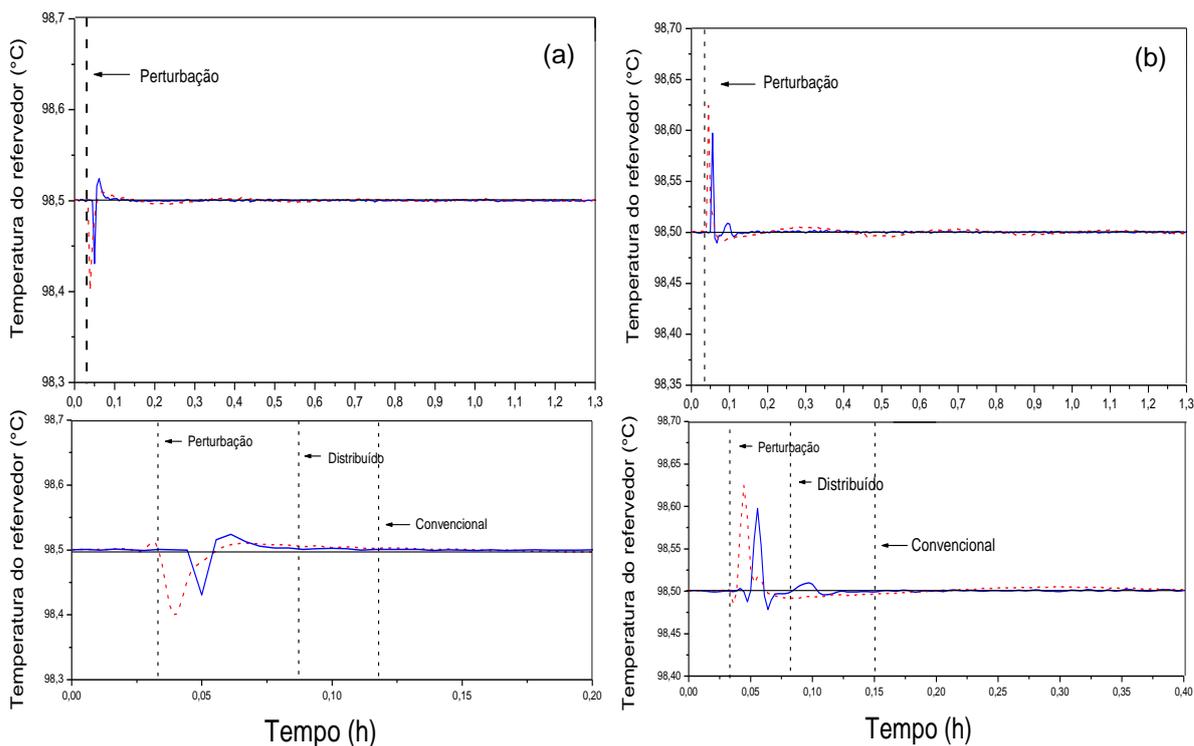


Figura 65: Perfil da temperatura do refervedor em relação a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (a) e  $+14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (b) na temperatura de alimentação comparando-se as estratégias convencional (- - -) e distribuída aplicada simultaneamente no prato 3 e 11 (—) em relação ao valor do *set point* (—).

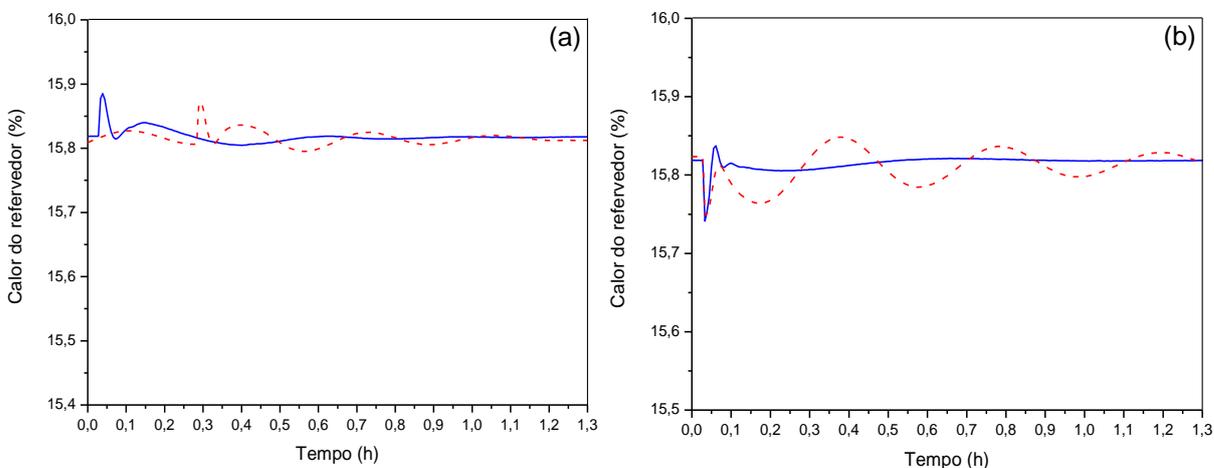


Figura 66: Perfil do fornecimento de calor necessário (variável manipulada) em relação à  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (a) e  $+14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (b) na temperatura de alimentação para rejeitar a perturbação quando aplicada a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando simultaneamente o prato 3 e 11 (—).

Na Figura 67 está representada a derivada da temperatura no refervedor em função do tempo. O mesmo atraso mencionado anteriormente também aparece nos gráficos da derivada. Analisando tais dados, verifica-se que, para a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  o tempo de transição observado para a abordagem convencional foi de  $0,09\text{ h}$  (5,2 minutos), enquanto na abordagem distribuída de  $0,07\text{ h}$  (4,2 minutos),

obtendo-se uma redução maior que 22%. Para a perturbação de + 14 °C o tempo de transição foi de 0,1 h (6 minutos) e para a abordagem distribuída de 0,09h (5,4 minutos), e neste caso a redução observada ficou em torno de 10%.

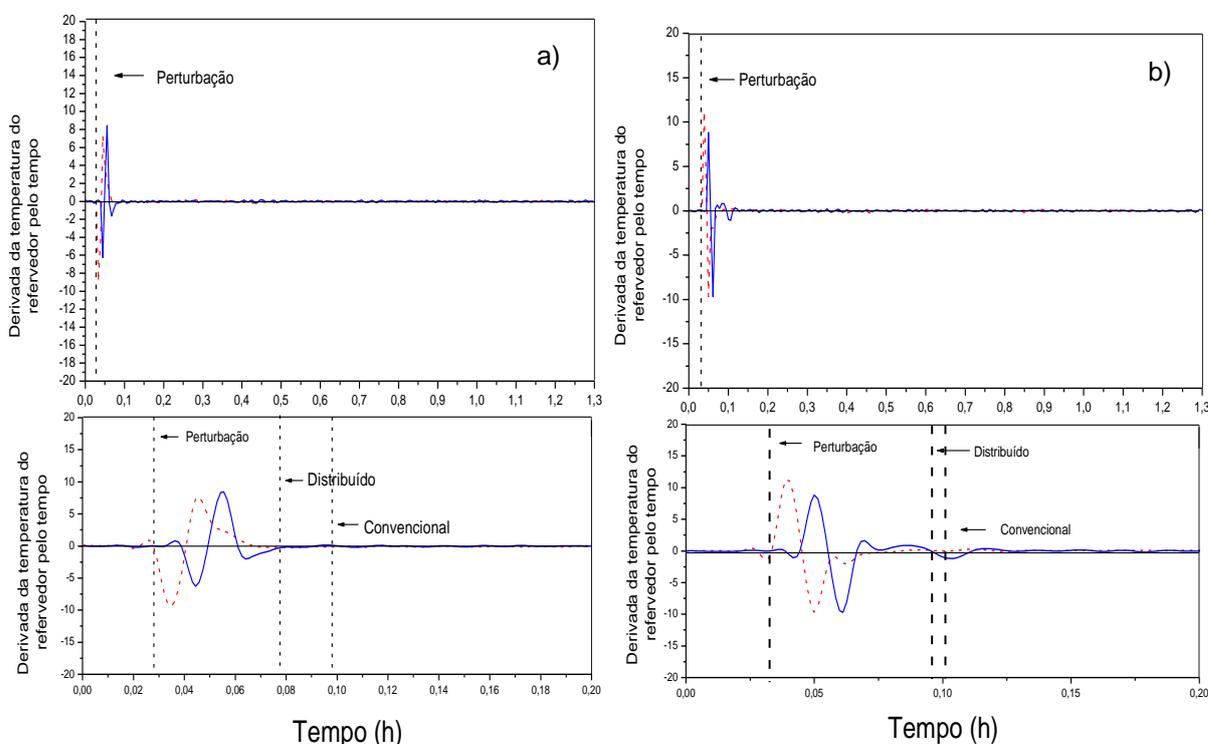


Figura 67: Derivada da temperatura do refeedor em relação ao tempo para perturbação - 14 °C (a) e + 14 °C (b) na temperatura de alimentação quando aplicado na estratégia convencional (- - -), distribuído aplicado no prato 3 e 11 simultaneamente (—).

Na Tabela 24 é observado que o tempo de transição é muito próximo quando comparado as estratégias distribuídas aplicadas com o uso isolado de um prato e com o simultâneo.

Tabela 24: Comparação entre o tempo de transição da malha de controle de temperatura do refeedor quando aplicadas as estratégias distribuídas com ações isoladas e simultânea.

Perturbação (temperatura da alimentação)	Estratégia convencional	Estratégia distribuída	
		Ação isolada	Ação simultânea
+14 °C	0,09 h	0,07 h	0,09 h
- 14 oC	0,1 h	0,08 h	0,7 h

Quando analisada a temperatura do topo da coluna por meio do prato 13, também foi observada uma redução no tempo de transição após a perturbação na temperatura de alimentação, conforme pode ser visualizado na Figura 68. Verifica-se

por meio da Figura 69 que a vazão de refluxo se manteve com menos oscilação na abordagem distribuída para ambas às perturbações. Reitera-se que mesmo com valores de aberturas iniciais das válvulas diferentes, a análise em relação ao transiente não é influenciada por este comportamento. Os resultados são em relação ao momento da perturbação, por este motivo essa variação não interfere nos resultados apresentados. Verifica-se que como a temperatura variou em uma escala maior para a abordagem convencional, a válvula operou com maiores aberturas e ainda por um tempo maior para atingir a temperatura de *set point*. O atraso observado na análise do refeedor não aparece quando analisado o tempo de transição na temperatura do prato 13.

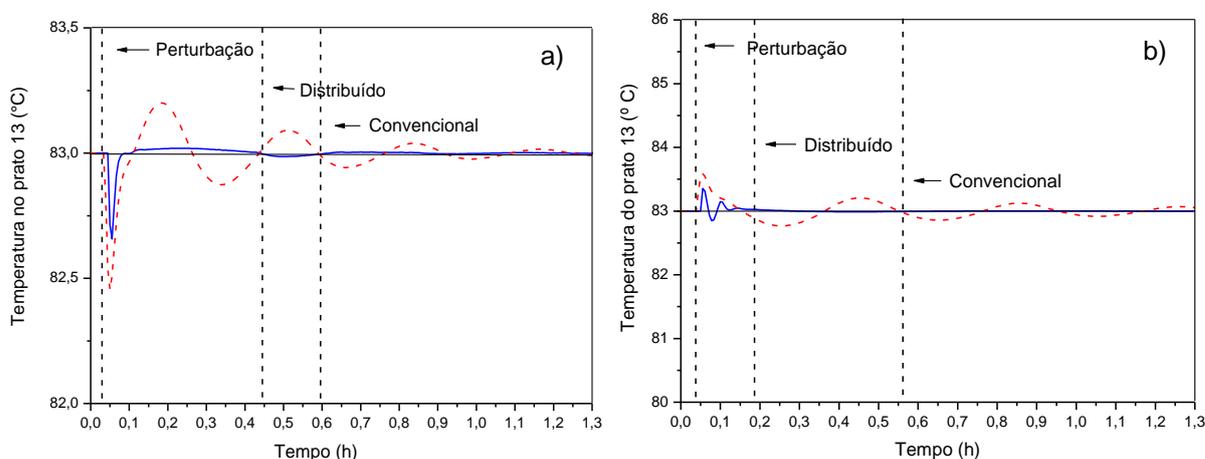


Figura 68: Perfil da temperatura no prato 13 em relação à perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (a) e  $+14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (b) na temperatura de alimentação comparando-se as estratégias convencional (---) e distribuída aplicada simultaneamente no prato 3 e 11 (—) em relação ao valor do set point (—).

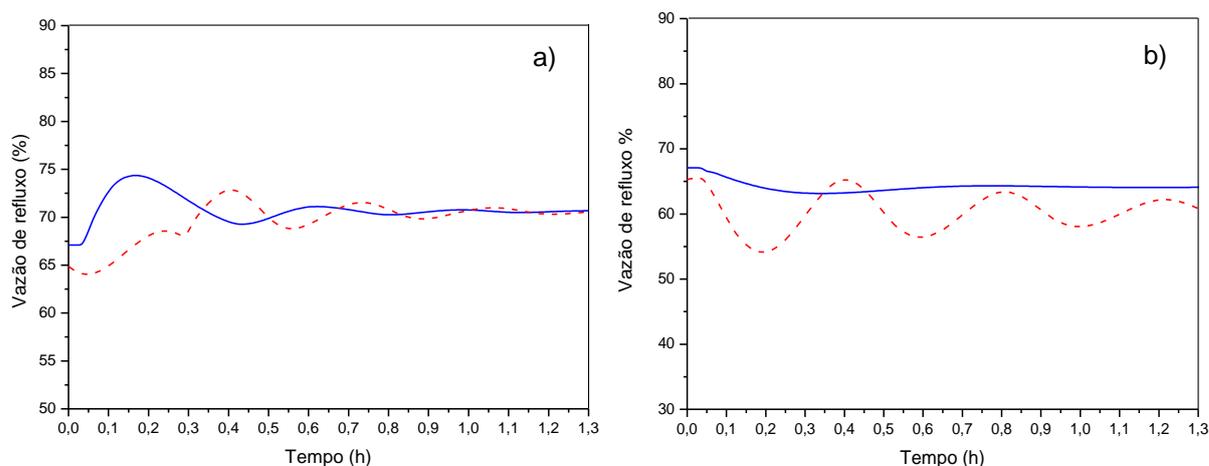


Figura 69: Efeito da abertura da válvula da vazão de refluxo em relação à  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (a) e  $+14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (b) na temperatura de alimentação para a comparação entre a estratégia convencional (---) e distribuída aplicado no prato 3 e 11 simultaneamente (—).

Na Figura 70 está representada a derivada da temperatura no prato 13 em relação ao tempo. O tempo de transição para a abordagem convencional quando aplicada a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  foi de 0,5 h (30 minutos) e para a abordagem distribuída de 0,18 h (10,8 minutos) representando uma redução maior que 64%. Para a perturbação de  $+14\text{ }^{\circ}\text{C}$  foram obtidas transições de 0,44 h (26,4 minutos) e 0,13 h (7,8 minutos), verificando uma redução mais de 70%.

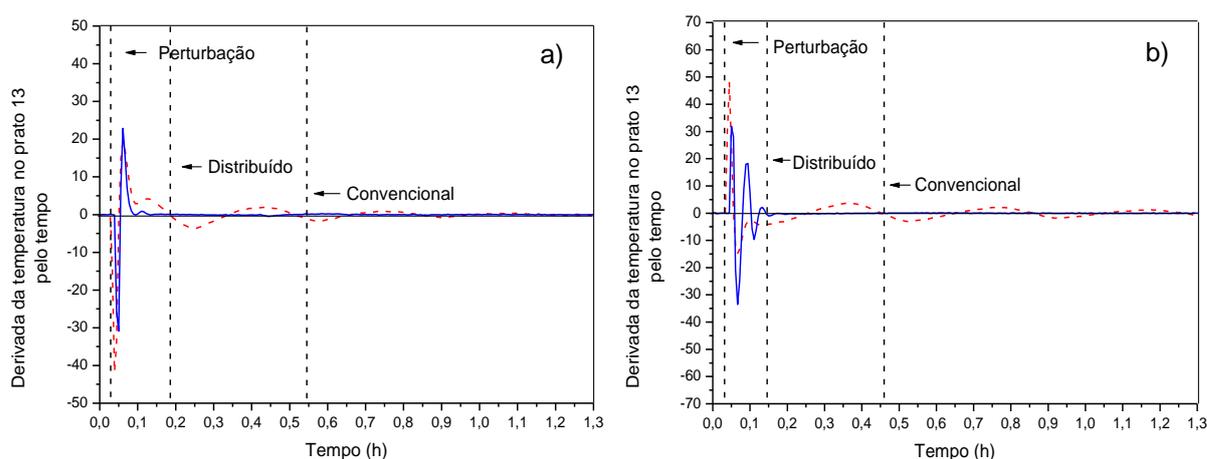


Figura 70: Derivada da temperatura do prato 13 em relação ao tempo para perturbação  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (a) e  $+14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (b) na temperatura de alimentação quando aplicada a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando os pratos 3 e 11 simultaneamente (—)

Na Tabela 25 é observado que o controle distribuído é sempre mais rápido em relação ao convencional. Porém, ao observar as estratégias considerando as ações isoladas e simultânea, observa-se que ocorre redução no tempo de transição apenas quando comparada o controle individual no prato 3 com a estratégia simultânea. Quando comparado o controle no prato 11 com a estratégia simultânea, o tempo de transição não reduz, sendo assim, a ação do controle simultâneo não apresentou resultados positivos.

Tabela 25: Comparação entre o tempo de transição da malha de controle de temperatura do prato 13 quando aplicadas as estratégias distribuídas com ações isoladas e simultânea.

Perturbação (temperatura da alimentação)	Estratégia convencional	Estratégia distribuída	
		Ação isolada	Ação simultânea
+14 °C	0,5 h	0,18 h	0,13 h
- 14 oC	0,44 h	0,12 h	0,18 h

Os perfis das temperaturas do prato 3 (onde ocorre a adição de calor através do controle distribuído) são representados na Figura 71, após a perturbação de

– 14 °C na temperatura de alimentação. A análise do prato 3 foi realizada somente com essa variação pois, é preciso realizar o fornecimento de calor do prato 3 após a diminuição na temperatura de alimentação da coluna.

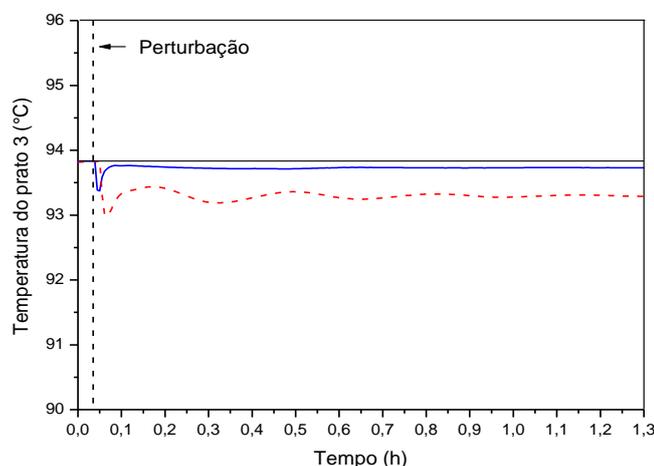


Figura 71: Perfil da temperatura do prato 3 em relação à perturbação – 14 °C na temperatura de alimentação comparando-se as estratégias convencional (---) e distribuída aplicada simultaneamente nos pratos 3 e 11 (—) em relação ao valor do *set point* (—).

Da mesma forma que observado para a estratégia distribuída utilizado somente o prato 3, o uso simultâneo de estágios no controle da unidade permite a manutenção da temperatura do prato 3 no valor desejado, ao contrário do observado com a abordagem convencional. A redução do transiente é observado quando analisada a derivada da temperatura no prato 3 em relação ao tempo, de acordo com a Figura 72. O tempo de transição para a abordagem convencional foi de aproximadamente 0,49 h (29,4 minutos) e para a abordagem distribuída de 0,12 h (7,2 minutos), observa-se uma redução maior que 75%.

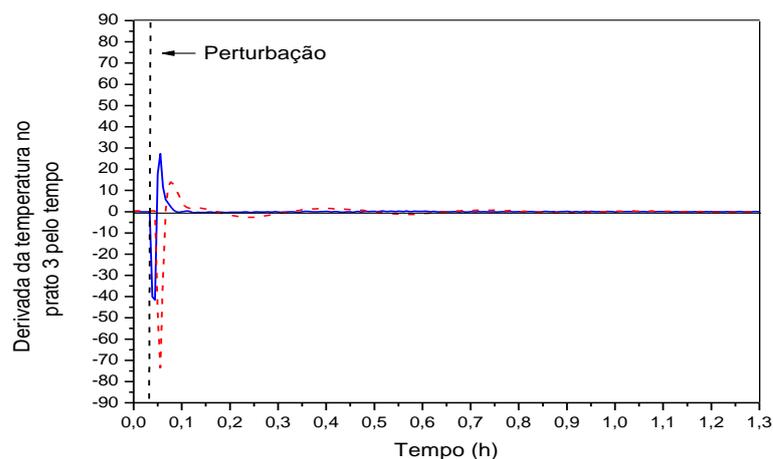


Figura 72: Derivada da temperatura do prato 3 em relação ao tempo para perturbação na temperatura de alimentação quando aplicado na estratégia convencional (---) e distribuída utilizando os pratos 3 e 11 simultaneamente (—).

Na Figura 73 está representada a temperatura no prato 11 após a perturbação de + 14 °C, onde comportamento similar ao anteriormente descrito pode ser observado em relação ao fato que ação distribuída é muito mais eficiente uma vez que é aplicada localmente e não apenas nos extremos da unidade como na abordagem convencional.

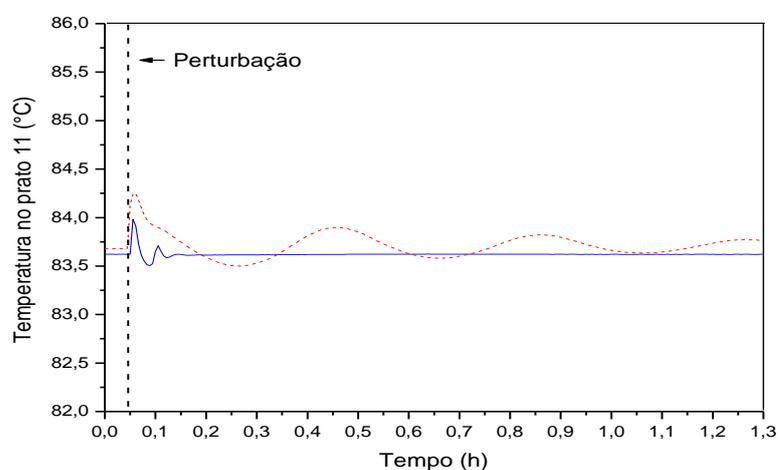


Figura 73: Perfil da temperatura do prato 11 em relação à perturbação de + 14 °C na temperatura de alimentação comparando-se as estratégias convencional (---) e distribuída aplicada no prato 11 (—) em relação ao valor do set point (—).

A redução do tempo de transição pode ser observada na Figura 74 que ilustra a derivada da temperatura no prato 11 em relação do tempo. O tempo de transição para a abordagem convencional foi de aproximadamente 0,84 h (50,4 minutos) e para a abordagem distribuída de 0,18 h (10,8 minutos).

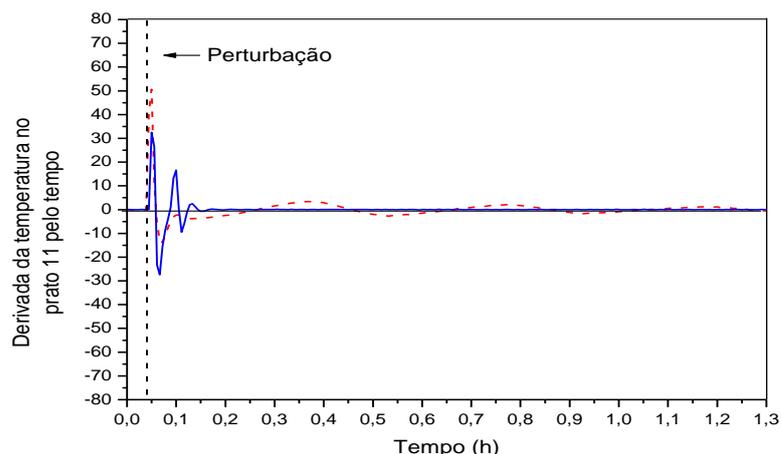


Figura 74: Derivada da temperatura do prato 11 em relação ao tempo para perturbação na temperatura de alimentação quando aplicada a estratégia convencional (---) e distribuída utilizando o prato 3 e 11 simultaneamente.

Na Tabela 26 é apresentado, de forma resumida, o tempo de transição e o *overshoot* para a estratégia convencional e distribuída para as duas perturbações realizadas.

Tabela 26: Tempo de transição para a estratégia convencional e distribuída analisando as variáveis controladas através do gráfico das derivadas.

Variáveis	Estratégia convencional	Estratégia distribuída
Tempo de transição (horas) – perturbação positiva		
Temperatura no refervedor	0,1	0,09
Temperatura do estágio 13	0,44	0,13
Overshoot (°C)		
Temperatura do refervedor	0,12	0,09
Temperatura do estágio 13	0,54	0,31
Temperatura no estágio 11	0,57	0,3
Tempo de transição (horas) – perturbação negativa		
Temperatura no refervedor	0,09	0,07
Temperatura do estágio 13	0,50	0,18
Overshoot (°C)		
Temperatura do refervedor	0,1	0,08
Temperatura do estágio 13	0,55	0,33
Temperatura no estágio 3	0,86	0,46

Novamente, uma análise da quantificação de produto fora do especificado foi realizada. Na Tabela 27 são apresentados estes valores. Verifica-se que para a estratégia convencional quando aplicada a perturbação de + 14 °C a redução foi

consideravelmente grande. O mesmo não pode ser considerado quando aplicada a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$ , cujos valores são praticamente iguais.

Tabela 27: Quantidade de produto fora do especificado (em volume) durante o tempo de transição para as estratégias avaliadas.

<b>Variáveis</b>	<b>Estratégia convencional</b>	<b>Estratégia distribuída</b>
Vazão volumétrica do destilado – perturbação $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	$4,30 \times 10^{-5}$	$4,77 \times 10^{-5}$
Vazão volumétrica do destilado – perturbação $+14\text{ }^{\circ}\text{C}$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	$5,45 \times 10^{-5}$	$2,98 \times 10^{-5}$

Verificou-se novamente que o controle distribuído apresentou um desempenho melhor em comparação com o controle convencional quando aplicado o controle na seção de esgotamento e retificação simultaneamente, conforme já verificado nos resultados anteriores, onde as estratégias de controle são aplicadas isoladamente.

#### 4.4.2 Influência das estratégias nas vazões e frações volumétricas da base e topo da coluna

Nas Figuras 75 e 76 são apresentadas a derivada da fração volumétrica de etanol na base e topo da coluna em relação ao tempo, respectivamente, comparando as duas estratégias de controle: convencional e distribuída. Verifica-se uma redução nestas variáveis quando aplicado o controle no prato 3 e 11 simultaneamente, onde a estratégia distribuída se manteve mais próxima dos valores de referência, conseqüentemente com menor oscilação comparada a estratégia convencional. Como a fração de etanol no destilado se manteve menos oscilatório a abordagem distribuída tem-se a melhor condição de produto final comparada com a abordagem convencional.

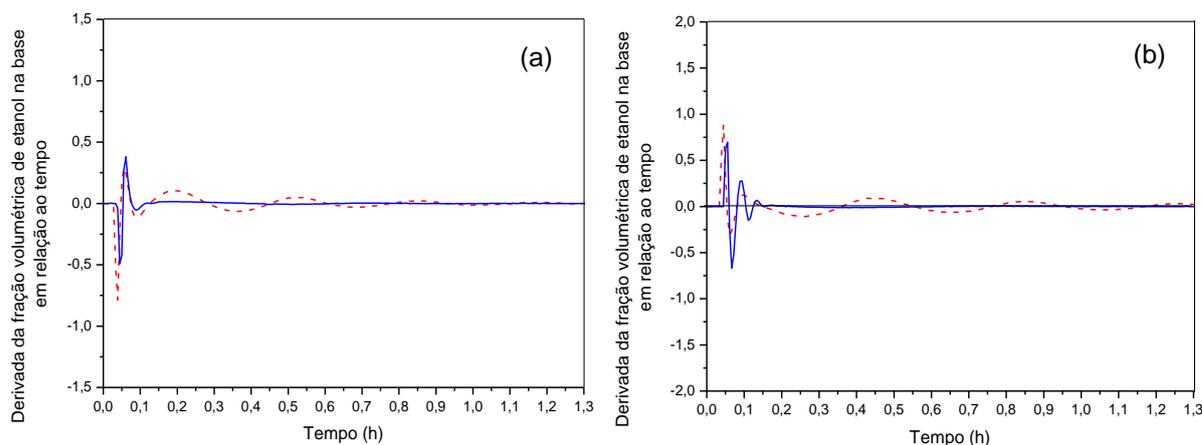


Figura 75: Derivada da fração volumétrica de etanol na corrente de base da coluna após perturbação de  $-14^{\circ}\text{C}$  (a) e  $+14^{\circ}\text{C}$  (b) na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída aplicada no prato 3 e 11 simultaneamente (—).

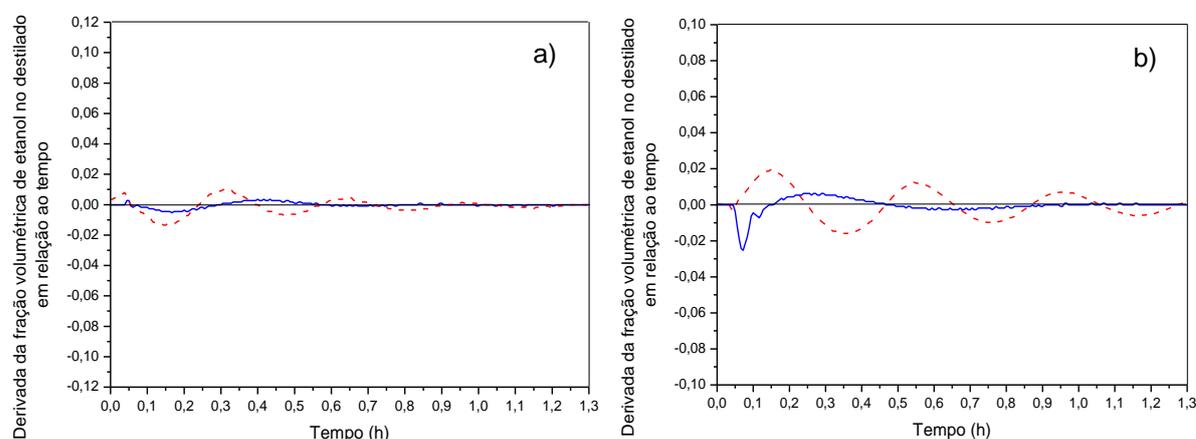


Figura 76: Derivada da fração volumétrica de etanol na corrente de destilado da coluna após perturbação de  $-14^{\circ}\text{C}$  (a) e  $+14^{\circ}\text{C}$  (b) na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída aplicada no prato 3 e 11 simultaneamente (—).

Verifica-se na Figura 77 a derivada da fração volumétrica de etanol no prato 3 em função do tempo quando aplicada as perturbações com os controladores atuando simultaneamente. A estratégia distribuída eliminou a perturbação mais rapidamente comparada com a estratégia convencional quando aplicada a perturbação de  $-14^{\circ}\text{C}$ , isso porque a estratégia distribuída está aplicada no prato 3, então, com o fornecimento de calor e o controle neste estágio, a temperatura se mantém mais próxima dos valores de referência, rejeitando a perturbação da alimentação.

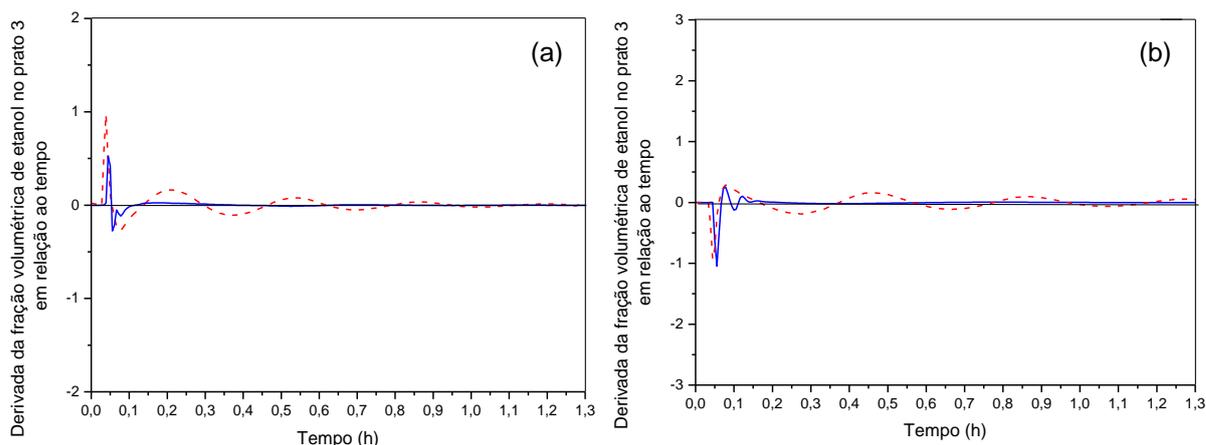


Figura 77: Derivada da fração volumétrica de etanol no prato 3 após perturbação de  $-14^{\circ}\text{C}$  (a) e  $+14^{\circ}\text{C}$  (b) na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída aplicada no prato 3 e 11 simultaneamente (—).

Na Figura 78 está representada a derivada fração de etanol no prato 11 em função do tempo quando aplicada as mesmas perturbação anteriores. Neste caso observa-se que, quando aplicada ambas as perturbações a estratégia convencional apresentou valores inferiores a estratégia distribuída no exato momento da perturbação, porém, a estratégia distribuída eliminou mais rapidamente a perturbação, operando menos tempo produzindo produtos fora do especificado.

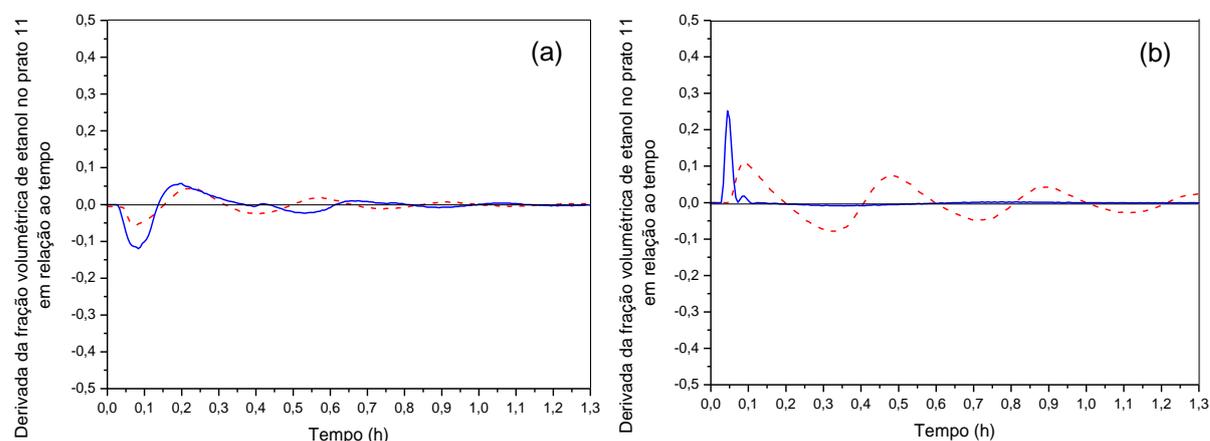


Figura 78: Derivada da fração volumétrica de etanol no prato 11 após perturbação de  $-14^{\circ}\text{C}$  (a) e  $+14^{\circ}\text{C}$  (b) na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída aplicada no prato 3 e 11 simultaneamente (—).

Para a vazão de etanol no destilado e na base da coluna é observado que no destilado a perturbação de  $-14^{\circ}\text{C}$  é eliminada mais rapidamente comparada à vazão da base, conforme as Figuras 79(a). O mesmo efeito não é observado na Figura 79(b), quando a perturbação de  $+14^{\circ}\text{C}$  fez com que o controlador no prato

11 oscilasse mais do que a abordagem convencional. Na Figura 80 verifica-se que para as duas perturbações aplicadas a perturbação é eliminada mais rapidamente quando aplicado o controle convencional.

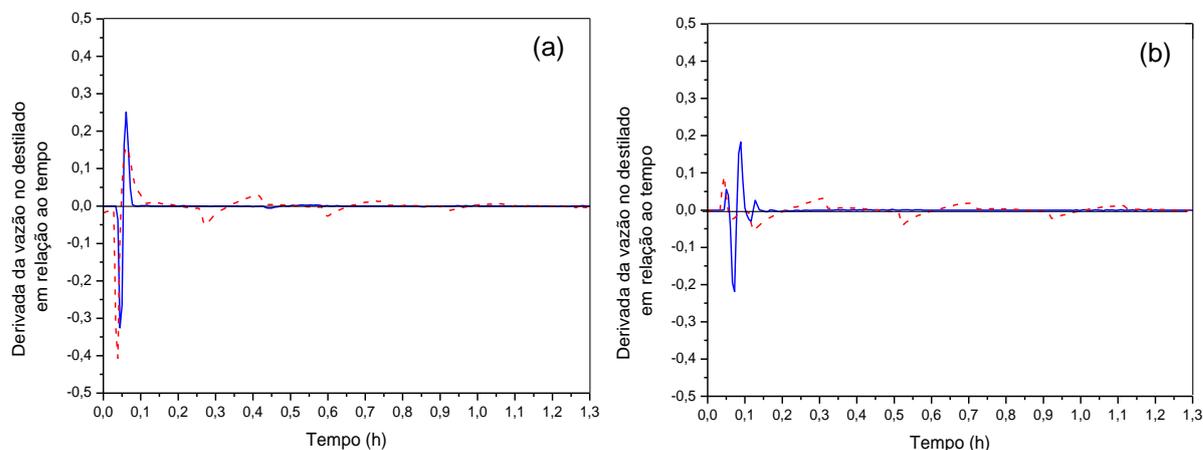


Figura 79: Derivada da vazão de destilado após perturbação de  $-14^{\circ}\text{C}$  (a) e  $+14^{\circ}\text{C}$  (b) na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída aplicada no prato 3 e 11 simultaneamente (—).

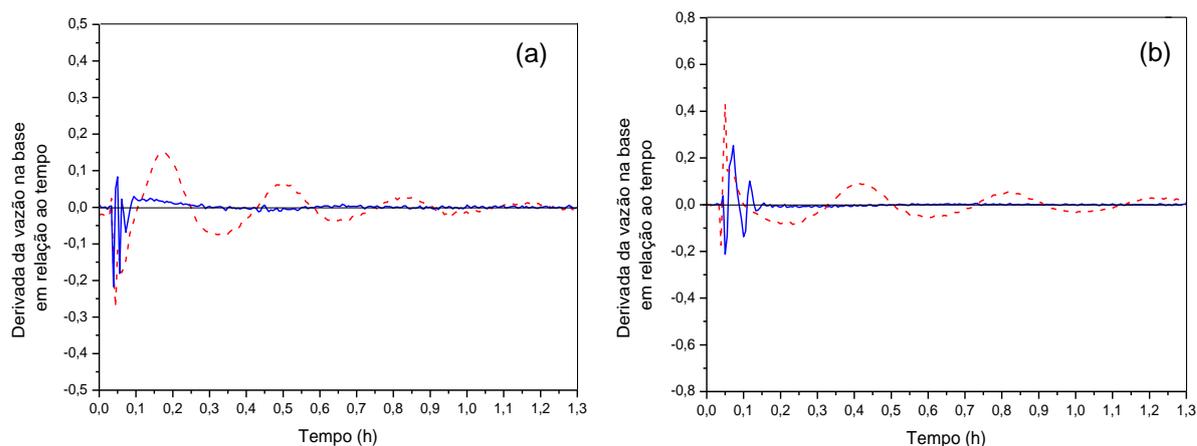


Figura 80: Derivada da vazão da base após perturbação de  $-14^{\circ}\text{C}$  (a) e  $+14^{\circ}\text{C}$  (b) na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída aplicada no prato 3 e 11 simultaneamente (—).

#### 4.4.3 Análise da derivada das vazões dos pratos adjacentes ao controle

Também foram analisados os dados de vazão de líquido e vapor no prato 3, 2 e 4, pois estes são os pratos adjacentes à aplicação do controle na seção de esgotamento. Tais resultados são apresentados nas Figuras 81, 82 e 83 para perturbações de  $-14^{\circ}\text{C}$  e 84, 85 e 86 quando aplicada a perturbação de  $+14^{\circ}\text{C}$ .

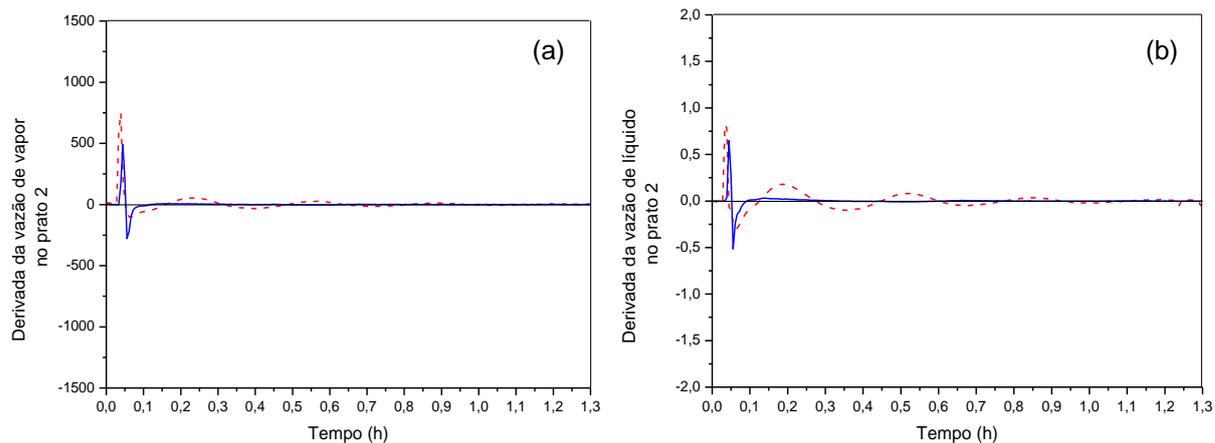


Figura 81: Derivada da vazão de vapor (a) e de líquido (b) no prato 2 após perturbação de  $-14^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída utilizando o prato 3 e 11 simultaneamente (—).

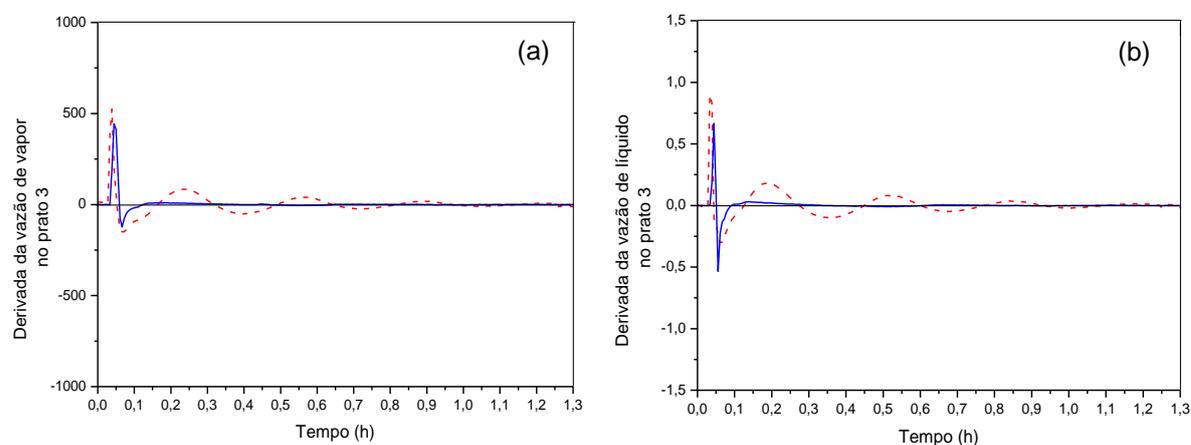


Figura 82: Derivada da vazão de vapor (a) e vazão de líquido (b) no prato 3 após perturbação de  $-14^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída utilizando o prato 3 e 11 simultaneamente (—).

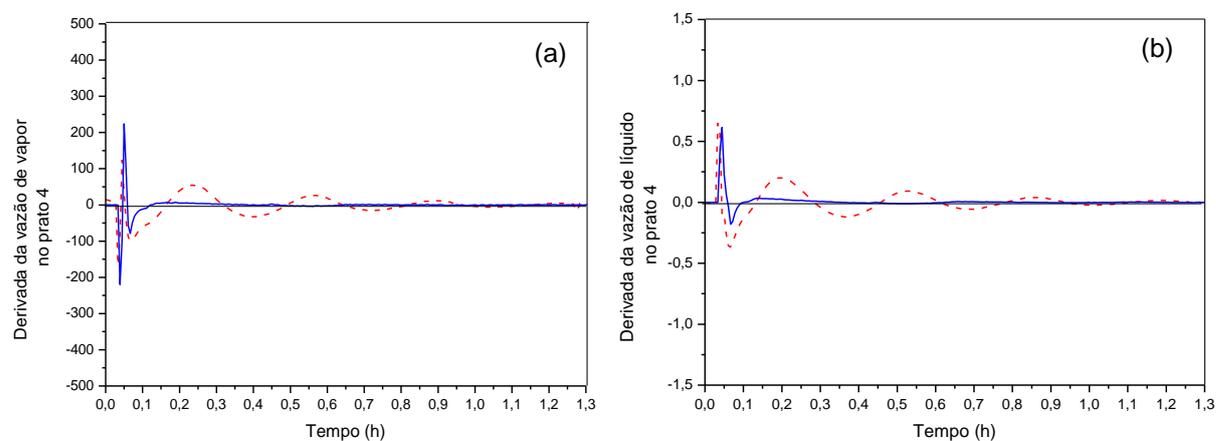


Figura 83: Derivada da vazão de vapor (a) e vazão de líquido (b) no prato 4 após perturbação de  $-14^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída utilizando o prato 3 e 11 simultaneamente (—).

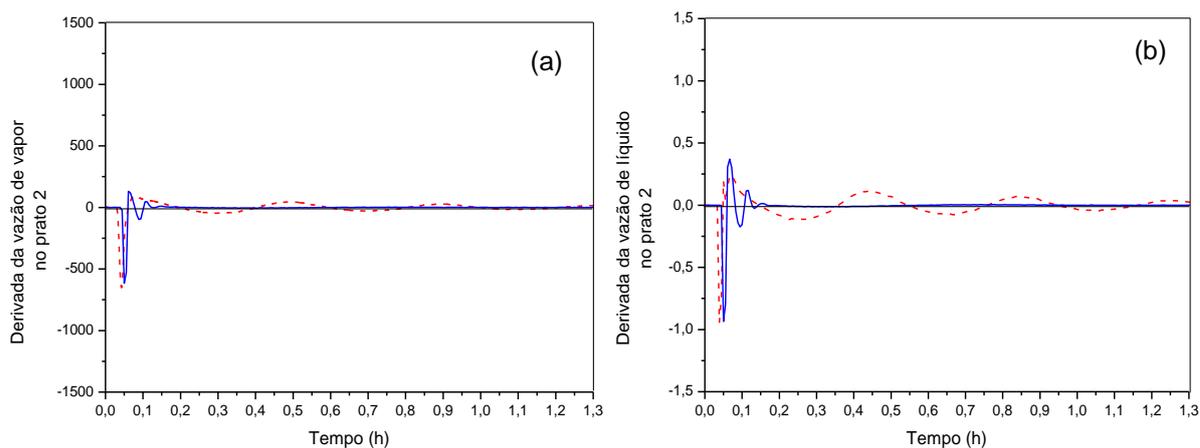


Figura 84: Derivada da vazão de vapor (a) e vazão de líquido (b) no prato 2 após perturbação de +14°C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída utilizando o prato 3 e 11 simultaneamente (—).

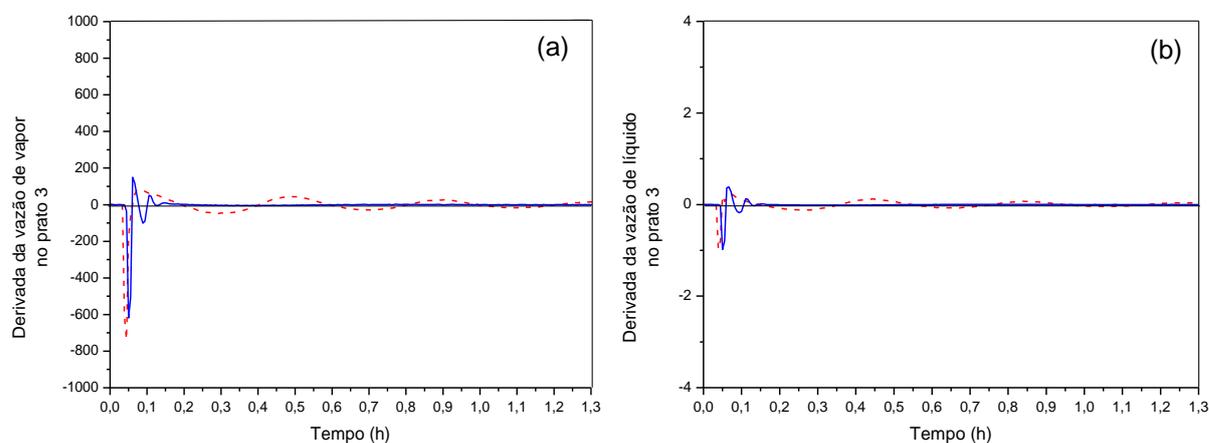


Figura 85: Derivada da vazão de vapor (a) e vazão de líquido (b) no prato 3 após perturbação de +14°C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída utilizando o prato 3 e 11 simultaneamente (—).

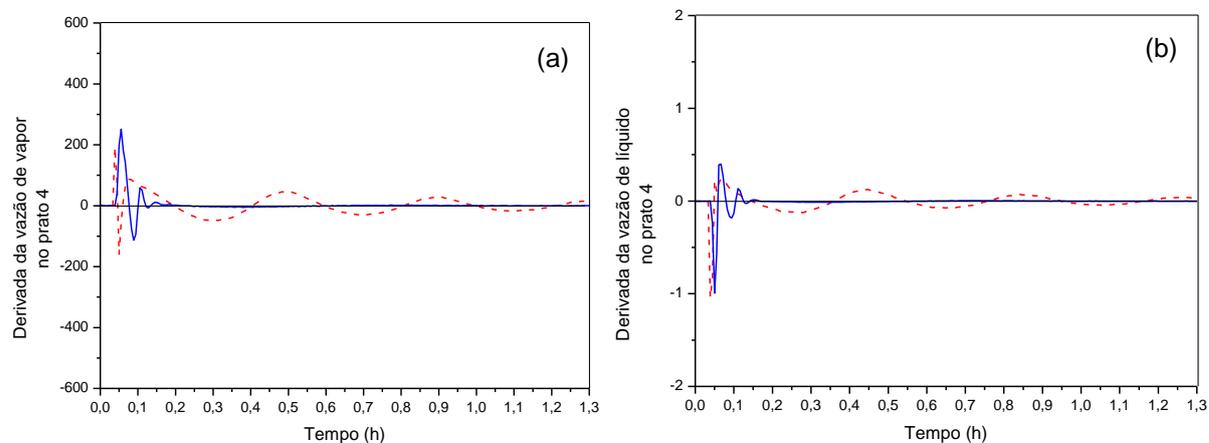


Figura 86: Derivada da vazão de vapor (a) e vazão de líquido (b) no prato 4 após perturbação de +14°C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída utilizando o prato 3 e 11 simultaneamente (—).

Em todos os casos, observa-se que a ação distribuída permite que seja obtido o estado estacionário de forma mais rápida e menos oscilatória. A mesma análise dos pratos adjacentes também foi realizada para os pratos adjacentes ao prato 11 (onde o controle foi implantado na região de retificação da coluna). Os resultados são apresentados nas Figuras 87, 88 e 89 para perturbações de  $-14^{\circ}\text{C}$  e nas Figuras 90, 91 e 92 quando aplicada a perturbação de  $-14^{\circ}\text{C}$ .

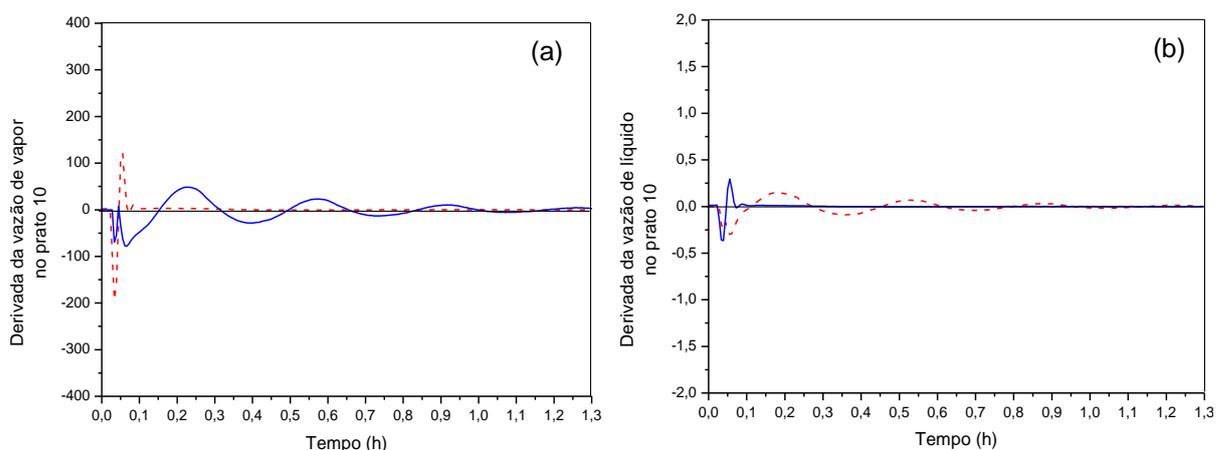


Figura 87: Derivada da vazão de vapor (a) e vazão de líquido (b) no prato 10 após perturbação de  $-14^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída utilizando no prato 3 e 11 simultaneamente (—).

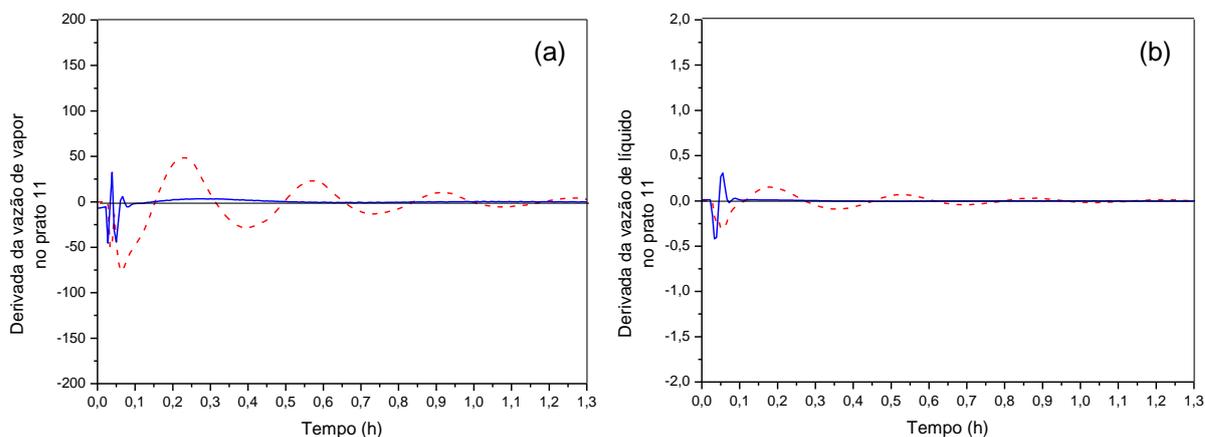


Figura 88: Derivada da vazão de vapor (a) e vazão de líquido (b) no prato 11 após perturbação de  $-14^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída utilizando o prato 3 e 11 simultaneamente (—).

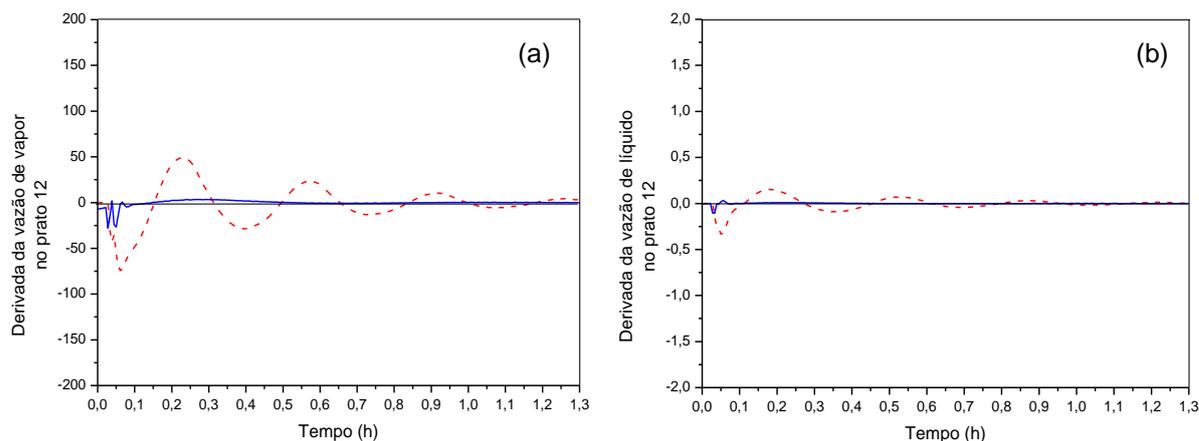


Figura 89: Derivada da vazão de vapor (a) e vazão de líquido (b) no prato 12 após perturbação de  $-14^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída utilizando o prato 3 e 11 (—).

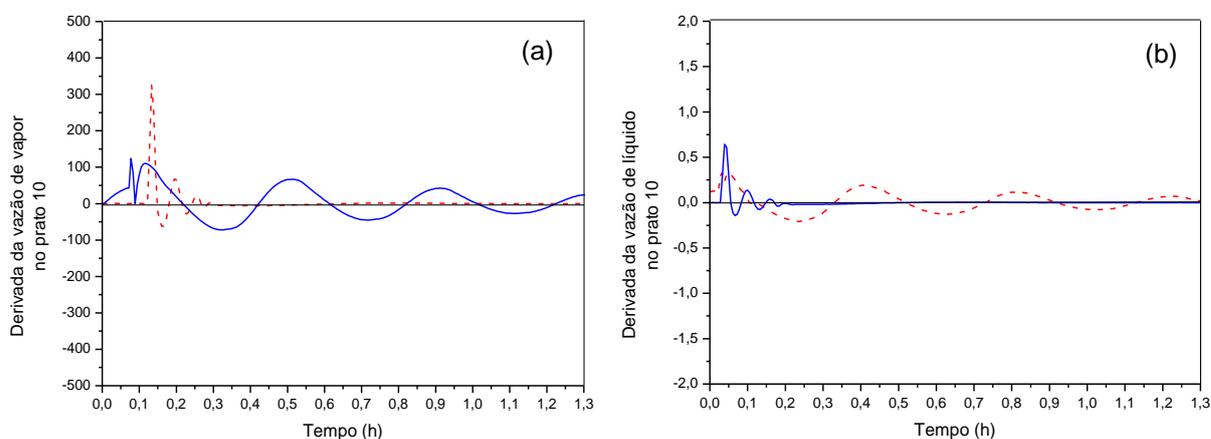


Figura 90: Derivada da vazão de vapor (a) e vazão de líquido (b) no prato 10 após perturbação de  $+14^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída utilizando no prato 3 e 11 simultaneamente (—).

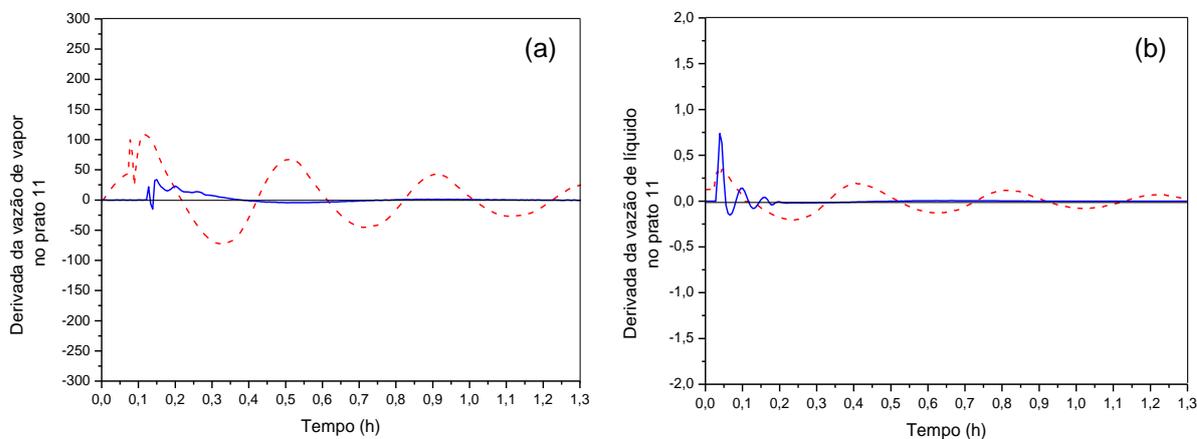


Figura 91: Derivada da vazão de vapor (a) e vazão de líquido (b) no prato 11 após perturbação de  $+14^{\circ}\text{C}$  na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (---) e distribuída utilizando o prato 3 e 11 simultaneamente (—).

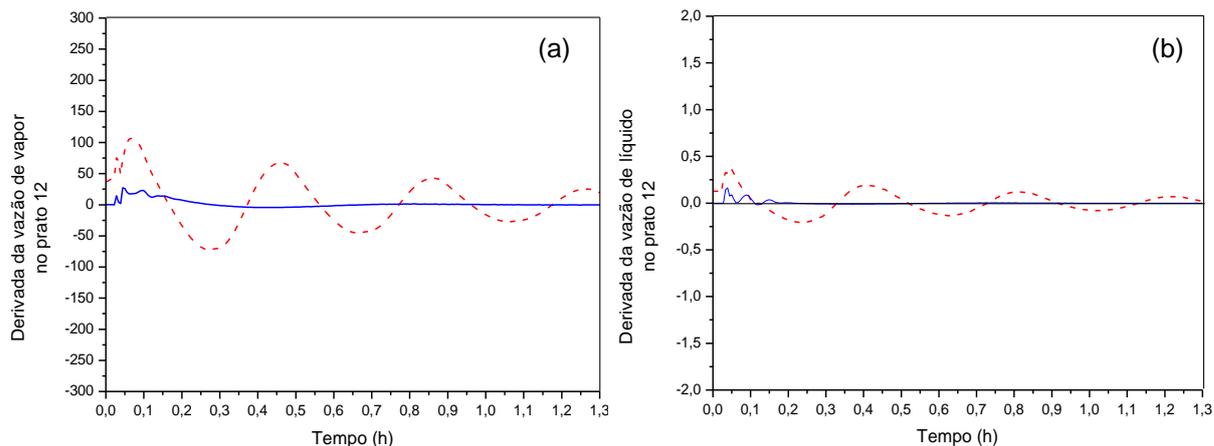


Figura 92: Derivada da vazão de vapor (a) e vazão de líquido (b) no prato 12 após perturbação de +14°C na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (- - -) e distribuída utilizando o prato 3 e 11 simultaneamente (—).

#### 4.4.4 Influência das estratégias nos perfis estacionários de variáveis internas

As variáveis internas da coluna também foram avaliadas quando aplicado o controle simultâneo na seção de esgotamento e de retificação da coluna. Na Figura 93 é apresentado o perfil de temperatura em relação aos estágios da coluna para as abordagens de controle testadas, comparando-se com o estado estacionário antes da perturbação. Na Figura 94 é representado o perfil da pressão ao longo dos estágios da coluna de destilação.

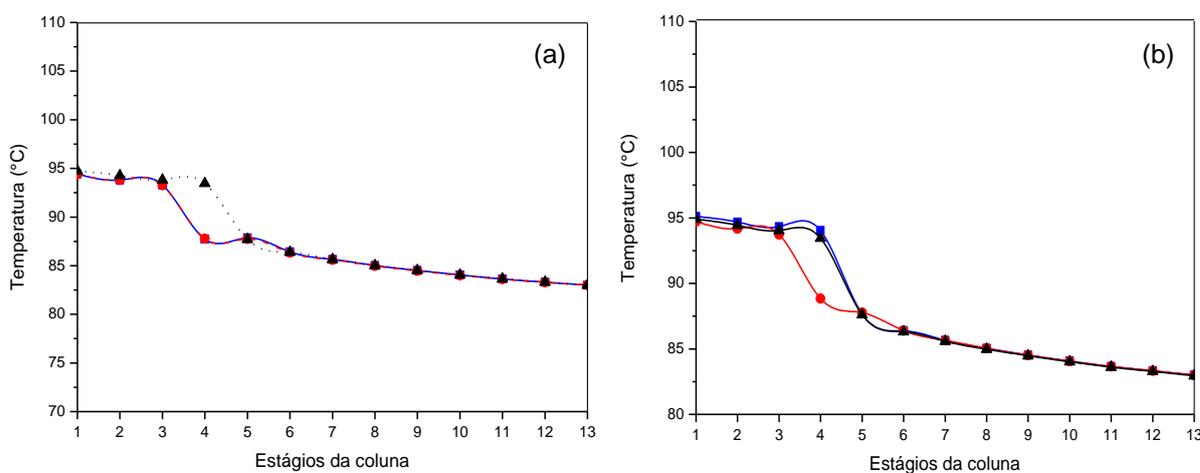


Figura 93: Perfil da temperatura ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (-●-) e distribuído aplicado no prato 3 (—■—) quando aplicada a perturbação de -14°C (a) e +14°C (b).

Não foram observadas diferenças entre a aplicação das estratégias com diferentes perturbações, indicando sempre um estado estacionário similar. Também, o uso de uma estratégia de controle distribuída com ação simultânea não apresentou diferenças quando comparada com a em que se utilizou a ação isolada.

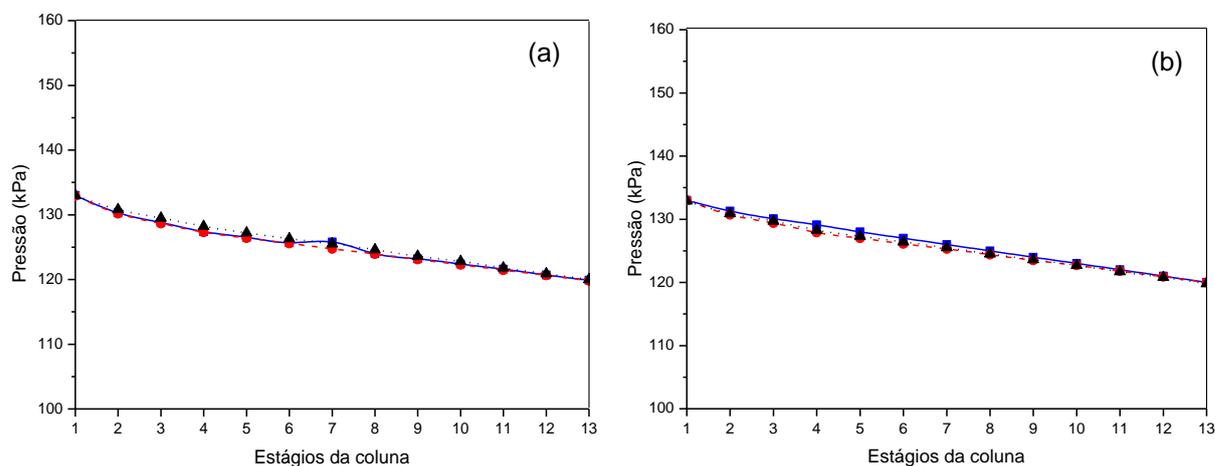


Figura 94: Perfil da pressão ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (-●-) e distribuído aplicado no prato 3 (—■—) quando aplicada a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (a) e  $+14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (b).

Na Figura 95 é representado o perfil da fração volumétrica de etanol ao longo da coluna. Verifica-se o mesmo comportamento comparada a abordagem de controle separadamente. Não há diferenças entre a estratégia convencional e distribuída indicando que a introdução do calor no prato 3 e retirada de calor no prato 11, simultaneamente, não alteram o comportamento final após a perturbação.

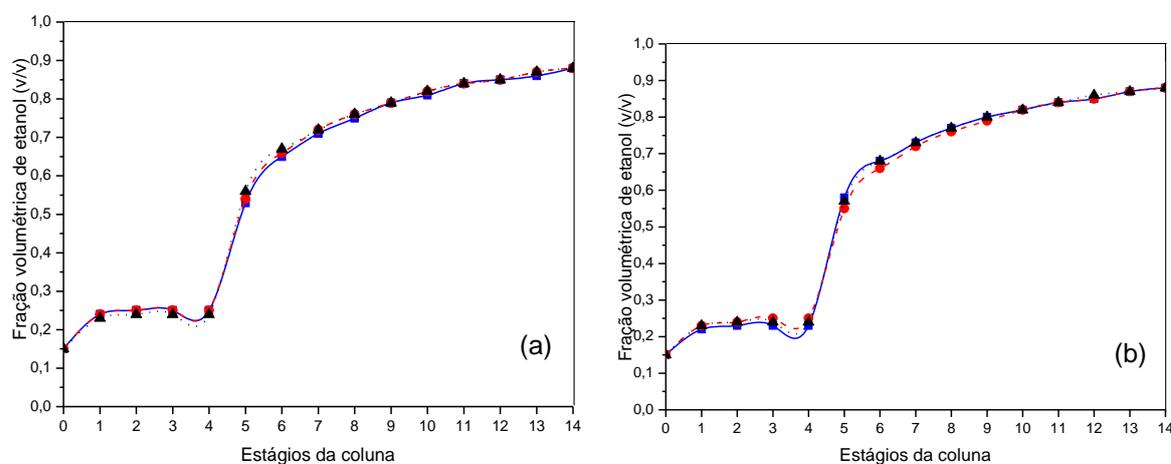


Figura 95: Perfil da fração volumétrica de etanol ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (-●-) e distribuído aplicado no prato 3 (—■—) quando aplicada a perturbação de  $-14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (a) e  $+14\text{ }^{\circ}\text{C}$  (b).

Na Figura 96 é apresentada a vazão de vapor ao longo dos estágios da coluna de destilação. Observa-se que a estratégia de controle com ação distribuída simultânea permite a mesma análise já realizada anteriormente quando prato 3 e prato 11 foram acionados individualmente. Comportamento similar é observado em relação a vazão de líquido, apresentado na Figura 97.

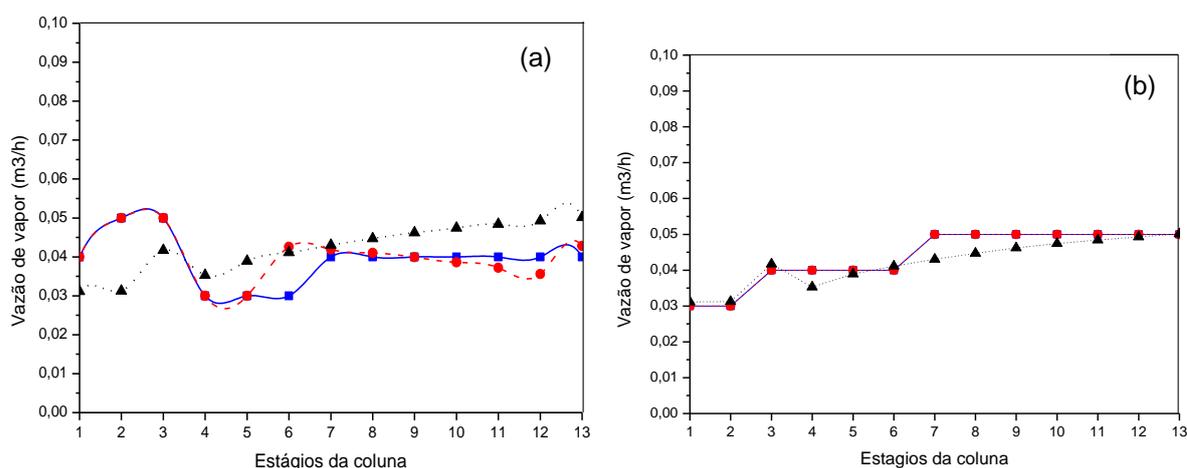


Figura 96: Perfil da vazão de vapor ( $\text{m}^3/\text{h}$ ) ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (-●-) e distribuído aplicado no prato 3 (—■—) quando aplicada a perturbação de  $-14\text{ }^\circ\text{C}$  (a) e  $+14\text{ }^\circ\text{C}$  (b).

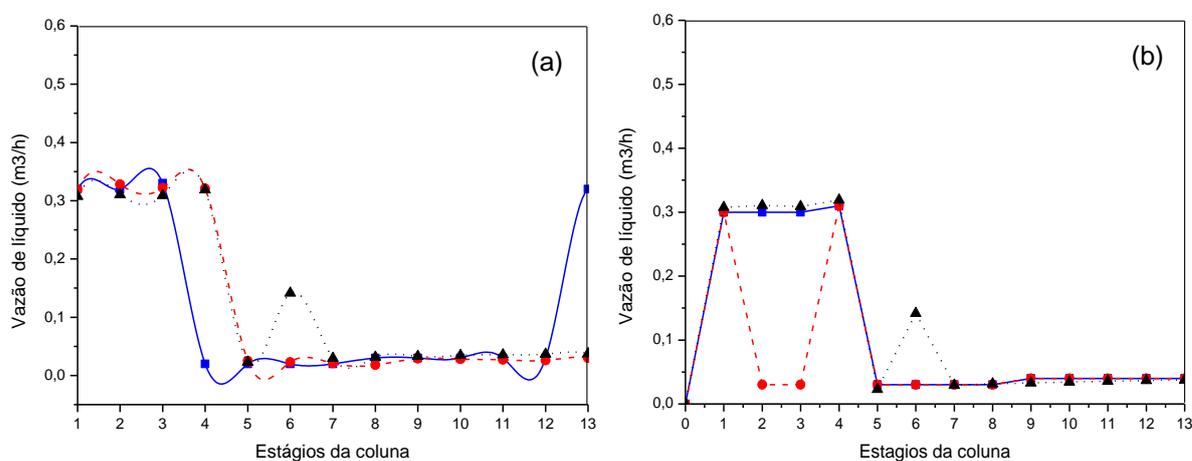


Figura 97: Perfil da vazão de líquido ( $\text{m}^3/\text{h}$ ) ao longo dos estágios da coluna no estado estacionário (---▲---), após a perturbação na temperatura de alimentação para a estratégia convencional (-●-) e distribuído aplicado no prato 3 (—■—) quando aplicada a a perturbação de  $-14\text{ }^\circ\text{C}$  (a) e  $+14\text{ }^\circ\text{C}$  (b).

Conforme mencionado anteriormente, estes resultados confirmam que a introdução do controle distribuída na coluna de destilação altera poucos os valores das variáveis internas da coluna, conseqüentemente, não altera a qualidade do produto final. Verifica-se que a introdução do controle simultâneo não altera as propriedades comparada com o controle isolado.

#### 4.5 Variações na perturbação de alimentação

Como descrito na metodologia desse trabalho, diferentes perturbações foram realizadas na temperatura de alimentação e o tempo de transição foi determinado para as variáveis analisadas, tais como: temperatura da base e temperatura do prato 13. Primeiramente foi analisado o controle distribuído na região de esgotamento da coluna, com o controle e fornecimento de calor do prato 3.

Na Tabela 28 está o resumo do tempo de transição para as perturbações com magnitudes de 2 °C, 8 °C e 20 °C na temperatura de alimentação.

Tabela 28: Resumo do tempo de transição para a estratégia convencional e distribuída aplicado no prato 3 analisando a temperatura do refervedor e a temperatura do prato 13 quando aplicada diferentes perturbações na temperatura de alimentação.

Variável	Estratégia convencional	Estratégia distribuída
Perturbação -2°C		
Temperatura no refervedor	0,11	0,05
Temperatura do estágio 13	0,35	0,09
Perturbação +2°C		
Temperatura no refervedor	0,07	0,07
Temperatura do estágio 13	0,22	0,22
Perturbação -8°C		
Temperatura no refervedor	0,08	0,08
Temperatura do estágio 13	0,37	0,18
Perturbação +8°C		
Temperatura no refervedor	0,08	0,08
Temperatura do estágio 13	0,23	0,23
Perturbação -20°C		
Temperatura no refervedor	0,06	0,001
Temperatura do estágio 13	0,48	0,001
Perturbação +20°C		
Temperatura no refervedor	0,08	0,07
Temperatura do estágio 13	0,06	0,05

Observa-se uma redução significativa no tempo de transição para perturbação de 20 graus, tanto positivo quanto negativo. Para as perturbações inferiores não foi obtido grande diferença no tempo de transição quando comparada as duas estratégias testadas. Atribui-se este resultado ao impacto da perturbação que é pequeno nestes casos.

O mesmo estudo foi realizado quando analisado o tempo de transição para a região de retificação da coluna através do controle no prato 11, conforme observado na Tabela 29 e para o controle simultâneo da região de esgotamento e retificação da coluna, de acordo com a Tabela 30. Nos dois casos, observa-se o mesmo comportamento, resultando na redução do tempo de transição apenas para perturbação de 20 graus. Quando analisada simultaneamente o controle distribuído observa-se uma redução maior.

Tabela 29: Resumo do tempo de transição para a estratégia convencional e distribuída aplicado no prato 11 analisando a temperatura do refeedor e a temperatura do prato 13 quando aplicada diferentes perturbações na temperatura de alimentação.

<b>Variável</b>	<b>Estratégia convencional</b>	<b>Estratégia distribuída</b>
Perturbação -2°C		
Temperatura no refeedor	0,1	0,06
Temperatura do estágio 13	0,39	0,09
Perturbação +2°C		
Temperatura no refeedor	0,08	0,08
Temperatura do estágio 13	0,33	0,14
Perturbação -8°C		
Temperatura no refeedor	0,08	0,08
Temperatura do estágio 13	0,33	0,14
Perturbação +8°C		
Temperatura no refeedor	0,06	0,06
Temperatura do estágio 13	0,47	0,15
Perturbação -20°C		
Temperatura no refeedor	0,08	0,06
Temperatura do estágio 13	0,35	0,11
Perturbação +20°C		
Temperatura no refeedor	0,09	0,001
Temperatura do estágio 13	0,47	0,001

Tabela 30: Resumo do tempo de transição para a estratégia convencional e distribuída aplicado simultaneamente no prato 3 e 11 analisando a temperatura do refervedor e a temperatura do prato 13 quando aplicada diferentes perturbações na temperatura de alimentação.

<b>Variável</b>	<b>Estratégia convencional</b>	<b>Estratégia distribuída</b>
Perturbação -2°C		
Temperatura no refervedor	0,08	0,06
Temperatura do estágio 13	0,7	0,2
Perturbação +2°C		
Temperatura no refervedor	0,06	0,06
Temperatura do estágio 13	0,55	0,18
Perturbação -8°C		
Temperatura no refervedor	0,06	0,06
Temperatura do estágio 13	0,66	0,12
Perturbação +8°C		
Temperatura no refervedor	0,1	0,08
Temperatura do estágio 13	0,39	0,09
Perturbação -20°C		
Temperatura no refervedor	0,07	0,06
Temperatura do estágio 13	0,58	0,14
Perturbação +20°C		
Temperatura no refervedor	0,08	0,06
Temperatura do estágio 13	0,45	0,011

## 5. CONCLUSÃO

Neste trabalho foi reproduzida a coluna de destilação experimental que consta no trabalho de Marangoni (2005) com o auxílio do *software* comercial Hysys®. Foi realizada a validação da coluna de destilação com os dados experimentais do perfil de temperatura em estado estacionário e com o tempo de transição do controle convencional para a dinâmica do processo. Comparando-se os resultados experimentais e simulados, observou-se que os dados estão representando o processo coerentemente. Conseqüentemente, as simulações estão adequadas para representação do processo.

Análises de sensibilidades também foram realizadas para verificar qual o prato mais adequado para implantar o controle distribuído. Foram selecionados um prato na região de retificação, prato 11, e outro na região de esgotamento, prato 3, da coluna para aplicação da técnica proposta neste trabalho, aquecimento e resfriamento nos pratos de uma coluna de destilação. O principal diferencial deste trabalho comparado aos trabalhos de Werle (2007) e Marangoni (2005) foi a introdução do resfriamento em um prato na região de retificação.

Para a avaliação do controle distribuído, a coluna operou em modo dinâmico e todos os controlados implantados e mencionados no decorrer deste trabalho foram ajustados para um melhor desempenho da planta. Primeiramente, foi analisado o aquecimento distribuído aplicando o controle no prato 3 da coluna. Foi observada a maior redução do tempo de transição para a temperatura no prato 13, que foi em torno de 30 minutos para a abordagem convencional e 10,8 minutos para a abordagem distribuída, obtendo uma redução dos transientes maior que 72%. Em uma segunda etapa foi aplicado o controle e a retirada de calor no prato 11 da coluna e foi observada uma redução no prato 13 de 26,4 minutos para a abordagem convencional e 7,2 minutos para a abordagem distribuída, com uma redução dos transientes também maior que 72%. Da mesma forma, foram observadas reduções no tempo de transição para a temperatura no refeedor, no prato 3 e 11 da coluna, além de várias outras variáveis internas da coluna. Deve-se lembrar de que as duas estratégias foram analisadas separadamente em uma primeira etapa. Ficou comprovada que a aplicação da abordagem distribuída mantém a coluna de destilação operando mais próxima dos valores de referência e com parâmetros

menos oscilatórios. Observou-se, também, que quantidade de produto fora do especificado foi menor para a abordagem distribuída e a mesma apresentou também um menor tempo de *overshoot*.

Em uma segunda etapa do trabalho, foi analisado o controle na seção de esgotamento, através do prato 3, e da seção de retificação (por meio do prato 11) simultaneamente. Foram realizadas perturbações na temperatura de alimentação para testar as duas estratégias. Para a perturbação de + 14 °C obteve-se uma redução no tempo de transição na temperatura do prato 13 de 26,4 minutos para estratégia convencional e 7,8 minutos para estratégia distribuída, com uma redução maior que 70%. Quando aplicada a perturbação de - 14 °C, a redução verificada foi de 30 minutos para estratégia convencional e 10,8 minutos para estratégia distribuída, obtendo uma redução de 64%.

Por fim, pode-se concluir que a abordagem de controle com o aquecimento distribuído se comporta melhor do que o controle convencional na rejeição dos transientes com a melhor condição do produto de topo.

## **6. SUGESTÕES**

Durante a elaboração do trabalho foram verificados alguns pontos que podem ser utilizados como sugestão para trabalhos futuros.

1. Avaliar a estratégia distribuída comparando-se com abordagens utilizando preditor de Smith;
2. Analisar as estratégias de controle avançadas e comparar a proposta;
3. Avaliar a estratégia do ponto de vista energético.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AGRAWAL, R.; HERRON, D. M. **Intermediate reboiler and condenser arrangement for binary distillation column.** AICHE Journal, v. 44, p.1316-1324, 1998.

ASPENTECH (2001). Aspen **Plus: Getting started building and running a process model.** Version 11.1. Aspen Technology, Inc. Cambridge.

ASTROM, K. J.; HÄGGLUND, T. **The future of PID control.** Control Engineering Practice, v. 9, p. 1163-1175, 2001.

AZIZ, N.; MUHAMMAD, D.; AHMAD, Z. **Implementation of internal model control (IMC) in continuous distillation column.** 5th International Symposium on Design, Operation and Control of Chemical Processes, p. 978-981, 2010.

BARALDI, I. J. **Controle dual de colunas de destilação utilizando IMC.** 1995. 70 f. Tese (Mestrado em Engenharia Química) – Pós Graduação da Faculdade de Engenharia Química – UNICAMP, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1995.

BJÖRN, I. N.; GRÉN, U.; SVENSSON, F. **Simulation and experimental study of intermediate heat exchange in a sieve tray distillation column.** Computers & Chemical Engineering, v. 26, p. 499-505, 2002.

BJORN, I. N.; FREN, U.; SOERMARDJF, A. P. **Diabatic Distillation - Comments on the influence of Side streams.** European Symposium on Computer Aided Process Engineering, v.15, p. 511-516, 2005.

BRASIL, N. I. Do. **Introdução a Engenharia Química.** Editora Interciência, 2ª edição, Rio de Janeiro, 2004.

BRAVO, C. O. A. **Desenvolvimento de um simulador e controle preditivo de uma coluna de destilação piloto,** 2005. 126 f. Tese (Mestrado em Engenharia Elétrica) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2005.

CHENG-CHENG, Y.; YU, C.C. **Effects of feed tray locations to the design of reactive distillation and its implication to control.** Chemical Engineering Science, v. 60, p. 4661-4697, 2005.

DIEHL, F. C.; LONGHI, L. G. S.; LUSA, L. P.; SECCHI, A. R.; MUNIZ, L. A. R. **Simulação operacional de uma torre de destilação atmosférica via Aspen Plus e avaliação de modelos de analisadores virtuais.** Revista Controle & Automação. V.20, n.3, 2009.

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.

FIEG, G. **Composition Control of distillation columns with a sidestream by using gas chromatographs**. Chemical Engineering and Processing, v. 41, p. 123-133, 2002.

FOUST, A. S., MACEDO, H. **Princípios das operações unitárias**, Editora LTC, 2ª edição, Rio de Janeiro, p. 670, 1982.

FRANCHI, C.; RAVAGNANI, M. **Sistema de supervisão aplicado a coluna de destilação**. Revista Tecnológica Maringá. Maringá, v.20, p.35-40, 2011.

GUEDES, B. P.; FEITOSA, M. F.; VASCONCELOS, L. S.; ARAÚJO, A. B.; BRITO, R. P. **Sensitivity and dynamic behavior analysis of an industrial azeotropic distillation column**. Separation and Purification Technology, v.56, p. 270-277, 2007.

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

HANKIS, N. P. **A non-linear wave model with variable molar flows for dynamic behavior and disturbance propagation in distillation columns**. Chemical Engineering Research and Design, v. 85, p. 65-73, 2007.

HUROWITZ, S.; ANDERSON, J.; DUVALL, M.; RIGGS, J. B. **Distillation Control Configuration Selection**. Journal of Process Control, v. 13, p. 357-362, 2003.

JESUS, N. J. C., **Modelagem e Controle de uma Superfracionadora Industrial de Propeno**, 2000. 256 f. Tese (Mestrado em Engenharia Química) Departamento de Engenharia Química, UNICAMP, Campinas, SP, Brasil, 2000.

JIMENEZ, E. S.; SALAMON, P.; RIVERO, R.; RENDON, C.; HOFFMANN, K. H.; SCHALLER, M.; ANDRESSEN, B. **Optimization of a Diabatic Distillation Column with Sequential Heat Exchangers**. American Chemical Society, v. 43, p. 7566-7571, 2004.

JOGWAR, S. S e DAOUTIDIS, P. **Dynamics and control of vapor recompression distillation**. Journal of Process Control, v. 19, p. 1737-1750, 2009.

JULIO, A. D. C. **Sistemas de informação aplicados à Engenharia de Processos Químicos: Comparação de simuladores de processo: Aspen vs. HYSYS**. Dissertação. (Mestrado em Engenharia Química). Instituto Superior Técnico, Universidade Técnica de Lisboa. Portugal, 2008.

KALID, R.A. (1999). **Controle de colunas de destilação**. Disponível em: <http://www.eng.ufba.br/cecapi/ccd.html>. 1999. Último acesso em: Março, 2013.

KISTER, H. Z. **Distillation Operation**. McGraw-Hill, New York, 729p., 1990.

LAURANDI, S. J de O. **Controlador Preditivo da Família GPC, Multivariável Bilinear, com Compensação Iterativa: Aplicação e Avaliação de Desempenho**,

2006. 139 f. Tese (Mestrado em Engenharia Elétrica) – Programa de Pós-graduação da Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2006.

LIU X.; ZHOU Y.; CONG L.; DING F. **High-purity control of internal thermally coupled distillation columns based on nonlinear wave model**. Journal of Process Control, v. 21, p. 920-926, 2011.

LUYBEN, W. L. **Evaluation of criteria for selecting temperature control trays in distillation columns**. Journal of Process Control, v. 16, p. 115-134, 2006.

MARANGONI, C. **Implementação de uma estratégia de controle com ação distribuída em uma coluna de destilação**. 2005. 151 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Departamento de Engenharia Química e Alimentos, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2005.

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**. Revista Petroquímica, v. XXVIII, n.267, p. 55-59, 2004.

MARANGONI, C. & MACHADO, R. A. F. **Distillation tower with distributed control strategy: Feed temperature loads**. Chemical Engineering and Technology, v. 30, p. 1292-1297, 2007.

MARANGONI, C.; TELEKEN, J. G.; WERLE, L. O.; MACHADO, R. A. F.; BOLZAN, A. **Multivariable control with adjust by decoupling using a distributed action approach in a distillation column**. International Symposium on Advanced Control of Chemical Processes - ADCHEM 2009a, Istambul (Turquia).

MARANGONI, C. & MACHADO, R. A. F. **Estudo Simulado de uma Nova Abordagem para o Controle de Temperatura de Colunas de Destilação**. 9 Congresso Interamericano de Computación Aplicada a la Industria de Procesos - CAIP'2009, 2009b, Montevideo (Uruguai).

MARANGONI, C.; TELEKEN, J. G.; PARISOTTO, I. G. B.; WERLE, L. O.; BOLZAN, A.; MACHADO, R. A. F. **Dynamics of a distillation column with distributed and conventional approach using multivariable control with adjustment based on multiple errors**. 2011 International Conference on Communications, Computing and Control Applications (CCCA 11), 2011, Hammamet (Tunisia).

MORAES, C. A. S. de. **Modelagem, controle e minimização do consumo de energia de uma unidade de fracionamento de nafta**. Tese. (Doutorado em Engenharia Elétrica). Faculdade de Engenharia Elétrica e Computação - Universidade Estadual de Campinas - UNICAMP, 2004.

MURLIDHAR, G. M & JANA, A. K. **Nonlinear adaptive control algorithm for a multicomponent batch distillation column**. Chemical Engineering Science, v. 62, 1111-1124, 2007.

OLIVEIRA, D. L.; **Desenvolvimento de um simulador para o estudo de estratégias de controle em colunas de destilação com aquecimento**

**distribuído**, 2013. 127 f. Tese (Mestrado em Engenharia Química) – Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2013.

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

RADEMAKER, O.; RIJNSDORP, J. E.; MAARLEVELD, A. **Dynamics and control of continuous distillation units**. Elsevier, New York, 726p, 1975.

RIGGS, J. B.; ENAHANDULA, S. **Distillation control configuration selection based on product variability prediction**. Control Engineering Practice, v. 14, p. 743-755, 2006.

RIGGS, J. B., **Improve Distillation Column Control**, Chemical Engineering Process, pag. 31-47, 1998.

ROCHA, R. S. **Determinação Experimental de Correntes do Processo de Destilação Molecular de Resíduos de Petróleo e Extensão da Curva PEV**, 2008. 190 f. Tese (Mestrado em Engenharia Química) - Departamento de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2008.

ROMERO, M. D.; OVEJERO G.; LANGSTON P.; DÍEZ E. **Economic feasibility of heat pumps in distillation to reduce energy use**. Applied thermal Engineering, pag 1216-1223, 2009.

ROSALES-QUINTERO, A.; VARGAS-VILLAMIL, F. D.; ARCE-MEDINA, E. **Sensitivity analysis of a light gas oil deep hydrodesulfurization process via catalytic distillation**. Catalysis today, v. 130, p. 509-518, 2008.

ROITMAN, V. **Curso de formação de operadores de refinaria – operações unitárias**. Disponível em: [http://www.tecnicodepetroleo.ufpr.br/apostilas/petrobras/operacoes\\_unitarias.pdf](http://www.tecnicodepetroleo.ufpr.br/apostilas/petrobras/operacoes_unitarias.pdf). 2002. Último acesso em: Agosto, 2013.

SEBORG, D. E.; EDGAR, T. F.; MELLICAMP, D. A. **Process Dynamics and Control**, John Wiley & Sons, Singapore, 1989.

SEGOVIA-HERNANDEZ, J.G.; HERNANDEZ, S.; JIMENEZ, A. **Control behaviour of thermally coupled distillation sequences**. Institution of Chemical Engineers, v. 80, Parte A, p. 783-789, 2002.

SIVAKUMAR, R.; MANIC, K.S.; NERTHIGA, R.; AKILA, R.; BALU, K. **Application of fuzzy model predictive control in multivariable control of distillation column**. International Journal of Chemical Engineering and Applications, Vol. 1, No. 1. Junho, 2010.

SINGH, V.; GUPTA, I.; GUPTA, H. O. **ANN based estimator for distillation— inferential control**. Chemical Engineering and Processing, v. 44, p. 785-795, 2005.

SCHERER, H.F. **Controle preditivo com otimização distribuída aplicada a colunas de destilação, 2009.** 88 f. Tese (Mestrado de Engenharia de Controle e Automação). Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2009.

SHARMA, N.; SINGH, K. **Model predictive control and neural network predictive control of TAME reactive.** Chemical Engineering and Processing, v. 59, p. 9-24, 2012.

SHU, L.; CHEN, L.; SUN, F. **Performance optimization of a diabatic distillation-column by allocating a sequential heat-exchanger inventory.** Applied Energy, v. 84, p. 893-903, 2007.

SOARES, C.; **Avaliação experimental dos coeficientes de transferência de massa e calor em uma coluna com pratos perfurados.** 2000. 290f. Tese (Mestrado em Engenharia Química) – Departamento de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2000.

SVENSSON, F.; GRE'N, U.; BJORN, I. N. **Simulation and experimental study of intermediate heat exchange in a sieve tray distillation column.** Computers & Chemical Engineering, v. 26, p. 499-505, 2002.

SKOGESTAD, S.; HORI, E. S. **Selection of control structure and temperature location for two-product distillation columns.** Chemical Engineering Research and Design, v. 85, 293-306, 2007.

VENTIN, F. F. **Controle robusto de uma torre estabilizadora de nafta.** 2010. 126 f. Tese (Mestrado em Engenharia Química) – Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2010.

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.

VOLKER, M.; SOONTOG, C.; ENGELL, S. **Control of integrated processes: A case study on reactive distillation in a medium-scale pilot plant.** Control Engineering Practice, v. 15, p. 863-881, 2007.

WERLE, O. L. **Minimização dos Transientes através do Aquecimento Distribuído em uma Coluna de Destilação,** 2007. 167 f. Tese (Mestrado em Engenharia Química) – Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2007

WERLE, L. O. ; MARANGONI, C. ; STEINMACHER, F. R. ; ARAÚJO, P. H. H. ; MACHADO, R. A.F. ; SAYER, C. **Application of a new startup procedure using heating along distillation column.** Chemical Engineering and Processing, v. 48, p. 1487-1494, 2009.

WERLE, O. L. **Analísadores virtuais baseados em modelo neural para monitoramento e controle de colunas de destilação com aquecimento distribuído**. 2012. 262 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2012.

WEI, H.; ROKHMAH, A.; HANDOG, R.; CHIEN, I. **Design and control of reactive-distillation process for the production of diethyl carbonate via two consecutive trans-esterification reactions**. Journal of Process Control, v. 21, p. 1193-1207, 2011.)

ZAMPROGNA, E.; BAROLO, M; SEBORG, D. E. **Optimal selection of soft sensor inputs for batch distillation columns using principal component analysis**. Journal of process control, v.15, p. 39-52, 2005.

ZHU, Y & LIU, X. G. **Dynamics and control of high purity heat integrated distillation columns**. Industrial & Engineering Chemical Research. v. 44, p.8806-8814, v. 44, p. 8806-8814, 2005