

Universidade Federal de Santa Catarina
Centro Tecnológico - CTC
Programa de Pós Graduação em Engenharia Química

Leandro Osmar Werle

Minimização dos Transientes através do Aquecimento Distribuído em uma Coluna de Destilação

Florianópolis, fevereiro de 2007

Leandro Osmar Werle

Minimização dos Transientes através do Aquecimento Distribuído em uma Coluna de Destilação

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Catarina como parte integrante dos requisitos exigidos para obtenção do título de mestre em Engenharia Química.

Orientadores: Prof^ª. Dr^ª. Claudia Sayer

Prof. Dr. Ricardo A. F. Machado

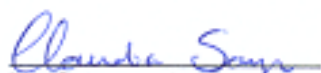
Florianópolis, fevereiro de 2007


Minimização dos Transientes Através do Aquecimento Distribuído em uma Coluna de Destilação

Por


Leandro Osmar Werle


Dissertação julgada para obtenção do título de Mestre em Engenharia Química, área de concentração **Desenvolvimento de Processos Químicos e Biotecnológicos** e aprovada em sua forma final pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Catarina.


Prof.^a. Dr.^a. Cláudia Sayer
Orientadora



Prof. Dr. Agenor Furigo Jr.
Coordenador do CPGENQ

Banca Examinadora:


Prof.^a. Dr.^a. Cláudia Sayer


Prof.^a. Dr.^a. Selene M. A. Guelli Ulson de Souza


Dr.^a. Cintia Marangoni


Dr. Luis Gustavo Soares Longhi

Este trabalho foi desenvolvido no Laboratório de Controle de Processos do Departamento de Engenharia Química e Engenharia de Alimentos, Centro Tecnológico, Universidade Federal de Santa Catarina. Contou com o apoio financeiro do programa: **PRH-ANP/MCT N° 34**: Formação de Engenheiros nas Áreas de Automação, Controle e Instrumentação para a Indústria do Petróleo e Gás.



*À minha família em especial,
que sempre me apoiou em
todos os sentidos.*

Agradecimentos

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

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

À professora Dr^a. Claudia Sayer pela orientação, pelos conhecimentos transmitidos, pelo acompanhamento competente, pela amizade e principalmente pela paciência.

Ao Co-orientador, professor Dr. Ricardo Antonio Francisco Machado e ao professor Dr. Pedro Henrique Hermes de Araújo, pelo apoio e idéias que contribuíram para o desenvolvimento do trabalho.

Aos colegas de trabalho, Cintia Marangoni, Fernanda Steinmacher, Giovani Pasetti, que muito mais do que colegas, foram verdadeiros amigos, contribuindo com inúmeras sugestões. À você Raquel, pelo carinho, força e conforto nos momentos difíceis.

À minha família, e em especial a minha mãe Sônia Werle e a minha irmã Leila Werle, que sempre me apoiaram em todos os aspectos.

À memória de meu pai Osmar Werle, que foi a pessoa a quem eu devo meu caráter, minha persistência e determinação, e tenho certeza que está me guiando de um plano superior.

Resumo

Mudanças das condições de mercado e operação das plantas industriais em condições limites, tornam extremamente difícil a manutenção dos processos envolvidos nestas plantas nos pontos de máxima lucratividade. Colunas de destilação requerem sistemas de controle ajustados para rejeitar rapidamente perturbações em virtude dos volumes processados e dos custos operacionais envolvidos. Entretanto, o comportamento não-linear apresentado pelas colunas de destilação, associado ao acoplamento das variáveis, restrições na operação, constantes de tempo elevadas e a presença de atraso na resposta geram transientes elevados quando o processo é perturbado, mesmo com um sistema de controle bem ajustado. Normalmente o controle das colunas de destilação é realizado de forma centralizada na base e no topo. A proposta de introduzir aquecimentos distribuídos em uma torre de destilação tem o intuito de minimizar os transientes decorrentes de mudanças na alimentação do processo. O objetivo desta dissertação foi realizar um estudo da estratégia de controle baseada em aquecimentos em pontos intermediários de uma coluna de destilação usando resistências elétricas em cada prato. Esta nova abordagem teve a finalidade de minimizar os transientes da operação e fazer uma avaliação da distribuição do calor e do gasto energético do processo. Para avaliação da nova configuração de controle com ações distribuídas, foram realizados experimentos com a mistura de etanol e água. Nestes experimentos se perturbou a temperatura, vazão e composição da corrente de alimentação, e se avaliou respostas como tempo de transição, oscilações e retorno ao valor desejado, além da carga energética. As respostas foram comparadas com as do processo convencional (controle na base e no topo). 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. Foram realizadas simulações com *software* comercial Hysys.Process[®] com a finalidade de elucidar efeitos que não podem ser determinados experimentalmente e também com o propósito de confrontar os valores dos calores obtidos pelo balanço simplificado de energia, verificou-se boa concordância. Com isso concluiu-se que a introdução de pontos de aquecimentos intermediários melhora o desempenho do processo em termos de redução de transientes com a possibilidade de diminuir o gasto energético.

PALAVRAS CHAVE: COLUNAS DE DESTILAÇÃO, AQUECIMENTO DISTRIBUÍDO, CONTROLE, BALANÇO ENERGÉTICO.

Abstract

Changes of market conditions and the operation of industrial plants at limit conditions, turn extremely difficult the maintenance of the processes involved in these plants at the points of maximal profitability. Due to the processed volumes and to the involved operational costs distillation columns require control systems adjusted to reject disturbances quickly. However, the no-linear behavior presented by the distillation columns, associated to variable coupling, operation restrictions, high time constants and presence of delay in the answer generates high transients when the process is disturbed, even with a well adjusted control system. The control of distillation columns is usually centralized at the bottom and top variables, increasing therewith the response time. The proposal of introducing distributed heating in a distillation tower (column) aims to minimize transients caused by changes in the process feed stream. Disturbances in the feed stream are transmitted along the whole column generating a quite long transient on some trays, as the control action is only applied at the bottom and at the top of the column. The goal of this dissertation was to carry out a study of the control strategy based on heating points, using electrical resistances, on intermediate trays of a distillation column. With this new approach it is aimed to minimize the operation transients and to evaluate the process energy. In order to evaluate the new control configuration with distributed actions, experiments with an ethanol and water mixture were carried out. In these experiments disturbances were introduced in the temperature, the flow rate and the composition of the feed stream, and responses like the transition time, oscillations and return to the desired value were evaluated, besides the energy load. The responses were compared with those of the conventional process (control applied at the bottom and at the top). The results showed the reduction of the transition time of the column, of the oscillations on the controlled variables and the return to the operation point rejecting the disturbance when the proposed approach was used. For the disturbance on the feed composition it was observed that the heat was distributed between the bottom and the resistance when the distributed approach was used, as the total required thermal load of the process was the same for both configurations. This distribution allowed reducing the transient in approximately one hour. Simulations with the commercial software Hysys.Process[®] were carried out with the purpose of elucidating effects that cannot be verified experimentally and to compare the results with the values of the energy loads obtained by the simplified experimental methodology, a good agreement was observed. With this, it was verified that the introduction of intermediate heating points improves the process performance in terms of transient reduction with the possibility of reducing the required energy.

KEY WORDS: DISTILLATION COLUMNS, DISTRIBUTED HEATING, CONTROL, BALANCE ENERGY

Lista de Figuras

Capítulo II

| | |
|--|----|
| Figura 2.1 – Esquema de uma coluna de destilação simples com uma alimentação, condensador total e refeedor parcial. (Fonte: Marangoni, 2005)..... | 06 |
| Figura 2.2 – Foto de um prato com borbulhador. | 07 |
| Figura 2.3 – Ilustração do caminho percorrido pelo óleo cru até o refino (Fonte: Marangoni, 2005)..... | 16 |
| Figura 2.4 – Variáveis controladas e correntes manipuladas em uma coluna clássica..... | 20 |
| Figura 2.5 – Esquema de uma coluna adiabática (a) e de uma diabática (b). | 24 |
| Figura 2.6 – Esquema de uma coluna de destilação com aquecimento distribuído, com uma alimentação, condensador total e refeedor parcial..... | 27 |

Capítulo III

| | |
|--|----|
| Figura 3.1 – Unidade piloto utilizada no desenvolvimento do trabalho..... | 30 |
| Figura 3.2 – Prato perfurado existente dentro de cada módulo, vista superior e laterais com detalhes do vertedouro | 31 |
| Figura 3.3 – Esquema geral da unidade de destilação. (Fonte: Pasetti, 2005)..... | 32 |
| Figura 3.4 – Representação geral do processo (Fonte: Marangoni, 2005). | 33 |
| Figura 3.5 – Vistas superior dos módulos com detalhamento do prato (a) Convencional, (b) Com resistência elétrica, para o aquecimento distribuído..... | 33 |
| Figura 3.6 – Vista dos módulos do último estágio da coluna com (a) antes da alteração (b) após a alteração com redução gradual de diâmetro..... | 35 |
| Figura 3.7 – Parte superior da unidade com vista para o condensador (verde) e tanque acumulador (branco) (a) antes da alteração do tanque acumulador (b) após a substituição por outro de maior capacidade..... | 36 |
| Figura 3.8 – Caldeira utilizada para o fornecimento de vapor: (a) caldeira, (b) detalhe do combustor e do tanque de retorno de condensado..... | 37 |
| Figura 3.9 – Válvulas e posicionadores <i>fieldbus</i> | 38 |
| Figura 3.10 – Seleção das resistências para cada prato no controle distribuído. | 39 |
| Figura 3.11 – Seqüência de operações para aplicação do controle distribuído. | 40 |
| Figura 3.12 – Controlador lógico programável LC700..... | 41 |
| Figura 3.13 – Fotografia da DFI302..... | 41 |
| Figura 3.14 – Visão geral da planta de destilação através do sistema supervisorio. | 43 |
| Figura 3.15 – Estrutura das malhas de controle da coluna de destilação (Fonte: Pasetti, 2005)..... | 45 |
| Figura 3.16 – Diagrama geral da realização dos experimentos e parâmetros avaliados. | 49 |
| Figura 3.17 – Representação das variáveis e correntes do balanço energético com volume de controle estabelecido. | 51 |
| Figura 3.18 – Tela do programa com informações dos “dados de entrada” das correntes para o balanço energético | 52 |
| Figura 3.19 – Tela do programa Hysys [®] utilizado para realizar as simulações dos experimentos.. | 56 |

Capítulo IV

| | |
|--|----|
| Figura 4.1 – Perturbações na temperatura de alimentação aplicadas para a comparação entre o controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 (—). | 61 |
|--|----|

| | |
|--|----|
| Figura 4.2 – Perfil de temperatura da coluna para controle convencional antes (---■---) e depois (---□---) da perturbação na temperatura da alimentação e controle distribuído antes (---▲---) e depois (---△---). | 62 |
| Figura 4.3 – Resposta da malha de controle da temperatura do refeedor em relação à perturbação na temperatura da alimentação para a comparação entre o controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 (—). | 63 |
| Figura 4.4 – Efeito da perturbação na temperatura de alimentação no controle da temperatura do prato 13, controle convencional (—), e controle distribuído aplicado no prato 2 (—). | 64 |
| Figura 4.5 – Efeito da perturbação na temperatura de alimentação no controle da temperatura do prato 2 com controle distribuído aplicado no prato 2 (—) e sem ação de controle no caso convencional (—). | 66 |
| Figura 4.6 – Resposta da malha de controle do nível do acumulador para a perturbação na temperatura da alimentação, controle convencional (—) e controle distribuído aplicado no prato 2 (—). | 67 |
| Figura 4.7 – Resposta da malha de controle do nível da base em relação a perturbação na temperatura da alimentação, controle convencional (—), e distribuído aplicado no prato 2 (—). | 68 |
| Figura 4.8 – Energias térmicas das correntes e da resistência calculados em estado estacionário antes e após a perturbação da temperatura da alimentação para a configuração convencional e distribuída. | 69 |
| Figura 4.9 – Percentual de energia fornecida a coluna para a perturbação na temperatura da alimentação. | 72 |
| Figura 4.10 – Comparação entre o perfil de temperatura experimental para controle convencional (---■---) antes e depois (---□---) da perturbação na temperatura da alimentação e na simulação realizada com Hysys antes (---●---) e depois (---○---) convencional. | 74 |
| Figura 4.11 – Perfis de fração volumétrica: a) antes da perturbação na temperatura da alimentação no estado estacionário e b) depois da perturbação para o Etanol (---□---) e Água (---□---). | 74 |
| Figura 4.12 – Perfis de vazões volumétricas: a) antes da perturbação na temperatura da alimentação no estado estacionário e b) depois da perturbação para a fase vapor (---□---) e fase líquida (---□---). | 75 |
| Figura 4.13 – Condições de operação atingidas em estado estacionário para a simulação realizada antes da perturbação na temperatura da alimentação, para a configuração convencional. | 76 |
| Figura 4.14 – Condições de operação atingidas em estado estacionário para a simulação realizada depois da perturbação na temperatura da alimentação, para a configuração convencional. | 76 |
| Figura 4.15 – Perturbações na vazão de alimentação e ação da variável manipulada para manter o degrau aplicado para a comparação entre o controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 (—). | 78 |
| Figura 4.16 – Perfil de temperatura da coluna para controle convencional antes (---■---) e depois (---□---) da perturbação na vazão da alimentação e controle distribuído antes (---▲---) e depois (---△---). | 79 |
| Figura 4.17 – Resposta da malha de controle do nível da base no momento da aplicação da perturbação na vazão da alimentação, controle convencional (—) e controle distribuído aplicado no prato 2 (—). | 80 |
| Figura 4.18 – Resposta da malha de controle da temperatura do refeedor em relação à perturbação na vazão da alimentação para a comparação entre o controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 (—). | 81 |
| Figura 4.19 – Resposta da malha de controle da temperatura do último estágio em relação à perturbação na vazão da alimentação para a comparação entre o controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 (—). | 82 |

| | |
|--|----|
| Figura 4.20 – Efeito da perturbação na vazão de alimentação no controle da temperatura do prato 2 com controle distribuído no prato 2 (—) e sem ação de controle para o caso convencional (—). | 83 |
| Figura 4.21 – Perfil de temperatura do acumulador no momento da perturbação na vazão da corrente de alimentação, controle convencional (—), e distribuído aplicado no prato 2 (—). | 83 |
| Figura 4.22 – Resposta da malha de controle do nível do acumulador no momento da aplicação da perturbação na vazão da alimentação, controle convencional (—) e controle distribuído aplicado no prato 2 (—). | 84 |
| Figura 4.23 – Energias térmicas das correntes e da resistência calculados em estado estacionário antes e após a perturbação da vazão da alimentação para a configuração convencional e distribuída. | 85 |
| Figura 4.24 – Percentual de energia fornecida a coluna para a perturbação a vazão da alimentação. | 86 |
| Figura 4.25 – Comparação entre o perfil de temperatura experimental para controle convencional (—■—) antes e depois (—□—) da perturbação na vazão da alimentação e na simulação realizada com Hysys antes (—●—) e depois (—○—) convencional. | 87 |
| Figura 4.26 – Perfis de fração volumétrica: a) antes da perturbação na vazão da alimentação no estado estacionário e b) depois da perturbação para o Etanol (—□—) e Água (—○—). | 88 |
| Figura 4.27 – Perfis de vazões volumétricas: a) antes da perturbação na vazão da alimentação no estado estacionário e b) depois da perturbação para a fase vapor (—□—) e fase líquida (—○—). | 88 |
| Figura 4.28 – Condições de operação atingidas em estado estacionário para a simulação realizada antes da perturbação na vazão da alimentação, para a configuração convencional. | 89 |
| Figura 4.29 – Condições de operação atingidas em estado estacionário para a simulação realizada depois da perturbação na vazão da alimentação, para a configuração convencional. | 89 |
| Figura 4.30 – Perturbação na composição de etanol da alimentação mostrando o perfil de fração volumétrica de etanol ao longo do tempo para a comparação das técnicas de controle convencional (—■—) e abordagem distribuída (—▲—). | 91 |
| Figura 4.31 – Perfil de temperatura da coluna para controle convencional antes (—■—) e depois na perturbação na composição da alimentação (—□—) e controle distribuído antes (—▲—) e depois (—△—). | 92 |
| Figura 4.32 – Resposta da malha de controle da temperatura do refeedor em relação à perturbação na composição da alimentação, controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 (—). | 93 |
| Figura 4.33 – Resposta da malha de controle da temperatura do último estágio em relação a perturbação na composição da alimentação, controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 (—). | 94 |
| Figura 4.34 – Efeito da perturbação na composição de etanol na alimentação no controle da temperatura do prato 2 com controle distribuído aplicado no prato 2 (—) e sem ação de controle para o caso convencional (—). | 95 |
| Figura 4.35 – Resposta da malha de controle do nível do acumulador em relação à 9perturbação na composição da alimentação, controle convencional (—), e o controle distribuído no prato 2 (—). | 96 |
| Figura 4.36 – Resposta da malha de controle do nível da base em relação a perturbação na composição da alimentação, controle convencional (—), e o controle distribuído no prato 2 (—). | 96 |
| Figura 4.37 – Fração volumétrica de etanol na base para a comparação das técnicas de controle convencional (—■—) e abordagem distribuída (—▲—). | 97 |
| Figura 4.38 – Fração volumétrica de etanol no produto de topo para a comparação das técnicas de controle convencional (—■—) e abordagem distribuída (—▲—). | 97 |

| | |
|--|-----|
| Figura 4.39 – Derivada da curva da fração volumétrica de etanol no produto de topo em relação ao tempo para a comparação das técnicas de controle convencional (—) e abordagem distribuída (—). | 98 |
| Figura 4.40 – Energias térmicas das correntes e da resistência calculados em estado estacionário antes e após a perturbação da composição da alimentação para a configuração convencional e distribuída. | 99 |
| Figura 4.41 – Percentual de energia fornecida a coluna para a perturbação na composição da alimentação | 101 |
| Figura 4.42 – Comparação entre o perfil de temperatura experimental para controle convencional (—■—) antes e depois (—□—) da perturbação na composição da alimentação e na simulação realizada com Hysys antes (—●—) e depois (—○—) convencional..... | 102 |
| Figura 4.43 – Perfis de fração volumétrica: a) antes da perturbação na temperatura da alimentação no estado estacionário e b) depois da perturbação para o Etanol (—□—) e Água (—○—). | 103 |
| Figura 4.44 – Perfis de vazões volumétricas: a) antes da perturbação na temperatura da alimentação no estado estacionário e b) depois da perturbação para a fase vapor (—□—) e fase líquida (—○—). | 103 |
| Figura 4.45 – Condições de operação atingidas em estado estacionário para a simulação realizada antes da perturbação na composição da alimentação, para a configuração convencional..... | 104 |
| Figura 4.46 – Condições de operação atingidas em estado estacionário para a simulação realizada depois da perturbação na composição da alimentação, para a configuração convencional..... | 104 |

Apêndice A

| | |
|---|-----|
| Figura A.1 – Diagrama esquemático dos processos de uma refinaria de petróleo. | 117 |
|---|-----|

Apêndice B

| | |
|--|-----|
| Figura B.1 – Microprocessador no interior do instrumento <i>fieldbus</i> | 120 |
| Figura B.2 – Esquema do barramento de campo..... | 121 |
| Figura B.3 – Topologia de uma rede <i>fieldbus</i> | 123 |

Apêndice C

| | |
|--|-----|
| Figura C.1 – Balanço global de massa e energia da coluna. | 124 |
| Figura C.2 – Detalhamento dos cálculos do balanço de energia. | 124 |
| Figura C.3 – Gráfico utilizado para obtenção da energia de vaporização. | 125 |
| Figura C.4 – Perturbação da temperatura da alimentação: dados de entrada..... | 126 |
| Figura C.5 – Perturbação da vazão da alimentação: dados de entrada..... | 126 |
| Figura C.6 – Perturbação da composição da alimentação: dados de entrada. | 127 |

Apêndice D

| | |
|--|-----|
| Figura D.1.1 – Avaliação da seção: produto de fundo/ bomba de refeedor. | 128 |
| Figura D.1.2 – Avaliação da seção: bomba de refeedor/ refeedor. | 128 |
| Figura D.1.3 – Avaliação da seção: refeedor / base da coluna. | 129 |
| Figura D.2.1 – Avaliação da seção: saída do topo da coluna/ entrada na condensador..... | 129 |
| Figura D.2.2 – Avaliação da seção: saída do condensador/ entrada no acumulador. | 129 |
| Figura D.2.3 – Avaliação da seção: corrente de recirculação do acumulador..... | 130 |
| Figura D.2.4 – Avaliação da seção: corrente de refluxo. | 130 |

Lista de Tabelas

Capítulo III

| | |
|--|----|
| Tabela 3.1 – Critérios para seleção das resistências. | 39 |
| Tabela 3.2 – Parâmetros dos controladores para o balanço de massa da coluna de destilação. | 46 |
| Tabela 3.3 – Parâmetros dos controladores das temperaturas da base e do topo da coluna. | 47 |
| Tabela 3.4 – Parâmetros do controlador utilizado no controle da temperatura do prato 2. ... | 48 |

Capítulo IV

| | |
|---|-----|
| Tabela 4.1 – Caracterização do sistema no estado estacionário antes e depois da introdução da perturbação na temperatura da alimentação com a configuração convencional. | 61 |
| Tabela 4.2 – Caracterização do sistema no estado estacionário antes e depois da introdução da perturbação na temperatura da alimentação com a configuração com ação distribuída no prato 2. | 62 |
| Tabela 4.3 – Carga térmica total adicionada na coluna antes e após a realização da perturbação na temperatura da alimentação. | 70 |
| Tabela 4.4 – Valores de α antes e após a realização da perturbação na temperatura da alimentação para avaliação da configuração convencional e distribuída no prato 2. | 72 |
| Tabela 4.5 – Comparação entre os valores obtidos experimentalmente e através das simulações, para controle convencional, aplicado antes e após a perturbação na temperatura da alimentação. | 77 |
| Tabela 4.6 – Caracterização do sistema no estado estacionário antes e depois de aplicar a perturbação na vazão da alimentação com a configuração convencional. | 79 |
| Tabela 4.7 – Caracterização do sistema no estado estacionário antes e depois de aplicar a perturbação na vazão da alimentação com a configuração com ação distribuída aplicada no prato 2. | 79 |
| Tabela 4.8 – Carga térmica total fornecida à coluna antes e após a realização da perturbação na vazão da alimentação. | 86 |
| Tabela 4.9 – Comparação entre os valores obtidos experimentalmente e através das simulações, para controle convencional, aplicado antes e após a perturbação na vazão da alimentação. | 90 |
| Tabela 4.10 – Caracterização do sistema no estado estacionário antes e depois de aplicar a perturbação na vazão da alimentação com a configuração convencional. | 91 |
| Tabela 4.11 – Caracterização do sistema no estado estacionário antes e depois de aplicar a perturbação na vazão da alimentação com a configuração com ação distribuída aplicada no prato 2. | 91 |
| Tabela 4.12 – Carga térmica total fornecida à coluna antes e após a realização da perturbação na composição da alimentação. | 100 |
| Tabela 4.13 – Comparação entre os valores obtidos experimentalmente e através das simulações, para controle convencional, aplicado antes e após a perturbação na composição da alimentação. | 105 |

Lista de Abreviaturas e Siglas

| | |
|------------------|---|
| A | Vazão de alimentação da coluna |
| Conf700 | <i>Software</i> gerenciador do Controlador Lógico Programável |
| $C_{p_i}^L$ | Capacidade calorífica do componente “i” na fase líquida |
| $C_{p_{et}}^L$ | Capacidade calorífica do etanol na fase líquida |
| $C_{p_{H_2O}}^L$ | Capacidade calorífica da água na fase líquida |
| CPU | <i>Central Processing Unit</i> , Unidade Central de Processamento |
| D | Vazão de destilado |
| DFI | <i>Fieldbus Universal Bridge</i> , Controlador de rede <i>fieldbus</i> |
| DCS | <i>Distributed Control System</i> , Sistema de Controle Distribuído |
| E | Erro |
| F | Vazão de produto de fundo |
| FCS | <i>Field Control System</i> , Sistema de Controle em Campo |
| FC | <i>Flux controller</i> , Controlador de vazão |
| FI302 | Conversor <i>fieldbus</i> para corrente (SMAR) |
| FF | FOUNDATION <i>Fieldbus</i> |
| FT | <i>Flow Transmitter</i> , Transmissor de vazão |
| FT105 | Sensor diferencial de pressão para vazão do produto de topo |
| FT205 | Sensor diferencial de pressão para vazão na corrente de topo |
| FT305 | Sensor diferencial de pressão para vazão na corrente de alimentação |
| FV306 | Posicionador da válvula na corrente de alimentação |
| FY2 | Bomba da alimentação |
| FY3 | Bomba do refeedor |
| FY302 | Posicionador para válvula de controle (SMAR) |
| FY4 | Bomba de recirculação da água da torre de refrigeração para o condensador |
| FY5 | Bomba do refluxo |
| H_a | Entalpia contida na corrente de alimentação |
| H_d | Entalpia contida na corrente de destilado |
| H_f | Entalpia contida na corrente de produto de fundo |
| HMI | <i>Human Machine Interface</i> , Interface homem/máquina |
| H1 | Primeiro nível da arquitetura da rede <i>fieldbus</i> (31,25 Kbit/s) |
| HSE | <i>High Speed Ethernet</i> , Nível superior da rede <i>fieldbus</i> (100 Mbits/s) |
| Indusoft | <i>Software</i> de supervisão da planta e aquisição dos dados |

| | |
|-----------|---|
| IEC | <i>International Electrotechnic Commission</i> |
| IEEE | <i>The Institute of Electrical and Electronics Engineers</i> |
| IP | <i>Internet Protocol</i> , Protocolo de internet |
| ISA | <i>International Society for Measurement and Control</i> |
| JX401 | Conversor <i>fieldbus</i> para corrente |
| JX402 | Conversor <i>fieldbus</i> para corrente |
| K_c | Ganho do controlador |
| K_p | Ganho proporcional |
| L_0 | Vazão de refluxo |
| LC | <i>Level controller</i> , Controlador de nível |
| LCP | Laboratório de Controle de Processos |
| LC700 | Controlador Lógico Programável |
| LD302 | Sensor de pressão diferencial (SMAR) |
| LT | <i>Level transmitter</i> , Transmissor de nível |
| LT102 | Medidor de nível da base – sensor diferencial |
| LT202 | Medidor de nível do acumulador – sensor diferencial |
| LV103 | Posicionador da válvula da corrente de produto de fundo |
| LV203 | Posicionador da válvula da corrente de produto de topo |
| MODBUS | Porta de comunicação |
| MV | <i>Manipulated Variable</i> , Variável manipulada |
| n | Número de moles |
| n_T | Número de moles totais da mistura |
| n_{T_a} | Número de moles totais da mistura na corrente de alimentação |
| n_{T_d} | Número de moles totais da mistura na corrente de destilado |
| n_{T_f} | Número de moles totais da mistura na corrente de produto de fundo |
| OLE | <i>Object Linking and Embedding</i> |
| OPC | <i>OLE for Process Control</i> |
| P_f | Potência fornecida pela resistência |
| PC | <i>Pressure controller</i> , Controlador de pressão |
| PI | Controlador Proporcional-Integral |
| PID | Controlador Proporcional-Integral-Derivativo |
| PLC | <i>Programmable Logic Controller</i> , Controlador Lógico Programável |
| Pt100 | Sensor de temperatura |
| PT | <i>Pressure Transmitter</i> , Transmissor de pressão |
| PT101 | Transmissor de pressão manométrica na base da coluna |
| PT102 | Transmissor de pressão manométrica no topo da coluna |

| | |
|--------------|--|
| PV | <i>Process Variable</i> , Variável de processo |
| Q_b | Energia térmica fornecida a base da coluna pelo refeedor |
| Q_r | Energia térmica fornecida pela resistência elétrica |
| Q_a | Energia térmica contida na coluna pela corrente da alimentação |
| Q_c | Energia retirada pelo condensador |
| Q_d | Energia térmica que sai da coluna pela corrente de destilado |
| Q_f | Energia térmica que sai da coluna pelo produto de fundo |
| Q_{amb} | Energia térmica perdida para o ambiente externo |
| Q_{parede} | Energia liberada pela parede interna de aço da coluna para o fluido |
| R | Razão de refluxo |
| R2 | Resistência elétrica instalada no prato 2 |
| SDCD | Sistema Digital de Controle Distribuído |
| SMAR | Empresa pioneira na tecnologia FOUNDATION <i>Fieldbus</i> a nível internacional |
| SY2 | Inversor de frequência da bomba da alimentação |
| SY3 | Inversor de frequência da bomba do refeedor |
| Syscon | <i>Software</i> gerenciador da rede <i>fieldbus</i> e elaboração da estratégia de controle |
| T | Temperatura |
| T_a | Temperatura da mistura na corrente de alimentação |
| T_d | Temperatura da mistura na corrente de destilado |
| T_r | Temperatura da mistura na corrente de refluxo |
| T_f | Temperatura da mistura na corrente de fundo |
| T_b | Temperatura mistura na corrente de <i>boilup</i> |
| T_{ref} | Temperatura de referência (25°C) |
| T_{sat} | Temperatura de saturação da mistura |
| TC | <i>Temperature controller</i> , Controlador de temperatura |
| TT | <i>Temperature Transmitter</i> , Transmissor de temperatura |
| TV104 | Posicionador da válvula de vapor do refeedor |
| TV204 | Posicionador da válvula de refluxo |
| TV304 | Posicionador da válvula de vapor do trocador de calor da alimentação |
| U | Saída de controle |
| UY1 | Válvula solenóide da torre de refrigeração |
| UY2 | Válvula solenóide do fundo da coluna |
| UY3 | Válvula solenóide na corrente de <i>boilup</i> |
| UY4 | Válvula solenóide de ar comprimido |
| UY6 | Válvula solenóide de entrada de água no condensador |

| | |
|--------------------------|--|
| UY7A | Válvula solenóide de vapor do trocador de calor da alimentação |
| UY7B | Válvula solenóide de água do trocador de calor da alimentação |
| V | Vazão de vapor no topo da coluna |
| VC | Volume de controle |
| x_i | Fração molar do componente “i” na mistura |
| x_{et} | Fração molar de etanol |
| $x_{\text{H}_2\text{O}}$ | Fração molar de água |
| Y | Entrada de controle |

Lista de Símbolos

| | |
|-----------------------------|---|
| α | ganho pseudo-derivativo |
| β | Parâmetro de eficiência energética adotado |
| ΔT | Variação de temperatura |
| λ | Entalpia de vaporização da mistura |
| ρ_{et} | Concentração molar de etanol |
| $\rho_{\text{H}_2\text{O}}$ | Massa específica da água |
| τ_i | Constante de tempo integrativa do controlador |
| τ_d | Constante de tempo derivativa do controlador |

Sumário

Capítulo I – INTRODUÇÃO.....01

| | |
|-------------------------------------|----|
| 1.1 – Importância do Estudo..... | 01 |
| 1.2 – Objetivos | 03 |
| 1.3 – Inovação | 03 |
| 1.4 – Organização do Trabalho | 04 |

Capítulo II – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....05

| | |
|--|----|
| 2.1 – Introdução..... | 05 |
| 2.2 – Colunas de Destilação..... | 05 |
| 2.2.1 – Funcionamento | 05 |
| 2.2.2 – Estrutura interna | 07 |
| 2.2.3 – Transferência de massa | 07 |
| 2.2.4 – Restrições..... | 08 |
| 2.2.5 – Partida | 09 |
| 2.2.6 – Destilação aplicada ao setor petroquímico..... | 10 |
| 2.3 – Controle das unidades de destilação | 11 |
| 2.4 – Transientes do processo | 13 |
| 2.5 – Problemas operacionais associados ao controle do processo..... | 15 |
| 2.5.1 – Composição da carga..... | 15 |
| 2.5.2 – Vazão da carga..... | 16 |
| 2.5.3 – Subresfriamento do refluxo..... | 17 |
| 2.5.4 – Carga térmica | 17 |
| 2.5.5 – Pressão..... | 17 |
| 2.5.6 – Carga térmica do refeedor..... | 17 |
| 2.6 – Controle Convencional | 18 |
| 2.7 – Uso de técnicas para otimização de energia..... | 22 |
| 2.8 – Controle Distribuído | 26 |
| 2.9 – Conclusões..... | 28 |

Capítulo III – MATERIAL E MÉTODOS.....29

| | |
|--|----|
| 3.1 – Introdução..... | 29 |
| 3.2 – Descrição da unidade experimental | 30 |
| 3.2.1 – Alterações na unidade..... | 34 |
| 3.2.1.1 – Temperatura da alimentação | 34 |
| 3.2.1.2 – Módulo do último estágio da coluna | 35 |
| 3.2.1.3 – Tanque acumulador..... | 35 |
| 3.2.1.4 – Tanque pulmão | 36 |
| 3.2.2 – Utilidades | 36 |
| 3.2.3 – Instrumentação | 37 |
| 3.2.4 – Comunicação e controle dos instrumentos..... | 40 |
| 3.2.5 – Sistemas de supervisão..... | 42 |
| 3.2.5.1 – Syscon | 42 |

| | |
|---|----|
| 3.2.5.2 – Conf700 | 42 |
| 3.2.5.3 – Indusoft | 42 |
| 3.2.6 – Sistema de controle | 43 |
| 3.2.6.1 – Balanço de massa | 46 |
| 3.2.6.2 – Controle do perfil de temperatura | 47 |
| 3.2.6.3 – Pontos de aquecimento distribuído..... | 47 |
| 3.3 – Planejamento dos experimentos e condições operacionais..... | 48 |
| 3.4 – Balanço de energia simplificado – Estado Estacionário | 49 |
| 3.4.1 – Corrente de alimentação | 53 |
| 3.4.2 – Corrente de produto de topo e produto de fundo | 54 |
| 3.4.3 – Metodologia aplicada para o cálculo da energia retirada pelo condensador..... | 54 |
| 3.4.4 – Energia adicionada pela resistência elétrica | 55 |
| 3.5 – Tratamento dos dados..... | 55 |
| 3.6 – Simulações | 56 |
| 3.7 – Conclusões..... | 57 |

Capítulo IV – RESULTADOS E DISCUSSÃO.....58

| | |
|---|-----|
| 4.1 – Introdução..... | 58 |
| 4.2 – Procedimento de partida..... | 58 |
| 4.3 – Avaliação dos efeitos das perturbações aplicadas..... | 60 |
| 4.3.1 – Perturbação na temperatura da alimentação | 60 |
| 4.3.1.1. – Período transiente para perturbação na temperatura da alimentação ... | 61 |
| 4.3.1.2 – Análise energética para a perturbação na temperatura da alimentação . | 68 |
| 4.3.1.3 – Análise das simulações referentes à perturbação na temperatura da alimentação..... | 73 |
| 4.3.2 – Perturbação na vazão da alimentação | 77 |
| 4.3.2.1. – Período transiente para a perturbação na vazão da alimentação | 78 |
| 4.3.2.2 – Análise energética para a perturbação na vazão da alimentação | 84 |
| 4.3.2.3 – Análise das simulações referentes à perturbação na vazão da alimentação..... | 87 |
| 4.3.3 – Perturbação na composição da alimentação..... | 90 |
| 4.3.3.1. – Período transiente para a perturbação na composição da alimentação. | 91 |
| 4.3.3.2 – Análise energética para a perturbação na composição da alimentação . | 99 |
| 4.3.3.3 – Análise das simulações referentes à perturbação na composição da alimentação..... | 101 |
| 4.4 – Conclusões..... | 105 |

Capítulo V – CONCLUSÕES.....107

| | |
|---|-----|
| 5.1 – Sugestões para trabalhos futuros..... | 108 |
|---|-----|

| | |
|--|------------|
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS..... | 110 |
| APÊNDICES..... | 110 |
| Apêncide A – O Processo de Refino..... | 116 |
| Apêndice B – Tecnologia FOUNDATION Fieldbus..... | 119 |
| Apêndice C – Planilhas do Balanço Energético..... | 124 |
| Apêndice D – Avaliação das Perdas de Energia para o Ambiente..... | 128 |
| Apêndice E – Artigo com Resultados obtidos da Partida da Unidade..... | 132 |

Capítulo I

Introdução

Esta dissertação propõe um estudo detalhado da estratégia de controle baseada em ação distribuída de controle com aquecimentos em pontos intermediários de uma coluna de destilação, com o objetivo de verificar se ocorre a minimização dos transientes de operação e realizar uma avaliação do gasto energético do processo com esta nova abordagem.

Essa configuração diferenciada em controle de processos foi implementada em uma unidade piloto de destilação inicialmente por Marangoni (2005). No entanto, neste projeto trabalhou-se em diferentes condições de operação da planta, sendo que a principal alteração em relação ao projeto anterior foi o controle da temperatura da corrente de alimentação, inserida a temperatura próxima de seu ponto de bolha, superior a usada por Marangoni (2005), a qual trabalhou com sistema em malha aberta para esta corrente.

Portanto, este projeto visa dar continuidade ao estudo de Marangoni (2005), verificando se ocorre melhoria no processo através da minimização de transientes, quando o sistema é perturbado, com essas novas condições de operação. Em relação ao gasto energético, o interesse não está em realizar uma otimização, mas sim, verificar a necessidade energética e a distribuição de energia para as duas configurações avaliando seu desempenho frente às perturbações. Convém ressaltar que o objetivo principal do trabalho não inclui o desenvolvimento de novos algoritmos de controle ou aplicar o melhor ajuste dos controladores.

Neste capítulo serão apresentadas uma introdução, expondo o problema dos transientes no processo de destilação e as dificuldades para minimizá-los. Os objetivos e a inovação desta abordagem também serão detalhados.

1.1 Importância do estudo

A destilação constitui um dos processos de separação industrial mais difundido e usado. Estima-se que há cerca de 40.000 colunas de destilação em plantas químicas industriais, somente nos Estados Unidos da América, consumindo em torno de 3% da energia total usada no país. Apesar dos grandes avanços tecnológicos nos últimos anos, a busca da melhoria das condições operacionais em uma unidade de destilação ainda é muito freqüente, principalmente em termos de integração energética, devido ao elevado custo

envolvido, bem como para atender a rigorosa legislação ambiental (HUMPHREY *et al.*, 1991, apud FARO *et al.*, 2001).

Para a manutenção dos processos nos pontos de máxima lucratividade, mesmo com as mudanças permanentes das condições de mercado, um sistema de controle adequado a dinâmica do processo deve estar implementado.

Segundo Shinskey (1996), o principal benefício da implementação ou da melhoria de um sistema de controle é o incremento na recuperação do produto mais valioso. Para produtos finais de um processo, recuperação é definida como a quantidade de produto “que se possa vender” gerado por unidade do componente que foi alimentado (SHINSKEY, 1996). Uma vez que quantidade e qualidade são inversamente proporcionais, o aumento na qualidade reduz a quantidade, ou seja, a recuperação. Assim, a solução para incrementar a recuperação de um determinado produto é operar o mais próximo possível e com menor tempo de desvio das especificações de qualidade do produto.

Esta é uma meta freqüentemente difícil de ser alcançada em processos envolvendo destilações devido à presença de tempos mortos, os quais representam um tempo do processo no qual a planta opera com gastos energéticos e sem retorno como produto final nas especificações desejadas. Esta característica conduz a tempos de operação consideráveis, ou seja, acarreta desvios das especificações de qualidade do produto quando ocorre alguma perturbação no processo.

Um percentual considerável da energia consumida nas indústrias química e petroquímica é usado nos processos de destilação, que é de longe a mais importante técnica de separação da indústria de processos em todo mundo. Devido ao grande consumo energético atribuído aos processos de destilação o aumento da eficiência térmica das colunas de destilação pode resultar numa redução importante no consumo energético; essa redução pode ser obtida através do aquecimento em pratos intermediários.

O aquecimento em pratos intermediários vem sendo estudado do ponto de vista da destilação diabática na qual se objetiva a economia energética da coluna (SAUAR *et al.*, 1997; AGRAVAL e HERRON, 1998; BUDIMAN e ISHIDA, 1998; SCHALLER *et al.*, 2001; RIVERO, 2002; BJÖRN *et al.*, 2002; KOEIJER *et al.*, 2004). Além disso, colunas presentes no refino de petróleo utilizam refluxos circulantes para promover melhor separação (SHINSKEY, 1984). No entanto, em nenhuma das duas aplicações são usados como parte da malha de controle, para o perfil de temperatura ao longo da coluna.

A maioria das publicações envolvendo aquecimentos intermediários, mais especificamente com destilação diabática, está baseada em simulações, porém Rivero (1993), apud por Koeijer *et al.* (2004), apresentou resultados experimentais, que confirmam que uma coluna diabática tem uma taxa significativamente baixa de produção de entropia, quando comparada a uma coluna adiabática convencional (com um refeedor e um

condensador); este fato justifica porque este tipo de coluna obtém um melhor aproveitamento energético.

Estes estudos permitem visualizar que pontos de aquecimento distribuídos ao longo da coluna são uma realidade, porém ainda não são utilizados para o controle. Acredita-se que pontos de controle inseridos ao longo da coluna irão diminuir o transiente gerado pela ação concentrada nos extremos da coluna e dependendo das condições de operação, alterar a carga energética total e este é o ponto central que se deseja alcançar com este projeto.

1.2 Objetivos

Neste trabalho propõe-se a implementação de uma estratégia de controle baseada em ação distribuída através do uso de uma resistência elétrica em um prato intermediário (prato 2) em uma coluna de destilação, com o objetivo de:

- 1) Estudar o comportamento energético, analisando a carga energética requerida para as duas configurações estudadas.
- 2) Verificar se ocorre minimização de transientes da coluna de destilação com novas condições de operação da planta (fonte de calor na corrente alimentação);

Pretende-se verificar como ocorre a distribuição do aquecimento na coluna quando usada a abordagem distribuída de energia e analisar a influência destes aquecimentos intermediários pelo desempenho das malhas de controle, através da comparação com o procedimento convencional. Serão realizadas simulações com a finalidade de elucidar efeitos que não podem ser determinados experimentalmente e também com o propósito de confrontar os valores dos calores obtidos pelo balanço simplificado de energia.

1.3 Inovação

Em processos de destilação, o atraso na resposta, ou tempo morto, é um aspecto responsável pela geração de transientes. O controle de colunas de destilação é normalmente realizado centralizado na base, no topo e nas retiradas laterais, gerando um elevado tempo de transição quando o processo é perturbado.

Alcançar um novo estado de equilíbrio após uma perturbação, com o menor tempo possível operando com a planta produzindo fora das especificações, implica em um processo com um controle eficaz, e em se tratando de colunas de destilação que apresentam um comportamento não-linear, alto grau de acoplamento entre as variáveis e várias restrições de operação, torna essa tarefa ainda mais difícil.

O controle distribuído visa à utilização de pontos de aquecimentos intermediários com a finalidade de controlar o perfil de separação mantendo as variáveis nos valores de referência com a possibilidade de menor gasto energético. A aplicação deste método consiste em uma nova abordagem e uma inovação em tecnologia de controle de processos petroquímicos. Para fundamentação desta nova proposta um dos itens importantes e que este trabalho visa desenvolver é a avaliação energética, com isso pretende-se contribuir para a composição desta nova abordagem de controle.

Além disso, a unidade estudada neste trabalho é toda instrumentada em *fieldbus*, uma tecnologia recente na área de controle de processos. Usar essa tecnologia e aplicar um método diferenciado de controle é um desafio, resultando em um diferencial na formação de profissionais da indústria de petróleo e gás natural.

1.4 Organização do Trabalho

Para facilitar a apresentação, este trabalho foi dividido em 5 (cinco) capítulos.

Iniciou-se com o Capítulo 1, apresentando uma introdução em relação ao assunto abordado, contendo os objetivos e o desafio do projeto.

O Capítulo 2 apresenta a revisão bibliográfica tratando dos principais conceitos relacionados ao processo da destilação e suas restrições, bem como, o controle destas unidades, as principais dificuldades encontradas que geram os transientes e as abordagens existentes para tentar minimizar este problema. Foram apresentadas algumas técnicas empregadas para otimização energética de colunas de destilação.

No Capítulo 3 é descrita a metodologia aplicada, a unidade experimental e os detalhes dos equipamentos e da instrumentação utilizada no controle da unidade. O planejamento dos experimentos e a metodologia de cálculo utilizada no balanço energético também são abordados neste capítulo.

No Capítulo 4 são descritos os resultados referentes à análise de três perturbações que ocorrem frequentemente na corrente de alimentação em colunas de destilação: temperatura, vazão e composição. Os resultados foram organizados de modo a avaliar todas as malhas do processo após a aplicação de cada perturbação. A etapa transiente foi estudada através da análise gráfica. Foi realizado o cálculo da carga térmica requerida em regime permanente antes e após a introdução da perturbação. Simulações em estado estacionário corroboram na análise dos resultados obtidos nesta seção.

E para finalizar, o Capítulo 5 apresenta as conclusões e as sugestões para trabalhos futuros.

Capítulo II

Revisão Bibliográfica

A proposta deste capítulo é apresentar o processo da destilação em colunas de fracionamento, o controle destas unidades, as principais dificuldades encontradas que geram os longos transientes e as abordagens existentes para tentar diminuir este problema. O uso de técnicas para minimização do consumo de energia também é apresentado nesta seção.

2.1 Introdução

O custo energético de sistemas de destilação geralmente é muito elevado e existe a preocupação quanto à otimização das quantidades empregadas visando à redução e ao melhor aproveitamento dessa energia. É importante que as unidades de processamento de petróleo sejam eficientes, tanto do ponto de vista energético como da separação de suas frações nos padrões pré-estabelecidos.

2.2 Colunas de Destilação

A palavra "destilação" é originária do latim *distillare*, que significa "gotejar" e descreve o estágio final do processo, quando do gotejamento de um líquido de um condensador para um recipiente de coleta (FERREIRA e NETO, 2005).

Coluna de destilação é um dos equipamentos de separação mais empregados na indústria química e petroquímica. Os primeiros procedimentos de destilação, padronizados pela "American Society for Testing and Materials" (ASTM), datam de 1926. (FERREIRA e NETO, 2005).

2.2.1 Funcionamento

A coluna de destilação com pratos que representa o equipamento mais comum para se realizar a separação dos componentes de uma mistura, consiste de uma seqüência vertical de estágios onde ocorre o contato entre o vapor e o líquido. A alimentação é feita na

parte intermediária da coluna, com possibilidade de múltiplas alimentações ao longo desta (SOARES, 2000). A representação esquemática de uma unidade é mostrada na Figura 2.1.

O líquido percorre a coluna de um prato para outro através de canais de descida em direção à base da coluna, enquanto que o vapor sobe borbulhando através do líquido. O vapor flui prato a prato pelo fato da pressão ser menor na parte superior da coluna. O líquido deve fluir contra esse gradiente de pressão positiva, uma vez que é mais denso que a fase vapor. O escoamento das fases do prato é cruzado quando este contém vertedores de descida do líquido, mas também há colunas com pratos sem canais de descida e, neste caso, as fases escoam em contracorrente pela coluna. O vapor passa através das perfurações ou campânulas existentes nos pratos e entra em contato com o líquido fluindo sobre o mesmo.

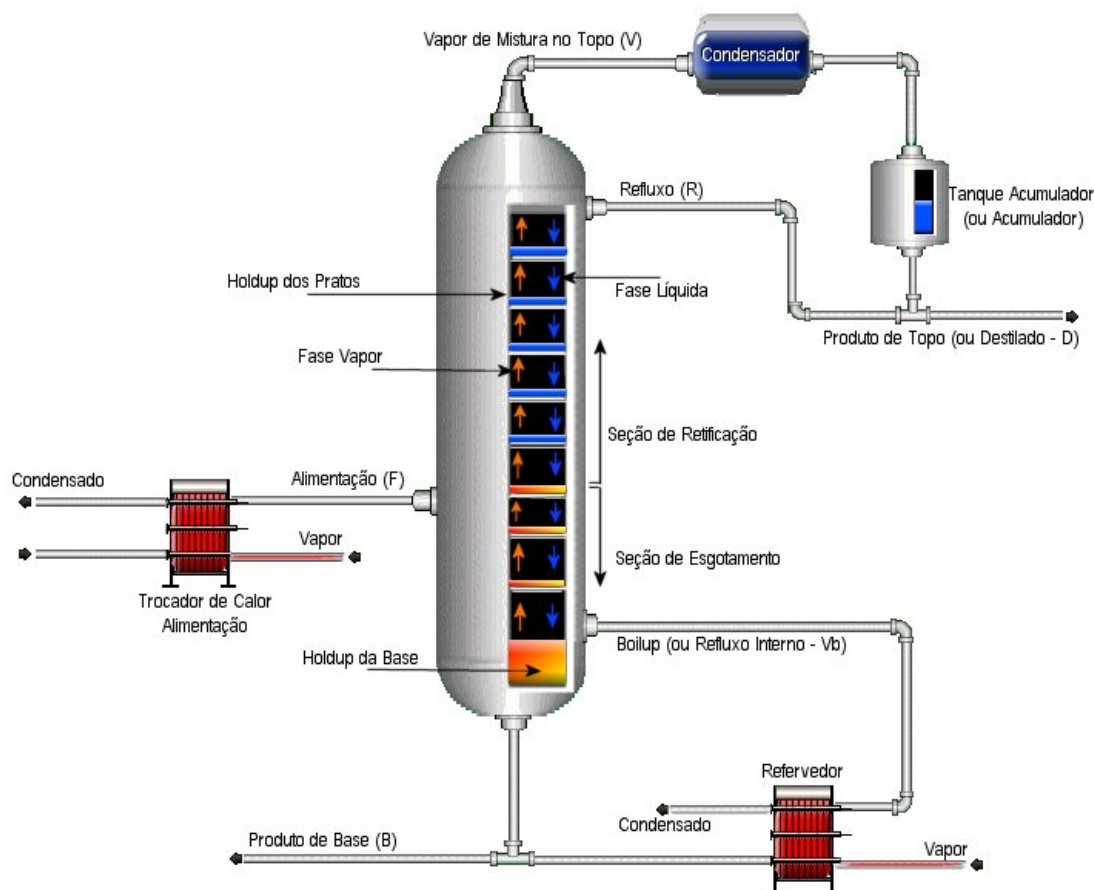


Figura 2.1 Esquema de uma coluna de destilação simples com uma alimentação, condensador total e refeedor parcial.
(Fonte: Marangoni, 2005)

Além do casco, a coluna de destilação 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. 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 e o restante é retirado como produto de topo. O refluxo é responsável pela corrente de líquido acima da alimentação.

2.2.2 Estrutura interna

As colunas de destilação são compostas internamente por pratos, cujo objetivo é aumentar a área efetiva de contato entre as fases líquido e vapor. Os tipos de pratos diferem entre si na capacidade das taxas de escoamento do líquido ou do vapor. O prato mais simples utilizado é o perfurado (SOARES, 2000).

Segundo Barros *et al.* (1994), um prato perfurado a fluxo cruzado pode operar a uma pequena taxa de escoamento de vapor até o ponto em que o líquido comece a drenar através dos orifícios e a dispersão do gás fica inadequada para se obter boa eficiência.

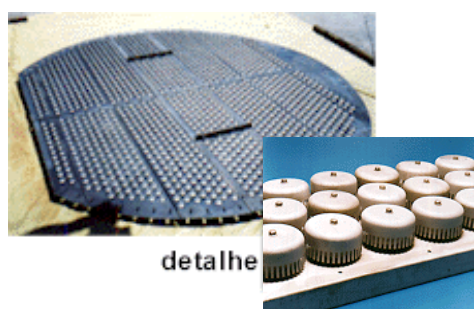


Figura 2.2 Foto de um prato com borbulhador.

Outro modelo difundido é o prato valvulado, ilustrado na Figura 2.2. Em altas velocidades do vapor, a válvula é totalmente aberta e, quando ocorre a diminuição da velocidade do vapor, a válvula é parcialmente ou totalmente fechada. As válvulas proporcionam boa mistura entre o líquido e o vapor e podem operar com fluxos muito pequenos (BARROS *et al.*, 1994).

2.2.3 Transferência de massa

A destilação é uma operação de separação pela diferença de volatilidade que envolve uma grande quantidade de energia (MOURA, 2003). Trata-se então de uma operação de transferência de calor e massa. As operações de transferência de calor e massa são um conjunto de técnicas e de equipamentos destinados à separação de um ou mais componentes de uma mistura ou solução.

O processo de transferência de massa em colunas de destilação é muito complexo. Para que haja uma transferência de massa efetiva entre as fases, o contato líquido/vapor

deve ocorrer sob o regime turbulento, uma vez que a turbulência aumenta a taxa de transferência de massa por unidade de área, pois ajuda a dispersar um fluido em outro e aumenta a área interfacial (SOARES, 2000).

Em um prato de destilação convencional, o contato entre as fases ocorre por meio do fluxo cruzado no qual o líquido escoar paralelamente ao prato, no percurso entre os vertedores de entrada e saída, enquanto o vapor o atravessa, sendo distribuído no prato através de perfurações, borbulhadores ou válvulas (WALTER *et al.*, 1941).

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

2.2.4 Restrições

Uma coluna de destilação é um complexo sistema de escoamento. Na base da coluna, vapor com uma pressão suficientemente elevada, tem que ser gerado para poder vencer o peso da coluna de líquido em cada prato, da base até o topo da coluna (FOUST *et al.*, 1982).

Por outro lado, o líquido escoar do topo para o fundo, na mesma direção do gradiente positivo de pressão, devido a diferença de densidade. O escoamento interno de vapor e de líquido em uma coluna de destilação deve ser tal que favoreça o contato entre as fases, daí a necessidade de colocar anteparos (vertedouros) na coluna.

Vazões muito baixas ou altas, de vapor ou líquido, podem provocar arraste de líquido, formação de cones de vapor, pulsação, gotejamento, inundação ou formação excessiva de espuma, entre outros problemas (KALID, 2005).

Quando as vazões internas de vapor são muito baixas, o líquido começa a escoar pelas aberturas nos pratos e não pelo vertedouro, diminuindo a eficiência da separação. Se a vazão interna de líquido na coluna é que é pequena, o líquido é distribuído irregularmente no prato, proporcionando a formação de pontos quentes. Portanto, existem máximos e mínimos para as condições operacionais de uma coluna de destilação (KALID, 2005).

Também se deve observar que a mudança da pressão da coluna seja suave. 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. O aumento repentino da pressão provoca condensação do vapor e a diminuição da vazão de vapor, podendo causar a passagem de líquido (GOMIDE, 1988).

Existe ainda restrição quanto à separação, pois ela é limitada pela quantidade de refluxo disponível e pelo número de pratos na coluna. Em relação à transferência de calor, o controle da temperatura do fundo é fundamental, pois se ela aumenta, o gradiente de temperatura entre o resíduo e o fluido de aquecimento diminui, causando um decréscimo na transferência de calor (KALID, 2005).

Temperatura e pressão não podem se aproximar das condições críticas, pois o fluxo hidráulico depende da diferença entre a massa específica da fase líquida e gasosa. Além disso, algumas substâncias são termicamente sensíveis.

2.2.5 Partida

A operação de uma coluna de destilação em uma refinaria de petróleo, bem como em uma usina de álcool, ocorre através de um processo contínuo. No entanto, é necessário realizar paradas periódicas na operação a fim de se realizar a manutenção da coluna.

A partida de uma coluna de destilação, também denominada de *startup*, é caracterizada pelo período gasto pela coluna para transitar do estado inicial até o estado estacionário, momento em que um determinado componente é obtido. Portanto, todos os procedimentos a serem seguidos na partida afetarão toda a operação, sendo que esta operação pode levar desde horas até dias para atingir o estado estacionário. Uma das possibilidades de minimizar o tempo de partida e, conseqüentemente, reduzir os gastos energéticos, é a aplicação de um procedimento adequado às características do processo (RUIZ *et al.*, 1988).

A etapa de partida tem uma contribuição grande no custo energético empregado na coluna, com isso existe uma preocupação quanto à otimização dessas quantidades empregadas visando à redução desse transiente e o melhor aproveitamento dessa energia.

Muitos processos contínuos de destilação se caracterizam pela necessidade freqüente de paradas/partidas. Dependendo das características construtivas e operacionais, a partida de uma coluna de destilação pode apresentar um elevado período de transição até que atinja o estado estacionário.

A natureza de transição, elevado tempo morto, associada à histerese das válvulas de controle e o acoplamento das variáveis contribuem para elevar a complexidade da operação e do seu controle de forma adequada para que seja possível minimizar tais transientes. Segundo Wozny e Li (2004), em virtude de todas essas dificuldades, a partida de uma coluna de destilação pode ser considerada uma das operações mais difíceis na indústria química.

De acordo com Ruiz *et al.* (1988), problemas hidráulicos e mecânicos também são comuns na partida de uma unidade de destilação, estes últimos estão relacionados com a

ocupação completa do líquido no vertedouro e do vapor nas perfurações dos pratos, o aumento da pressão do líquido acumulado no prato (*holdup*), dentre outros. Por estes motivos, o ajuste das vazões é muito importante e deve ser cuidadosamente realizado.

Desta forma, a etapa de partida requer prática e conhecimento do operador devido à diversidade de variáveis envolvidas no processo. A implementação de um procedimento adequado à partida da coluna de destilação permite maior rapidez no alcance do estado estacionário e, conseqüentemente, minimizará a produção de produtos fora da especificação, reduzindo gastos e melhorando a operação da unidade.

2.2.6 Destilação aplicada ao setor petroquímico

Na indústria de petróleo e gás a separação das frações de petróleo ocorre via destilação a pressão atmosférica e a vácuo, sendo esta a principal operação unitária que ocorre em uma refinaria de petróleo, demandando uma grande quantidade de energia para promover a separação (FOUST *et al.*, 1982).

O processo de destilação possui características como o processamento de altas vazões, presença de elevados gradientes de temperatura e tempo morto, fortes interações e um alto grau de acoplamento entre as variáveis manipuladas e controladas (MOURA, 2003).

A especificação dos produtos segue a demanda do mercado e o objetivo econômico das unidades de destilação consiste em manter os produtos o mais próximo possível das condições desejadas. Qualquer violação na especificação dos produtos, conduz ao reprocessamento ou a degradação da corrente.

Apesar da sua larga utilização, deve ser maior a atenção dispensada ao sistema de controle de colunas de destilação, pois na maioria das indústrias de transformação, grande parte do custo operacional energético se deve a essa operação unitária.

Este consumo excessivo de energia pelos equipamentos de destilação se deve a sua característica fundamental: uma grande necessidade de vapor de aquecimento, já que a energia é o agente separador nas unidades de destilação, aliada à baixa eficiência termodinâmica do processo (PINTO, 1987). O grande consumo energético concentrado numa única operação industrial está atraindo pesquisadores e empresas da área, para juntos buscarem uma alternativa que minimize estes custos e otimizem o processo.

Entre as vantagens encontradas na utilização do processo de destilação, pode-se citar a flexibilidade de operação em relação a pressões, temperaturas e volumes e, principalmente, a grande variedade de aplicações (KING, 1980). As aplicações em destilação podem ser caracterizadas pelo tipo de material a ser separado, tais como fracionamento de petróleo, separações de gases, separações contendo eletrólitos e reações

químicas, e separações líquidas em geral. Sendo extremamente versátil, estas unidades são largamente utilizadas em refinarias (MOURA, 2003).

Destilação, em geral, é o melhor processo de separação para misturas líquidas, exceto quando a mistura é extremamente corrosiva. Ou ainda quando a mesma apresenta um componente termicamente instável, mesmo sob vácuo.

Da mesma forma, a destilação é dificultada quando há uma pequena quantidade do componente mais pesado a ser recuperado, pois tal condição exigiria que toda a vazão de alimentação fosse vaporizada, a ponto de atender as especificações do produto de base (SØRENSEN e SKOGESTAD, 1996a).

Como visto, colunas de destilação são largamente utilizadas nas indústrias petroquímicas pela sua versatilidade. No entanto, o processo necessita de uma operação adequada para se obter a qualidade requerida dos produtos. Em função disto, a atenção dispensada no sistema de controle aplicado é fundamental. Mesmo com toda a tecnologia envolvida e com sistemas de controle bem ajustados, ainda torna-se necessário implementar uma abordagem adequada à dinâmica do processo. A seguir serão abordados o sistema de controle em colunas de destilação e sua importância no processo.

2.3 Controle das unidades de destilação

O objetivo da implementação de um sistema de controle é baseado na segurança do processo, especificação dos produtos, regulamentação ambiental, restrições de operação e necessidade de economia no processo (LONGO, 2003).

Um sistema de controle requer, preferencialmente, a otimização da planta de produção. Para tal lança-se mão de técnicas cada vez mais avançadas referentes à otimização, supervisão e controle de processos. Essa otimização irá depender muito do tipo de processo e suas variáveis. Não faz sentido supervisionar e controlar processos pouco eficientes, investindo em tecnologias e equipamentos que na maioria das vezes apresentam custo elevado. Após a etapa de otimização define-se a estratégia de controle a ser implementada. Nesta etapa são especificadas as variáveis a serem controladas, as variáveis a serem manipuladas e toda a instrumentação necessária.

A separação por destilação é responsável por um grande número de etapas do processo em vários tipos de indústrias, que têm a destilação como processo principal. Altas capacidades de produção demandam equipamentos de grande porte. O comportamento dinâmico destas operações é bastante lento, o que aumenta 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.

O desenvolvimento de estratégias operacionais otimizadas para colunas de destilação constitui um significado particular do ponto de vista econômico. O rápido alcance do estado estacionário desejado, conforme a especificação do produto exigido, minimiza o tempo necessário para este tipo de processo não-produtivo, além de reduzir os gastos de energia e matéria prima, como também a quantidade dos produtos intermediários que precisam ser reciclados, depositados ou queimados (SCHRÖDER, 1999).

Nas indústrias de refino de petróleo e petroquímicas ocorrem, freqüentemente, transições entre produtos com diferentes graus ou especificações. Inevitavelmente, durante a transição haverá um período em que serão gerados produtos fora de especificação. Nesse caso, o objetivo do sistema de controle é minimizar a duração dessa transição, respeitando as restrições que lhe são impostas.

Em uma unidade de destilação três necessidades básicas devem ser supridas pelo controle: manter o balanço de massa, atingir a qualidade desejada e atender as restrições do processo. No primeiro aspecto busca-se manter os níveis na base e no acumulador de maneira que não ocorra nem a inundação nem o “esvaziamento” da coluna. No controle composicional espera-se garantir a qualidade dos produtos, através de uma ou mais composições. Restrições impõem limitações em virtude da dinâmica do processo, como o uso de temperatura, vazões e pressões elevadas ou baixas. A principal proposta de um sistema de controle é rejeitar ou minimizar os efeitos das variações não controladas e restabelecer a qualidade a um ponto desejado (SEBORG *et al.*, 1989).

Grande parte das indústrias químicas e petroquímicas possui diversos processos que operam com malhas de controle em manual e/ou com estratégias simples para o atual estado tecnológico das técnicas de controle de processos. Desborough *et al.* (2001) descreveu que apenas 1/3 das malhas de controle industriais operam adequadamente em automático, 1/3 se encontra em manual e 1/3 degrada o desempenho do sistema, ao invés de melhorá-lo, confirmando a inexistência de mudanças no cenário apresentado por Ender 10 anos antes (MORAES, 2004).

Assim, em muitas indústrias químicas e petroquímicas, o controle de processo é uma atividade que não recebe a devida atenção quando comparada aos benefícios que pode proporcionar. Em muitos casos, os ganhos com as melhorias apenas nos processos de produção são tão elevados que escondem o potencial de um investimento criterioso no sistema de controle. Porém, a globalização e, conseqüentemente, a disputa acirrada pelo mercado, não tem permitido que as indústrias continuem a ignorar as vantagens que um tratamento adequado ao sistema de controle pode trazer.

Um sistema de controle bem projetado e ajustado não é suficiente para eliminar os transientes de operação de uma coluna de destilação. Porém uma alternativa que vem sendo proposta é a mudança da configuração convencional da coluna, modificações em sua estrutura física podem melhorar o desempenho do processo e por consequência dos controladores.

A destilação é um problema essencialmente multivariável e com restrições de operação. O comportamento dinâmico é extremamente não linear e existe um elevado grau de acoplamento entre as variáveis. Em alguns casos, tais condições limitam o uso de técnicas, de controle, convencionais, do tipo PID. Estas características, associadas à centralização do sistema de controle na base e no topo da coluna impõe alguns transientes, difíceis de serem minimizados durante a operação da unidade quando perturbada (MARANGONI, 2005).

Um controle centralizado pode se tornar lento diante de algumas situações, como a mudança na origem do petróleo processado. A introdução de um controle distribuído, através da ação em pontos intermediários da coluna para melhorar o desempenho da unidade, através de menores oscilações na ação de controle e sobre-elevações, pode ser uma alternativa para minimizar os transientes de operação.

Devido ao volume de produto processado por uma coluna de destilação e aos custos envolvidos no processo, pequenas melhoras no desempenho podem representar ganhos significativos a médio e longo prazo, fato que justifica o esforço com o decorrente projeto.

2.4 Transientes do processo de destilação

Colunas de destilação possuem algumas características inerentes ao processo, um tanto quanto “indesejáveis”, como elevadas constantes de tempo que geram atrasos na resposta, a não-linearidade, restrições e acoplamento das variáveis. Tais características específicas interferem diretamente nos transientes gerados quando a unidade é perturbada. Diante destas perturbações, a eficiência dos sistemas de controle destas unidades é prejudicada.

A formação de longos transientes pode ser acarretada em virtude destas características indesejadas ou também em função do sistema a ser destilado, das mudanças na composição da alimentação e/ou das transições de operação necessárias em virtude de alterações no mercado (MARANGONI, 2005).

O processo de destilação pode ser representado por processo acoplado em série, em virtude da separação ser realizada em estágios, e cada estágio representar um ponto de

equilíbrio; portanto, o tempo morto é incrementando a cada estágio da coluna gerando o atraso hidráulico. Quando o valor desta variável cresce em relação à constante de tempo, existe a possibilidade do controlador não oferecer um bom desempenho.

Pode-se observar que existe o atraso hidráulico encontrado na transferência de líquido prato a prato, além do atraso na resposta de uma variável a perturbações. Este fato pode ser verificado quando ocorrem mudanças na composição da alimentação, esta perturbação provoca mudanças primárias nas composições dos pratos. Por conseqüência, as correntes líquidas e vapor no interior da coluna são alteradas e mudanças secundárias nas composições são observados.

Quando ocorre uma perturbação este equilíbrio é afetado e com isso gera um efeito em série em cada estágio, geralmente, o tempo morto em cada prato numa coluna de destilação fica em torno de 3 e 6 segundos. Portanto, uma coluna com 30 pratos na seção de retificação, apresenta um atraso entre 1,5 e 3 minutos, entre o prato de alimentação e o fundo da coluna (KALID, 2005).

Enquanto não ocorre a estabilização das composições nos pratos o novo estado estacionário não será alcançado. O que se observa ao final é o incremento do tempo morto em virtude da separação em estágios. Além disso, ações na base devem superar o tempo morto de toda a coluna para refletirem mudanças no topo, verificando-se o mesmo na situação contrária. Este fator pode ser considerado um forte responsável pela geração de transientes em colunas de destilação.

Embora todas as colunas de destilação sejam sistemas não-lineares, algumas o são em demasia. Nesses casos o controle é muito mais difícil. Esse comportamento não-linear muitas vezes está associado ao acoplamento das variáveis controladas e manipuladas, ao equilíbrio líquido-vapor e as características dos equipamentos (ANSARI e TADÉ, 2000). Observam-se ainda características não lineares decorrentes do tipo de mistura a ser processada, por exemplo, mistura azeotrópica; no funcionamento dos sensores e atuadores que compõe a instrumentação; na perda de carga gerada pela construção das tubulações, entre outros.

As restrições referentes às limitações hidráulicas, de separação e de transferência de calor também atuam como não linearidades no processo de destilação. Por exemplo, a separação é determinada pela quantidade de refluxo disponível e pelo número de pratos na coluna. Temperatura e pressão não podem se aproximar das condições críticas, pois o fluxo hidráulico depende da diferença entre a massa específica da fase líquida e gasosa.

Colunas de destilação apresentam forte grau de acoplamento entre suas variáveis, característica do próprio processo, ou seja, uma ação tomada em certo ponto da coluna irá ou poderá afetar o controle de outra variável em outra malha. Interações entre dois controladores podem ser minimizadas parcialmente através de um bom ajuste do

controlador. A escolha do sistema de controle destas unidades selecionando as variáveis manipuladas e/ou pares de variáveis controladas/variáveis manipuladas é fundamental para obtenção de um maior ou menor grau de acoplamento (MORAES, 2004).

Inúmeros estudos enfocam esta relação entre os pares que produzem menor interação e os que podem ser implementados na prática. Estes consistem em técnicas diferentes de desacoplamento, na melhor seleção da estrutura de controle e em modificações na lei de controle. Ainda algumas técnicas propondo novos ajustes dos controladores são estudadas como a proposta de Gilbert *et al.* (2003) no domínio da frequência e de Volk *et al.* (2005) fazendo uso de restrições no modelo. Os estudos realizados por Sakizlis *et al.* (2004) apresentam um resumo de muitas destas técnicas citadas (apud MARANGONI, 2005).

2.5 Problemas operacionais associadas ao controle do processo

Considerando a operação de um processo auto-regulatório em um dado estado estacionário, a utilização de um sistema de controle seria desnecessário no caso ideal de ausência de perturbações. Processos reais, no entanto, apresentam diferentes perturbações o que, no caso de uma coluna de destilação, provoca muitas variações na composição de seus produtos. Dentre estas perturbações as principais variáveis que afetam a operação de uma coluna, de acordo com Riggs (1998) são: mudanças de especificações de produto e alterações na carga, subresfriamento do refluxo, entalpia da carga, pressão e carga térmica do refeedor.

2.5.1 Composição da carga

Mudanças na composição de carga representam o mais significativo distúrbio que o sistema de controle da coluna deve rejeitar durante uma operação contínua (MORAES, 2004). Este tipo de perturbação irá deslocar o perfil de composição da coluna, resultando em uma grande perturbação na composição dos produtos. A maioria das colunas industriais não dispõe de analisadores em linha para medir a composição na carga. Portanto, esta perturbação usualmente aparece como uma perturbação não medida.

Um problema muito comum enfrentado em colunas de destilação de refinarias de petróleo consiste em mudanças no tipo de petróleo processado. Uma vez que cada óleo possui características dependentes de sua origem, este fato propaga o transiente gerado para toda a refinaria. O sistema de controle deve ser capaz de ajustar novos valores de

referência de acordo com tais características. Sendo assim, percebe-se que a mistura a ser destilada determina o comportamento do processo, por conseqüência, influencia na formação de transientes. Algumas colunas possuem dinâmica muito lenta ou características especiais em virtude da carga processada.

Como alternativa ao impacto da composição do óleo, as refinarias fazem uso de tanques de estocagem para a mistura de diferentes óleos, conforme citado por Song *et al.* (2002) e ilustrado na Figura 2.3.

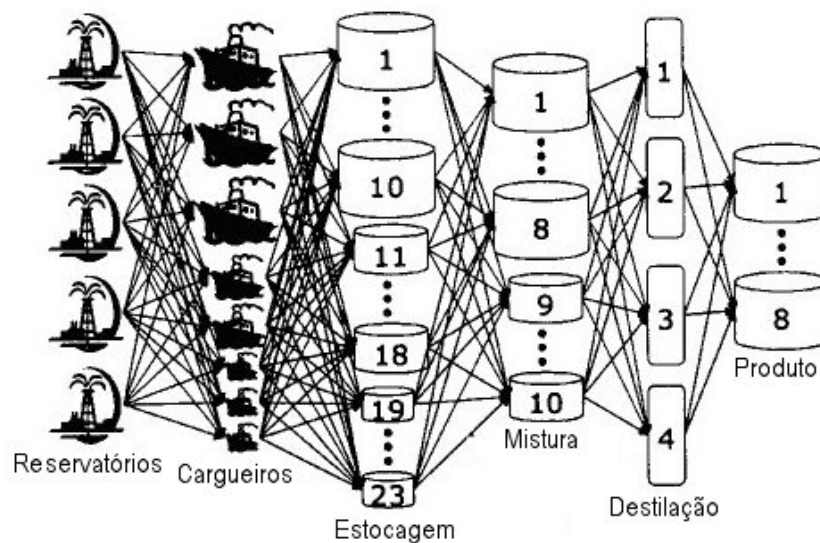


Figura 2.3 Ilustração do caminho percorrido pelo óleo cru até o refino (Fonte: Song *et al.*, 2002)

No entanto, mesmo lançando mão desta alternativa, a adaptação do controle das unidades atmosféricas às propriedades químicas e físicas do petróleo a ser refinado ainda gera transientes consideráveis.

2.5.2 Vazão de carga

O estado estacionário de uma coluna, considerando uma eficiência de pratos constante, está diretamente relacionado com a vazão da carga (RIGGS, 1998). Portanto, a manipulação das razões das variáveis com a carga (relação vapor/carga e refluxo/carga), ao invés do uso direto das variáveis manipuladas, são um meio efetivo de controlar distúrbios na vazão de entrada. Compensações dinâmicas, normalmente na forma de filtros de primeira ordem, são necessárias para levar em conta a dinâmica entre a entrada da mudança na carga e seu efeito nos pontos finais da coluna (topo e fundo).

Para que o processo se mantenha estável e também para que um balanço material seja realizado com sucesso, é necessário manter a vazão de alimentação constante. A

vazão de alimentação possui influência sobre a qualidade do produto e deve ser controlada com a maior precisão possível. Esta é a finalidade de se ter uma malha de controle na vazão de alimentação.

2.5.3 Subresfriamento do refluxo

Algumas colunas utilizam ventiladores para condensar a corrente de topo. Os ventiladores causam uma perturbação maior que os condensadores com água de resfriamento, pois a inércia térmica é menor. Mudanças no subresfriamento podem ser rejeitadas mantendo o refluxo interno constante.

Alterações climáticas brutas afetam diretamente este tipo de processo, a temperatura do refluxo pode cair abruptamente, causando um rápido aumento no refluxo interno, o que pode causar uma grande perturbação na composição do produto.

2.5.4 Carga térmica

Para colunas com baixa razão de refluxo, mudanças na carga térmica podem alterar significativamente as razões internas de líquido/vapor na coluna, causando o deslocamento do perfil de composição e, conseqüentemente, perturbando a composição dos produtos. Esta perturbação pode ser difícil de identificar, pois na maioria das colunas não há medidores de temperatura na carga e, mesmo quando há, a carga pode ser uma mistura de duas fases. Além disso, é difícil de distinguir esta perturbação dos distúrbios causados por variações na composição da carga, sem utilizar análises mais detalhadas. Em certos casos, é possível instalar um trocador de calor na alimentação da coluna para reduzir o impacto da perturbação da entalpia da carga.

2.5.5 Pressão

A pressão da coluna tem um efeito direto na volatilidade relativa dos componentes-chaves. Assim, mudanças na pressão 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.

2.5.6 Carga térmica do refeedor

Se há uma perturbação no fluido de aquecimento do refeedor (seja na pressão, para o caso de vapor, ou temperatura de entrada para outros fluidos), por exemplo,

reduzindo a carga térmica na coluna, um grande aumento de impurezas aparecerá no fundo da mesma. Quando a pressão ou a temperatura deste fluido se recuperar, o sistema de controle retornará à condição inicial.

Geralmente, estas perturbações são os distúrbios mais intensos com os quais a coluna tem que lidar, podendo requerer controle seletivo (*overrides*) para o retorno gradual à condição nominal de operação (MORAES, 2004).

2.6 Controle Convencional

O controle convencional (sem ação de controle distribuída ao longo da coluna) possui ação concentrada na base e no topo da coluna de destilação. Estas unidades de destilação, especialmente as de refino do petróleo, apresentam um comportamento extremamente não linear e um grau alto de acoplamento entre as variáveis controladas e manipuladas, exigindo um sistema de controle eficiente.

Mudanças no tipo de petróleo processado e perturbações afetam a operação da coluna e tem como consequência transientes longos, conduzindo à obtenção de produto fora da especificação desejada (SHINSKEY, 1984).

Se a estrutura de controle de uma coluna não está definida corretamente ou se a sintonia dos controladores não é a ótima, o consumo de energia no refeedor e/ou no condensador e as vazões internas de líquido e/ou de vapor da coluna podem estar muito acima do necessário, ou seja, o custo operacional é maior que o ideal e a carga é menor que a possível. Temos, portanto um custo operacional elevado com uma pequena produção. A melhoria do sistema de controle simultaneamente minimizará os custos e maximizará a produção da unidade (KALID, 2005).

Para a definição de um sistema de controle adequado é necessário conhecer a dinâmica do processo. O primeiro passo consiste em estudar quais variáveis do processo que se deseja manter em um ponto de operação constante e quais podem ser ajustadas dentro de uma faixa. Além disso, é necessário identificar quais variáveis atuam como perturbações no processo (SHINSKEY, 1984).

Um sistema de controle pode ser configurado de diferentes maneiras, dependendo da estrutura primária da tomada de decisão em relação à aquisição da informação e implementação final da decisão. As duas configurações mais comuns são: o controle com retroalimentação (controle *“feedback”*) e o controle antecipativo (controle *“feedforward”*).

Segundo Remberg (1994), o controle de uma coluna de destilação pode ser abordado sob cinco aspectos, são eles: especificação dos produtos; variações na qualidade; recuperação do produto; custo das utilidades e práticas de operação.

Para atender estes aspectos inúmeras estratégias e técnicas de controle podem ser aplicadas conforme a dificuldade de um processo de destilação em específico.

O controle automático de processo (CAP) possui quatro objetivos básicos em colunas de destilação (MORAES, 2004):

1. Manter estável as condições operacionais da coluna;
2. Contribuir para que os produtos sempre sejam obtidos nas especificações desejadas;
3. Alcançar os objetivos (1) e (2) da forma mais eficiente possível. Isto significa maximizar a quantidade e qualidade de produtos e minimizar o consumo de energia;
4. Manter o processo dentro dos limites das restrições.

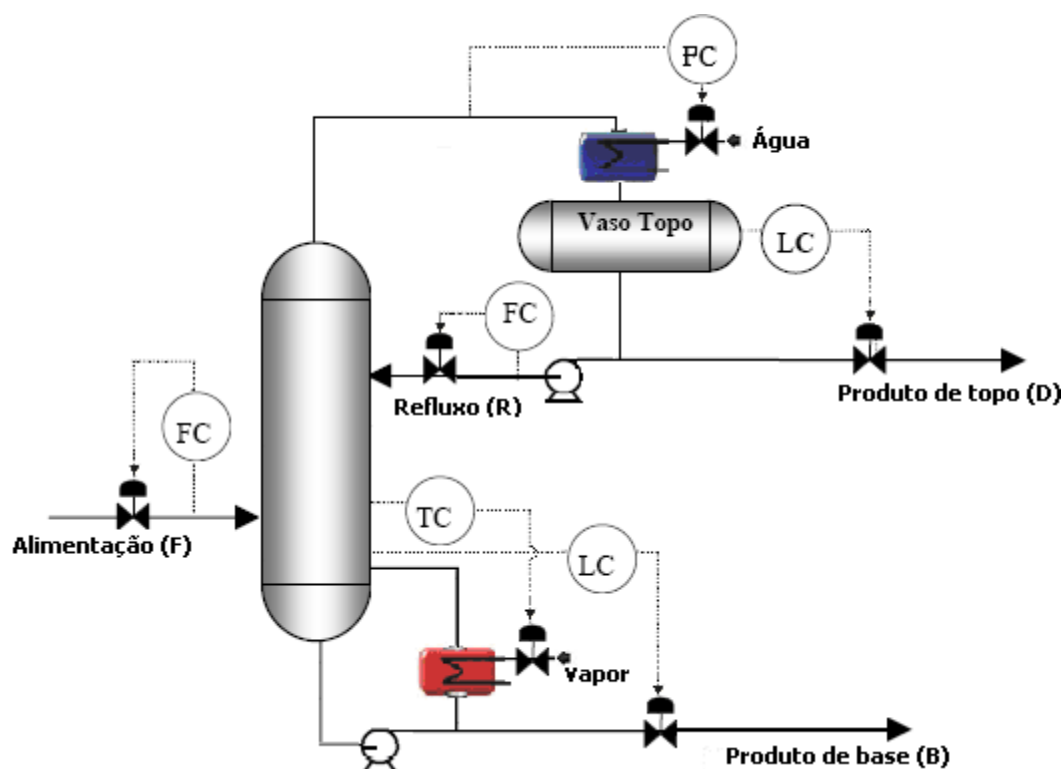
Na Figura 2.4 são apresentadas as variáveis tipicamente controladas em uma coluna de destilação sem retiradas laterais. São elas: *pressão na coluna*, *nível de líquido na base*, *nível de líquido no acumulador* e *a composição dos produtos de base e de topo* (KISTER, 1990). Essas variáveis podem ser classificadas como:

1. Variáveis de operação: Incluem a pressão e os níveis de líquido citados. O controle destas variáveis visa atender o primeiro objetivo citado, isto é, manter as condições de operação estáveis. Essas condições são determinadas considerando apenas a estabilidade do processo, sem levar em conta as especificações dos produtos.

2. Variáveis de qualidade dos produtos: São as composições das correntes do topo e da base. São reguladas para atender ao segundo objetivo, ou seja, alcançar as especificações desejadas aos produtos. Essas variáveis são determinadas apenas pela pureza dessas correntes.

O controle de composição pode ser realizado em apenas uma, ou em ambas, das correntes de produto. Quando realizado em ambas correntes de produtos, é denominado controle dual de composição. Quando o controle é realizado em uma única extremidade, o acoplamento é eliminado e o problema é bastante simplificado. Contudo, o controle de apenas um produto resulta em uma operação sub-otimizada, devido ao consumo exagerado de energia e questões relacionadas com a recuperação de produto (GOKHALE *et al.*, 1995).

A especificação desejada é obtida controlando as composições de topo e/ou fundo. Este controle pode ser na forma direta, utilizando analisadores nas correntes de produto, ou indireta, utilizando propriedades físicas que representem a composição do produto. As propriedades tipicamente usadas são: índice de refração, densidade, pressão de vapor, ponto de congelamento e temperatura em um dado prato de controle, esta a mais comumente utilizada (KISTER, 1990).



Figuras 2.4 Variáveis controladas e correntes manipuladas em uma coluna clássica

Entretanto, a medição em linha da composição é uma tarefa complexa e cara. A temperatura como variável de inferência da composição é uma estratégia amplamente usada em aplicações de controle nas colunas de destilação. Uma variação na temperatura representa uma correspondente variação na concentração do componente controlado (MORAES, 2004). Estudos como os desenvolvidos por Rodrigues *et al.* (2005), realizando inferências de composições em coluna de destilação multicomponente e por Lazzari *et al.* (2005), que faz inferência da composição através do uso de redes neurais, contribuem nesta área.

Um fator fundamental, para alcançar o sucesso na utilização da temperatura como variável de inferência da composição, é a escolha da localização do ponto de temperatura a ser controlado. Segundo Kister (1990), três critérios são os mais usados na determinação da localização da temperatura de controle: sensibilidade, correlação com produtos e resposta dinâmica.

Os níveis (base e acumulador) são controlados através do 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). Algoritmos de controle clássicos, tipo PID, são os mais encontrados na literatura para o controle destas variáveis.

A pressão é mantida manipulando-se a carga térmica no condensador (BUCKEY *et al.*, 1985). Os objetivos da produção normalmente exigem que os produtos sejam entregues com qualidade. Esta necessidade implica que a composição seja mantida constante (DESHPANDE, 1985). Para tanto são ajustadas a carga térmica no refeedor e a vazão de refluxo.

Resumindo, em uma coluna de destilação típica, além de manter a condição de estado estacionário para as correntes de alimentação, produtos de base e topo e refluxo, são controladas cinco variáveis. Três delas (pressão e os níveis acumulados) são controladas para manter a estabilidade da operação, e as outras duas (composição dos produtos), para atender as especificações de qualidade dos produtos. O controle das variáveis citadas pode ser feito através da manipulação da vazão de cinco correntes: produto de topo e de base, resfriamento do condensador (água), aquecimento do refeedor (vapor) e a razão de refluxo. Essas vazões são manipuladas pela abertura de válvulas de controle, posicionadas conforme apresentado na Figura 2.4.

Inúmeras técnicas de controle são empregadas atualmente. Os estudos concentram-se em técnicas avançadas como o controle preditivo (MUSK *et al.*, 1991), controle multivariável (O'CONNOR *et al.*, 1991) e controle não linear (PRETT e MORARI, 1987).

Entre as técnicas aplicadas para controlar os parâmetros de uma coluna de destilação, o controle multivariável apresenta maior facilidade de implementação. De fato, diversos estudos são realizados com esta abordagem. Algumas estratégias avançadas de controle em destilação têm sido estudadas e apresentadas na literatura com o objetivo de formular algoritmos de otimização e controle, buscando o melhor ajuste de parâmetros como volume de produção, recuperação de produto, e melhora nos perfis transientes da coluna. Estes estudos enfocam principalmente controle multivariável com restrições (ANSARI e GHAZZWI, 1999), modelagem neuro-fuzzy (WILSON e MARTINEZ, 1997) e redes neurais (DUTTA e RHINEHART, 1999).

Porém estas estratégias continuam abordando o controle do processo através de variáveis como fluxo de vapor no refeedor, controle do destilado e da alimentação. Este procedimento propaga a ação de controle por toda a coluna provocando um tempo de transição muito longo para que uma perturbação seja minimizada.

Considerando as dificuldades inerentes ao processo, é proposta a inclusão de elementos de aquecimento localizados diretamente nos estágios de equilíbrio da coluna de destilação, tornando mais próximas a ação de controle e a variável a ser controlada. Essa configuração diferenciada em controle de processos foi implementada em uma unidade piloto de destilação por Marangoni (2005). Ações intermediárias de controle visam tornar mais eficiente o controle do perfil de temperatura ao longo da coluna, sob a forma de uma estratégia de controle distribuído, através da qual se pretende reduzir o intervalo de

transição entre os estados estacionários e minimizar o tempo que a coluna opera fora das condições especificadas, diminuindo os gradientes provocados por estas perturbações.

2.7 Uso de técnicas para otimização de energia

No que diz respeito à otimização energética do processo de destilação, comumente tenta-se encontrar a melhor combinação entre fatores como número de estágios, razão de refluxo, condição térmica da alimentação, estágio de alimentação e a utilização de trocadores de calor intermediários (FARIA, 2003).

Dentre as técnicas existentes atualmente que se propõem a encontrar a melhor combinação entre estes parâmetros, pode-se citar: *métodos heurísticos*, que vêm da experiência prática e conhecimento do processo; *programação matemática* (VISWANATHAN e GROSSMAN, 1993), na qual uma função objetivo é maximizada ou minimizada e *métodos termodinâmicos* (DHOLE e LINNHOFF, 1993), os quais buscam o aumento de eficiência termodinâmica do processo, como por exemplo, o uso da tecnologia *Pinch*, que tem sido aplicada com êxito na otimização de processos térmicos.

Estudos de otimização energética de colunas de destilação também foram realizados por Faria (2003), através do perfil de *perdas de exergia* para sistemas não ideais.

Existem, além das já citadas, outras técnicas alternativas bastante empregadas para melhor aproveitamento de energia na própria operação da destilação, tais como a *recompressão a vapor*, a *destilação com múltiplos-efeitos*, *colunas diabáticas* e *refluxos circulantes*.

As técnicas propondo novas configurações, tais como a aplicação de colunas de destilação de múltiplo-efeito (PINTO, 1987) e mais recentemente estudos com aquecimento em pratos intermediários, do ponto de vista da destilação diabática (RIVERO, 2002; BJÖRN, *et al.*, 2002), objetivam a economia energética da coluna. Existem colunas presentes no refino de petróleo utilizando refluxos circulantes (MARANGONI, 2005; SHINSKEY, 1984), para promover melhor separação, mas em ambas as aplicações não são usadas como parte da malha de controle.

Koeijer *et al.* (2004) também estudaram, por meio de simulações, a influência da distribuição e da quantidade de calor trocado em colunas de destilação diabáticas. Os resultados recomendaram o uso de trocadores de calor para as bandejas perto do topo e do fundo da coluna diabática. Esses resultados são válidos assumindo o equilíbrio entre líquido e vapor na saída de cada bandeja.

A técnica da destilação com múltiplo-efeito tem interessado muitos pesquisadores e indústrias, uma vez que requer pequeno investimento de capital e apresenta uma possibilidade atrativa para economia de vapor (RUSH, 1980, apud PINTO, 1987). Com o uso desta técnica, existe a possibilidade de inúmeras configurações para otimização de colunas de destilação.

O princípio de múltiplo efeito se baseia no fato de que o produto de topo é inicialmente vapor, transportando energia nobre, na forma de calor latente, que facilmente pode ser cedida. O problema reside apenas em que o produto de topo é rico no componente mais volátil e, portanto está a uma temperatura inferior à base da coluna, onde se encontram líquidos pobres neste componente. Assim, este calor não pode ser aproveitado diretamente no refeedor. Essa energia pode ser aproveitada como um todo ou em parte pelas indústrias ou simplesmente desperdiçada na forma de água quente.

Um efeito consiste em aproveitar esta energia no próprio processo de destilação, através da utilização de uma segunda coluna, à pressão inferior à da primeira. O ponto de ebulição de uma mistura cresce diretamente com a pressão. Este fato faz com que o vapor de topo da primeira coluna, ponto onde esta atinge sua menor temperatura, possa fornecer calor à outra coluna, à pressão inferior. Partindo-se desta idéia, muitos arranjos podem ser imaginados, com o objetivo de alcançar um melhor aproveitamento energético.

Os efeitos são contados pelo número de colunas acopladas energeticamente. Cada efeito corresponde a uma nova coluna. Portanto, um duplo-efeito consiste em duas colunas acopladas.

Lançando mão deste tipo de colunas de múltiplo-efeito, Pinto (1987) realizou simulações com o sistema etanol-água restrito à destilação com duplo e triplo efeito simples, sem integração material entre as colunas. Obteve resultados promissores que apontam reduções na quantidade de vapor de aquecimento, sempre superiores a 40%, para o duplo-efeito e a 54% para o triplo efeito. Por outro lado, para a economia da água de refrigeração os ganhos ultrapassam 49 e 67%, respectivamente.

No entanto, ainda não existem muitos trabalhos que apresentem estudos detalhados da influência de diversos parâmetros de projeto no seu consumo de energia. Isso se deve principalmente aos esforços que se concentram em métodos de melhor aproveitamento do calor que não exigissem modificações no processo, como exemplo, a utilização do vapor de topo no aquecimento prévio da alimentação. Uma segunda causa é que a destilação com múltiplo-efeito permite uma grande variedade de arranjos, o que dificulta a seleção da melhor alternativa a ser estudada em cada caso.

Outra abordagem é o conceito de destilação diabática, que utiliza trocadores de calor seqüenciais intermediários, objetivando a economia energética dessas colunas.

A destilação diabática é um processo de separação de múltiplos estágios de um líquido ou mistura de vapor de dois ou mais componentes no qual a provisão ou a remoção de calor (ou ambos) é executada em dois ou mais níveis diferentes, onde se usam trocadores de calor em cada prato em oposição das colunas adiabáticas clássicas, onde o calor somente é fornecido pelo refeedor e retirado pelo condensador. Tais artifícios tem sido investigados desde 1974 e o interesse neste tipo de configuração tem aumentado desde então (SAUAR *et al.*, 1997).

Geralmente, em colunas convencionais, o refeedor adiciona calor em excesso, o qual é retirado pelo condensador. Com trocadores de calor intermediários essa energia desperdiçada tenta a diminuir, resultando em grandes economias. Desta forma, colunas diabáticas reduzem radicalmente a energia necessária para a separação (JIMENEZ *et al.*, 2004). Jimenez *et al.* (2004), implementaram esta nova configuração usando trocadores de calor distribuídos em série, onde foi usado dois fluídos, um quente circulando em série abaixo do prato da alimentação e um frio acima da alimentação, conforme mostrado na Figura 2.5.

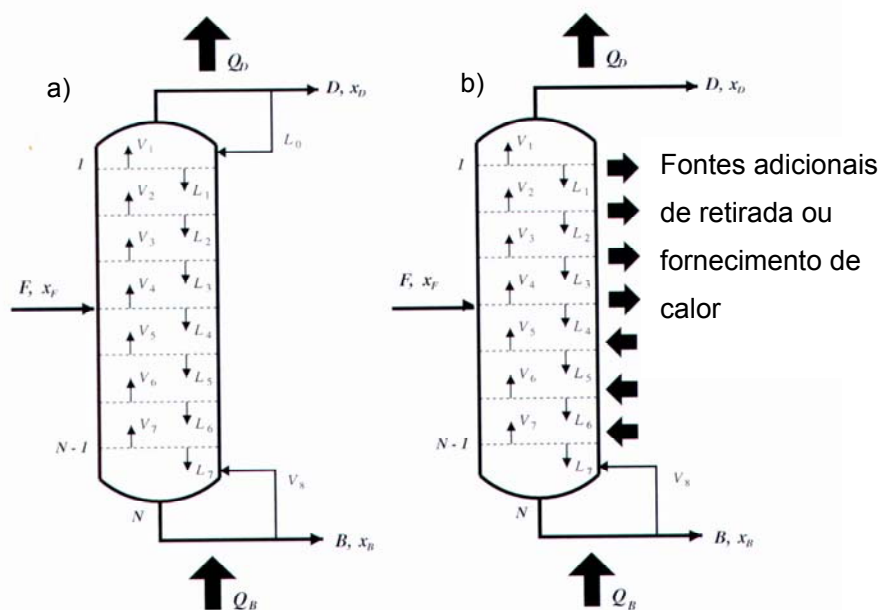


Figura 2.5 Esquema de uma coluna adiabática (a) e de uma diabática (b) (Fonte: Schaller *et al.*, 2001)

O objetivo das pesquisas de Jimenez *et al.* (2004) foi realizar uma otimização da configuração diabática com trocadores de calor em série. A configuração da série de trocadores de calor possui cinco variáveis de controle a serem otimizadas, são elas: 1. A temperatura do fluido do trocador de calor em série da seção de retificação; 2. A temperatura do fluido do trocador de calor em série da seção de esgotamento; 3. A vazão

de fluido do trocador de calor em série da seção de retificação; 4. A vazão de fluido do trocador de calor em série da seção de esgotamento; 5. A quantidade de trocadores de calor dispostos ao longo da coluna. O perfil de temperatura da coluna é determinado pelos quatro primeiros parâmetros. As perdas de energia podem ser calculadas do total de produção de entropia.

Além dessa abordagem, colunas presentes no refino de petróleo também utilizam refluxos circulantes para promover melhor separação (SHINSKEY, 1984). Da mesma forma que colunas diabáticas, esses refluxos circulantes também trocam calor nos pratos, porém com outra finalidade de controle.

O controle aplicado nestas malhas possui o objetivo de manter constante a vazão do material de saída, e a temperatura é utilizada para caracterização dos produtos, para garantir a troca de calor e também minimizar os gradientes de uma coluna atmosférica. Segundo Shinskey (1984), uma das dificuldades no controle de uma unidade atmosférica no refino de petróleo baseia-se na diferença elevada de temperatura entre os estágios desta coluna. Esta diferença, associada à restrição de temperatura na base da coluna (para evitar a formação de coque), exige a necessidade do acerto no balanço térmico. Por esse motivo são utilizados refluxos circulantes de maneira a reduzir o impacto desta diferença de temperatura através da redução da quantidade de líquido descendente.

As cargas térmicas dos refluxos circulantes manipulam as vazões dos respectivos refluxos. São limitadas pela capacidade dos trocadores de calor. Refluxos circulantes são muito utilizados para reduzir a quantidade de líquido descendente (refluxo interno) acima do prato em que retorna.

A utilização de refluxos circulantes é muito difundida em refinarias. Segundo Shinskey (1984) apud Marangoni (2005), se existem gradientes consideráveis de temperatura ao longo da coluna, haverá mudança entre calores sensível e latente das fases vapor e líquido que percorrem a coluna. A taxa de vapor interna tende a aumentar o seu deslocamento para regiões mais frias e a taxa de líquido tende a migrar para pratos mais aquecidos.

Estes equipamentos são utilizados apenas em colunas com retiradas laterais, pois fazem uso da vazão do componente intermediário. É importante observar que o controle da carga térmica é realizado através da vazão do produto que circula na coluna e não pela ação direta no prato. Da mesma maneira, esta configuração é utilizada para eliminar a dificuldade gerada pelo elevado gradiente de temperatura de um prato a outro, e não com o objetivo de manter o perfil de temperatura (ou composição) ao longo da coluna.

Este desempenho ocorre somente quando longos gradientes estão presentes, como em colunas de destilação de óleo cru. Para minimizar este efeito, “trocadores de calor”, denominados refluxos circulantes, são inseridos para ajudar na transferência de calor entre

as fases vapor e líquida em pontos específicos da coluna. Uma coluna de destilação de óleo cru possui cerca de 2 a 6 refluxos circulantes. Estes pontos estão associados à retirada de produtos através de saídas laterais da coluna (MARANGONI, 2005).

2.8 Controle Distribuído

Como já mencionado anteriormente, o custo energético em sistemas de destilação geralmente é muito elevado, por isso existe a preocupação quanto à otimização dessas quantidades empregadas visando à redução e o melhor aproveitamento dessa energia.

A configuração com uso de controle distribuído com a introdução de aquecimento em pratos intermediários da coluna vem ao encontro desta necessidade. É uma alteração simples e consiste apenas no aquecimento local de pratos da coluna, através de resistências que têm o fornecimento de calor controlado por meio de um variador de potência. Marangoni (2005) foi a pioneira neste estudo, utilizando pontos de aquecimento intermediários com a finalidade de controle do perfil de temperatura.

Em relação à implementação da abordagem de controle distribuído, a autora obteve resultados positivos, observando a minimização dos transientes após o sistema ser perturbado com reduções de cerca de 1 hora para perturbações na composição da alimentação, comparando com o processo convencional. No presente estudo pretende-se verificar se ocorre a minimização dos transientes com novas condições de operação.

A nova configuração pode ser representada, conforme ilustrado na Figura 2.6, onde uma corrente simples é alimentada com n_i componentes no prato de alimentação. O vapor é condensado e segue para um tanque acumulador. O refluxo é enviado de volta à coluna no prato de topo, e o produto de topo (destilado) na fase líquida ou vapor é recolhido da mesma corrente. Na base da coluna, uma parte do produto líquido de base (produto de fundo) também é recolhido e outra é retornada à coluna na fase vapor passando por um trocador de calor. Ao longo da coluna estão dispostas as fontes de calor (resistências). A coluna possui N pratos.

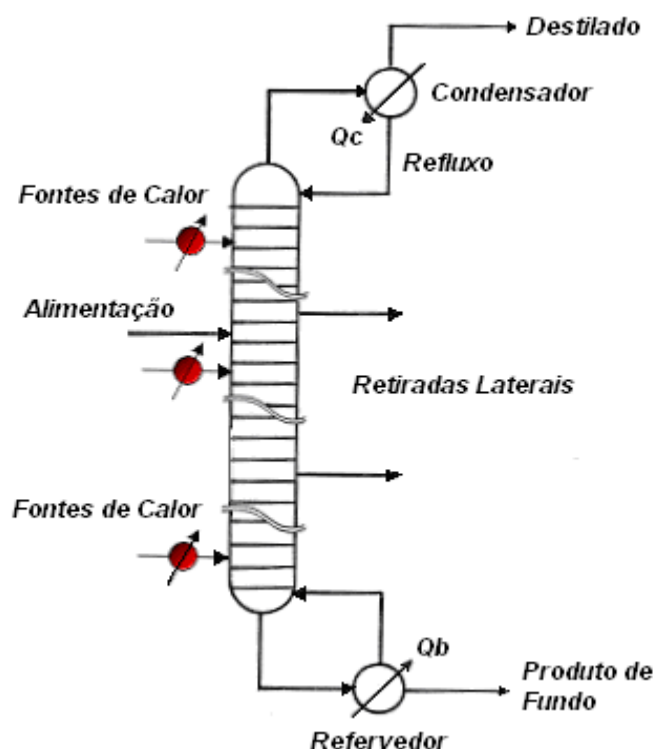


Figura 2.6 Esquema de uma coluna de destilação com aquecimento distribuído, com uma alimentação, condensador total e refeedor parcial.

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

O controle da coluna é efetuado de forma distribuída com ação direta nos pratos, espera-se diminuir o tempo de processo em condições fora do especificado. O resultado que se pretende alcançar é o controle de uma unidade de destilação através de uma estratégia de controle com ação distribuída, chegando-se a minimização dos transientes de operação do processo e a redução do custo energético.

Dessa maneira, acredita-se que a proposta de introduzir a ação de controle intermediária em colunas de destilação permitirá um incremento no sistema de controle com possibilidade de melhoria no desempenho da planta sem a necessidade de técnicas avançadas ou complexas para o ajuste do controle.

2.9 Conclusões

Neste capítulo foi apresentada a fundamentação teórica para o entendimento do processo de destilação. Para obter um melhor desempenho e redução dos custos de operação de uma coluna é extremamente necessário o conhecimento dos “princípios da destilação”, bem como as restrições as quais o processo está sujeito e as diferentes formas de controle destas unidades.

Foram apresentadas também as principais características das colunas de destilação que geram os transientes de operação, com ênfase na dificuldade de se alcançar um novo estado estacionário ou na rejeição de perturbações devido às mudanças nas condições operacionais.

O controle destas unidades com a abordagem convencional e distribuída, algumas técnicas para otimização de energia empregada e as configurações propostas para minimizar o problema abordado também foram apresentados neste capítulo e são os principais enfoques deste estudo.

No próximo capítulo descrevem-se os materiais e métodos utilizados no desenvolvimento deste trabalho, juntamente com toda a caracterização da unidade experimental.

Capítulo III

Material e Métodos

Neste capítulo será apresentada a caracterização da unidade experimental, a metodologia aplicada, com a descrição dos equipamentos, utilidades e instrumentação.

Além disso, serão descritas as equações utilizadas no cálculo do balanço energético da unidade. Em seguida, será apresentado o planejamento das atividades com a descrição das etapas e do procedimento experimental e, finalmente, abordado o sistema de controle.

3.1 Introdução

Os ensaios e experimentos realizados no transcorrer do projeto foram conduzidos em uma unidade piloto de destilação processando uma mistura de álcool etílico-água. Esta mistura foi utilizada em virtude do baixo custo e disponibilidade destes componentes e também devido à baixa viscosidade e facilidade de limpeza que esta oferece.

Foram ajustados controladores PID para as malhas da temperatura da base e do prato 13 e PI para as malhas de nível e vazão, caracterizando o controle convencional. Comparou-se o desempenho desta configuração com a abordagem distribuída (controle na base, no topo – com o mesmo ajuste que o convencional – e no prato 2) para verificar a minimização de transientes através da análise gráfica e o consumo energético através do balanço de energia para as duas configurações.

Os métodos de controle e a forma com que foram conduzidos os experimentos neste estudo são procedimentos já conhecidos e citados na literatura. Neste trabalho procurou-se utilizar a nova abordagem proposta inicialmente por Marangoni (2005), do uso de controle distribuído por meio do aquecimento nos pratos em colunas de destilação. O objetivo principal foi avaliar a possibilidade de redução de transientes e do custo energético.

A coluna de destilação e os demais equipamentos estão instalados no Laboratório de Controle de Processos do Departamento de Engenharia Química e Engenharia de Alimentos da Universidade Federal de Santa Catarina. Os recursos necessários à manutenção da unidade piloto são fornecidos pelo Programa: PRH-ANP/MCT N^o 34: Formação de Engenheiros nas Áreas de Automação, Controle e Instrumentação para a Indústria do Petróleo e Gás.

3.2 Descrição da unidade experimental

A unidade piloto de destilação já está em operação e foi construída utilizando os mesmos equipamentos e ferramentas de configuração em software, desenvolvidos para aplicação industrial. A unidade piloto é representada pela Figura 3.1. A mistura utilizada para os experimentos foi água e álcool etílico, em concentrações em torno de 10 % (v/v) de álcool etílico na alimentação.



Figura 3.1 Unidade piloto utilizada no desenvolvimento do trabalho

A unidade de destilação foi construída de forma modular (aço inox 304), cada módulo (com 0,15 m de altura e 0,20 m de diâmetro) contém um prato perfurado (diâmetro de 0,006m, com passo triangular). Os valores da altura e comprimento do vertedouro são 0,03 e 0,10m, respectivamente. A coluna é composta de 13 pratos, sendo a alimentação no prato 4 (quatro).

Na Figura 3.2 são apresentadas fotografias do interior da coluna, detalhando os pratos e vertedouro que a compõe.

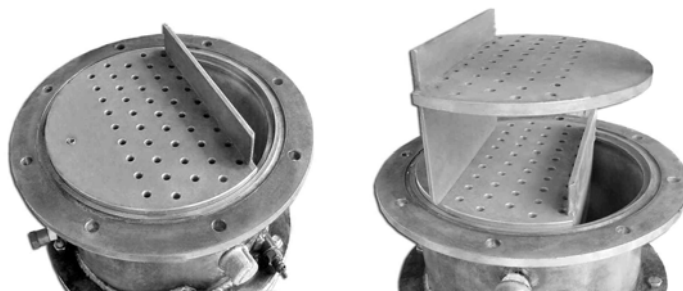


Figura 3.2 Prato perfurado existente dentro de cada módulo, vista superior e laterais com detalhes do vertedouro

A coluna opera em regime contínuo e possui uma resistência elétrica em cada prato para implementação do controle distribuído, com potência de 3,5kW. Dois trocadores de calor a placas são utilizados na unidade piloto: um como refulvedor, fornecendo energia suficiente para vaporizar a mistura acumulada na base da coluna (opera com até 10 Bar de pressão e temperatura máxima de 150° C) e outro na corrente de alimentação, para garantir a temperatura da mesma. O condensador utiliza água como fluido refrigerante, proveniente de uma torre de refrigeração. A coluna possui um acumulador com um volume de 60L, responsável por receber o vapor condensado e fazer a recirculação desse líquido para garantir a razão de refluxo, aumentando desta forma a eficiência da separação.

O processo se torna contínuo com a utilização de um tanque pulmão, onde se armazena 600L de mistura, que recebe o produto de topo e de fundo e é utilizado para prover a alimentação da coluna.

A circulação dos fluidos no sistema é garantida por cinco bombas hidráulicas. Duas delas pertencem ao sistema de resfriamento, bombeando a água do tanque de resfriamento para a torre de resfriamento e desta para o condensador. Outra bomba é responsável por bombear o produto do tanque pulmão para o trocador de calor da alimentação e conseqüentemente para dentro da coluna. Da mesma forma, uma bomba de mesma potência é responsável pela retirada da mistura no fundo da coluna. Parte desta é enviada para o refulvedor, que retorna à coluna vaporizada, e outra parte é enviada para o tanque pulmão como produto de base. A última bomba (acumulador) é responsável pelo refluxo, retirando o condensado do acumulador e transferindo-o para o último prato no topo da coluna. O produto de topo é retirado do acumulador por uma saída individual, e enviado ao tanque pulmão por gravidade.

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

Um esquema geral de todo processo, com os equipamentos que o compõem, pode ser visualizado na Figura 3.3.

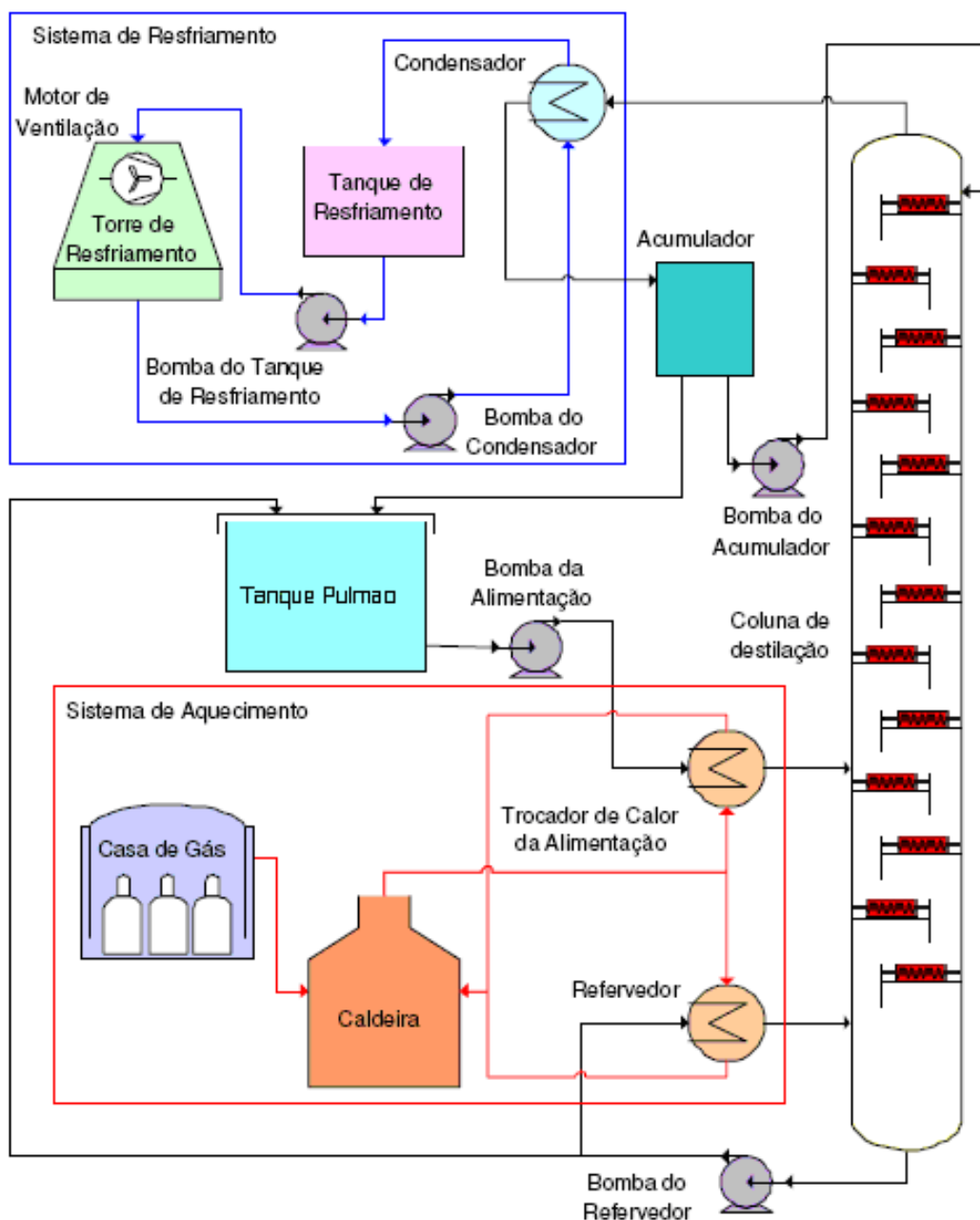


Figura 3.3 Esquema geral da unidade de destilação.
(Fonte: Pasetti, 2005)

Cada módulo possui um orifício para medição de temperatura, outro para a coleta de amostra e um terceiro onde foi colocada a resistência elétrica. Um esquema geral do interior da coluna com apresentação dos módulos de alimentação e do topo é apresentado na Figura 3.4.

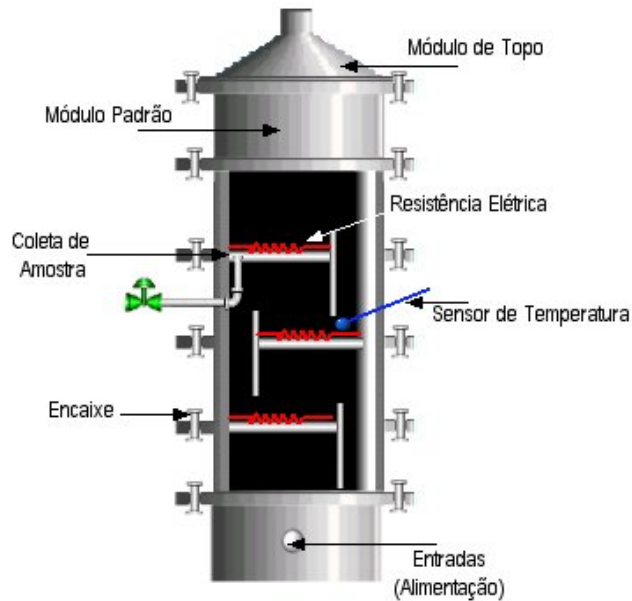


Figura 3.4 Representação geral do projeto.
(Fonte: Marangoni *et al.*, 2005)

As resistências instaladas em cada prato para a implementação do controle distribuído são ilustradas detalhadamente na Figura 3.5b.

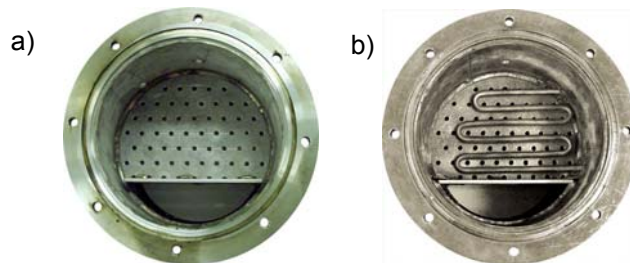


Figura 3.5 Vistas superior dos módulos com detalhamento do prato (a) Convencional, (b) Com resistência elétrica, para o aquecimento distribuído.

Essas resistências permitem a implementação de malhas de controle em vários pratos da coluna de destilação para estudar a influência do aquecimento distribuído ao longo da coluna. Convém ressaltar que, ao invés de realizar o aquecimento por meio da resistência, poder-se-ia fazê-lo através do uso de trocadores de calor ou condensadores, para realizar a troca de calor.

Segundo Marangoni (2005), a potência das resistências elétricas adotada de 3,5kW, foi definida na possibilidade de distribuir toda a carga térmica necessária na base da coluna nos pratos, baseados em simulações preliminares onde foi identificado o número de pratos para a distribuição do aquecimento com as misturas estudadas para o projeto da coluna.

3.2.1 Alterações na unidade

Em virtude do corrente trabalho dar continuidade ao estudo realizado por Marangoni, (2005), foram sugeridas alterações para melhorias do projeto anterior pelo próprio autor. Outras necessidades de alterações foram identificadas durante a realização de experimentos preliminares na coluna.

As alterações mais significativas serão descritas a seguir. Estas modificações foram realizadas visando à obtenção do melhor desempenho da planta e em virtude delas, principalmente do aquecimento da temperatura da alimentação, foi necessário realizar novamente o estudo da minimização dos transientes.

3.2.1.1 Temperatura da alimentação

Uma alimentação subresfriada irá condensar o vapor, assim como o refluxo subresfriado, e uma alimentação superaquecida irá vaporizar certa quantidade de líquido. Operar a torre de destilação com uma alimentação subresfriada significa menos vapor e menos líquido acima do prato da alimentação do que abaixo, o que gera o perigo de inundação da seção de esgotamento e subutiliza a capacidade total da seção de enriquecimento.

Segundo Kallid (2005), para uma separação eficiente é desejável que a alimentação esteja no seu ponto de bolha. Para tanto, uma fonte de calor será necessária. Como regra prática, a temperatura de alimentação é fixada no ponto de bolha do componente mais pesado, assim os mais leves serão vaporizados, porém o possível excesso de vapor pode depois ser compensado pelo sistema de controle.

Para evitar os problemas relacionados a uma alimentação subresfriada e também contribuir com uma maior fase vapor no interior da coluna, optou-se por pré-aquecer a corrente de alimentação com um trocador de calor já existente na unidade. A alimentação foi inserida próxima de uma alimentação superaquecida, porém inferior, a sua temperatura de bolha, diferentemente de Marangoni (2005), que optou por trabalhar com uma alimentação subresfriada. Com essa alteração, realizando o aquecimento da corrente da alimentação, ocorre uma mudança no balanço interno no prato de alimentação onde o vapor ascendente é aumentado pelo vapor na alimentação e o líquido descendente pela fração de líquido.

Portanto, a contribuição desta modificação foi fundamental tanto para a obtenção de uma maior vazão de produto de topo, quanto para desacoplar a malha da temperatura da alimentação com a temperatura do fundo e do topo da coluna. No entanto, em virtude dela, foi necessário reavaliar a minimização de transientes, observada por Marangoni (2005), e verificar se a minimização ocorre novamente com essa nova condição de operação.

3.2.1.2 Módulo do último estágio da coluna

Realizou-se esta alteração, devido à necessidade de se obter uma maior vazão de produto de topo. A parte superior do módulo deste estágio havia sido construída de forma plana com um orifício central de $\frac{1}{2}$ polegada para a saída do vapor do topo, conforme é apresentado na Figura 3.6a. Esta configuração dificultava a captação do vapor até o condensador, pois a maior parte condensava na superfície superior ainda dentro do módulo, promovendo refluxo interno.

Portanto, foi realizada a alteração deste módulo com a adaptação da parte superior em forma de cone, sendo o orifício para a saída do vapor aumentado para 3 polegadas, até sua redução gradual para $\frac{1}{2}$ polegada, conforme é apresentado na Figura 3.6b.

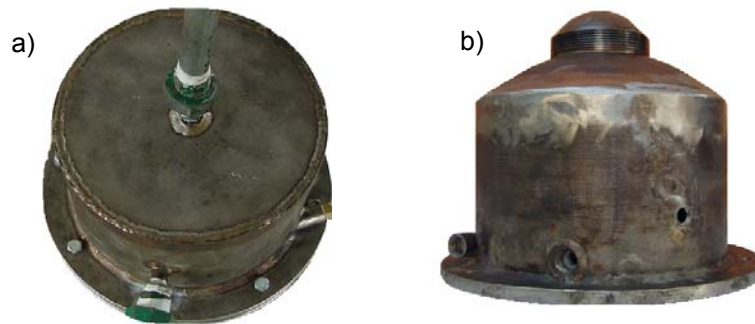


Figura 3.6 Vista dos módulos do último estágio da coluna com (a) antes da alteração (b) após a alteração com redução gradual de diâmetro.

O gasto energético depende, dentre outros fatores, do refluxo interno da coluna. Com essa alteração, além de obter aumento da formação de produto de topo, também contribuiu para diminuir o refluxo interno. Como consequência, esta alteração, aproxima a operação da unidade de uma condição mais otimizada em relação as condições utilizadas por Marangoni (2005) e, novamente, faz-se necessário verificar o período de transição dos estados estacionários, para análise da redução de transientes.

3.2.1.3 Tanque acumulador

Em alguns experimentos realizados foi observada dificuldade no controle da temperatura do último estágio (controlada através da manipulação na vazão de refluxo), pois quando havia necessidade de uma vazão de refluxo muito elevada, o nível do tanque acumulador se esgotava e não se obtinha produto de topo.

Para sanar esta restrição de operação, o tanque acumulador, com capacidade de armazenar 10L de condensado, conforme apresentado na Figura 3.7a, foi substituído por outro de 60L (Figura 3.7b).

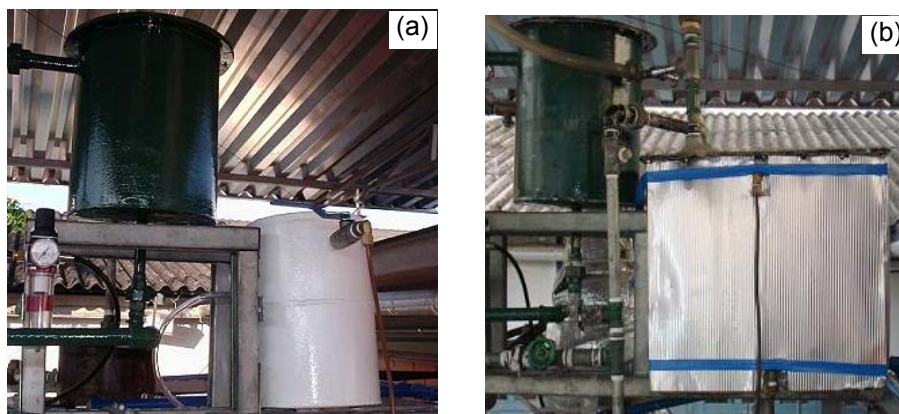


Figura 3.7 Parte superior da unidade com vista para o condensador (verde) e tanque acumulador (branco) (a) antes da alteração do tanque acumulador (b) após a substituição por outro de maior capacidade.

Após esta alteração não foram mais observados problemas em relação a estabilidade do nível do tanque acumulador.

3.2.1.4 Tanque pulmão

A substituição do tanque acumulador por outro de maior capacidade gerou modificação da composição da alimentação ao longo do tempo durante a etapa de partida, pois nesta situação, o etanol adicionado no tanque pulmão não é suficiente para manter a composição constante, a qual diminui, em detrimento do maior acúmulo de etanol no acumulador, uma vez que o processo é contínuo e está no regime transiente de partida. Para minimizar esse efeito definiu-se trabalhar com um volume maior de mistura no tanque pulmão (600L), superior aos 300L anteriormente utilizados.

3.2.2 Utilidades

A seguir são listadas as utilidades usadas para operar o processo.

- 1) Vapor – proveniente de uma caldeira instalada nas dependências do LCP, a qual opera com pressão normal de $7,5 \text{ kgf.cm}^{-2}$ e vazão de vapor de 300 kg.h^{-1} , utilizada no refeedor para vaporização do produto de fundo realimentado na base da coluna;
- 2) Água – necessária para o resfriamento do produto de topo da coluna;
- 3) Ar comprimido – necessário para o acionamento das válvulas;
- 4) Energia elétrica – utilizada para acionamento das bombas, das resistências elétricas e do sistema em geral.

Na Figura 3.8 é apresentada uma fotografia da caldeira instalada para o fornecimento do vapor que gera o aquecimento na unidade experimental.

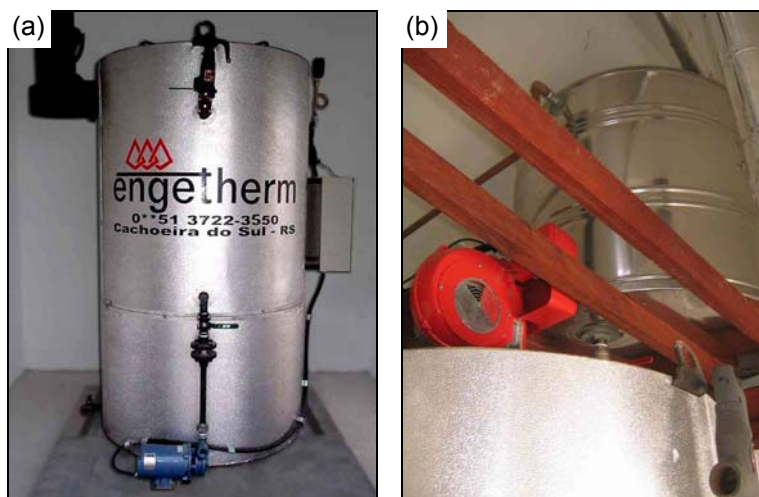


Figura 3.8 Caldeira utilizada para o fornecimento de vapor: (a) caldeira, (b) detalhe do combustor e do tanque de retorno de condensado

Uma torre de refrigeração, que utiliza água como fluido refrigerante, é usada no resfriamento da corrente de vapor da mistura que chega ao condensador da unidade experimental. Esta torre opera com capacidade térmica de $45.500 \text{ kcal.h}^{-1}$ e com vazão máxima de $3,5 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$.

O sistema de ar que alimenta os posicionadores da unidade experimental, é composto por um compressor que opera a 10 kgf.cm^{-2} , um regulador de pressão geral que reduz a pressão na linha para 7 kgf.cm^{-2} , um filtro de ar e mais 6 outros reguladores individuais com 2 filtros para cada posicionador de válvula, que reduzem a pressão para aproximadamente $2,5 \text{ kgf.cm}^{-2}$.

3.2.3 Instrumentação

A instrumentação da coluna de destilação foi implementada com tecnologia FOUNDATION *Fieldbus* (detalhada no Apêndice B deste documento). Estes equipamentos foram adquiridos por meio de uma parceria entre a empresa SMAR Equipamentos Industriais e a Universidade Federal de Santa Catarina. São instrumentos inteligentes que surgem no mercado como sendo a evolução dos sistemas de controladores, pois possuem a capacidade de monitorar um processo localmente de forma automática e eficiente. Estes instrumentos são capazes de executar, distribuidamente e de forma dedicada, todo o controle da coluna de destilação (CONSTANTINO, 2005).

A unidade experimental possui 15 instrumentos inteligentes (Smar – *Fieldbus*), são eles: seis posicionadores para as válvulas de controle – FY302, dois sensores de nível – LD302 (base e acumulador), três sensores de vazão – LD302 (correntes de alimentação, refeedor e topo), dois sensores de pressão manométrica – LD302 e dois conversores

fieldbus para corrente – FI302. A unidade possui ainda, um controlador lógico programável (LC700), possui dezesseis Pt100 (alimentação, refeedor, acumulador e pratos), dois inversores de frequência e quatro variadores de potência (com possibilidade de instalar mais dois) para acionamento das resistências e os sinais de liga e desliga das bombas. Ainda compõem a instrumentação da unidade válvulas solenóides.

Os 6 posicionadores existentes na coluna são acoplados a atuadores pneumáticos de ação simples com eixo linear. Os mesmos atuam em válvulas globo que possuem a curva característica de vazão igual porcentagem. Este conjunto é responsável pelo controle do nível da base, do nível do acumulador, da vazão da alimentação, da vazão de refluxo, da vazão de vapor do trocador do refeedor e da vazão de vapor do trocador da alimentação.

Na Figura 3.9 são apresentadas duas válvulas, juntamente com os posicionadores em *fieldbus*. Os posicionadores possuem um sistema de diferença de potencial elétrico, o qual, na presença de um campo magnético, promove o deslocamento entre a haste da válvula e este atuador. Também possuem um controlador proporcional-integral interno de posicionamento da válvula.

A unidade possui sete transmissores de pressão que são usados na transmissão de pressão manométrica da base e do topo da coluna; na medição da pressão diferencial do nível da base da coluna e do acumulador; e na transmissão da vazão de corrente da alimentação, da base e topo.

Para a aquisição das temperaturas dos 13 pratos da coluna e das temperaturas da alimentação, da base e do acumulador, utilizam-se termoresistências do tipo Pt-100 a 3 fios.



Figura 3.9 Válvulas e posicionadores *fieldbus*

O FI302 é um conversor de sinal FOUNDATION *Fieldbus* para um sinal de corrente Analógico (4-20mA). Produz um sinal de saída proporcional à entrada recebida pela rede *fieldbus* e com isso o variador de potência (instrumento que não possui comunicação digital) pode receber o sinal convertido para 4-20mA.

Na unidade experimental, os 2 conversores FI302 totalizam 6 canais de conversão para serem acoplados aos variadores de potência, que por sua vez atuam nas resistências elétricas, destinadas ao controle distribuído da temperatura da coluna de destilação.

A unidade experimental possui 4 variadores de potência, da marca Varix. Cada um destes é destinado ao controle do nível de energia fornecido a uma resistência existente nos pratos da coluna de destilação, para o controle da temperatura em cada estágio.

Existindo somente 4 variadores de potência instalados, apenas 4 resistências podem ser manipuladas simultaneamente. As resistências são escolhidas pelo operador de acordo com um critério de seleção pré-definido. Desta forma, cada atuador destina-se a manipular uma, dentre duas (ou três) resistências que lhes são permitidas. Na Tabela 3.1 são apresentados os critérios de seleção pré-definidos das resistências e os variadores de potência responsáveis por cada uma delas.

Tabela 3.1 Critérios para seleção das resistências

| <i>Resistências</i> | <i>Variador de Potência</i> | <i>Conversor de Corrente</i> |
|---------------------|-----------------------------|------------------------------|
| 1 ou 2 | 1 | 402 – 1 |
| 3 ou 4 ou 5 | 2 | 402 – 2 |
| 6 ou 7 | 3 | 402 – 3 |
| 8 ou 9 | - | 401 – 1 |
| 10 ou 11 | 4 | 401 – 2 |
| 12 ou 13 | - | 401 – 3 |

Na Figura 3.10 é mostrado como é realizada esta seleção usando a tela do programa supervisorio.



Figura 3.10 Seleção das resistências para cada prato no controle distribuído.

A seleção da malha a ser utilizada pode ser realizada localmente, através do acionamento manual de chaves existentes num painel, ou via supervisorio, através do PLC, que possui um intertravamento redundante executado por *software* na CPU do equipamento. Posteriormente o sinal é enviado para o intertravamento mecânico no painel de controle.

Na Figura 3.11 é apresentada resumidamente a seqüência da aplicação do controle distribuído.

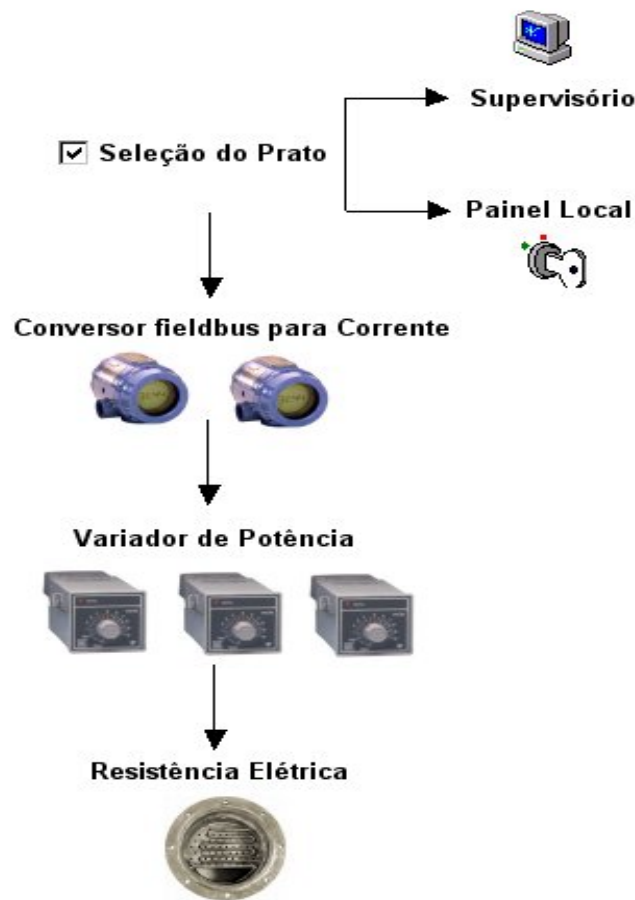


Figura 3.11 Seqüência de operações para aplicação do controle distribuído.

3.2.4 Comunicação e controle dos instrumentos

Todos os instrumentos com comunicação digital estão dispostos em quatro canais *fieldbus*. O DFI302 (*Fieldbus Universal Bridge*) foi adquirido em parceria com a empresa SMAR, é um componente de *hardware* multifunção integrado ao sistema, é o elemento chave na arquitetura distribuída dos sistemas de controle de campo, executando a maioria das funções exigidas pelo sistema de controle. Portanto, o DFI é o componente que controla as ações relacionadas ao sistema *fieldbus*, sendo capaz de gerenciar, monitorar, controlar, manter e operar a planta.

Além de interligar os 3 canais de nível H1, o DFI302 conecta todo sistema a uma rede Ethernet de 100Mbps utilizando para isso um *switch*. O DFI302 possui um endereço fixo de IP na rede, o qual pode ser acessado por um sistema supervisório.

A planta possui um controlador lógico programável (PLC) que foi definido com base nas entradas e saídas digitais necessárias e instrumentos discretos que compõem a planta. Este PLC é composto de cartões os quais possuem a finalidade de adquirir o sinal fornecido pelos sensores de temperatura e converter este sinal para *fieldbus* e assim, podem compor a malha de controle. O LC700 (marca do PLC) é um programador lógico programável compacto que trabalha com uma CPU avançada. Os elementos mais importantes de um sistema LC700 são os módulos e os *racks*, onde os mesmos são fixados. O *software* de gerenciamento deste controlador é o CONF700.

Na unidade experimental, o LC700 é interconectado com o DFI302. Isto possibilita que todos os outros instrumentos que não fazem parte do sistema FOUNDATION *Fieldbus* sejam vistos por toda a rede.

Os instrumentos discretos (que não fazem parte do sistema FOUNDATION *Fieldbus*) são gerenciados através do LC700, onde são realizadas as ações de liga e desliga de válvulas solenóides, bombas, inversores de frequência, botão de emergência e sensores de nível ótico. Também, a aquisição da temperatura é realizada neste controlador através de um cartão multiplexador e o sinal é enviado à DFI pela porta MODBUS. Fotografias dos módulos do PLC e da DFI podem ser visualizadas nas Figuras 3.12 e 3.13, respectivamente.



Figura 3.10 Controlador Lógico Programável LC700



Figura 3.11 Fotografia da DFI302

Além disso, no LC700 existe o controle de segurança onde certas ações somente podem ser implementadas se não conferirem perigo ao processo e aos operadores. Este intertravamento da planta é composto ainda de um conjunto de ações que permitem alguns acionamentos automáticos, conferindo rapidez a algumas etapas do processo. Além disso, existe um procedimento de emergência, onde todos os instrumentos são desligados imediatamente, caso se faça necessário.

3.2.5 Sistemas de Supervisão

Todo o sistema de supervisão e desenvolvimento da instrumentação da coluna de destilação está concentrado em um micro computador localizado em uma sala de aquisição de dados. Para a execução dos trabalhos, foram utilizados *softwares* que se comunicam via OPC, possibilitando supervisionar todas as variáveis e o desenvolvimento de estratégias de controle. Existem três tipos de softwares utilizados para implementação dos sistemas de controle, supervisão e na operação da planta piloto, descritos a seguir.

3.2.5.1 Syscon

Este é o programa responsável pela criação e gerenciamento da rede *fieldbus* e pela elaboração da estratégia de controle. Nele, selecionam-se todos os dispositivos *fieldbus* que irão compor a rede e acrescentam-se aos instrumentos todos os blocos funcionais necessários à implementação da estratégia desejada.

3.2.5.2 Conf700

No conf700 é realizada a configuração do PLC LC700 para o controle da parte discreta da planta, como por exemplo, o acionamento ou não das bombas, das chaves de nível, etc. O conf700 permite que o usuário crie a sua configuração de controle discreto, carregue a sua configuração para o PLC e monitore o estado real de todas as variáveis.

3.2.5.3 Indusoft

O Indusoft é o *software* supervisor do sistema. Consiste na interface homem-máquina (HMI) do sistema. Nele tem-se a supervisão do sistema de controle com o objetivo do monitoramento e operação do mesmo. Também permite acesso aos parâmetros configurados no *syscon* e no *conf700*. Assim, por exemplo, pode-se a partir dele, monitorar o nível de um tanque (parâmetro configurado no *syscon*) e ligar ou desligar a bomba de água. Na Figura 3.14 é apresentada uma tela do sistema supervisor.

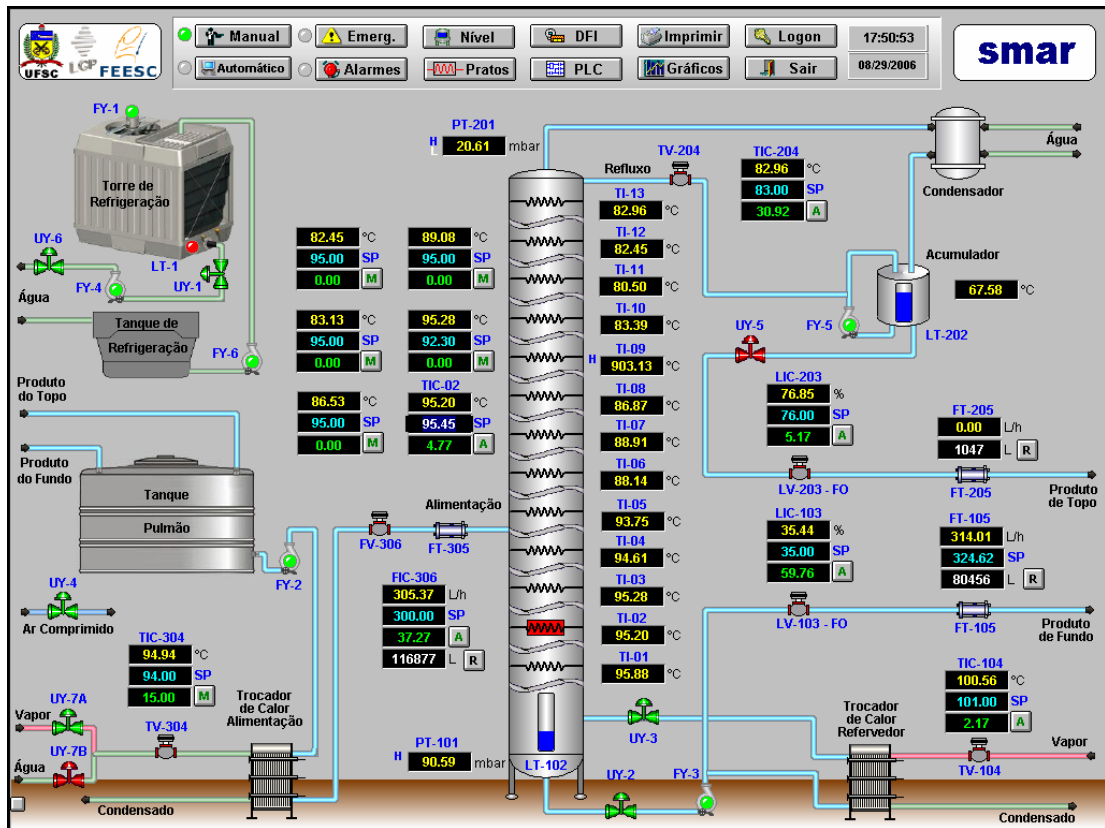


Figura 3.14 Visão geral da planta de destilação através do sistema supervisorio.

3.2.6 Sistemas de Controle

A configuração das malhas de controle implementadas na unidade experimental foram definidas por Marangoni *et al.* (2004), com base nos estudos de Nooraii *et al.* (1999). Optou-se por continuar os trabalhos com a mesma configuração.

A pureza do destilado é mantida através do controle da temperatura em um estágio da seção de retificação, neste caso, o último prato.

O controle da pureza do produto da base é realizado de forma semelhante. A temperatura do vapor de mistura do refeedor é monitorada e quando esta se altera, o controlador aciona a válvula de vazão de vapor na entrada do trocador de calor de maneira a corrigir a alteração provocada.

O líquido do condensador é acumulado em um tanque de refluxo (acumulador). Quando o nível do líquido excede a um valor predeterminado, o controle de nível aciona a válvula de escape do produto destilado até que o nível retorne ao ponto desejado. Da mesma maneira, o controle do nível da base, deve ser efetuado para que não ocorra a inundação do primeiro prato da coluna e para garantir massa suficiente para a geração de vapor pelo refeedor. Quando o nível deste estágio sofre alguma alteração, o controle ajusta a posição da válvula de produto de fundo, mantendo assim o valor desejado.

A vazão de alimentação é controlada através do ajuste automático de uma válvula contida nesta corrente. Considera-se que a carga da coluna seja resultante de um outro processo e, portanto, pode estar sujeita a pequenas flutuações nas suas condições. Já a temperatura desta corrente é controlada através da manipulação manual de uma válvula de vapor de entrada no trocador de calor.

A coluna é composta das seguintes malhas de controle:

1. Controle do nível da base através do ajuste da corrente de produto de fundo;
2. Controle do nível do acumulador através da manipulação da vazão do destilado;
3. Controle da vazão da alimentação através do ajuste da vazão desta corrente;
4. Controle da temperatura de alimentação através do ajuste da vazão de vapor no trocador de calor deste estágio;
5. Controle da temperatura do refluxo através da manipulação da vazão de refluxo;
6. Controle da temperatura do refeedor através do ajuste da vazão de vapor no trocador de calor deste estágio.
7. Controle da temperatura dos estágios intermediários da coluna através da manipulação de um variador de potência acoplado a uma resistência elétrica.

O controle da temperatura dos estágios intermediários é realizado objetivando a implementação do controle distribuído. Com a inclusão desta malha pretende-se rejeitar mais rapidamente perturbações que afetem o perfil de temperatura, além da economia energética. Este controle é realizado através de um variador de potência, o qual é acionado dissipando potência pela resistência elétrica situada no prato e ajustando sua temperatura de maneira a mantê-la no valor desejado.

Todos os controladores empregados na coluna de destilação são blocos funcionais do tipo *Enhanced PID*, com exceção do nível da base, que possui um controle avançado, todos os outros controladores aplicados nas malhas foram controladores clássicos. Os controladores PID foram regidos pela seguinte lei de controle:

$$U(s) = K_p \cdot \left(E(s) + \frac{\tau_d \cdot s}{1 + \alpha \cdot T_d \cdot s} \cdot PV(s) + \frac{E(s)}{T_i \cdot s} \right) + \text{feedforward} \quad (1)$$

Onde:

U = saída de controle

E = erro

K_p = termo proporcional (ganho)

T_i = termo integrativo

T_d = termo derivativo

α = ganho pseudo-derivativo ($\alpha = 0,13$)

feedforward = alimentação antecipada

Todas as estas malhas, com exceção da temperatura da alimentação, são instrumentadas em *fieldbus*, acrescidas da aquisição e indicação da vazão das correntes de base e topo e das pressões nestes mesmos estágios. As temperaturas de todos os pratos, refeedor, acumulador e alimentação são adquiridas pelo controlador lógico programável. Na Figura 3.15 são ilustradas as estruturas das malhas de controle implementadas.

O controle de uma unidade de destilação deve ter a capacidade de manter o balanço de massa adequadamente, atingir a qualidade desejada dos produtos e atender as restrições que lhes são impostas pelo processo. Estes assuntos serão abordados no decorrer deste capítulo.

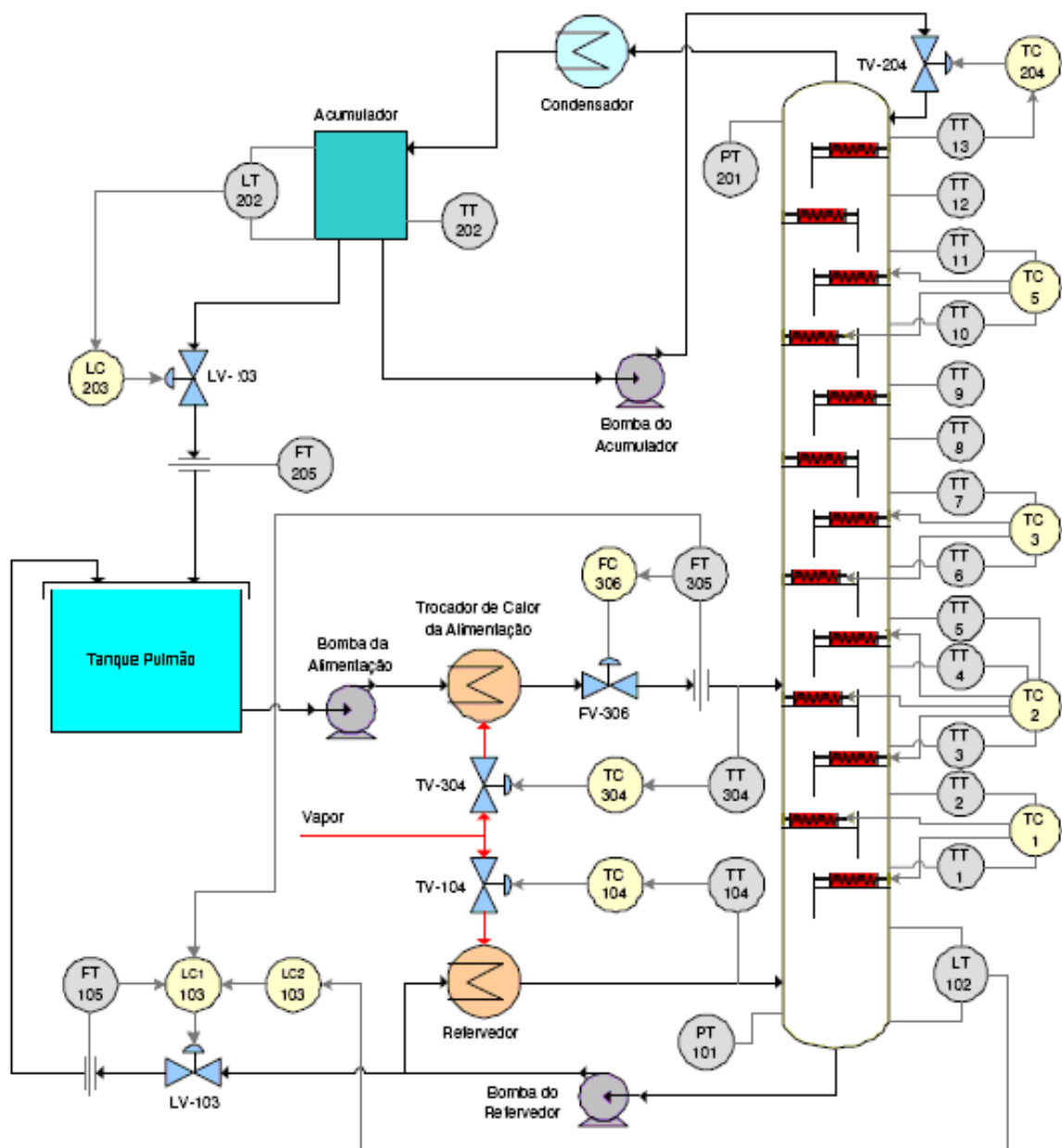


Figura 3.15 Estrutura das malhas de controle da coluna de destilação. (Fonte: Pasetti, 2005)

3.2.6.1 Balanço de Massa

Para estudar e melhor compreender a dinâmica da coluna é essencial que, primeiramente, um balanço de massa esteja implementado de modo que haja um controle eficiente nestas variáveis.

O controle do balanço de massa, da unidade de destilação utilizada neste projeto, é composto pelas seguintes malhas:

1. Controle da vazão da alimentação em função do ajuste da vazão desta mesma corrente;
2. Controle do nível da base através do ajuste da vazão da corrente de produto de fundo;
3. Controle do nível do acumulador por meio da manipulação da vazão do destilado.

Nos itens 2 e 3 busca-se manter constantes os níveis na base e no acumulador de maneira que não ocorra nem a inundação, nem o “esvaziamento” da coluna.

Os controladores do nível da base e da vazão de alimentação foram implementados por Pasetti (2005). Consiste em um sistema em cascata composto de um PI retroalimentado (*feedback*) e outro antecipativo (*feedforward*). Os parâmetros dos controladores destas malhas são apresentados na Tabela 3.2, sendo que o PI utilizado segue a equação 2:

$$\frac{Y(s)}{U(s)} = K_c \left(1 + \frac{1}{\tau_i s} \right) \tag{2}$$

Onde: K_c é o ganho do controlador
 τ_i é o tempo integrativo

Tabela 3.2 Parâmetros dos controladores para o balanço de massa da coluna de destilação.

| Pontos da ação de controle | Parâmetros do controlador | |
|----------------------------|---|--------------|
| | K_c (L.h ⁻¹ .(% abertura da válvula) ⁻¹) | τ_i (s) |
| Vazão da alimentação | 0,28 | 2,4 |
| Nível do acumulador | -2,6 | 200,0 |
| Nível da base (escravo) | 0,28 | 2,4 |
| Nível da base (mestre) | -4,0 | 100,0 |

O controlador aplicado no nível do acumulador foi do tipo proporcional-integrativo ajustado para manter esta variável dentro de uma faixa de operação e não um valor específico. Os valores dos parâmetros do controlador utilizados para esta malha foram os mesmos usados por Marangoni (2005), a qual realizou o ajuste final dos controladores partindo do Método do Lugar das Raízes e com base em um ajuste na planta.

3.2.6.2 Controle do perfil de temperatura

Para avaliação da técnica proposta e confiabilidade dos resultados obtidos é fundamental que as malhas de controle estejam bem ajustadas. A identificação das funções de transferência e posterior ajuste dos controladores na unidade experimental foram realizados por Marangoni (2005) e Pasetti (2005), através da aplicação de degraus nas variáveis manipuladas. Os resultados foram comparados com a resposta obtida a partir do método de aproximação gráfica.

Para o ajuste dos controladores descentralizados, Marangoni (2005) e Pasetti (2005) aplicaram os métodos propostos por Cohen-Coon, ITAE e Zieger-Nichols (SEBORG *et al.*, 1989). A melhor resposta obtida entre estes três métodos foi aplicada, realizando-se em seguida um ajuste fino em experimentos na unidade.

Sabe-se que o controle da qualidade dos produtos de uma coluna de destilação é essencialmente multivariável existindo inúmeras interações entre as malhas de controle, principalmente da base com o topo. Os parâmetros destas malhas, mostrados na Tabela 3.3 foram calculados usando-se técnicas de desacoplamento de acordo com o descrito em Stephanopoulos (1984), apud Marangoni (2005).

Tabela 3.3 Parâmetros dos controladores das temperaturas da base e do topo da coluna.

| <i>Pontos da ação de controle</i> | <i>Parâmetros do controlador</i> | | |
|-----------------------------------|---|--------------|--------------|
| | K_c (°C.(% abertura da válvula) ⁻¹) | τ_i (s) | τ_d (s) |
| Temperatura do refeedor | 21,5 | 50,0 | 7,0 |
| Temperatura do prato 13 | -10 | 80,0 | 8,0 |

3.2.6.3 Pontos de aquecimento distribuído

Em relação a implementação do controle distribuído, o mesmo foi realizado com a utilização de apenas um prato. Conforme estudo de sensibilidade dos pratos frente às perturbações freqüentes que ocorrem em colunas de destilação, realizado por Marangoni (2005), foram utilizadas e avaliadas metodologias como: pratos sucessivos, simetria de sensibilidade e máxima sensibilidade.

Os resultados obtidos por Marangoni (2005) da análise de sensibilidade mostraram como mais indicados o uso dos pratos 2 e 3 para aplicação do aquecimento distribuído. Porém, como neste estudo busca-se avaliar como ocorre a distribuição de energia na unidade, optou-se por trabalhar com apenas o prato 2, para facilitar a análise dos resultados e evitar mais de um efeito simultaneamente.

O controle da temperatura do prato 2 foi realizado através da manipulação de um variador de potência acoplado a uma resistência elétrica. Os parâmetros do controle desta malha são apresentados na Tabela 3.4.

Tabela 3.4 Parâmetros do controlador utilizado no controle da temperatura do prato 2.

| <i>Parâmetros do controlador</i> | | | |
|-----------------------------------|---|--------------|--------------|
| <i>Pontos da ação de controle</i> | K_c ($^{\circ}\text{C} \cdot (\text{kW})^{-1}$) | τ_i (s) | τ_d (s) |
| Temperatura do prato 2 | 100 | 16,0 | 5,0 |

Quando requerido, o variador de potência é acionado dissipando potência pela resistência elétrica, situada neste caso no segundo prato (R2) e ajustando sua temperatura de maneira a mantê-la no valor desejado, caracterizando o controle com ação distribuída.

3.3 Planejamento dos experimentos e condições operacionais

Os experimentos iniciais foram realizados buscando avaliar as características e a dinâmica da coluna sem o aquecimento distribuído, para posteriormente aplicar a proposta de aquecimento distribuído.

A condução dos experimentos para a comparação entre o controle convencional e o controle distribuído foi realizada através da aplicação de diversas perturbações na coluna, tais como: perturbação na temperatura, na vazão e na composição, todas da corrente de alimentação. Em todas as situações foram calculadas as energias térmicas envolvidas no processo, para comparar os desempenhos das duas configurações. Um diagrama geral dos experimentos é mostrado na Figura 3.16.

Os experimentos foram conduzidos com composições volumétricas iniciais de álcool etílico na alimentação em torno de 10% (vv), a temperatura da alimentação foi controlada para entrar na coluna na temperatura de equilíbrio do prato (em torno de 92°C), a vazão de alimentação foi de $300 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1}$ e as pressões da base e do topo variaram em torno de 1,25 e 0,25 bar, respectivamente.

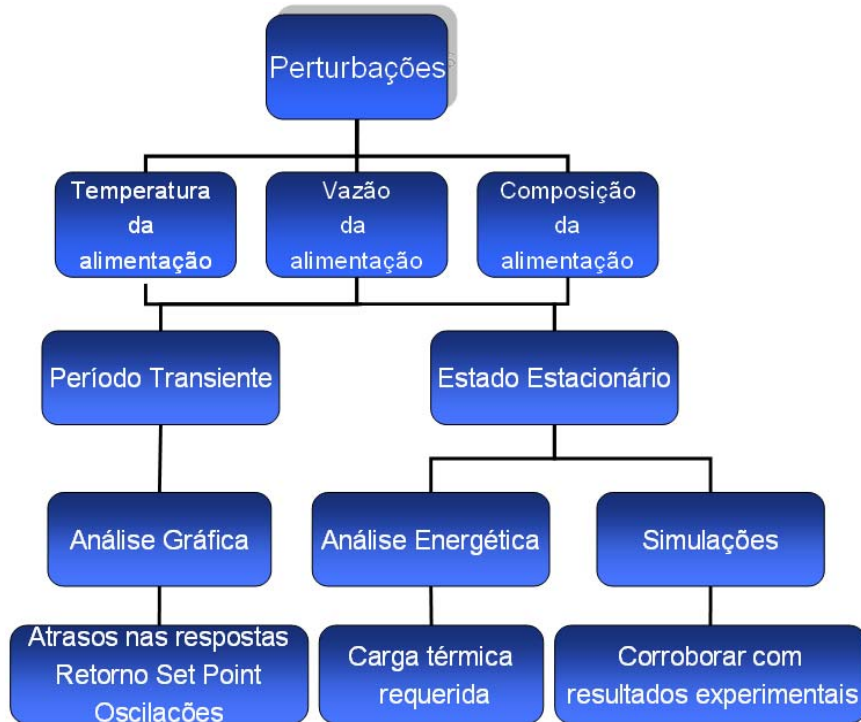


Figura 3.16. Diagrama geral da realização dos experimentos e parâmetros avaliados.

Para análise da composição da mistura, foram retiradas amostras da base e do topo, sendo utilizado um medidor de concentração para álcoois, o qual apresenta uma escala graduada (base volumétrica).

3.4 Balanço de energia simplificado – Estado Estacionário

Na destilação, e em outros processos de transferência de massa, é preciso efetuar não só cálculos de balanço de massa, mas também de balanços de energia. Esta energia é, em geral, definida como a energia interna mais o produto PV. A entalpia de uma mistura binária é uma grandeza relativa, tomada a partir de um certo estado arbitrário de referência para componentes puros (FOUST *et al.*, 1982).

A análise energética foi realizada com o objetivo de verificar como ocorre a distribuição do aquecimento na coluna, quando usada a abordagem distribuída de energia. Através do cálculo dos calores obtidos com o balanço de energia nos estados estacionários, verificar-se-á qual configuração necessita de maior carga energética para rejeitar a perturbação e a partir daí, a influência da distribuição de calor será avaliada pelo desempenho das malhas de controle.

Para obtenção dos calores envolvidos no processo, elaborou-se um procedimento de cálculo com planilhas elaboradas no programa Excell[®] obtendo-se a quantidade de energia

térmica adicionada (na corrente de alimentação e pelas resistências, quando utilizadas) para promover a separação dos componentes. Adicionalmente, calculou-se também o calor retirado pelo condensador e pelas correntes de saída.

De posse destes dados e fazendo-se algumas suposições, que serão detalhadas a seguir, tem-se condição de estimar o calor inserido pelo refeedor, através de um balanço de energia, já que este termo não pode ser obtido diretamente a partir de dados experimentais, pois a unidade não possui sensores adequados para medição da vazão de vapor.

Levando em conta que um dos objetivos deste trabalho é a avaliação energética, a energia requerida no refeedor Q_b , é um parâmetro importante e pode ser utilizado na comparação da destilação convencional com a destilação utilizando aquecimento distribuído nos pratos. É justamente no calor do refeedor que se concentram as tentativas para economia de energia. Por esta razão torna-se importante verificar seu comportamento frente a variações de diversos parâmetros.

Desta forma foi estimada a quantidade de energia adicionada na base da coluna (através do refeedor), quando o processo se encontra em estado estacionário antes e após a realização de uma perturbação. A energia requerida nestes dois momentos é comparada entre o processo convencional e o distribuído com o uso das resistências.

Para os cálculos realizados foram utilizadas equações baseadas em uma mistura ideal, usando regra de misturas, assumindo o erro existente no seu uso. Esta hipótese foi assumida (sabendo-se que a mistura é azeotrópica) em virtude do trabalho ser o primeiro do gênero aplicado a esta unidade específica, e que, os resultados fornecerão uma estimativa de como ocorre a distribuição de energia na unidade. O balanço global de energia pode ser representado pelas equações 3, 4 e 5, as variáveis e as correntes envolvidas podem ser visualizadas na Figura 3.17.

O detalhamento da codificação das correntes da Figura 3.17 é apresentado a seguir:

Onde:

- 1 = corrente de alimentação que entra no trocador de calor;
- 2 = corrente de alimentação que sai do trocador de calor;
- 3 = corrente de água que entra no condensador;
- 4 = corrente de água que sai no condensador;
- 5 = corrente de condensado da mistura;
- 6 = corrente de produto de topo (destilado);
- 7 = corrente de refluxo;
- 8 = corrente de *boilup*;
- 9 = corrente da mistura que entra no refeedor;
- 10 = corrente da mistura que sai do fundo da coluna;
- 11 = corrente de produto de fundo;
- 12 = corrente de entrada de vapor no refeedor;
- 13 = corrente de saída de condensado do refeedor;
- 14 = corrente de entrada de vapor no trocador de calor da alimentação;
- 15 = corrente de saída de condensado do trocador de calor da alimentação.

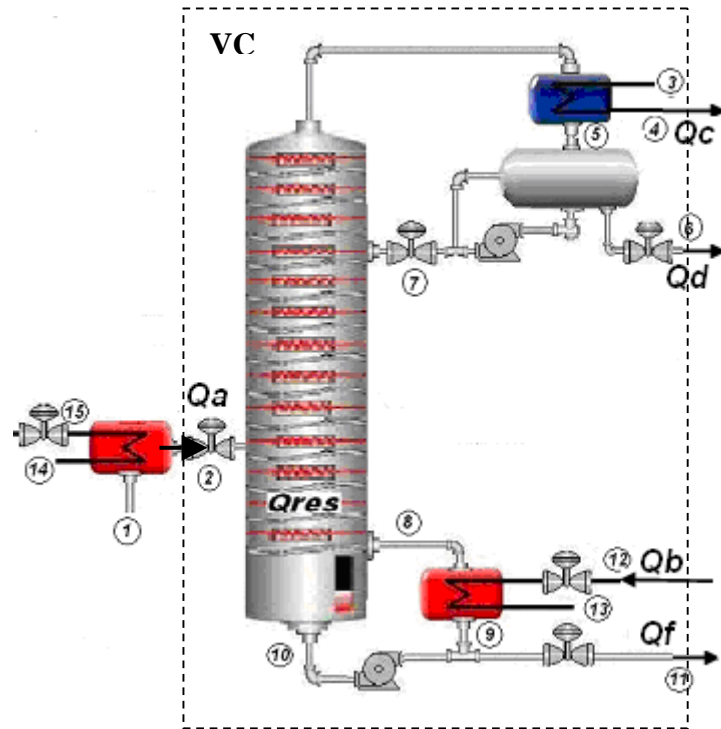


Figura 3.17. Representação das variáveis e correntes do balanço energético com volume de controle estabelecido.

A energia que entra na coluna é igual a energia que sai, logo:

$$Q_b + Q_r + Q_a = Q_c + Q_d + Q_f + Q_{amb} \quad (3)$$

Onde:

- Q_b = calor fornecido à base pelo reboilador (kW);
- Q_r = calor adicionado pela resistência elétrica (kW);
- Q_a = calor que entra na coluna pela corrente da alimentação (kW);
- Q_c = calor retirado pelo condensador (kW);
- Q_d = calor que sai da coluna pela corrente de destilado (kW);
- Q_f = calor que sai da coluna pela corrente de produto de fundo (kW);
- Q_{amb} = calor perdido para o ambiente externo (kW).

Levando em consideração a entalpia envolvida nas correntes e desprezando as perdas para o ambiente externo, tem-se:

$$Q_b + Q_r + n_{T_a} \cdot H_a = Q_c + n_{T_d} \cdot H_d + n_{T_f} \cdot H_f \quad (4)$$

Onde:

- n_{T_a} = número de moles totais da corrente de alimentação;
- n_{T_d} = número de moles totais da corrente de destilado;
- n_{T_f} = número de moles totais da corrente de produto de fundo;
- H_a = entalpia da corrente de alimentação (J/mol);
- H_d = entalpia da corrente de destilado (J/mol);
- H_f = entalpia da corrente de produto de fundo (J/mol)

Nessa condição, a energia requerida pelo refeedor é dada por:

$$Q_b = (Q_c + Q_d + Q_f) - (Q_r + Q_a) \tag{5}$$

Definidos os valores dos “*dados de entrada do programa*”, como sendo as vazões, temperaturas e composições das correntes; a energia de vaporização; a temperatura de saturação da mistura na corrente de topo e a porcentagem da capacidade total de potência da(s) resistência(s) utilizada(s), pode-se calcular o calor requerido pelo refeedor em diferentes situações. Uma tela do programa com informações de entrada para o estado estacionário é representada pela Figura 3.18.

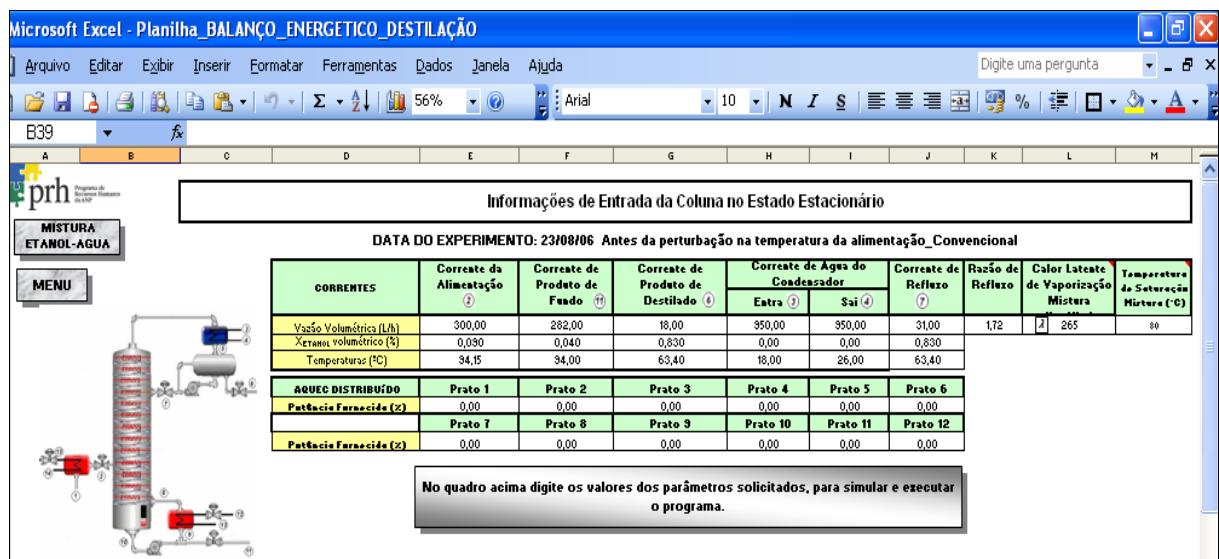


Figura 3.18 Tela do programa com informações dos “dados de entrada” das correntes para o balanço energético.

Convém ressaltar que todas as propriedades físicas da mistura, que variam em função da temperatura, são calculadas por equações, apresentadas no próximo item, que descrevem seu comportamento para possibilitar a simulação de diferentes condições de operação.

Todos os calores das correntes foram calculados separadamente, com exceção do calor fornecido pelo refeedor, que se constituiu a incógnita do balanço energético, em decorrência da dificuldade da obtenção de valores das variáveis experimentalmente, em função da falta de sensores adequados no local para medição da vazão de vapor. As equações utilizadas serão mostradas a seguir:

3.4.1 Corrente da alimentação

Como na corrente de alimentação não foi atingida a temperatura de bolha da mistura, não houve mudança de fase, portanto não será necessária a parcela da equação referente ao calor de vaporização; logo a equação 6 descreve a forma do cálculo, utilizando a entalpia da corrente.

$$Q_a = n \cdot H_a \quad (6)$$

Aplicando a regra de misturas para n componentes, obteve-se a equação 5:

$$Q_a = n \cdot \sum_i x_i \cdot Cp_i^L \cdot \Delta T \quad (7)$$

Para a mistura específica na temperatura de referência, têm-se:

$$Q_a = n_T \cdot [x_{et} Cp_{et}^L + x_{H_2O} Cp_{H_2O}^L] (T_a - T_{ref}) \quad (8)$$

O cálculo das capacidades caloríficas do álcool etílico e da água em função da temperatura foram realizados lançando-se mão das equações 9 e 10, respectivamente (REID, *et al.*, 1987). Estas equações são válidas para o cálculo das capacidades caloríficas dos componentes da mistura em todas as correntes e são dadas em J/mol.K, sendo que a temperatura deve ser informada em Kelvin.

$$Cp_{et}^L(T) = 281,562 - 1,435T + 2,903e^{-3}T^2 \quad (9)$$

$$Cp_{H_2O}^L(T) = \left(\frac{0,2389e^{-3}}{MM_{H_2O}} \right) \cdot (5,2634e^4 + 2,4119e^2T - 8,5085e^{-1}T^2 + 1e^{-3}T^3) \quad (10)$$

Através dos valores das vazões e de sua composição, calcula-se o número de moles das correntes. Os valores das massas específicas para etanol e água foram obtidos através das equações 11 (PERRY, 1999), onde a concentração molar é dada em Kmol/m³, para transformá-la em kg/L basta multiplicar o valor obtido pela massa molecular e dividir por 1000, e da equação 12 (GEANKOPLIS, 1983), a qual já fornece o valor em kg/L, respectivamente.

$$\rho_{et}(T) = \frac{C_1}{C_2 \left[1 + \left(1 - \frac{T}{C_3} \right)^{C_4} \right]} \quad (11)$$

Onde:

$C_1 = 1,648$; $C_2 = 0,27627$; $C_3 = 513,92$; $C_4 = 0,2331$ e $T = \text{Kelvin}$

$$\rho_{\text{H}_2\text{O}}(T) = 1 + 2e^{-5T} - 5,91e^{-6T^2} + 1,56e^{-8T^3} \quad (12)$$

Onde a temperatura deve ser informada em graus Celsius.

3.4.2 Corrente de produto de topo e fundo

O cálculo do calor que sai destas correntes é realizado de forma análoga ao calor da alimentação, em função de suas entalpias.

3.4.3 Metodologia aplicada para cálculo da energia retirada pelo condensador

Para o cálculo da energia retirada pelo condensador, se faz necessário o cálculo tanto da energia de vaporização, quanto do calor sensível. Para tal lança-se mão das equações representadas a seguir.

$$Q_c = V \cdot \lambda + n_T \cdot [x_{\text{et}} C_{p_{\text{et}}}^L + x_{\text{H}_2\text{O}} C_{p_{\text{H}_2\text{O}}}^L] (T_{\text{sat}} - T_d) \quad (13)$$

Aplicando um balanço de massa na seção de retificação obtém-se:

$$V = L_0 + D \quad (14)$$

A corrente de refluxo (L_0) pode ser obtida multiplicando-se a vazão de destilado (D) pela razão de refluxo (R), como mostrado na equação 15, obtendo-se desta maneira, outra representação da equação 14.

$$L_0 = R \cdot D \quad (15)$$

$$V = D(R + 1) \quad (16)$$

Substituindo (16) em (13) se obtém a equação 17 que descreve a troca térmica entre a mistura e o fluido refrigerante, levando em consideração o calor latente para a mudança de fase e o calor sensível necessário para resfriamento da mistura até a temperatura final medida.

$$Q_c = D(R + 1) \cdot \lambda + n_T \cdot [x_{\text{et}} C_{p_{\text{et}}}^L + x_{\text{H}_2\text{O}} C_{p_{\text{H}_2\text{O}}}^L] (T_{\text{sat}} - T_d) \quad (17)$$

O valor da entalpia de vaporização (λ) e da temperatura de saturação (T_{sat}) da mistura, de acordo com a composição, foi obtido através do diagrama de entalpia-concentração para solução aquosa de álcool etílico, de acordo com Perry (1999).

Uma grande parte do calor fornecido em excesso na base da coluna Q_b é retirada pelo condensador Q_c , demonstrando desta forma, em muitos casos, a baixa eficiência termodinâmica do processo de destilação. Além do conceito de eficiência termodinâmica, é interessante estudar também a razão Q_b/Q_c (β), como outro parâmetro capaz de medir a eficiência da coluna. A razão referida é útil na medida que mostra quanto calor fornecido no refeedor e pelas resistências é efetivamente usado na separação dos componentes e quanto é devido às características da destilação fracionada.

3.4.4 Energia adicionada pelas resistências elétricas

Para o cálculo do calor adicionado no interior da coluna pelo aquecimento distribuído através do uso de resistências, utilizou-se a porcentagem do calor fornecido P_f (potência) no estado estacionário e multiplicou-se pela potência total da resistência, logo:

$$Q_r = \frac{\% P_f}{100} \cdot \text{Potência Total} \quad (18)$$

Quando se adiciona calor no interior da coluna por meio da resistência o parâmetro α citado no item anterior pode ser calculado da seguinte forma:

$$\alpha = \frac{Q_b + Q_r}{Q_c} \quad (19)$$

Telas ilustrativas das planilhas do programa de cálculo feitas em Excell[®] - Microsoft 2000, exemplificando os cálculos do balanço energético seguem no APÊNDICE C.

3.5 Tratamento dos dados

No tratamento dos dados utilizou-se o *Software Origin 7.5*. Devido a elevada frequência da aquisição (de 1 em 1 segundo), utilizaram-se filtros do mesmo *software* do tipo *Smoothing_FFT Filter* que se baseiam em série de *Fourier* para tratamento dos dados. Esse procedimento foi adotado com o objetivo de eliminar ruídos presentes, oriundos da rede elétrica e também devido a elevada frequência de aquisição. Para verificar o alcance do estado estacionário, utilizou-se uma função *sigmoidal* ajustada nos pontos e aplicou-se a derivada observando-se quando a composição e/ou a temperatura do último estágio não variou mais em relação ao tempo.

3.6 Simulações

A ênfase maior deste trabalho é o caráter experimental, porém para corroborar as hipóteses simplificadoras do cálculo energético obtido com valores experimentais foram realizadas simulações no estado estacionário com o uso do *software* comercial Hysys[®], utilizando o modelo *UNIQUAC*. Na Figura 3.19 é ilustrada a tela do simulador para uma coluna de destilação operando nas condições idênticas as adotadas experimentalmente.

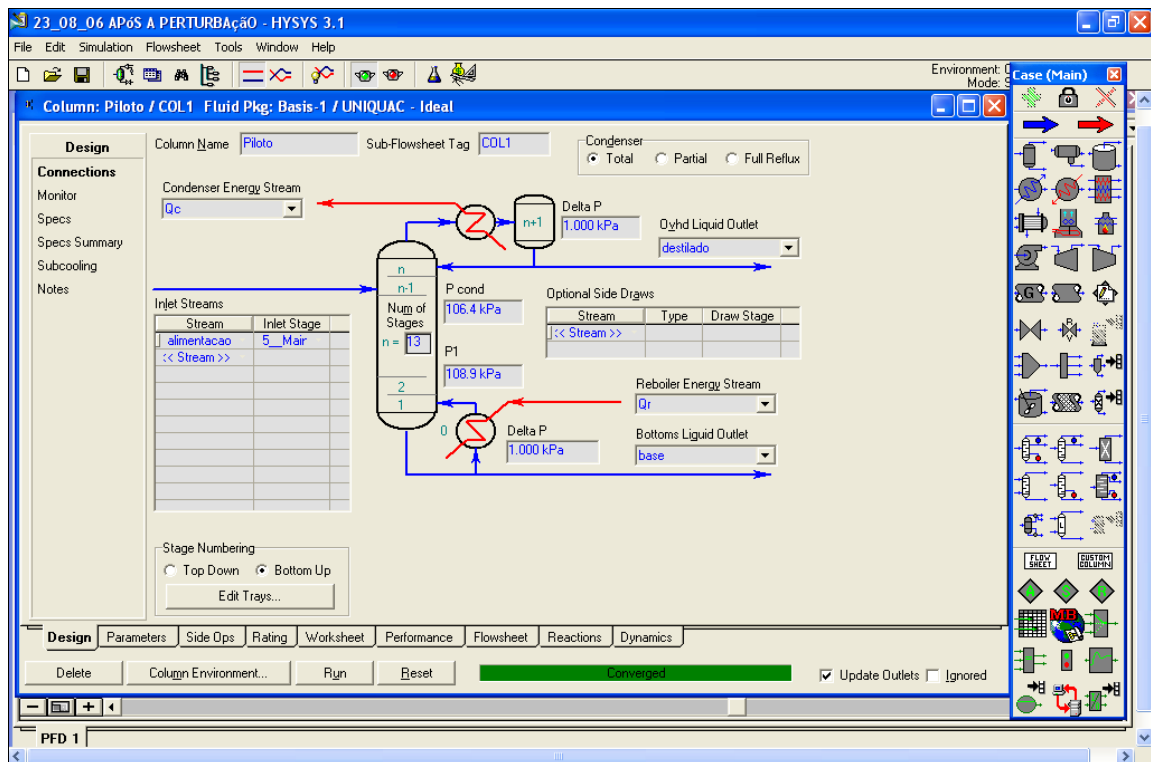


Figura 3.19 Tela do programa Hysys[®] utilizado para realizar as simulações dos experimentos

As simulações foram realizadas com o propósito de confrontar os valores dos calores obtidos pelo balanço simplificado de energia, o qual foi elaborado a partir de inúmeras simplificações e hipóteses assumidas. Neste sentido o Hysys[®] foi usado como um artifício no qual lançou-se mão, pois o *software* utiliza modelos termodinâmicos apropriados, balanços rigorosos e cálculos para a mistura em questão. As simulações também contribuíram para elucidar efeitos que não podem ser determinados experimentalmente.

3.7 Conclusões

Neste capítulo foi descrita a unidade experimental, detalhando-se as utilidades necessárias para seu funcionamento, os equipamentos e a instrumentação utilizada, enfatizando os componentes para o uso da estratégia de controle com ações distribuídas ao longo da coluna. Foram descritos também o sistema e as malhas de controle implementadas na coluna, bem como os *softwares* que auxiliam no gerenciamento, configuração e manutenção da unidade.

O planejamento dos experimentos, a metodologia de cálculo desenvolvida para o balanço energético e o programa para realizar as simulações foram expostos neste capítulo.

No próximo capítulo serão abordados os resultados obtidos experimentalmente e através das simulações.

Capítulo IV

Resultados e Discussão

Neste capítulo serão apresentados os resultados obtidos nos experimentos realizados com a mistura de álcool etílico e água na coluna de destilação descrita no capítulo anterior. O objetivo destes experimentos foi avaliar a redução de transientes de operação, verificando a mudança do comportamento da coluna e a necessidade de carga térmica, após a realização de perturbações na temperatura, vazão e composição da corrente de alimentação, através da comparação de duas abordagens diferenciadas de controle.

5.1. Introdução

A concorrência do mercado e a necessidade de garantir a qualidade de seus produtos fazem com que as empresas busquem produzi-los de forma cada vez mais eficiente, reduzindo seus custos de produção. Este objetivo pode ser alcançado pela introdução de melhorias operacionais e dos equipamentos em processos já existentes, visando a sua otimização.

Mudanças permanentes das condições de mercado e operação das plantas em condições limites, tornam extremamente difícil a manutenção dos processos nos pontos de máxima lucratividade. Por isso, conhecer o comportamento desses sistemas quando perturbados é imprescindível para tomar ações corretivas ou preventivas.

Portanto, esta etapa do trabalho, além de mostrar os efeitos causados por perturbações rotineiras em refinarias de petróleo, visa analisar os efeitos perante a estratégia de controle distribuído.

5.2. Procedimento de partida

Estabelecer um procedimento de partida de uma coluna de destilação pode levar horas, dias ou até mesmo semanas dependendo das características construtivas e operacionais. A não linearidade do processo associada a histerese das válvulas de controle e o acoplamento das variáveis contribuem para elevar a complexidade da operação e do

seu controle de forma adequada para que seja possível minimizar transientes. Desta forma, esta fase do processo requer prática e conhecimento do operador. A implementação de um procedimento adequado de partida à coluna de destilação permite maior rapidez no alcance do estado estacionário, reduzindo gastos e melhorando a operação da unidade.

Neste trabalho o procedimento adotado para a partida da coluna no modo convencional está baseado no estudo de Steinmacher *et al.* (2004), que realizaram estudos prévios da partida desta unidade, baseando-se no procedimento clássico descrito por Foust *et al.* (1982), porém, inseriram algumas alterações neste método, acrescentando as técnicas estudadas por Ruiz *et al.* (1988), Fieg e Wozny (1993) e Sørensen e Skogestad (1996b).

O procedimento resultante dessas diversas técnicas também foi usado por Marangoni (2005), e será descrito aqui de forma sucinta.

Na partida da coluna de destilação, a corrente de alimentação é introduzida de forma contínua e controlada. As correntes de produto de base e topo retornam para o tanque pulmão. Inicia-se a partida com a retirada de produto de base (controle do nível da base). A mistura líquida aquecida gradualmente, por um trocador de calor, proveniente da alimentação, que desce até a base da coluna, onde o refulvador aquece e vaporiza esta corrente. O vapor da mistura ascende pela coluna aquecendo-a prato-a-prato até atingir o condensador.

A mistura condensada é então armazenada no acumulador, que já está parcialmente preenchido com material na composição desejada para a corrente de refluxo. Em seguida inicia-se a etapa de refluxo e espera-se até que uma situação estável (quando a derivada da temperatura é nula em relação ao tempo) seja atingida com refluxo total. A partir deste momento, inicia-se a retirada de produto de topo (controle do nível do acumulador). O estado estacionário é determinado assim que as temperaturas e o nível do acumulador não variam com o tempo.

O procedimento de partida adotado para o aquecimento da coluna de forma distribuída consiste na mesma metodologia utilizada no aquecimento convencional, porém com o acionamento da resistência do prato 2, deste o início do processo. Nos experimentos conduzidos para este projeto, acionou-se a resistência apenas no estado estacionário, deixando-a para ser exigida no momento da perturbação, pois a etapa de partida não foi o foco do trabalho.

Porém, para alcançar o estado estacionário obrigatoriamente se passa por esta etapa; em virtude disso, realizou-se estudo paralelo a este projeto, abordando o aquecimento distribuído na etapa de partida do processo. Os resultados deste estudo foram encaminhados para congressos (WERLE *et al.*, 2006a) e serão apresentados neste trabalho na forma de artigo (WERLE *et al.*, 2006b) que pode ser encontrado no Apêndice E.

5.3. Avaliação dos efeitos das perturbações aplicadas

Nesta seção são apresentadas as respostas do sistema às perturbações introduzidas no processo depois do estado estacionário ter sido atingido, confrontando a abordagem distribuída com a configuração convencional.

Na etapa transiente avaliaram-se as características como atrasos, tempo de resposta e também o tempo necessário para retornar ao estado estacionário. O cálculo da energia térmica contida nas correntes de entrada e saída, para avaliação energética, foi realizado em dois momentos: antes e após a perturbação. O retorno ou não ao estado estacionário anterior também é um importante fator de comparação e será avaliado.

Os testes descritos nesta seção foram realizados comparando-se duas estratégias de controle para perturbações realizadas na temperatura, vazão e composição, todas referente a corrente de alimentação:

1. Controle convencional: atuando-se na base e no topo da coluna;
2. Controle distribuído: atuando-se na base, no topo e no prato 2.

Para garantir a comparação entre as abordagens, os experimentos com a mesma perturbação, foram conduzidos partindo-se de estados estacionários iguais. Convém ressaltar que o objetivo principal não é comparar as diferentes perturbações entre si, mas sim comparar o efeito causado da mesma perturbação nas duas configurações.

Os parâmetros dos controladores adotados nestes ensaios são os mesmos apresentados no capítulo anterior.

4.3.1. Perturbação na temperatura da alimentação

Para uma separação eficiente, é desejável que a alimentação esteja no seu ponto de bolha. Temperatura constante de alimentação não significa entalpia constante desta corrente. Se a composição varia, o ponto de bolha também se modifica; por esta razão, nos experimentos realizados, procurou-se manter esta variável constante.

A perturbação realizada na temperatura da alimentação para aplicação das duas abordagens de controle foi um degrau negativo de 12°C, ou seja, fechou-se a válvula de vapor usada para aquecer a corrente de alimentação. Desta forma a temperatura da alimentação caiu de 94 para em torno de 82°C, conforme ilustrado na Figura 4.1.

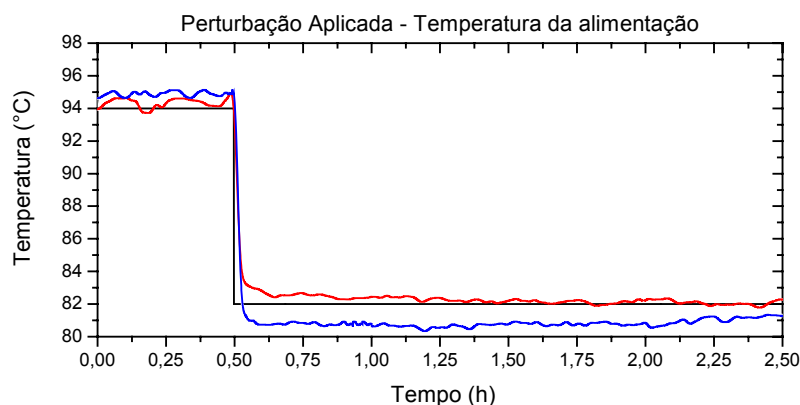


Figura 4.1 Perturbações na temperatura de alimentação aplicadas para a comparação entre o controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 (—).

Observa-se que a perturbação realizada com o uso da ação distribuída foi ligeiramente maior, mas esse fato não interfere na análise dos resultados obtidos nos experimentos. Realizou-se esta perturbação após atingir-se o estado estacionário.

4.3.1.1. Período transiente para perturbação na temperatura da alimentação

Os resultados desta seção são apresentados através de um conjunto de gráficos com as evoluções das variáveis das principais malhas de controle de uma coluna, mostrando o efeito da perturbação na variável controlada e na variável manipulada para tentar rejeitar a perturbação. Nestes gráficos é apresentado o comportamento do sistema 30 minutos antes da perturbação até 2 horas depois, quando já atingido o estado estacionário. Nas Tabelas 4.1 e 4.2 é apresentada a caracterização do sistema antes e após a perturbação para as duas configurações estudadas, onde é mostrado a fração de etanol (em base volumétrica) a vazão e a temperatura da mistura nas diferentes correntes.

Tabela 4.1 Caracterização do sistema no estado estacionário antes e depois da introdução da perturbação na temperatura da alimentação com a configuração convencional.

| Correntes | X_{et} (v v) | | Vazão (L/h) | | T (°C) | |
|------------------|----------------|-------|-------------|--------|--------------|--------------|
| | antes | após | antes | após | antes | após |
| Alimentação | 0,09 | 0,085 | 300,00 | 300,00 | 94,15 | 82,00 |
| Produto de fundo | 0,04 | 0,04 | 282,00 | 272,00 | 94,00 | 91,50 |
| Produto de topo | 0,83 | 0,86 | 18,00 | 28,00 | 63,40 | 54,00 |

Tabela 4.2 Caracterização do sistema no estado estacionário antes e depois da introdução da perturbação na temperatura da alimentação com a configuração com ação distribuída no prato 2.

| Correntes | X_{et} (v v) | | Vazão (L/h) | | T (°C) | |
|------------------|----------------|-------|-------------|--------|--------------|--------------|
| | antes | após | antes | após | antes | após |
| Alimentação | 0,085 | 0,080 | 300,00 | 300,00 | 94,30 | 81,60 |
| Produto de fundo | 0,04 | 0,055 | 278,00 | 270,00 | 94,00 | 92,00 |
| Produto de topo | 0,83 | 0,83 | 22,00 | 30,00 | 68,85 | 62,00 |

Através da análise dos dados apresentados nas Tabelas 4.1 e 4.2, verifica-se que na configuração distribuída ocorre uma maior produção de produto de topo, tanto antes quanto após a perturbação, quando comparada com a convencional, mantendo a mesma composição do produto obtido antes da perturbação.

A partir dos resultados obtidos nos ensaios experimentais, foram elaborados gráficos com os perfis de temperatura da coluna no estado estacionário, antes e depois da perturbação, comparando-se as duas configurações (Figura 4.2). Todos os resultados apresentados fazem referência aos estágios 0 e 14 como sendo, respectivamente, o refeedor e o acumulador.

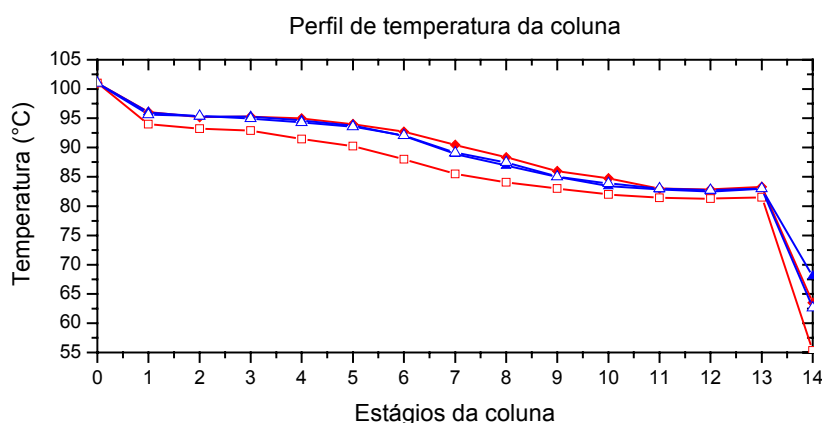


Figura 4.2 Perfil de temperatura da coluna para controle convencional antes (—■—) e depois (—□—) da perturbação na temperatura da alimentação e controle distribuído antes (—▲—) e depois (—△—)

Através da análise da Figura 4.2 se verifica que o controle distribuído mantém o perfil de temperatura após a perturbação; o mesmo não acontece para o controle convencional, onde se verifica um decréscimo (em relação à antes da perturbação) de aproximadamente 2°C para todos os estágios, com exceção para as temperaturas dos extremos da coluna, onde existe a ação dos controladores. Este decréscimo ocorreu devido a saturação da válvula de refluxo, como observado pela análise da Figura 4.4.

O efeito verificado na configuração convencional é mais pronunciado nos pratos acima da alimentação da coluna, como pode ser observado na Figura 4.2. Este fato é decorrente das menores temperaturas observadas na configuração convencional, pois não

existe contribuição de energia pela resistência. Temperaturas menores no interior da coluna acarretam maior carga térmica na base, aumentando a quantidade de vapor da seção de esgotamento, este vapor condensa quando em contato com a alimentação subresfriada, com isso as temperaturas dos pratos acima da alimentação são prejudicadas.

A primeira malha de controle avaliada após a perturbação na temperatura da alimentação é a de controle da temperatura do refeedor, ilustrada na Figura 4.3. A análise do comportamento desta malha é fundamental no estudo energético realizado posteriormente, pois é através dela que será inserida parte da energia para o sistema rejeitar a perturbação e se adequar à nova situação imposta.

Observa-se na Figura 4.3 que o transiente ou *overshoot* (representado pelo decréscimo da temperatura da base) com o controle distribuído aplicado no prato 2 ($0,85^{\circ}\text{C}$), foi menor do que quando aplicado o controle convencional ($1,45^{\circ}\text{C}$). O tempo de resposta (9,6 minutos) para retornar ao valor desejado foi o mesmo para as duas configurações, mas em compensação o controle com ação somente na base exigiu uma abertura maior da válvula de vapor, para obter essa mesma resposta.

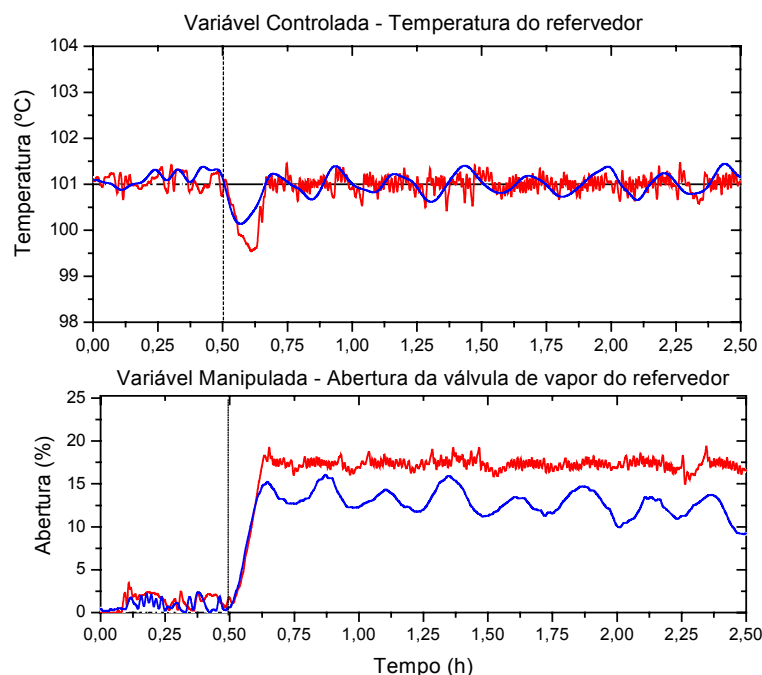


Figura 4.3 Resposta da malha de controle da temperatura do refeedor em relação a perturbação na temperatura da alimentação para a comparação entre o controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 (—).

A ação menos oscilatória da variável controlada para a configuração distribuída, também pode ser observada na Figura 4.3. Analisando a variável manipulada, observa-se que a frequência de oscilação para a configuração convencional é maior, porém a amplitude para a configuração distribuída é maior do que a convencional. Desta forma, é difícil avaliar

qual a configuração confere menor desgaste da válvula de controle. Constata-se que nesta malha, o controle distribuído obteve o melhor desempenho, quando comparado com configuração convencional em relação a variável controlada, no que diz respeito a oscilações.

Este resultado era esperado, pois quando a alimentação, mesmo resfriada, entra em contato com a resistência aquecida do prato 2, parte dela evapora, minimizando desta forma o efeito na base. Assim, o processo rejeita mais facilmente a perturbação.

O efeito da perturbação no controle da temperatura do último estágio é mostrado na Figura 4.4. Observa-se que a abordagem distribuída rejeita o decréscimo da temperatura de alimentação, o mesmo não acontece em relação à abordagem convencional.

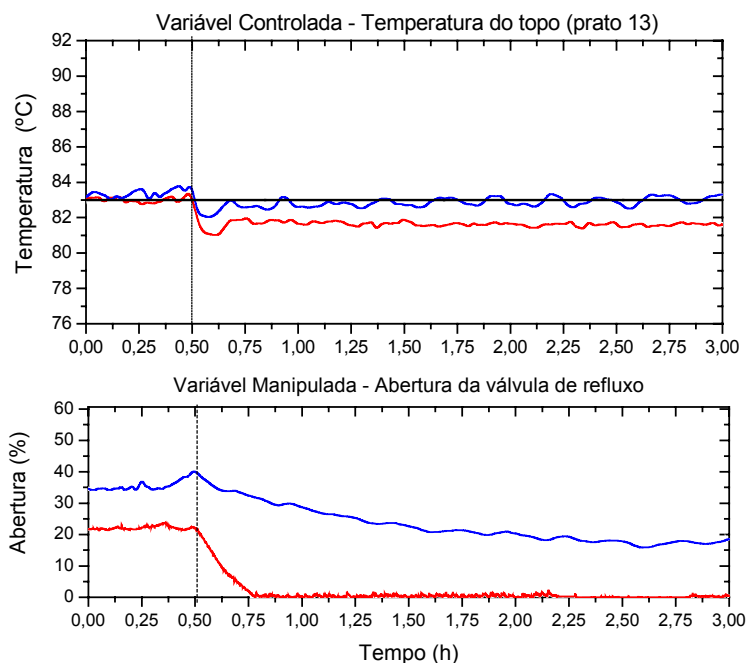


Figura 4.4 Efeito da perturbação na temperatura de alimentação no controle da temperatura do prato 13, controle convencional (—), e controle distribuído aplicado no prato 2 (—).

Na temperatura do último estágio se constata que uma alimentação subresfriada, implica numa quantidade menor de vapor dentro da coluna, diminuindo desta forma a temperatura do topo. Esse efeito foi mais pronunciado no controle convencional do que no distribuído, pois com a resistência R2 acionada, a diminuição da temperatura da alimentação tem menor impacto, como pode ser verificado através do desvio permanente da temperatura do prato 13.

É importante destacar que o *offset* (em torno de $1,5^{\circ}\text{C}$) na configuração convencional resultou no fechamento da válvula e, praticamente, na ausência de refluxo, diferentemente da ação distribuída que permaneceu com uma vazão superior de refluxo, não havendo saturação na válvula de controle. Esse fator é extremamente relevante na quantidade de

energia necessária a ser adicionada na base e pela resistência para manter as taxas de vapor e o equilíbrio nos pratos.

Os resultados encontrados por Marangoni (2005) em seus experimentos, mostram que, quando perturbada a temperatura da alimentação, a abordagem distribuída (utilizando as resistências dos pratos 2 e 3 simultaneamente) rejeitou mais rapidamente e com menor oscilação a perturbação, em relação a abordagem convencional que também permaneceu com *offset*, similarmente ao resultado encontrado neste trabalho. Em relação a variável manipulada, as respostas obtidas por Marangoni (2005) foram aberturas da válvula de refluxo muito baixas após a perturbação para as duas configurações, o que difere do resultado deste experimento, onde apenas a configuração convencional operou com vazão de refluxo baixa ou nenhuma em virtude da saturação.

Os diferentes resultados obtidos neste trabalho em relação aos de Marangoni (2005) provavelmente estão associados a condição mais otimizada de operação da unidade após as alterações realizadas, conforme citado no capítulo 3, item 3.2.1.

No caso do controle da temperatura do último estágio, o não retorno à temperatura de referência implica na alteração da qualidade do produto de topo em relação ao estado estacionário anterior, o que resultaria na obtenção de produtos fora da especificação.

Com a análise do efeito causado pela perturbação na temperatura da alimentação nos extremos da coluna, pode-se verificar que a configuração com controle distribuído no prato 2, mantém as variáveis nas faixas dos valores desejados.

O comportamento da malha do controle distribuído na temperatura do prato 2 no interior da coluna perante a perturbação na temperatura da alimentação é representado pelo perfil de temperatura deste prato que é ilustrado na Figura 4.5. Nesta figura também é mostrada a temperatura deste prato na configuração convencional, onde o controle ocorre indiretamente pela base da coluna.

Analisando o gráfico da temperatura do prato 2, observa-se que logo após a perturbação, ocorre um decréscimo da temperatura do prato. Verifica-se que quando adicionado calor no próprio prato 2, a temperatura deste retorna ao valor desejado, devido ao controle pontual, diferentemente do que ocorre quando se utiliza somente uma fonte de calor na base da coluna. Observa-se também um atraso de resposta na configuração convencional de aproximadamente 3 minutos em relação a distribuída.

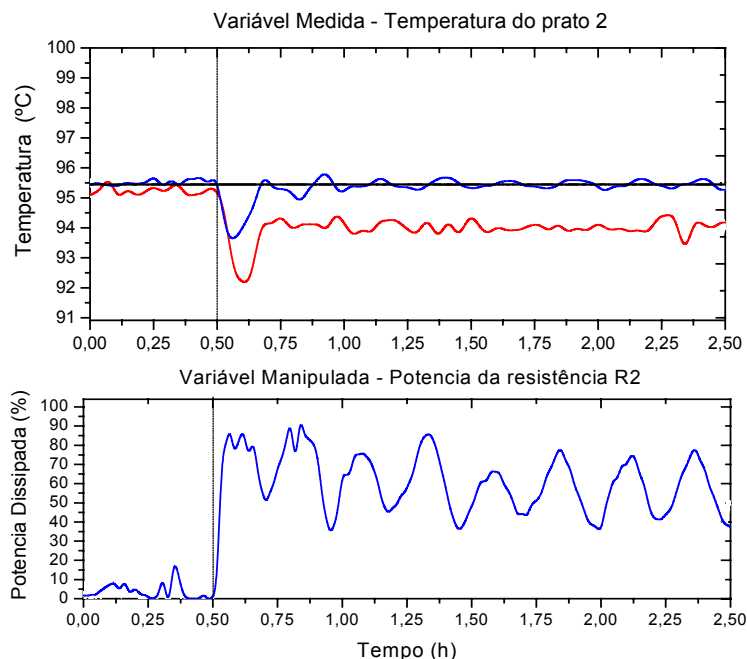


Figura 4.5 Efeito da perturbação na temperatura de alimentação no controle da temperatura do prato 2 com controle distribuído aplicado no prato 2 (—) e sem ação de controle no caso convencional (—).

Com análise da Figura 4.5, observa-se que logo após a perturbação ocorreu uma diminuição da temperatura do prato 2 para os dois sistemas, sendo que mais acentuada para a configuração convencional. Devido a ação de controle, adicionando energia ao sistema pela resistência R2, a configuração distribuída manteve o mesmo perfil de temperatura anteriormente à aplicação da perturbação.

Esse efeito se propaga até a base da coluna, acarretando com isso uma maior entalpia da corrente que entra no refeedor, exigindo, com isso, menores aberturas de válvula de vapor, conforme observado na Figura 4.3.

O controle do nível do acumulador é realizado através da manipulação da abertura da válvula de destilado, Figura 4.6. Observa-se que os valores de referência para a variável controlada no estado estacionário não foram iguais, pois mesmo antes da perturbação, já estabilizaram em patamares próximos, mas não idênticos. Entretanto, este fato não interfere na análise, pois esse desvio não influencia a dinâmica desta malha, para comparação dos dois experimentos. As oscilações do controle observadas são decorrentes do controlador aplicado nesta malha ter sido do tipo PI, ajustado para manter esta variável dentro de uma faixa de operação e não em um valor específico.

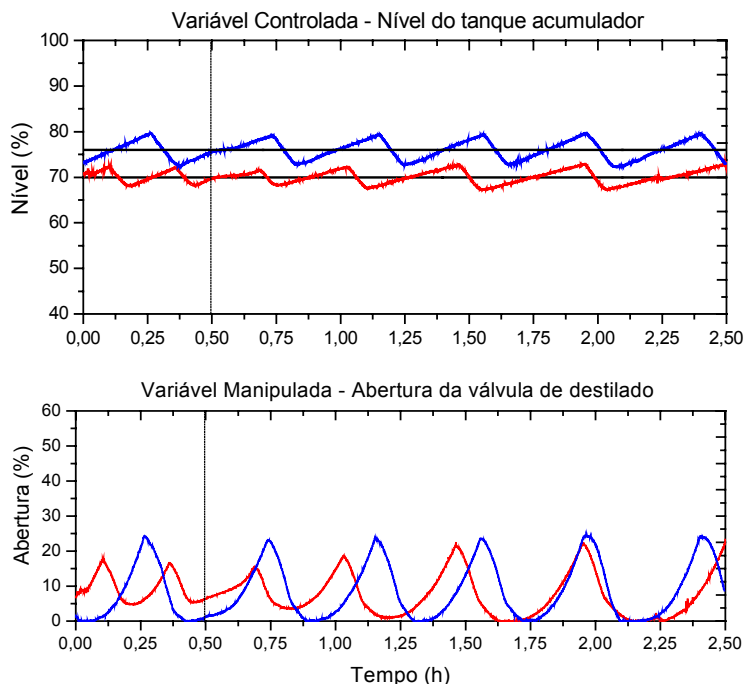


Figura 4.6 Resposta da malha de controle do nível do acumulador para a perturbação na temperatura da alimentação, controle convencional (—) e controle distribuído aplicado no prato 2 (—).

Nas duas configurações, o efeito da perturbação no nível do acumulador foi pouco expressivo, sendo mais visível para o controle convencional, onde o nível ficou estagnado por alguns minutos, prejudicando instantaneamente a vazão de destilado com uma pequena alteração do perfil da abertura da válvula de produto de topo. Este fato é decorrente da diminuição na fase vapor no interior da coluna devido ao decréscimo da temperatura da alimentação provocada pela perturbação desta corrente. A utilização da resistência no prato 2 diminui esse efeito, pois resultou na vaporização mais rápida do líquido da alimentação, quando em contato com a resistência, resultando no aumento do refluxo interno.

Na Figura 4.7 é apresentada a resposta da malha de controle do nível da base da coluna, a qual é responsável por garantir a entrada de líquido no refeedor e, conseqüentemente, a vaporização da mistura que ascende a coluna. Pela análise do comportamento desta malha, pode-se verificar que a perturbação aplicada na temperatura da alimentação aumentou o nível da base para as duas situações de controle testadas e, portanto, fez com que a abertura da válvula aumentasse um pouco em ambos os casos no momento da perturbação para manter o nível constante no seu valor de referência, diminuindo logo em seguida.

Este comportamento pode ser explicado pelo fato do decréscimo de temperatura da alimentação acarretar numa condensação de parte do vapor no interior da coluna.

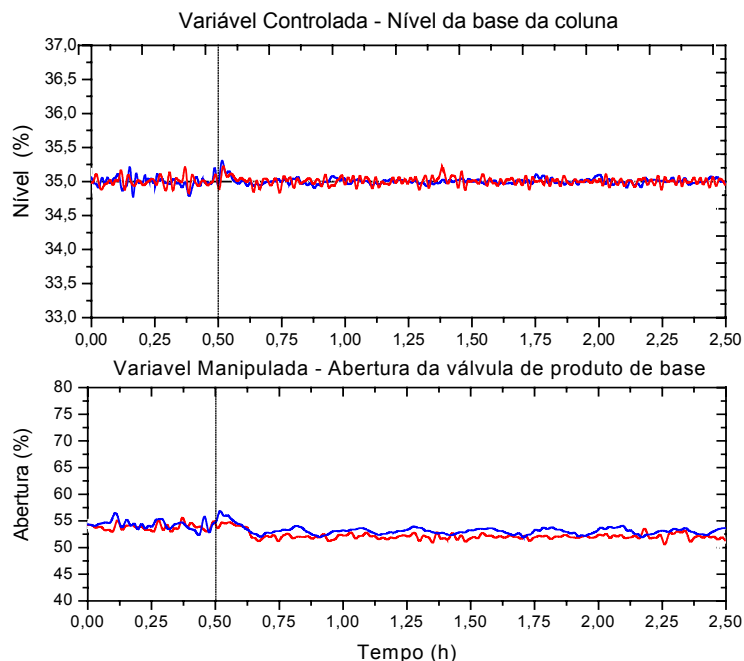


Figura 4.7 Resposta da malha de controle do nível da base em relação a perturbação na temperatura da alimentação, controle convencional (—), e distribuído aplicado no prato 2 (—).

De forma geral, a análise das curvas apresentadas mostra que a introdução da ação de controle em um ponto intermediário da coluna (no prato 2) contribuiu para a rejeição da perturbação na temperatura da alimentação de forma mais eficiente do que o controle convencional com ação somente na base, no qual ocorreu a saturação da válvula de refluxo.

Com o uso da resistência R2, o controle tornou-se menos oscilatório na maioria das malhas, e em algumas só foi possível manter a variável de controle no valor de referência com a abordagem distribuída, como observado no caso da temperatura do último estágio (Figura 4.4).

Foi constatado que, com a introdução do degrau negativo na temperatura da alimentação, todas as temperaturas decrescem em relação ao seu estado estacionário por conta da perturbação aplicada. Quando existe a ação intermediária, o efeito da perturbação é menor, pois logo se restabelece o perfil de temperatura desejado; com isso conclui-se que pontos de ação distribuídos podem ser utilizados para o controle do processo e, por conseguinte promover a minimização dos transientes de uma unidade industrial.

4.3.1.2. Análise energética para a perturbação na temperatura da alimentação

Nesta seção são apresentados os resultados encontrados nos cálculos das energias térmicas envolvidas nas correntes, principalmente a energia adicionada no refeedor antes e após a perturbação. Estes cálculos foram realizados para as duas configurações e

confrontados para verificar a necessidade de cada configuração quanto ao consumo de energia.

Convém ressaltar que estes cálculos foram realizados em estado estacionário. Na Figura 4.8 são apresentados os valores das energias contidas nas correntes os quais foram obtidos através do balanço global de energia, de acordo com a metodologia utilizada (vide item 3.5).

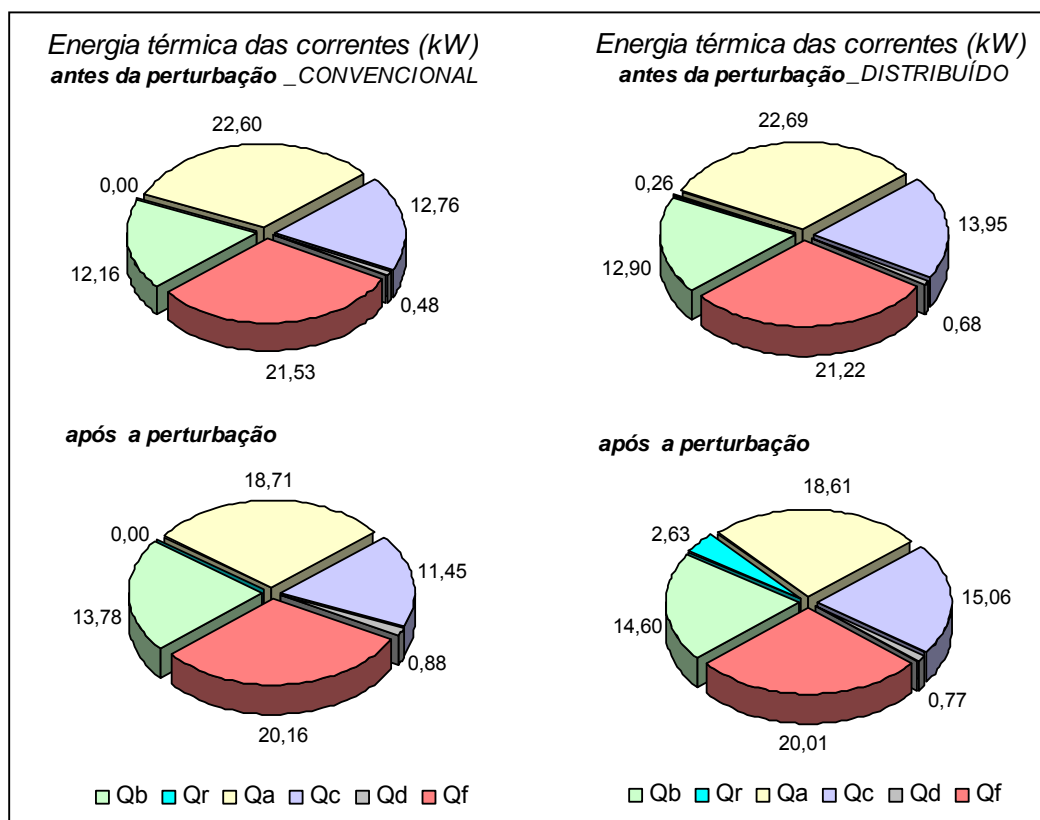


Figura 4.8 Energias térmicas das correntes e da resistência calculados em estado estacionário antes e após a perturbação da temperatura da alimentação para a configuração convencional e distribuída.

Pela análise da Figura 4.8 e, mais detalhadamente da Tabela 4.3, pode-se verificar a maior carga térmica total na configuração distribuída antes e após a perturbação, quando comparado com a configuração convencional, nestas duas mesmas situações. Observa-se também que a energia retirada pelo condensador, na configuração distribuída, é a única que se altera significativamente, o que colabora para a maior carga térmica total encontrada. Este fato também explica as maiores vazões de destilado, observada nesta configuração.

Tabela 4.3 Carga térmica total* adicionada na coluna antes e após a realização da perturbação na temperatura da alimentação

| | <i>Carga térmica total (kW)</i> | |
|-----------------------|---------------------------------|------------------------------|
| | <i>antes da perturbação</i> | <i>depois da perturbação</i> |
| Controle convencional | 34,76 | 32,49 |
| Controle distribuído | 35,85 | 35,84 |

*Carga térmica total adicionada = Soma da energia térmica da alimentação, refeedor e resistência.

Na Tabela 4.3 observa-se a diminuição da carga térmica total nas duas configurações, em virtude da perturbação negativa na temperatura da alimentação. Porém, na configuração convencional a redução foi mais significativa (7,0%), enquanto que na configuração distribuída praticamente se manteve a carga térmica anterior, pois a redução ficou abaixo de 0,5%. Conclui-se que para a configuração distribuída, a diminuição da carga térmica da alimentação foi suprida pela ação da resistência adicionando 2,37 kW em conjunto com o refeedor, que contribuiu com 1,70 kW. Já na configuração convencional o refeedor adicionou apenas 1,62 kW, não suficientes para rejeitar a perturbação.

A maior perda de energia observada na configuração convencional representa mudanças maiores nas fases líquido/vapor no interior da coluna, mudanças de composição e maior período de transição. Este fato pode explicar também o melhor desempenho quando utilizada a ação distribuída de calor, observada no período transiente, onde não ocorreu saturação da válvula de refluxo.

Segundo Faria (2003), as cargas térmicas requeridas no refeedor e retiradas no condensador dependem diretamente das vazões internas da coluna de destilação. A diminuição de refluxo diminui as vazões internas e conseqüentemente as cargas térmicas destas utilidades, isto faz com que o consumo global da coluna diminua.

Esta foi a situação observada na configuração convencional. Apesar de benéfica do ponto de vista de energia, esta situação (baixo refluxo) leva ao aumento do tempo para a obtenção dos produtos na pureza requerida e, na maioria das situações, alteração da pureza dos mesmos. Isto normalmente é indesejável, pois do ponto de vista de controle, o que está se buscando é rejeitar a perturbação em menor tempo possível. Nesta situação faz-se necessário o aumento do número de estágios para obter a recuperação original. Na impossibilidade do aumento do número de estágios, outra alternativa seria a opção de se trabalhar com colunas de recheio.

A menor redução da carga térmica na configuração distribuída, verificada pela análise energética, deu-se em função da adição de uma quantidade um pouco maior de energia absoluta (14,60 kW) na base (refeedor) mais a contribuição da resistência (2,63 kW), em comparação com o convencional (13,78 kW). Ao analisar apenas a energia

fornecida na base, verifica-se que mesmo com aberturas menores da válvula de vapor, a configuração distribuída adicionou mais calor.

Este fato pode ser explicado pelo fluxo de calor da parede de aço da coluna para o fluido (não incluído no balanço). Antes da perturbação na temperatura da alimentação, as paredes se encontravam em equilíbrio com o sistema, não ocorrendo o efeito citado. Após a perturbação, ocorre um decréscimo na temperatura da alimentação, causando decréscimo da temperatura das correntes internas e da parede da coluna. Porém, com a resistência acionada, a temperatura das paredes se mantém mais elevada (acima da do fluido), gerando uma migração de calor por condução e convecção da parede para a mistura por um longo período. Esse efeito não é tão pronunciado na configuração convencional, pois a temperatura das paredes também decresce com o decaimento da temperatura da alimentação, ocasionando um gradiente de temperatura menor entre a mistura e a estrutura de aço.

A forma ideal para quantificar esse efeito seria através de um modelo fluidodinâmico da coluna, o qual englobaria dados do módulo (constante de tempo, ganho e tempo morto) e da sua interação com o fluido, ou seja, coeficiente global de troca térmica. No entanto, este modelo ainda não foi desenvolvido para a unidade em questão. Através dele se estimaria a quantidade de energia liberada pela parede para o interior da coluna e o tempo necessário para o sistema entrar em equilíbrio.

As aberturas menores da válvula de vapor na configuração distribuída são decorrentes do efeito da resistência no sistema, provendo uma caracterização diferente da corrente que entra no refeedor. De acordo com essas características se espera que esta corrente apresente: 1) maior entalpia, verificada também através do maior perfil de temperatura nesta configuração (Figura 4.2); 2) necessidade de menor energia de vaporização para a mistura em virtude da maior fração de etanol (Tabela 4.2); 3) menor vazão, decorrente da maior vaporização da mistura quando em contato com a resistência (Figura 4.5 - potência dissipada). Em todas as hipóteses ocorre menor necessidade de carga térmica do refeedor proveniente da válvula de vapor.

Convém salientar que a abertura de válvula de vapor do refeedor é função da entalpia da corrente que chega neste ponto. Essa entalpia, além de ser função da energia adicionada na resistência, também é afetada pela vazão de refluxo. Conclui-se desta forma que a energia adicionada pela resistência, além de manter o perfil de temperatura no interior da coluna e a entalpia da corrente que entra no refeedor, também absorve o impacto da maior vazão de refluxo, mantendo o processo em melhores pontos de operação.

Através da análise da carga térmica total fornecida à coluna, pode-se verificar ainda a contribuição de cada uma das correntes e como ocorreu essa distribuição energética. Com esse objetivo elaborou-se a Figura 4.9, onde esta situação se torna visível para ambas as

configurações, antes e após a perturbação. A figura ajuda a compreender melhor os efeitos citados anteriormente.

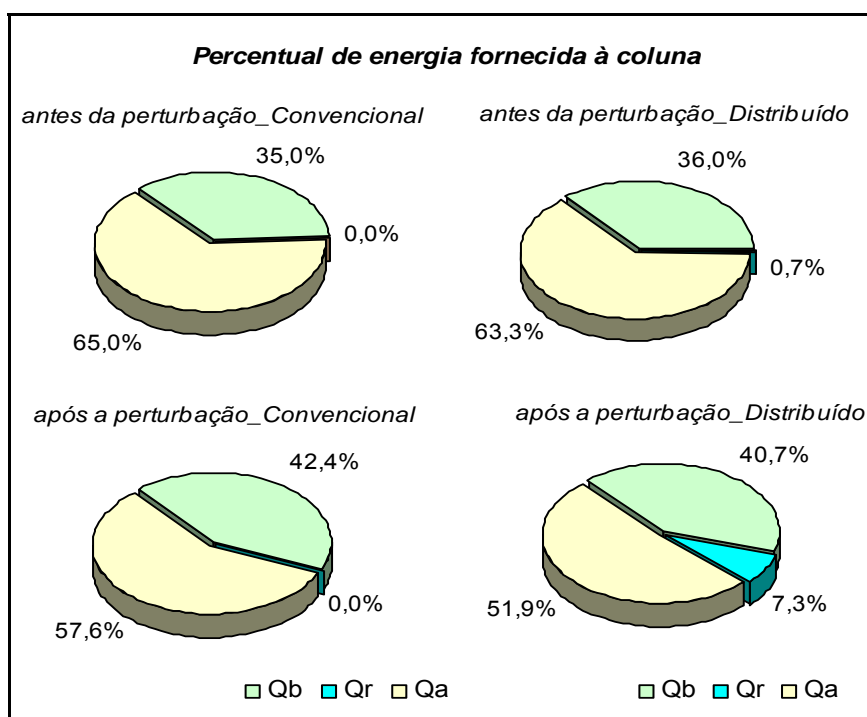


Figura 4.9 Percentual de energia fornecida a coluna para a perturbação na temperatura da alimentação.

Grande parte da energia térmica fornecida em excesso na base da coluna pelo refeedor é retirada pelo condensador, demonstrando desta forma, uma característica intrínseca do processo de destilação, a baixa eficiência termodinâmica, gerando um consumo excessivo de energia pelos equipamentos da coluna. Desta forma é interessante estudar a razão Q_b/Q_c , a qual mostra quanto do calor fornecido no refeedor é efetivamente usado na separação dos componentes e quanto é devido às características da destilação.

Neste experimento, no caso da configuração distribuída, existe mais uma fonte de calor além do refeedor (resistência elétrica), em virtude disso, a razão calculada neste trabalho para a perturbação na temperatura da alimentação, foi $(Q_b+Q_r)/Q_c$, representada pelo símbolo grego β . Após a aplicação da perturbação, os valores encontrados para esta razão, foram superiores aos valores antes da perturbação, conforme mostrado na Tabela 4.4.

Tabela 4.4 Valores de β antes e após a realização da perturbação na temperatura da alimentação para avaliação da configuração convencional e distribuída aplicada no prato 2.

| | Valores de β | |
|-----------------------|----------------------|-----------------------|
| | antes da perturbação | depois da perturbação |
| Controle convencional | 0,953 | 1,203 |
| Controle distribuído | 0,949 | 1,136 |

É importante ressaltar que este parâmetro não traduz uma medida absoluta de aproveitamento de energia, já que não leva em conta o calor fornecido à coluna por meio da alimentação. A influência de outros parâmetros, tais como temperatura e composição da alimentação e razão de refluxo, foi estudada por Pinto (1987). No seu trabalho o autor concluiu que a razão Q_b/Q_c é inversamente proporcional à temperatura da alimentação. Quando se adiciona mais calor à coluna por meio da corrente de alimentação, o calor requerido no refeedor diminui. O mesmo vale pelo acréscimo de energia pela resistência.

Os valores obtidos neste trabalho, conforme mostrado na Tabela 4.4, foram similares com os com resultados de Q_b/Q_c encontrados por Pinto (1987) que variaram de 1,029 a 1,320, a mistura utilizada em suas simulações também foi álcool etílico e água. O Autor realizou uma otimização e demonstrou que, para estes valores, 97,1 e 75,7% do calor fornecido no refeedor é retirado no condensador, demonstrando desta forma o potencial energético existente no vapor de topo e que pode ser utilizado no processo e que geralmente é desperdiçado pelas indústrias como água quente.

Analisando os resultados mostrados na Tabela 4.4, verifica-se que os valores de β se assemelham antes da perturbação para as duas configurações, em virtude de terem partido do mesmo estado estacionário. Já após a perturbação, o valor inferior de β para a configuração distribuída, se aproximando mais do valor unitário, indica a melhor eficiência da coluna nesta configuração.

4.3.1.3. Análise das simulações referentes à perturbação na temperatura da alimentação

Foram realizadas simulações em estado estacionário com *software* comercial Hysys[®], com o objetivo de corroborar as hipóteses simplificadoras do cálculo energético obtido com valores experimentais, confrontando os valores dos calores obtidos pelo balanço simplificado de energia. Além de elucidar efeitos que não podem ser determinados experimentalmente, por falta de sensores adequados para aquisição de alguns dados.

A condição de uso de aquecimentos distribuídos não foi simulada, em função da dificuldade encontrada na inserção de pontos de aquecimentos ao longo da coluna, na programação do *software* utilizado. Realizou-se apenas a simulação da configuração convencional, o que já permite obter a resposta esperada.

Na Figura 4.10 são apresentados os resultados obtidos durante o experimento no qual se perturbou a temperatura da alimentação, usando a configuração convencional e os obtidos através de simulações conduzidas no Hysys[®]. A comparação entre os perfis de temperatura obtidos a partir dos resultados experimentais e simulados antes e após a

perturbação indica a concordância entre os dados validando assim, as simulações realizadas.

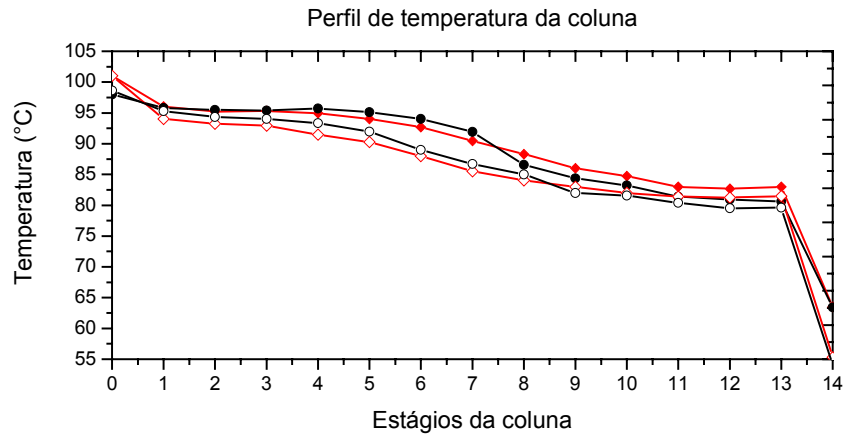


Figura 4.10 Comparação entre o perfil de temperatura experimental para controle convencional (---●---) antes e depois (---□---) da perturbação na temperatura da alimentação e na simulação realizada com Hysys antes (---●---) e depois (---□---) convencional.

Os perfis de frações volumétricas são apresentados na Figura 4.11, onde se observa grande quantidade de água e baixa quantidade de etanol na seção de esgotamento. O incremento de etanol ocorre logo acima do prato da alimentação, antes da perturbação (Figura 4.11a) e somente no prato 9, após a perturbação (Figura 4.11b). Esta diferença é decorrente da introdução da corrente de alimentação à temperatura inferior a do prato onde é alimentada, fazendo com que a fase vapor que ascende a coluna seja prejudicada, dificultando o enriquecimento das frações volumétricas no interior da coluna.

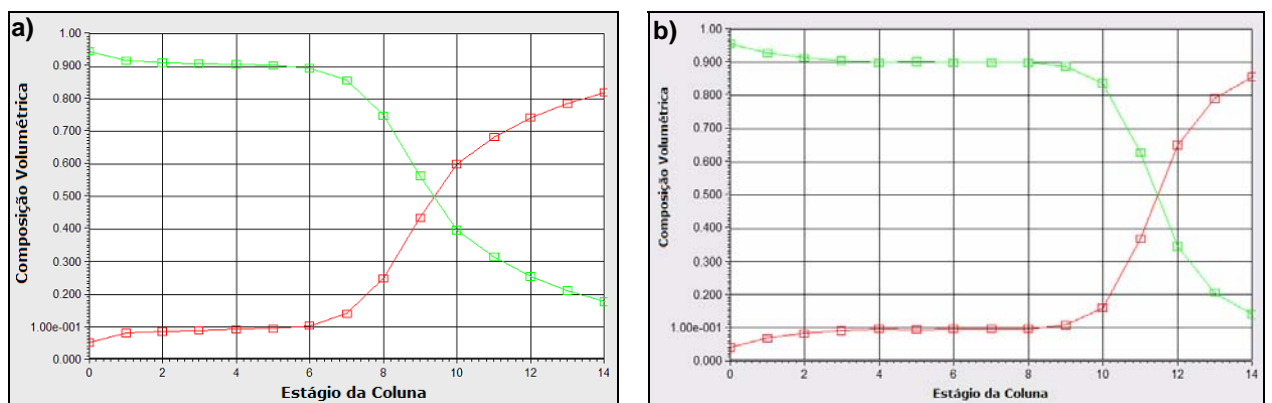


Figura 4.11 Perfis de fração volumétrica: a) antes da perturbação na temperatura da alimentação no estado estacionário e b) depois da perturbação para o Etanol (---□---) e Água (---□---).

Na Figura 4.12 são apresentados os perfis das vazões volumétricas ao longo da coluna. Observam-se quantidades diferenciadas de vazões de líquido nos pratos nas duas seções da coluna, sendo que na seção de esgotamento tem-se quantidade superior de

líquido em virtude da corrente de alimentação ser inserida no quarto prato. Ao comparar a mesma seção entre as Figuras 4.12a e 4.12b se verifica quantidade superior de líquido após a perturbação, decorrente da maior condensação em função da alimentação subresfriada.

Na seção de enriquecimento também se observa quantidades diferenciadas de vazões de líquido nos pratos antes e depois da perturbação, conforme verificado na Figura 4.12. A menor vazão observada após a perturbação se deve principalmente devido a menor vazão de refluxo após a perturbação na configuração convencional.

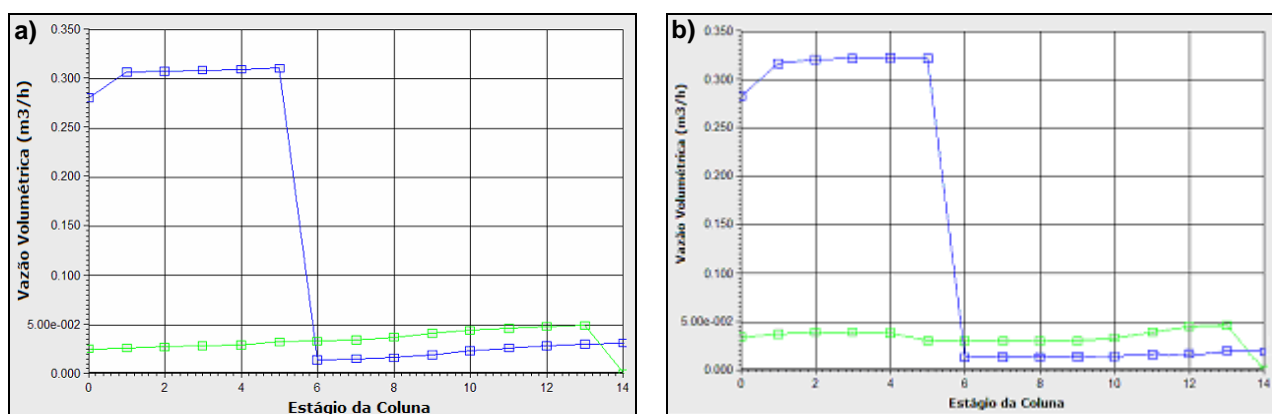


Figura 4.12 Perfis de vazões volumétricas: a) antes da perturbação na temperatura da alimentação no estado estacionário e b) depois da perturbação para a fase vapor (---□---) e fase líquida (---□---).

As condições de operações atingidas nas simulações são apresentadas de forma esquemática, como mostrado na Figura 4.13 para o estado estacionário atingido antes da perturbação e na Figura 4.14, depois da perturbação. Os valores das correntes, tanto em termos de vazões, composições e carga térmica se assemelham muito aos valores encontrados nos experimentos, o que reforça a análise baseada no balanço de energia simplificado.

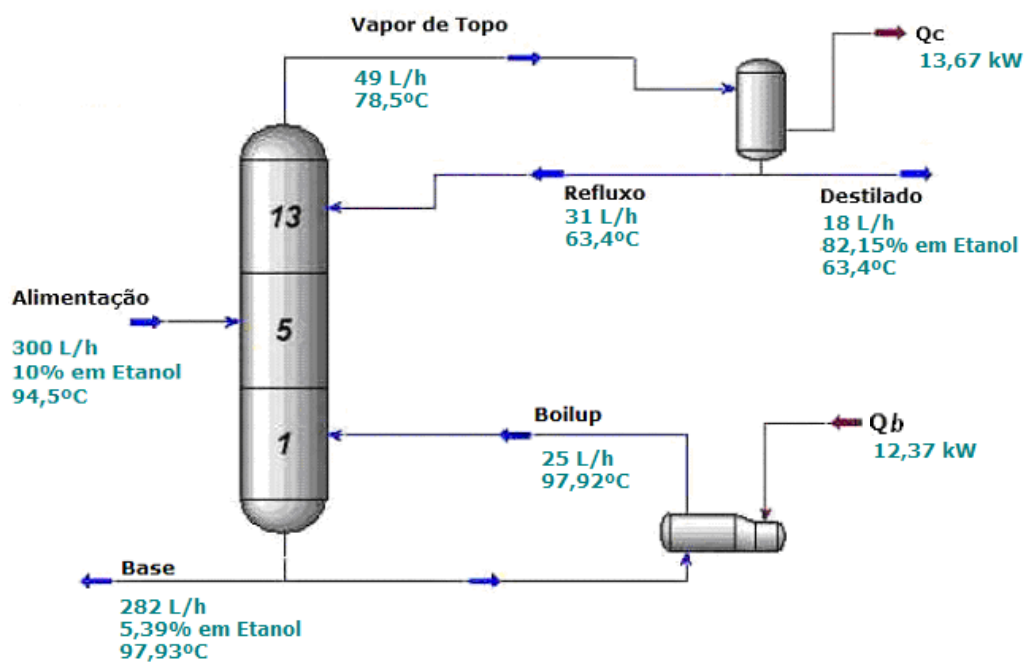


Figura 4.13 Condições de operação atingidas em estado estacionário para a simulação realizada antes da perturbação na temperatura da alimentação, para a configuração convencional.

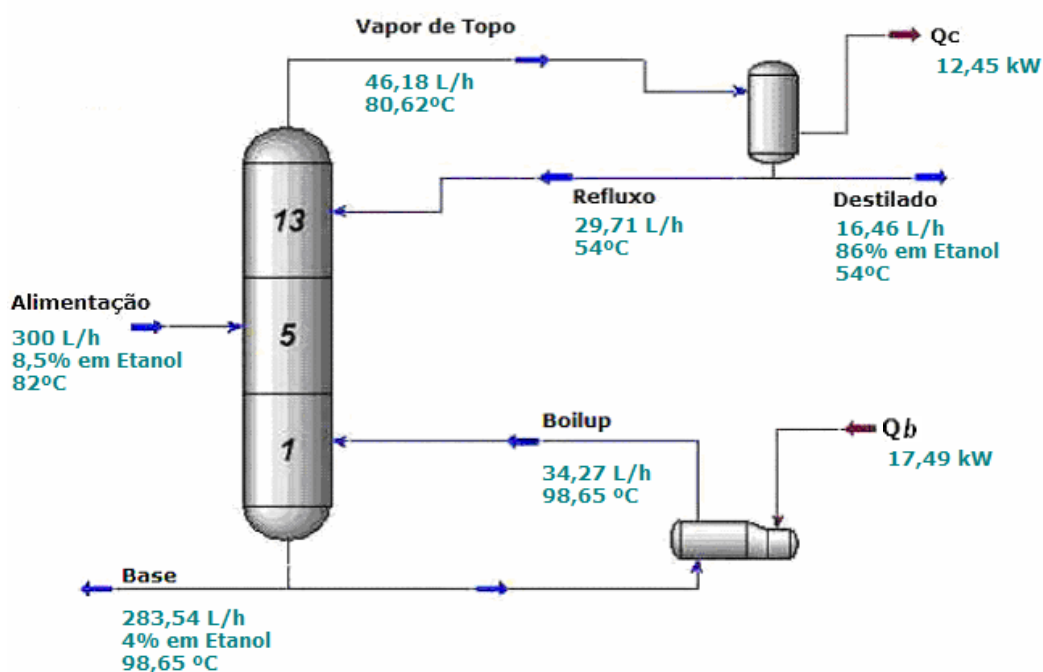


Figura 4.14 Condições de operação atingidas em estado estacionário para a simulação realizada depois da perturbação na temperatura da alimentação, para a configuração convencional.

O valor mais elevado da carga térmica requerida do refeedor, após a perturbação, encontrado na simulação, em relação ao experimental (Tabela 4.5), pode ser devido

também ao valor diferenciado da corrente de refluxo, quando comparado com o valor experimental.

Tabela 4.5 Comparação entre os valores obtidos experimentalmente e através das simulações, para controle convencional, aplicado antes e após a perturbação na temperatura da alimentação.

| <i>Parâmetros</i> | <i>Hysys[®]</i> | | <i>Experimental</i> | |
|-----------------------|--------------------------|-------------|---------------------|-------------|
| | <i>antes</i> | <i>após</i> | <i>antes</i> | <i>após</i> |
| Q_b (kW) | 12,37 | 17,49 | 12,16 | 13,78 |
| Q_c (kW) | 13,67 | 12,45 | 12,75 | 11,45 |
| X_{et} base (v v) | 0,539 | 0,040 | 0,040 | 0,040 |
| X_{et} topo (v v) | 0,821 | 0,860 | 0,830 | 0,860 |
| T_b (°C) | 97,93 | 98,65 | 94,00 | 91,50 |
| T_{dest} (°C) | 63,40 | 54,00 | 63,40 | 54,00 |
| Vazão Refluxo (L/h) | 31,00 | 29,71 | 31,00 | 10,00 |
| Vazão Destilado (L/h) | 18,00 | 16,46 | 18,00 | 28,00 |

Em virtude da complexidade, não-linearidade e acoplamento que o processo de destilação apresenta, torna-se difícil a reprodutibilidade da operação com todos seus efeitos, em função disso, os resultados encontrados nas simulações são considerados adequados e concordam com os valores encontrados experimentalmente.

4.3.2. Perturbação na vazão da alimentação

Perturbações na vazão da alimentação de colunas de destilação podem ocorrer constantemente, em virtude da demanda a ser processada dependendo das condições de mercado, ou ainda, mais frequentemente, decorrentes das oscilações de processos que antecedem seu processamento.

A perturbação realizada na vazão da alimentação para aplicação das duas abordagens de controle foi um degrau positivo com amplitude de 150 L/h, ou seja, alterou-se o valor do *set point* desta corrente de 300 para 450L/h, conforme ilustrado na Figura 4.15.

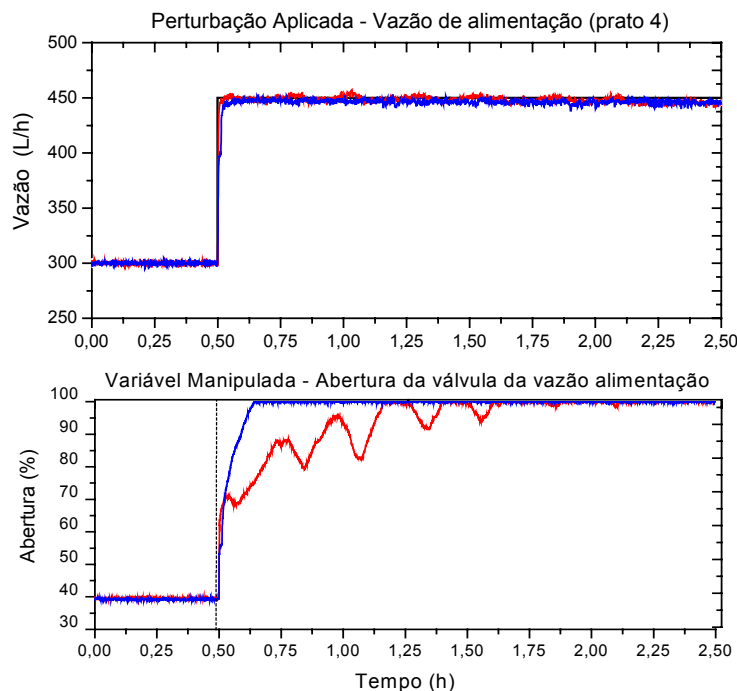


Figura 4.15 Perturbações na vazão de alimentação e ação da variável manipulada para manter o degrau aplicado para a comparação entre o controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 (—).

As condições térmicas da alimentação determinam qual a quantidade de calor que deve ser adicionada pelo refeedor e a massa de líquido que entra na coluna através desta corrente possui influência direta nesse parâmetro.

4.3.2.1. Período transiente para perturbação na vazão da alimentação

Os resultados desta seção são apresentados através de um conjunto de gráficos das principais malhas de controle da coluna de destilação, de forma análoga ao apresentado na perturbação da temperatura da alimentação. Neste caso também se procurou mostrar o efeito da perturbação na variável controlada e a ação de controle da variável manipulada para tentar rejeitar a perturbação.

Nas Tabelas 4.6 e 4.7 é apresentada a caracterização do sistema antes e após a perturbação para a configuração com ação distribuída e para a convencional. Na configuração de controle distribuído, se observa maior produção de produto de topo, em relação a convencional, deflagrando a vantagem da distribuição de calor.

Tabela 4.6 Caracterização do sistema no estado estacionário antes e depois de aplicar a perturbação na vazão da alimentação com a configuração convencional.

| Correntes | X_{et} (v v) | | Vazão (L/h) | | T (°C) | |
|------------------|----------------|------|---------------|---------------|--------|-------|
| | Antes | Após | antes | após | antes | após |
| Alimentação | 0,10 | 0,10 | 300,00 | 450,00 | 90,50 | 91,50 |
| Produto de fundo | 0,05 | 0,06 | 287,00 | 436,00 | 94,50 | 94,00 |
| Produto de topo | 0,86 | 0,85 | 13,00 | 14,00 | 74,90 | 75,00 |

Tabela 4.7 Caracterização do sistema no estado estacionário antes e depois de aplicar a perturbação na vazão da alimentação com a configuração com ação distribuída aplicada no prato 2.

| Correntes | X_{el} (v v) | | Vazão (L/h) | | T (°C) | |
|------------------|----------------|-------|---------------|---------------|--------|-------|
| | Antes | Após | antes | após | antes | após |
| Alimentação | 0,09 | 0,095 | 300,00 | 450,00 | 90,40 | 90,50 |
| Produto de fundo | 0,05 | 0,06 | 285,00 | 435,00 | 94,00 | 93,50 |
| Produto de topo | 0,855 | 0,85 | 14,50 | 15,00 | 75,45 | 76,65 |

Através da análise dos resultados apresentados na Figura 4.16 se verifica que os perfis de temperaturas após as perturbações se mantiveram ligeiramente superiores ao estado anterior da perturbação, para ambas as configurações. Este fato pode ser devido a maior energia inserida no interior da coluna, aumentando-se a vazão mantendo a temperatura da alimentação constante. Comparando-se os perfis de temperatura entre as duas configurações observa-se que a configuração com ação distribuída apresenta sempre um perfil com temperaturas superiores, característica desta configuração, pois mantém vazões internas de vapores mais altas, decorrentes do acionamento da resistência elétrica.

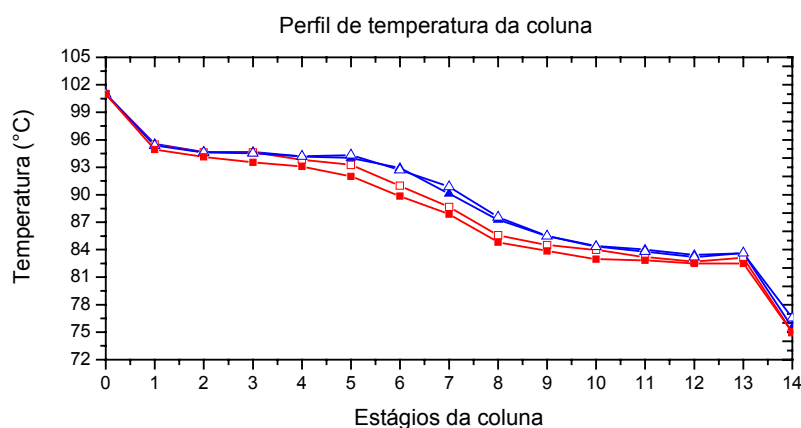


Figura 4.16 Perfil de temperatura da coluna na perturbação na vazão da alimentação para controle convencional antes (—■—) e depois (—▲—) da perturbação na vazão da alimentação e controle distribuído antes (—▲—) e depois (—■—).

A perturbação na vazão da alimentação afeta de forma mais acentuada a vazão de vapor que ascende os pratos no interior da coluna e conseqüentemente seu equilíbrio. Neste tipo de perturbação a malha de controle afetada imediatamente é o nível da base,

pois a condensação de grande parte da fase vapor, se propaga em cascata no interior da coluna.

No controle convencional em um primeiro momento o nível da base da coluna aumenta demasiadamente, como pode ser observado na Figura 4.17, em virtude do aumento da massa de líquido causado pela perturbação na vazão da alimentação. Esse aumento afeta diretamente a vazão de vapor que entra e o equilíbrio dentro da coluna, acarretando em uma menor fase vapor e no decréscimo do perfil de temperatura.

Por outro lado, analisando-se o gráfico do nível da base, percebe-se claramente que com o controle distribuído utilizando aquecimento no prato 2 a perturbação na vazão da alimentação foi absorvida melhor. A adição de energia no prato 2, no momento da perturbação, resultou em uma menor perturbação do nível de líquido da base, com isso conclui-se que a fase vapor no interior da coluna também tenha sido menos prejudicada. Esse fato pode ser explicado pela maior vaporização do líquido da alimentação quando em contato com a resistência aquecida.

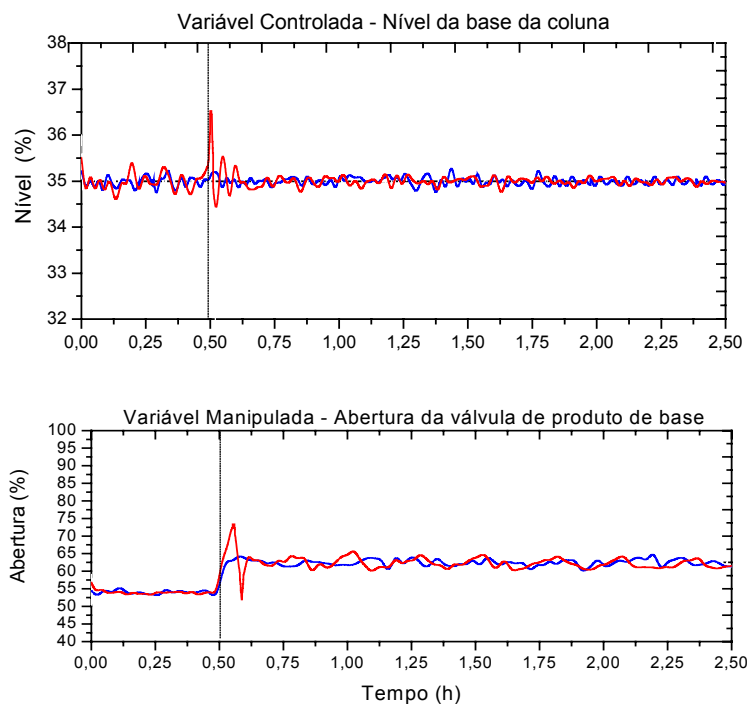


Figura 4.17 Resposta da malha de controle do nível da base no momento da aplicação da perturbação na vazão da alimentação, controle convencional (—) e controle distribuído aplicado no prato 2 (—).

Na malha de controle da temperatura do refeedor o efeito da perturbação da vazão da alimentação também foi significativo. Na Figura 4.18 é ilustrado o decréscimo da temperatura da base para as duas situações, porém observa-se que o mesmo foi muito maior no controle convencional se comparado com o controle distribuído aplicado no prato 2. Em função disso, para retornar ao valor de referência foi necessário uma abertura maior

da válvula de vapor. Nota-se, porém, que aproximadamente 1 hora depois do início da perturbação a abertura das válvulas se estabilizaram em patamares muito próximos.

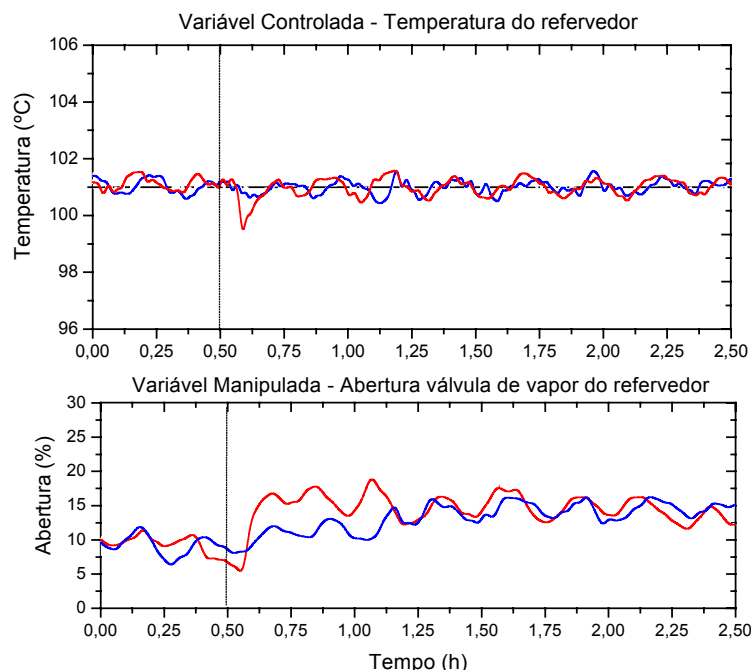


Figura 4.18 Resposta da malha de controle da temperatura do refeedor em relação a perturbação na vazão da alimentação para a comparação entre o controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 (—).

O resultado obtido no controle da temperatura da base, com melhor desempenho do controle distribuído quando comparado com configuração convencional, também pode ser explicado pela contribuição da resistência à formação da fase vapor.

Da mesma forma que na seção de esgotamento, a seção de retificação é afetada pela perturbação da vazão de alimentação em função do decréscimo do perfil de temperatura. Pela análise da Figura 4.19, verifica-se o efeito da perturbação na temperatura do último estágio. O decréscimo da temperatura ocorreu apenas na configuração convencional, decorrente da redução da fase vapor observada ao longo da coluna.

Outro fator importante a ser destacado na Figura 4.19 é o comportamento diferente da válvula de refluxo no controle de temperatura do prato 13. Em função de não ocorrer um decréscimo da temperatura do prato 13 no momento da perturbação na vazão (no controle distribuído) pelo contrário, o aumento da potência dissipada pela resistência contribuiu para um pequeno aumento do perfil de temperatura, suficiente para manter a abertura da válvula em patamares superiores, conseqüentemente promovendo maior vazão de refluxo. No controle convencional a válvula de refluxo teve que se manter em aberturas menores em virtude do decréscimo da variável controlada.

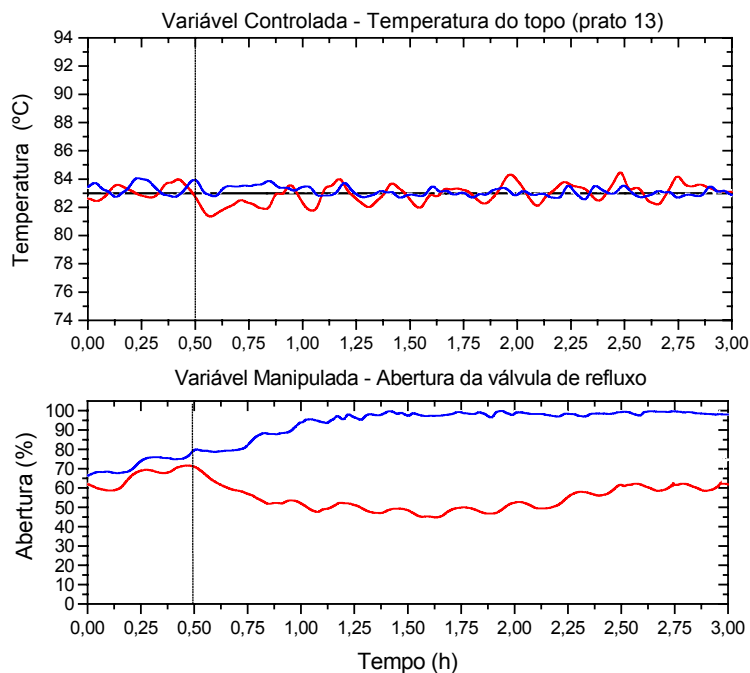


Figura 4.19 Resposta da malha de controle da temperatura do último estágio em relação a perturbação na vazão da alimentação para a comparação entre o controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 (—).

O comportamento observado das variáveis controladas do topo e da base da coluna, com o decréscimo de suas temperaturas após a perturbação, também foi verificado por Ito (2002), que realizou simulações com a mistura n-hexano/n-heptano, perturbando a vazão da alimentação, composição e a carga térmica do refeedor, utilizando a configuração convencional de controle. Seu estudo visava avaliar dois processos de separação: destilação azeotrópica homogênea e heterogênea.

Os perfis das temperaturas do prato 2 são ilustrados na Figura 4.20, onde se observa que, logo após a perturbação, ocorre um decréscimo da temperatura do prato 2, situado dois pratos abaixo da alimentação para ambas as perturbações. Verifica-se que na ação distribuída esse efeito foi mínimo, devido ao fornecimento instantâneo de energia através da resistência elétrica, diferentemente do que ocorre quando se utiliza a configuração convencional, onde ocorreu um decréscimo de temperatura de aproximadamente 3°C. Além disso, observou-se que com a resistência R2 a temperatura do prato apresenta um comportamento menos oscilatório, devido à ação de controle, do que quando se fornece calor somente pelo refeedor.

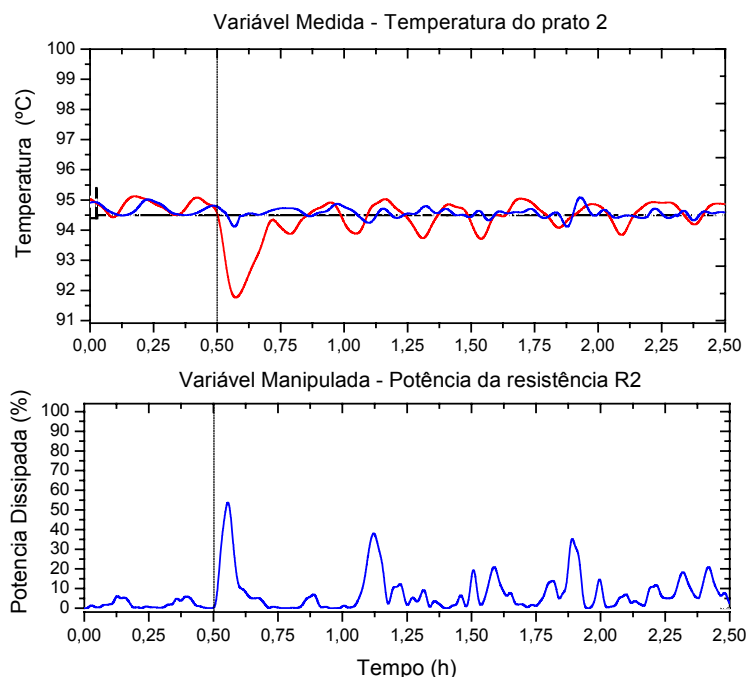


Figura 4.20 Efeito da perturbação na vazão de alimentação no controle da temperatura do prato 2 com controle distribuído no prato 2 (—) e sem ação de controle para o caso convencional (—).

Na Figura 4.21 é ilustrado o perfil de temperatura do acumulador para as duas configurações estudadas. No momento da perturbação ocorreu um decréscimo desta temperatura no controle convencional a qual permaneceu em um patamar inferior e iniciou uma recuperação transcorridos aproximadamente 1 hora e 45 minutos. Na configuração distribuída a temperatura do acumulador não sofreu alteração significativa.

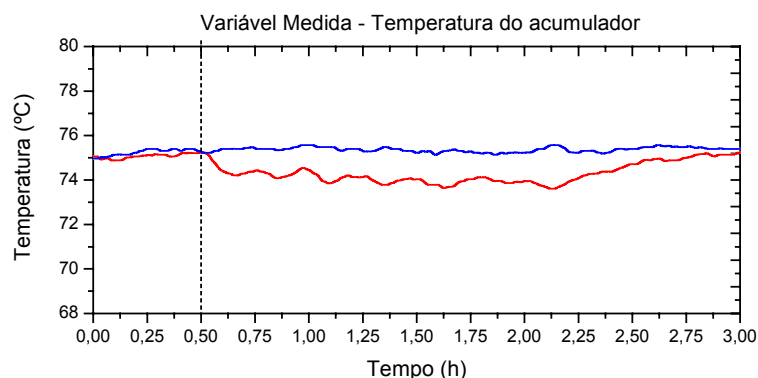


Figura 4.21 Perfil de temperatura do acumulador no momento da perturbação na vazão da corrente de alimentação, controle convencional (—), e distribuído aplicado no prato 2 (—).

A perturbação aplicada na vazão da alimentação e a instabilidade gerada no nível da base afetaram as vazões internas, com decréscimo na vazão de vapor e, conseqüentemente, o nível do tanque acumulador para a configuração convencional, conforme observado na Figura 4.22. Este comportamento pode ser explicado devido à

diminuição da fase vapor dentro da coluna, diminuindo desta forma, o volume condensado armazenado no tanque acumulador, o que explica o fechamento da válvula de destilado em função do decréscimo do nível do acumulador.

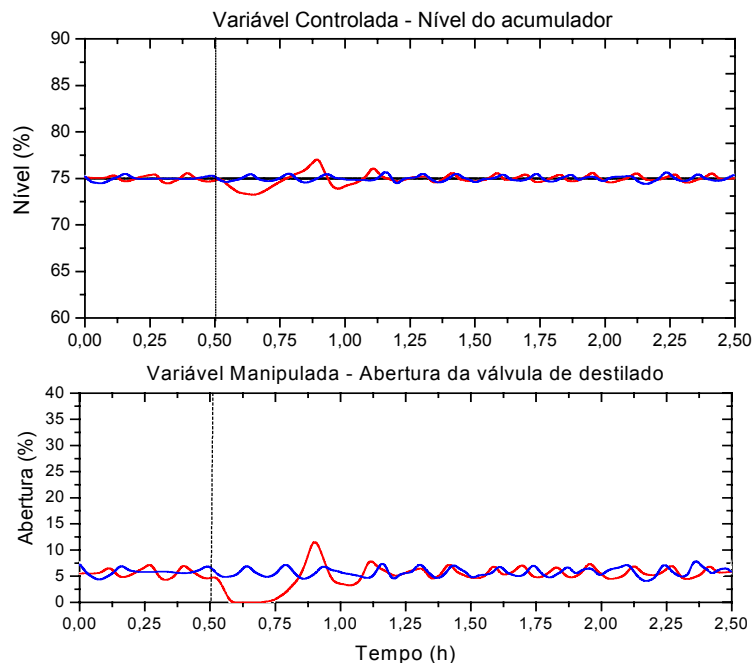


Figura 4.22 Resposta da malha de controle do nível do acumulador no momento da aplicação da perturbação na vazão da alimentação, controle convencional (—) e controle distribuído aplicado no prato 2 (—).

De forma geral, o controle distribuído apresentou um desempenho melhor em comparação com o controle convencional. O comportamento das variáveis tornou-se 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. O fato da resistência proporcionar uma maior fase vapor no interior da coluna amorteceu o efeito da perturbação. Além disso, a distribuição de calor apresenta melhor desempenho, mantendo razões de refluxo maiores, quando comparada com a configuração convencional.

4.3.2.2. Análise energética para a perturbação na vazão da alimentação

Nesta seção são apresentados os resultados encontrados nos cálculos das energias térmicas envolvidas nas correntes, antes e após a realização da perturbação na vazão da alimentação. Através do balanço global de energia, de acordo com a metodologia utilizada, encontraram-se os valores das energias contidas nas correntes, os quais são apresentados na Figura 4.23.

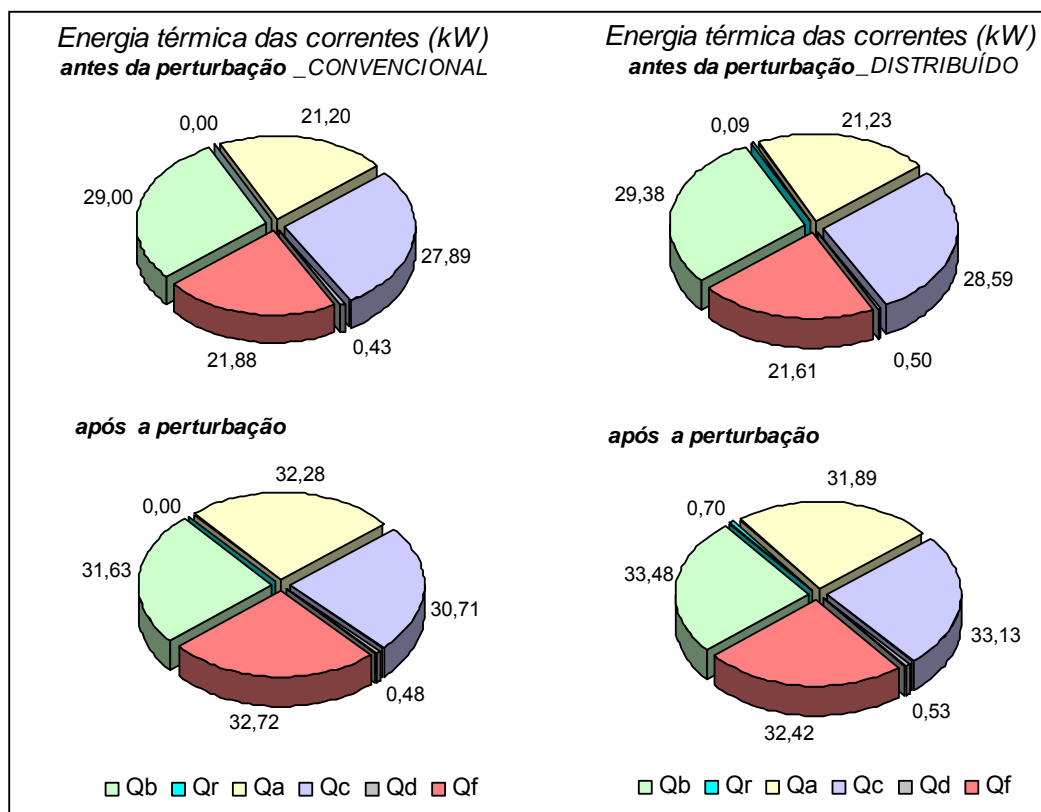


Figura 4.23 Energias térmicas das correntes e da resistência calculados em estado estacionário antes e após a perturbação da vazão da alimentação para a configuração convencional e distribuída.

Observando os valores absolutos de energias encontrados para as correntes (Figura 4.23) se constata a maior quantidade de calor fornecido após a perturbação na vazão da alimentação, pela configuração com ação distribuída. Neste caso, em ambas configurações antes da perturbação, foi fornecida quantidade similar de energia na base, e após a perturbação se verifica maior quantidade de calor nas correntes de alimentação e de produto de fundo, decorrentes da maior vazão das mesmas.

A maior carga térmica fornecida à coluna na configuração distribuída, principalmente após a perturbação, pode ser decorrente da maior quantidade de refluxo nesta configuração, fato que é confirmado através dos resultados ilustrados na Figura 4.19, através das distintas aberturas das válvulas de refluxo. Em função disto, na abordagem distribuída o refeedor contribuiu com um aumento de 4,1 kW, valor superior aos 2,63 kW da configuração convencional.

Na Tabela 4.8 são apresentados valores da carga térmica total fornecida à coluna, pela sua análise verifica-se que houve um incremento de energia após a perturbação, que foi de 27,3% para a configuração convencional e 30,3% para a configuração com ação distribuída.

Tabela 4.8 Carga térmica total fornecida à coluna antes e após a realização da perturbação na vazão da alimentação.

| | <i>Carga térmica total (kW)</i> | |
|-----------------------|---------------------------------|------------------------------|
| | <i>antes da perturbação</i> | <i>depois da perturbação</i> |
| Controle convencional | 50,20 | 63,91 |
| Controle distribuído | 50,70 | 66,07 |

Essa maior quantidade de energia acrescida ao sistema pela configuração distribuída (3%) pode ser considerada baixa, em relação às vantagens que essa configuração apresentou sobre a convencional, obtendo menor *overshoot* das variáveis controladas (Figuras 4.18 e 4.22) e tempos de respostas mais rápidos (Figura 4.19), contribuindo de forma mais eficiente na redução de transientes. Além, disso, esta diferença também está dentro do limite do erro experimental, em função das medições, aproximações e hipóteses do cálculo do balanço energético.

O incremento de energia verificado após a perturbação na corrente de alimentação, para as duas configurações, pode ser claramente observado na Figura 4.24, o qual é decorrente do tipo de perturbação aplicada: o aumento da vazão da alimentação, mantendo-se a temperatura constante, implica em uma maior entalpia desta corrente, em relação à situação anterior.

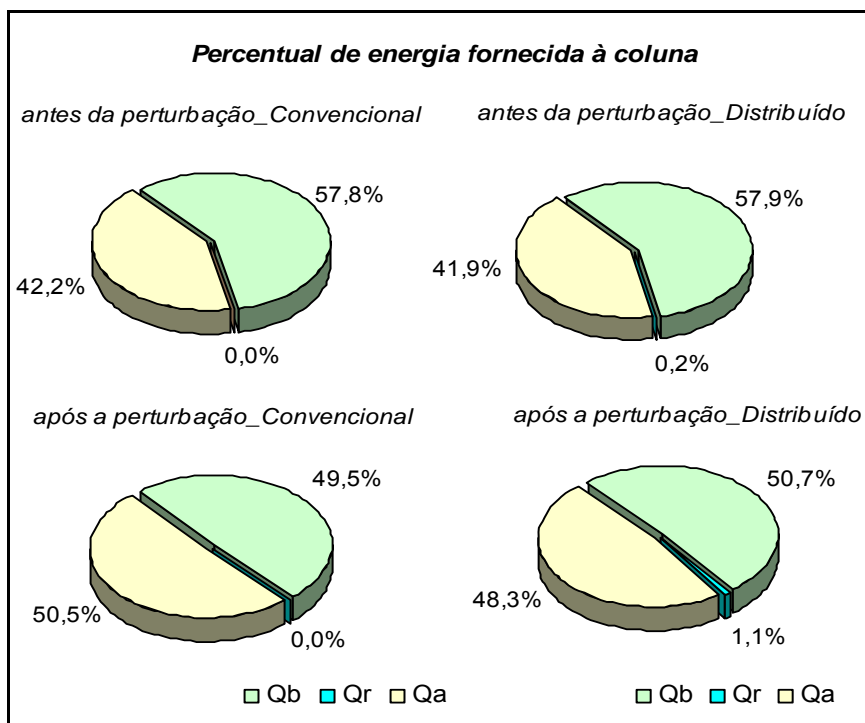


Figura 4.24 Percentual de energia fornecida a coluna para a perturbação na vazão da alimentação.

De modo geral, para a perturbação na vazão de alimentação, a análise energética mostrou que a configuração de controle com fornecimento de calor em mais de um ponto da coluna, requer praticamente a mesma quantidade de energia.

4.3.2.3. Análise das simulações referentes à perturbação na vazão da alimentação

Na Figura 4.25 é apresentada a comparação entre os resultados obtidos durante o experimento perturbando a vazão da alimentação e os obtidos através de simulações no Hysys[®]. A comparação entre os perfis de temperatura obtidos a partir dos resultados experimentais e simulados indica um perfil com temperaturas um pouco mais altas na simulação do que no experimento com a configuração convencional. Porém, o comportamento foi similar ao experimental, com perfis ligeiramente superiores após a perturbação, tanto na simulação, quanto no experimento.

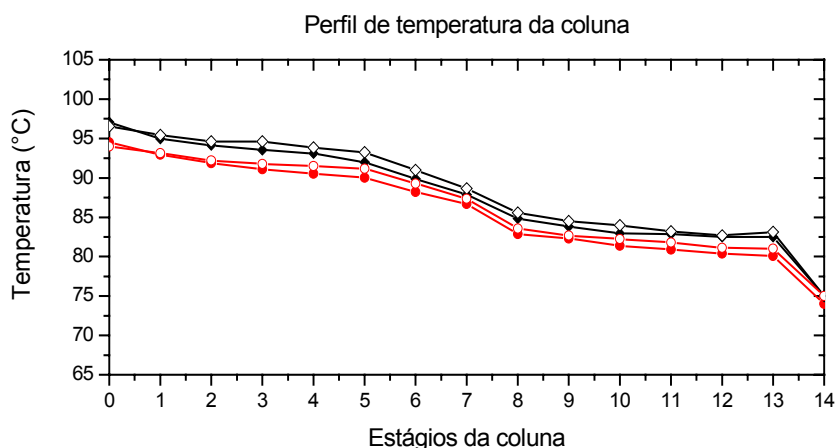


Figura 4.25 Comparação entre o perfil de temperatura experimental para controle convencional (---) antes e depois (---) da perturbação na vazão da alimentação e na simulação realizada com Hysys antes (---) e depois (---) convencional.

Na Figura 4.26 são apresentados os perfis de frações volumétricas, onde se observa que o incremento de etanol ocorre a partir do quinto prato nas duas situações estudadas. Verifica-se desta forma que a perturbação na vazão da alimentação não afeta significativamente as frações volumétricas no interior da coluna, pois as tendências observadas são as mesmas.

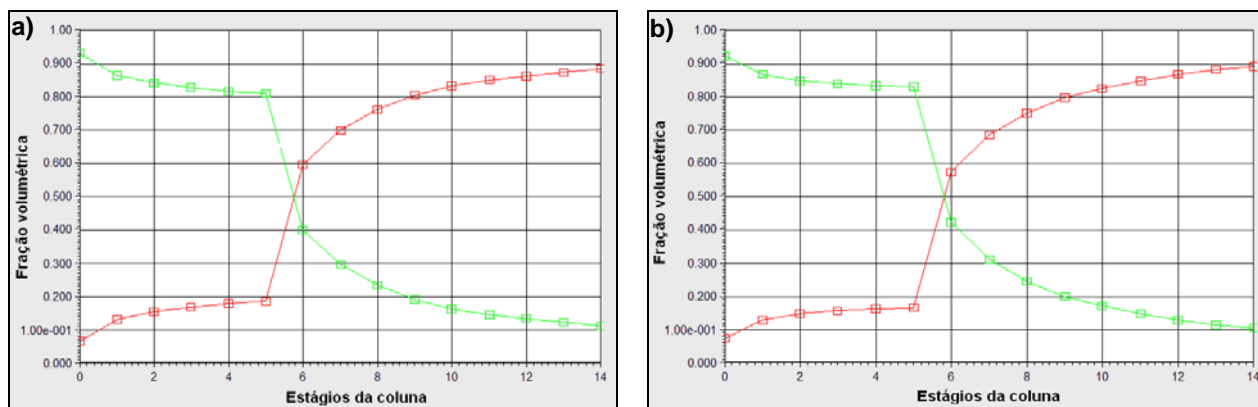


Figura 4.26 Perfis de fração volumétrica: a) antes da perturbação na vazão da alimentação no estado estacionário e b) depois da perturbação para o Etanol (---□---) e Água (---□---).

Os perfis das vazões volumétricas ao longo da coluna são mostrados na Figura 4.27. Pode-se destacar através da análise da Figura 4.27a que mesmo antes da perturbação tem-se uma grande quantidade de líquido na seção de enriquecimento, decorrente da vazão de refluxo elevada, mesma situação alcançada nos ensaios experimentais. Tanto a quantidade de líquido, como de vapor nesta seção são superiores ao encontrado por Marangoni (2005), em suas simulações. Esta situação conduz a maior volume de *holdup* nos pratos facilitando a transferência de massa entre as fases líquido e vapor e é decorrente das alterações realizadas na unidade (vide modificações enumeradas no Capítulo 3, item 3.3).

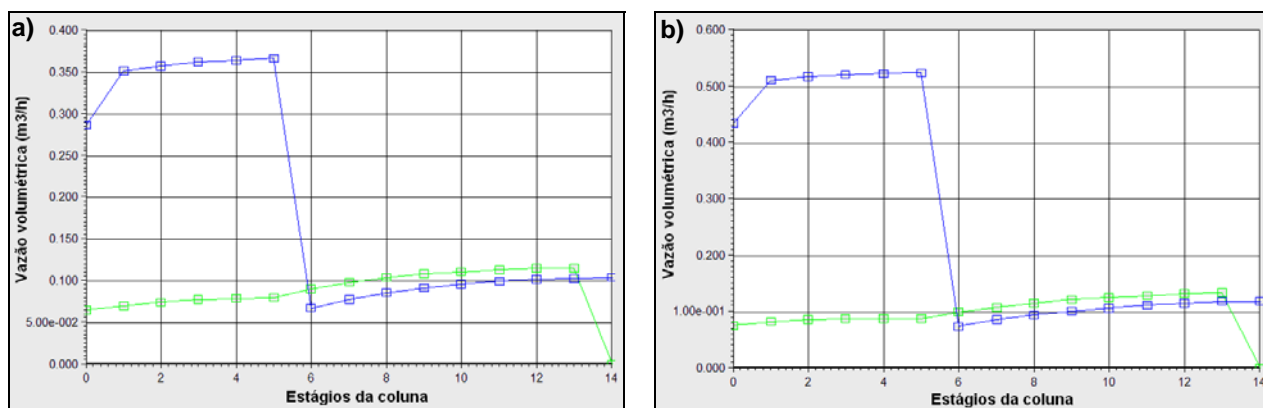


Figura 4.27 Perfis de vazões volumétricas: a) antes da perturbação na vazão da alimentação no estado estacionário e b) depois da perturbação para a fase vapor (---□---) e fase líquida (---□---).

Os pontos de operação atingidos nas simulações são apresentados de forma esquemática, para o estado estacionário atingido antes e depois da perturbação, conforme mostrado nas Figura 4.28 e Figura 4.29, respectivamente.

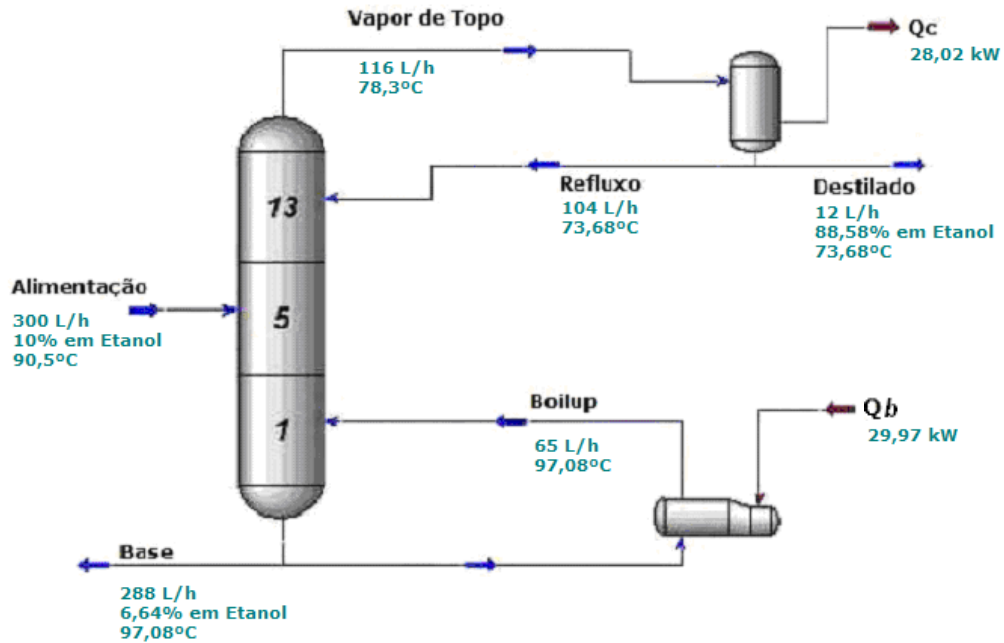


Figura 4.28 Condições de operação atingidas em estado estacionário para a simulação realizada antes da perturbação na vazão da alimentação, para a configuração convencional.

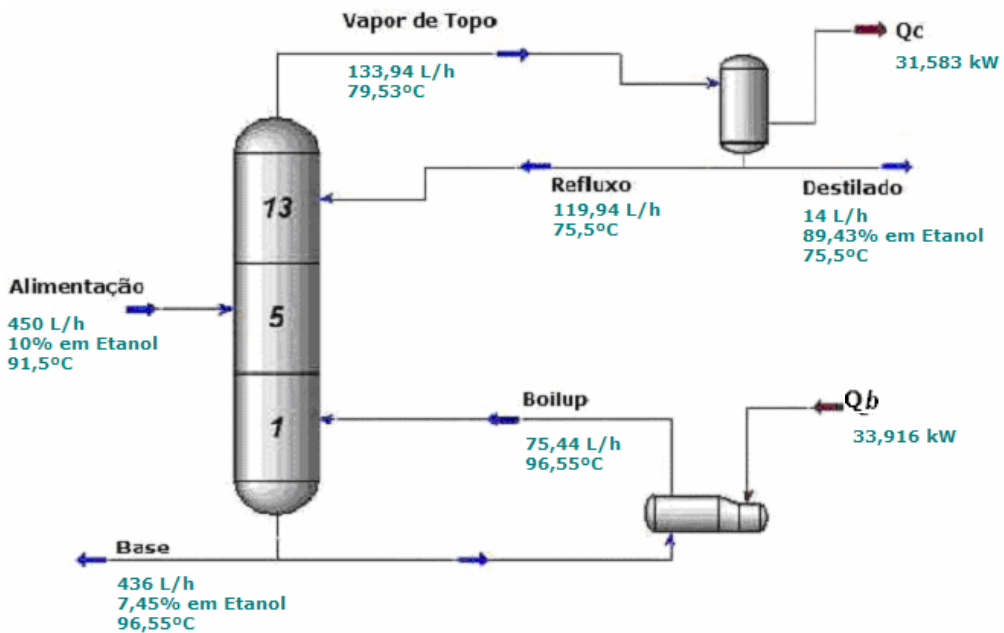


Figura 4.29 Condições de operação atingidas em estado estacionário para a simulação realizada depois da perturbação na vazão da alimentação, para a configuração convencional.

Similarmente às simulações da perturbação na temperatura da alimentação, neste caso também os valores encontrados para as correntes antes e após a perturbação na vazão da alimentação, tanto em termos de vazões, composições e carga térmica, assemelham-se muito aos valores dos experimentos, conforme mostrado na Tabela 4.9, o que reforça a consistência da metodologia utilizada experimentalmente.

Tabela 4.9 Comparação entre os valores obtidos experimentalmente e através das simulações, para controle convencional, aplicado antes e após a perturbação na vazão da alimentação.

| <i>Parâmetros</i> | <i>Hysys[®]</i> | | <i>Experimental</i> | |
|-----------------------|--------------------------|-------------|---------------------|-------------|
| | <i>antes</i> | <i>após</i> | <i>antes</i> | <i>após</i> |
| Q_b (kW) | 29,97 | 33,92 | 28,99 | 31,625 |
| Q_c (kW) | 28,02 | 31,58 | 27,88 | 30,71 |
| X_{et} base (v v) | 0,066 | 0,074 | 0,05 | 0,060 |
| X_{et} topo (v v) | 0,886 | 0,894 | 0,860 | 0,850 |
| T_b (°C) | 97,08 | 96,55 | 94,50 | 94,00 |
| T_{dest} (°C) | 73,68 | 75,50 | 74,90 | 75,00 |
| Vazão Refluxo (L/h) | 104,00 | 119,94 | 110,00 | 115,00 |
| Vazão Destilado (L/h) | 12,00 | 14,00 | 13,00 | 14,00 |

As simulações serviram para confirmar alguns efeitos esperados no interior da coluna, os quais não podem ser determinados experimentalmente, como por exemplo, o perfil de vazão volumétrica. Desta forma serviram para corroborar os resultados experimentais, os quais consistem na principal contribuição deste trabalho.

4.3.3. Perturbação na composição da alimentação

Perturbações na composição da alimentação de colunas de destilação são freqüentes em refinarias de petróleo, devido aos diferentes tipos de petróleo processados. A composição tem geralmente grande influência sobre a operação, mas raramente pode ser controlada nos processos devido à diversidade da matéria prima.

Para uma separação eficiente é desejável que a alimentação esteja no seu ponto de bolha. Se a composição varia, o ponto de bolha da mistura também se modifica. Devido a essa modificação, é importante ressaltar que perturbações na composição da alimentação resultam em novos ajustes do ponto de operação do processo, pois este tipo de perturbação conduz a novos valores de composições no produto de base e de topo.

Em geral, para efetuar esta nova condição, faz-se uso de sistemas de controle próprios para este período de transição. Esta não foi a situação estudada neste trabalho. Neste caso mantiveram-se os valores de referência para as malhas de controle e observou-se o comportamento do processo para as abordagens estudadas.

A perturbação realizada na composição da alimentação para aplicação das duas abordagens de controle foi um degrau positivo (100%) com introdução de etanol no tanque pulmão, conforme ilustrado na Figura 4.30. A variação lenta da composição se deve ao grande volume da mistura contida no tanque pulmão (600L).

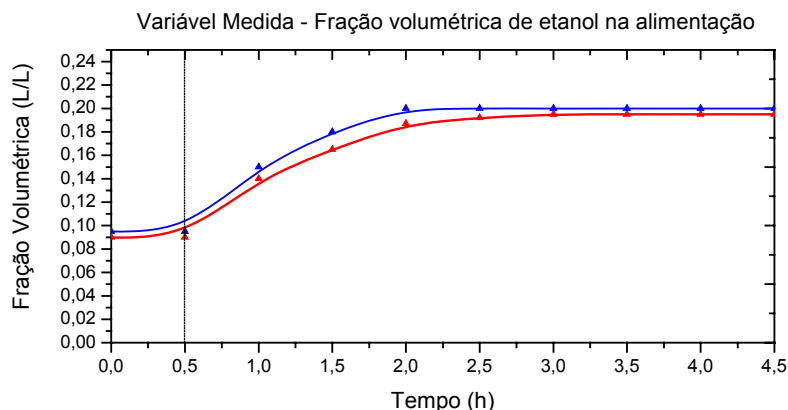


Figura 4.30 Perturbação na composição de etanol da alimentação mostrando o perfil de fração volumétrica de etanol ao longo do tempo para a comparação das técnicas de controle convencional (-■-) e abordagem distribuída (-▲-).

A condição entálpica da alimentação determina a quantidade de calor que deve ser suprida pelo reator e pela resistência, no caso do uso do controle distribuído. Esta condição está diretamente ligada à sua composição.

4.3.3.1. Período transiente para perturbação na composição da alimentação

Como a dinâmica da coluna é mais lenta para este tipo de perturbação, segundo Marangoni (2005), optou-se analisar as variáveis por um período de tempo maior após a perturbação. Por esse motivo nos gráficos a seguir serão apresentados o comportamento do sistema 30 minutos antes da perturbação e 4 horas depois, após atingir o novo estado estacionário. Nas Tabelas 4.10 e 4.11 é apresentada a caracterização do sistema antes e após a perturbação para as duas configurações estudadas, respectivamente.

Tabela 4.10 Caracterização do sistema no estado estacionário antes e depois de aplicar a perturbação na vazão da alimentação com a configuração convencional.

| Correntes | X_{et} (v/v) | | Vazão (L/h) | | T (°C) | |
|------------------|----------------|-------------|-------------|--------|----------|-------|
| | Antes | Após | antes | após | antes | após |
| Alimentação | 0,10 | 0,20 | 300,00 | 300,00 | 92,10 | 92,00 |
| Produto de fundo | 0,05 | 0,10 | 287,00 | 274,00 | 93,00 | 92,50 |
| Produto de topo | 0,87 | 0,68 | 13,00 | 26,00 | 65,30 | 80,00 |

Tabela 4.11 Caracterização do sistema no estado estacionário antes e depois de aplicar a perturbação na vazão da alimentação com a configuração com ação distribuída aplicada no prato 2.

| Correntes | X_{et} (v/v) | | Vazão (L/h) | | T (°C) | |
|------------------|----------------|-------------|-------------|--------|----------|-------|
| | Antes | Após | antes | após | antes | após |
| Alimentação | 0,10 | 0,20 | 300,00 | 300,00 | 92,00 | 92,00 |
| Produto de fundo | 0,05 | 0,10 | 285,00 | 273,00 | 93,50 | 92,50 |
| Produto de topo | 0,865 | 0,68 | 15,00 | 27,00 | 65,80 | 80,60 |

Pela análise dos perfis de temperatura no interior da coluna, mostrados na Figura 4.31, verifica-se novamente que antes da perturbação o controle distribuído apresenta um perfil com temperaturas superiores, em relação ao convencional, sendo mais pronunciado na seção de retificação, efeito do calor inserido pela resistência elétrica. Após a perturbação, o processo migrou para uma situação instável, onde praticamente não se observa um gradiente de temperatura para que ocorra a separação desejada. Este fato ocorreu para as duas abordagens de controle estudadas, e é decorrente da saturação da válvula de refluxo, onde a vazão de refluxo não foi suficiente para reduzir a temperatura do topo, conforme observado na Figura 4.33.

Na Figura 4.32 é apresentado o efeito da perturbação sobre a malha de controle da temperatura do refeedor para os ensaios conduzidos com a abordagem convencional de controle e a proposta de controle distribuído.

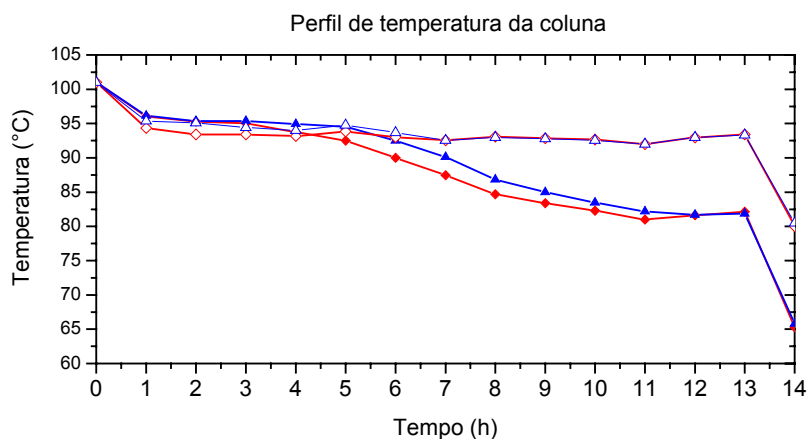


Figura 4.31 Perfil de temperatura da coluna na perturbação na composição da alimentação para controle convencional antes (—□—) e depois (—△—) e controle distribuído antes (—□—) e depois (—△—).

Pela análise da Figura 4.32, verifica-se um tempo de aproximadamente 1 hora (observado nas duas configurações e em todos gráficos subsequentes) para o sistema de controle assimilar a perturbação, este tempo representa o atraso do processo. Verifica-se ainda que, tanto a configuração com ação distribuída, quanto a convencional, mantêm o processo no seu ponto de operação em relação à temperatura da base. Entretanto, o sistema com ação distribuída mantém aberturas da válvula de vapor em patamares menores que o controle convencional, necessitando de uma carga térmica menor no refeedor, fato justificado pela adição de energia em outro ponto da coluna.

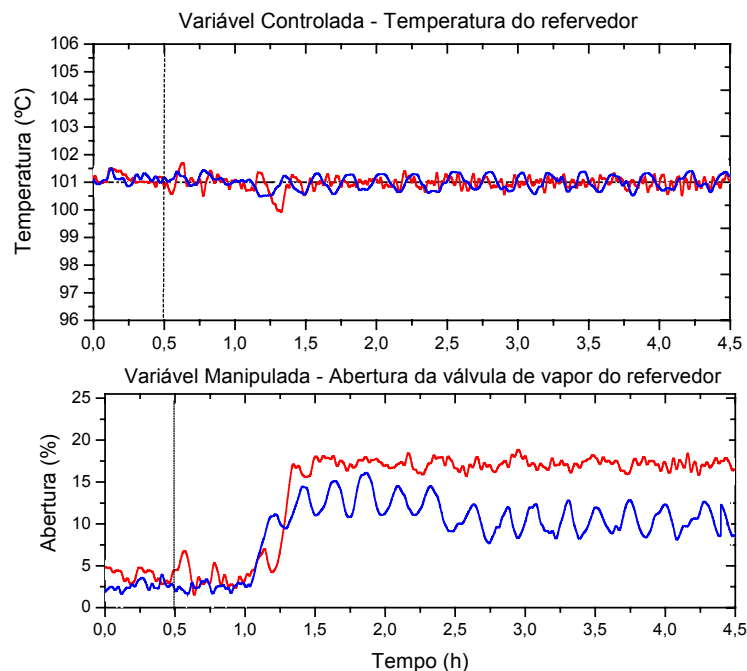


Figura 4.32 Resposta da malha de controle da temperatura do refeedor em relação à perturbação na composição da alimentação, controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 (—).

Observa-se na Figura 4.32 que após o sistema de controle assimilar a perturbação, ocorre decréscimo de temperatura (*overshoot*) para as duas configurações, porém o controle distribuído aplicado no prato 2 obteve o menor valor ($0,5^{\circ}\text{C}$), quando comparado com o controle convencional ($1,2^{\circ}\text{C}$).

Na Figura 4.33 é apresentado o efeito da perturbação realizada na composição de alimentação na malha de controle da temperatura do prato 13. O acréscimo da temperatura do topo observado para as duas configurações é decorrente da carga térmica adicionada em excesso pelo refeedor para manter o valor de referência, já que os pontos de operação não foram ajustados após a perturbação.

Desta forma a perturbação resultou em alterações no equilíbrio líquido-vapor, levando ao arraste, através do vapor, de grandes quantidades de água para o topo da coluna (vide composição de produto de topo apresentada nas Tabelas 4.10 e 4.11) resultando em temperaturas elevadas, que nenhuma das duas abordagens conseguiu rejeitar devido à limitação da vazão de refluxo que provocou saturação da válvula de refluxo nas duas configurações. Nesta situação a saturação da válvula de refluxo é praticamente inevitável. A análise da Figura 4.33 mostra ainda que existe um atraso de resposta da configuração convencional em relação a configuração distribuída de aproximadamente 15 minutos. Esta resposta mais rápida do controle distribuído pode ser atribuída em parte a diferença observada na perturbação (Figura 4.30). No controle distribuído a perturbação foi

um pouco mais rápida do que no controle convencional em virtude do sistema ser contínuo e fechado.

A principal diferença em relação ao trabalho de Marangoni (2005), analisando e comparando a malha de controle da temperatura do prato 13, é que neste estudo, a variável manipulada apresentou respostas mais rápidas em função da temperatura da alimentação ser mantida constante.

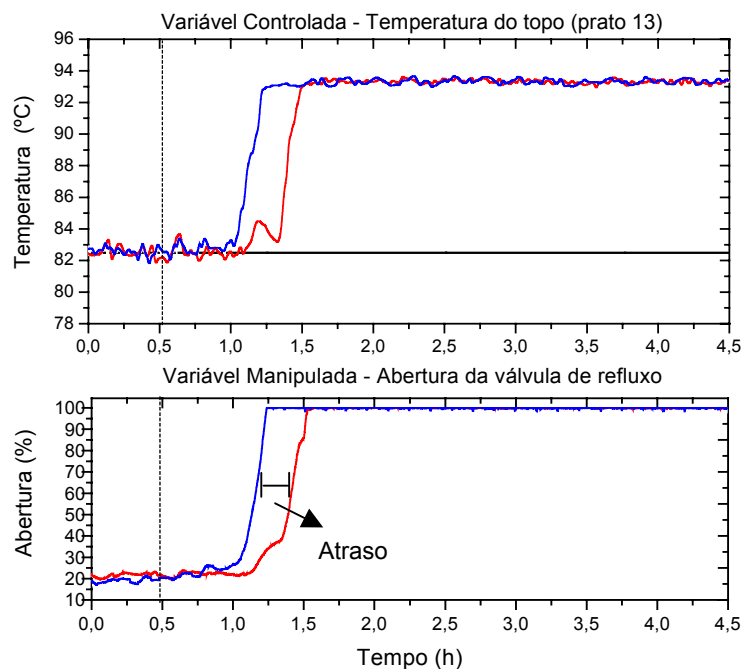


Figura 4.33 Resposta da malha de controle da temperatura do último estágio em relação a perturbação na composição da alimentação, controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 (—).

Observa-se, através da análise da Figura 4.34, que depois de transcorridos 30 minutos da aplicação da perturbação ocorre decréscimo da temperatura do prato 2, para a configuração convencional, devido ao aumento da quantidade do componente mais volátil. Na ação distribuída, esse decréscimo não foi observado devido ao fornecimento instantâneo de energia através da resistência elétrica, energia necessária não só para manter a temperatura no valor desejado, como também para suprir parcialmente a maior energia de vaporização da mistura decorrente da quantidade extra de etanol adicionada na alimentação. A energia fornecida pela resistência R2 ao sistema, aumentando a fase vapor, pode ter favorecido o transporte dos vapores ricos em água até o topo da coluna, explicando a saturação prematura da válvula de refluxo da malha de controle da temperatura do último estágio (Figura 4.33) e a diferença da dinâmica para as duas configurações.

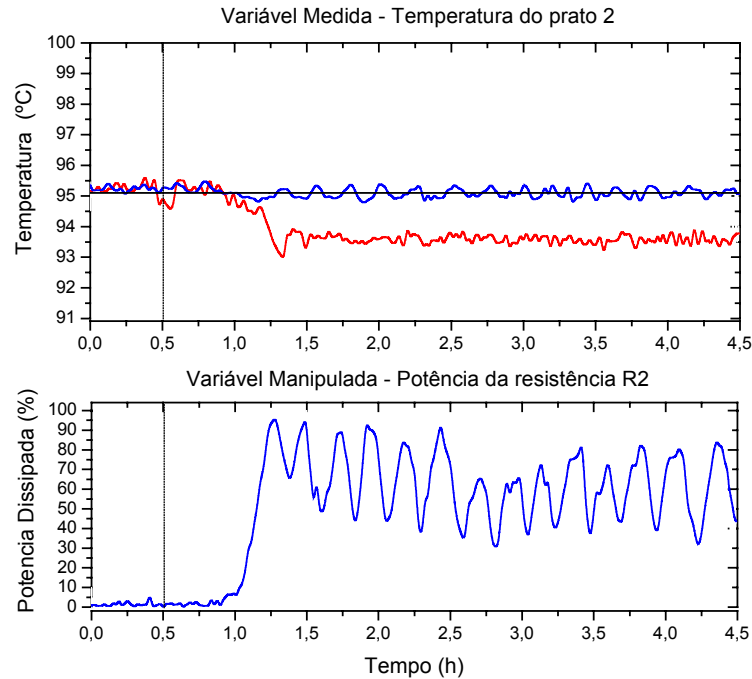


Figura 4.34 Efeito da perturbação na composição de etanol na alimentação no controle da temperatura do prato 2 com controle distribuído aplicado no prato 2 (—) e sem ação de controle para o caso convencional (—).

Comportamento similar destas três malhas de controle (base, topo e prato intermediário) foi obtido por Marangoni (2005), que realizou esta mesma perturbação, porém em condições operacionais distintas (vide modificações enumeradas no Capítulo 3, item 3.3). Estas modificações, principalmente a de manter a temperatura da alimentação constante, proporcionaram ações de controle mais rápidas em função de diminuir consideravelmente o acoplamento existente entre a temperatura da base e da alimentação.

Na Figura 4.35 é mostrado o comportamento da malha de controle do nível do acumulador. O efeito da perturbação não foi pronunciado nesta malha para as duas configurações. Após o sistema assimilar a alteração da composição e elevar a temperatura do topo, houve um aumento da produção de destilado observado através do aumento da abertura da válvula de controle desta malha. Apesar deste aumento, a qualidade do produto obtido foi inferior nos dois casos em função da alta temperatura da temperatura do topo.

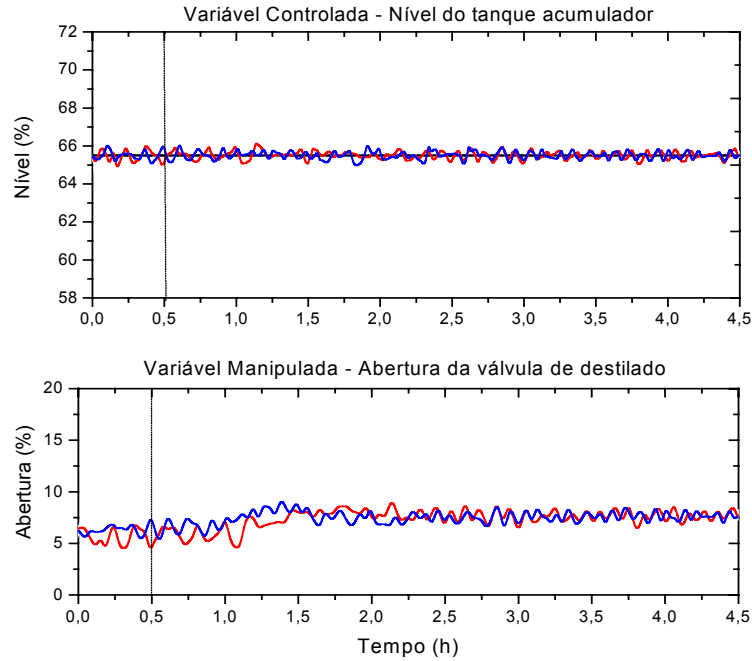


Figura 4.35 Resposta da malha de controle do nível do acumulador em relação a perturbação na composição da alimentação, controle convencional (—), e o controle distribuído no prato 2 (—).

Pela análise do comportamento da malha de controle do nível da base da coluna verifica-se que a perturbação aplicada na composição da alimentação também não afetou de forma significativa esta variável; para as duas situações de controle estudadas o valor da variável controlada permaneceu em torno de 35%, valor estipulado como referência para esta malha, conforme mostrado na Figura 4.36.

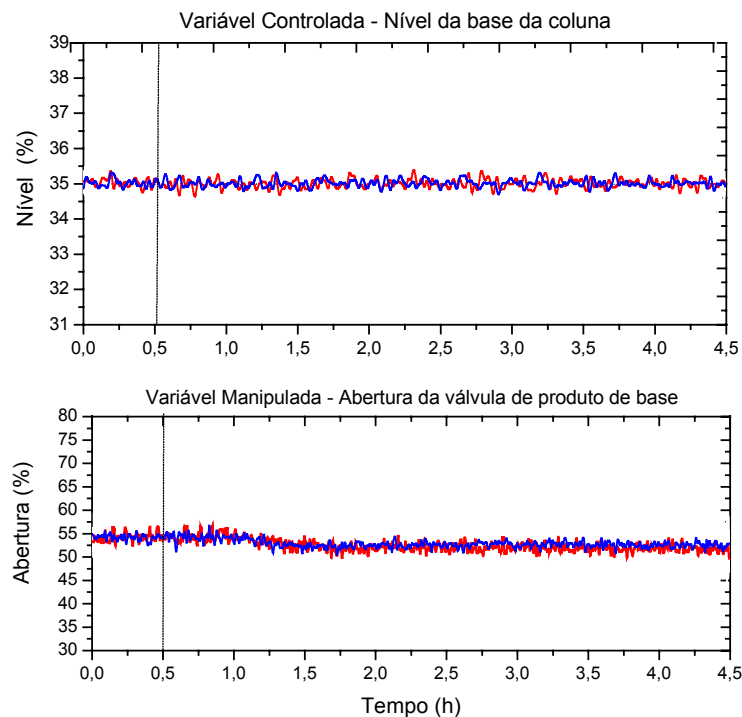


Figura 4.36 Resposta da malha de controle do nível da base em relação a perturbação na composição da alimentação, controle convencional (—), e o controle distribuído no prato 2 (—).

Nas Figuras 4.37 e 4.38 são mostradas as evoluções das frações volumétricas de etanol na base e destilado respectivamente, antes e após a perturbação comparando as duas configurações. Já na Figura 4.39 é apresentada a derivada das curvas da fração volumétrica de etanol no topo da coluna em relação ao tempo. Observa-se que o incremento de etanol na alimentação propicia o incremento deste mesmo componente primeiramente na seção de esgotamento do que na retificação, em virtude da maior facilidade através da fase líquida, do que pelo vapor, nesta região da coluna.

Após a alteração da composição da base, se inicia a propagação da mudança para os pratos superiores através da fase vapor, o que pode ser observado na Figura 4.38, estabelecendo uma nova composição no topo. A partir dessa nova composição de topo ocorrem mudanças novamente na composição da base através do líquido que descende a coluna, o equilíbrio entre as fases é obtido após algumas horas, quando então, é alcançado o estado estacionário.

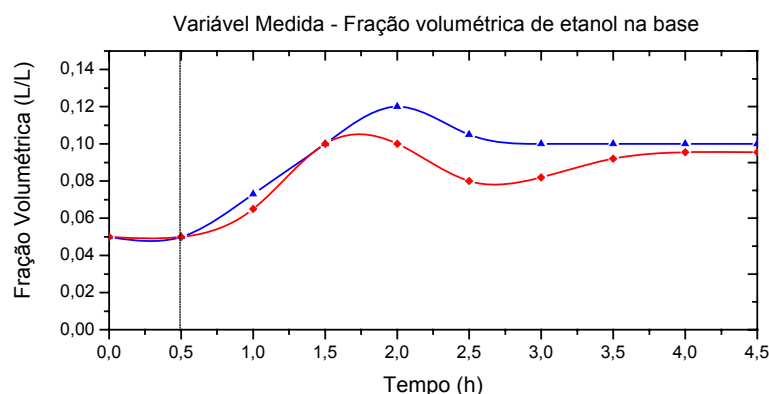


Figura 4.37 Fração volumétrica de etanol na base para a comparação das técnicas de controle de convencional (---●---) e abordagem distribuída (---▲---).

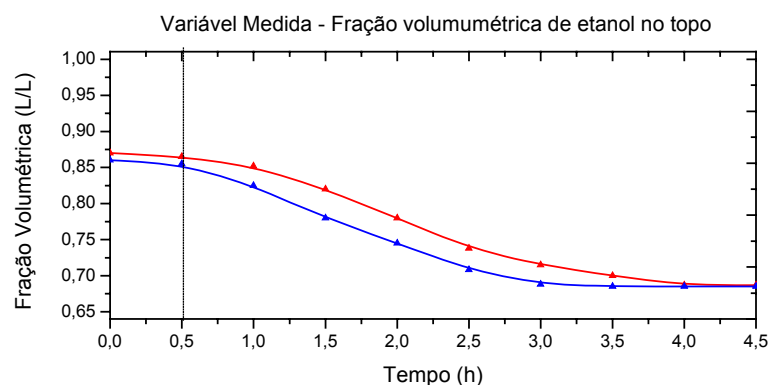


Figura 4.38 Fração volumétrica de etanol no produto de topo para a comparação das técnicas de controle convencional (---●---) e abordagem distribuída (---▲---).

Nos pontos apresentados na Figura 4.37 ajustou-se uma função *sigmoidal* e aplicou-se a derivada, obtendo as curvas que são apresentadas na Figura 4.39.

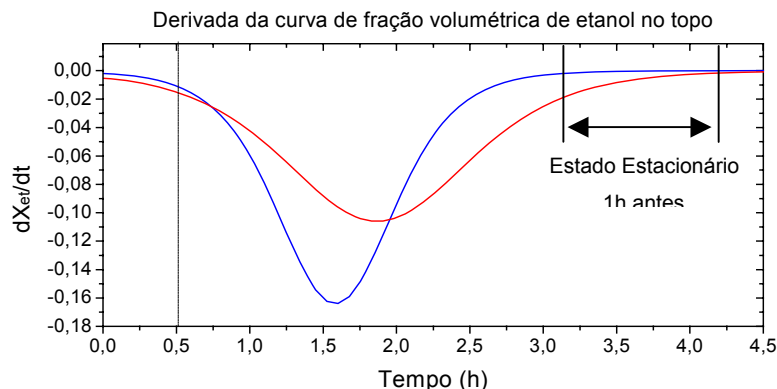


Figura 4.39 Derivada da curva da fração volumétrica de etanol no produto de topo em relação ao tempo para a comparação das técnicas de controle convencional (—) e abordagem distribuída (—).

A análise da Figura 4.39 mostra que o controle distribuído é mais rápido para rejeitar a perturbação que o controle convencional. Quando utilizada a estratégia distribuída de calor, o sistema levou aproximadamente 3 horas após a perturbação para atingir o novo estado estacionário, enquanto que, quando utilizada a abordagem convencional este tempo se estendeu para quase 4 horas. Novamente, esta resposta mais rápida do controle distribuído pode ser atribuída em parte a diferença observada na perturbação (Figura 4.30).

A perturbação na composição da alimentação conduziu o sistema a um novo estado estacionário, com diferentes composições de base e topo em relação ao primeiro, conforme verificado nas Figuras 4.37 e 4.38, respectivamente.

O efeito verificado desta perturbação, com o aumento do componente mais volátil, fixando o valor de referência na base, pode ser comparado com o de uma perturbação positiva na carga térmica do refeedor, onde ocorre um aumento do fluxo molar de vapor em toda coluna. Acarreta na vaporização dos componentes menos voláteis e o aumento da fração destes no topo, ocorrendo também o aumento das temperaturas em toda coluna.

Porém o estado estacionário alcançado não pode ser considerado apropriado para operação em virtude de não oferecer condições para uma separação adequada dos componentes, verificado pela falta de um gradiente de temperatura mínimo, pela alta temperatura do topo atingida necessitando vazões elevadíssimas de refluxo o que acabaria cessando o produto de topo. Comprovando desta forma que este tipo de perturbação necessita de novos ajustes do ponto de operação do processo.

Segundo Hurowitz *et al.* (2003) apud Marangoni (2005), perturbações na composição da alimentação consistem no principal desafio da dinâmica de uma coluna de destilação.

A análise das curvas apresentadas em geral mostra que a introdução de pontos de aquecimento distribuídos ao longo da coluna pode ser efetuada para o controle do processo, melhorando significativamente o desempenho das malhas de controle e, por conseguinte, promovendo a minimização dos transientes de uma unidade industrial.

4.3.3.2. Análise energética para a perturbação na composição da alimentação

A análise energética referente ao processo de destilação realizada a partir da perturbação na composição da alimentação será abordada nesta seção. Nela serão apresentados os resultados encontrados dos cálculos das energias térmicas envolvidas nas correntes, antes e após a aplicação da perturbação, realizadas para as duas configurações estudadas e confrontadas para verificar qual a configuração apresentou melhor desempenho.

Através do balanço global de energia, de acordo com a metodologia utilizada, encontraram-se os valores das energias contidas nas correntes, os quais são apresentados na Figura 4.40.

Neste caso se verificou a distribuição da energia adicionada na base (controle convencional) entre a base e a resistência do prato 2 (controle distribuído), conforme ilustrado na Figura 4.40, constatando o que se previa através da análise das Figuras 4.32 e 4.34. Naquela situação, a válvula do refeedor, para o controle distribuído, operou com aberturas menores em relação ao controle convencional, em contrapartida, a resistência acionada adicionou o calor necessário no prato 2, para manter o perfil de temperatura e a entalpia da corrente que entra no refeedor.

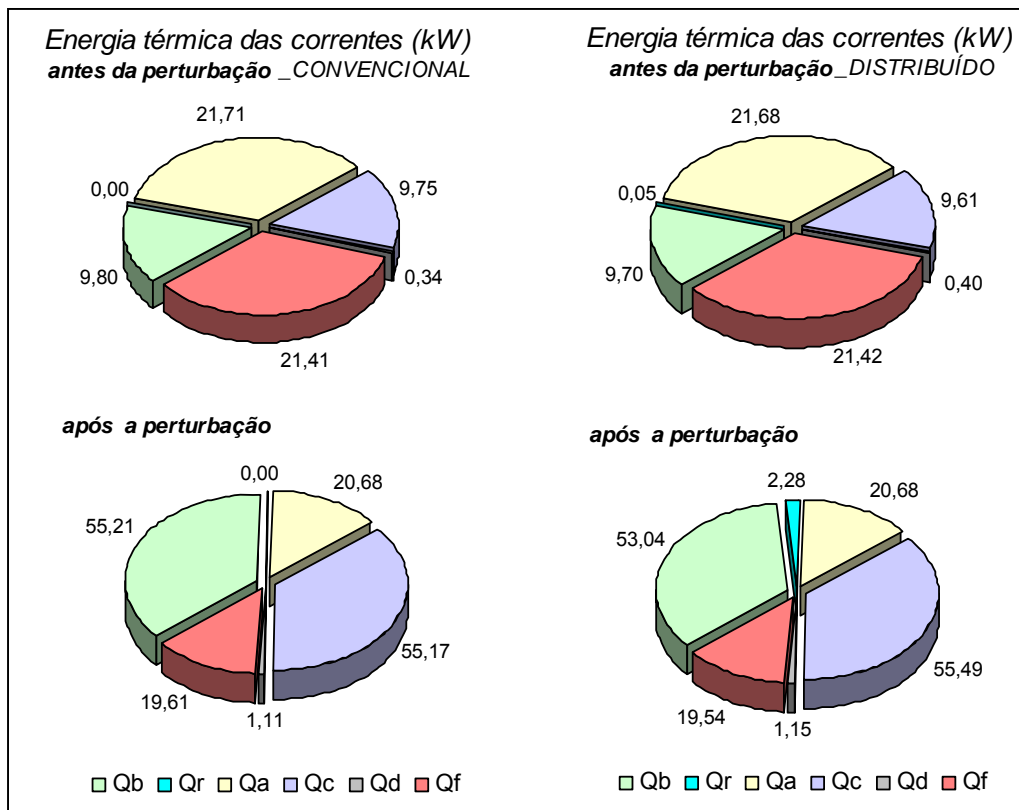


Figura 4.40 Energias térmicas das correntes e da resistência calculados em estado estacionário antes e após a perturbação da composição da alimentação para a configuração convencional e distribuída.

Nesta situação, mesmo atingido um estado estacionário não apropriado para operação da coluna, pode-se aproveitar para verificar a distribuição do calor, pois os estados estacionários antes e depois da perturbação se assemelharam muito, tanto em relação as variáveis controladas quanto em relação às manipuladas, principalmente no que diz respeito à vazão de refluxo, que afeta diretamente a carga térmica do refeedor. A distribuição de calor não foi observada na perturbação da temperatura da alimentação, em virtude da configuração convencional não rejeitar a perturbação.

A grande variação de energia observava na Figura 4.40, em relação ao calor da base, nas duas configurações de controle estudadas, antes e após a perturbação é resultado de aumentar a concentração de etanol mantendo-se constante a temperatura da corrente de alimentação. Na Tabela 4.12 são apresentados valores da carga térmica total fornecida à coluna, pela sua análise verifica-se que houve um grande incremento de energia após a perturbação para as duas configurações na ordem de 140% para ambas.

Tabela 4.12 Carga térmica total fornecida à coluna antes e após a realização da perturbação na composição da alimentação.

| | <i>Carga térmica total (kW)</i> | |
|-----------------------|---------------------------------|------------------------------|
| | <i>antes da perturbação</i> | <i>depois da perturbação</i> |
| Controle convencional | 31,51 | 75,89 |
| Controle distribuído | 31,43 | 76,00 |

A análise da Figura 4.41, a qual apresenta em termos percentuais a energia fornecida à coluna, corrobora com a constatação de distribuição de energia, que se havia feito através da análise da Figura 4.40. Esta constatação é muito importante, pois indica que para as outras perturbações realizadas (temperatura e vazão da alimentação), caso tivesse sido alcançada a mesma condição de refluxo após a perturbação, provavelmente a configuração com ação distribuída além de rejeitar mais eficazmente a perturbação, também o fizesse com a mesma carga térmica da configuração convencional. Esse fato, além da minimização de transientes, também acarretaria em uma grande diminuição do consumo de energia destes equipamentos.

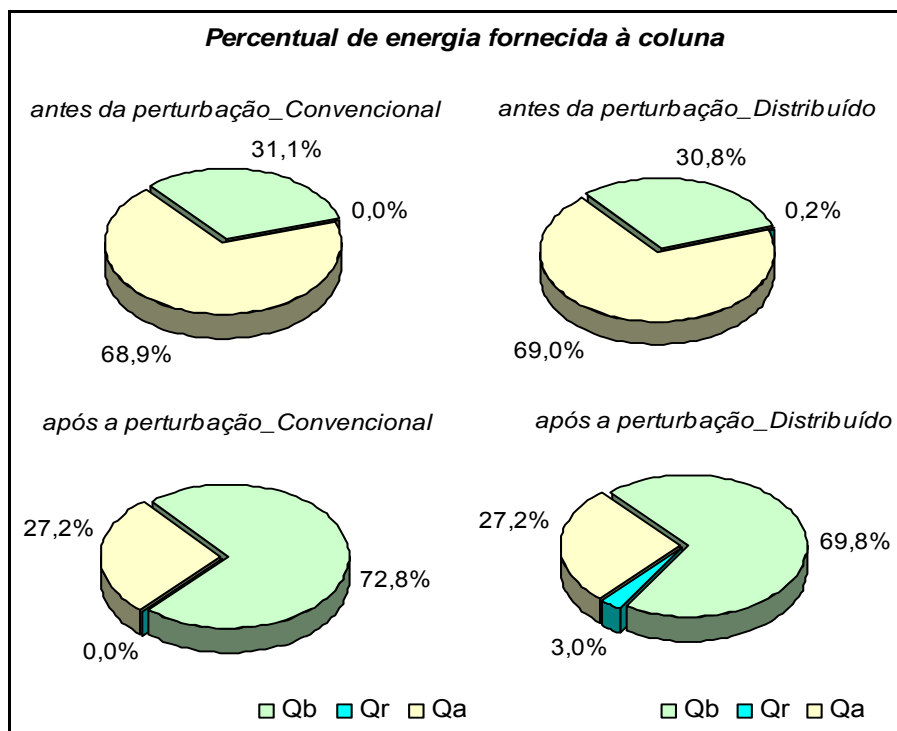


Figura 4.41 Percentual de energia fornecida a coluna para a perturbação na composição da alimentação.

Nesta perturbação, nota-se também que a energia requerida pela base, ou pela base e pela resistência (controle distribuído) para manter os valores de referência, foi maior do que nas perturbações da temperatura e da vazão da alimentação. Este fato evidencia a quantidade de calor adicionada em excesso na coluna, em virtude de se manter os mesmos valores de referência das malhas de controle da temperatura da alimentação e, principalmente da base, após a aplicação da perturbação na composição. A magnitude da perturbação também deve ser considerada neste caso.

4.3.3.3. Análise das simulações referentes a perturbação na composição da alimentação

Os perfis de temperatura, obtidos a partir dos resultados experimentais com configuração convencional e simulados para a perturbação na composição da alimentação, são apresentados na Figura 4.42. Para o estado estacionário atingido antes da perturbação, os resultados indicam um perfil com temperaturas semelhantes tanto para o experimento quanto para a simulação. Porém, após a perturbação o perfil obtido para a simulação foi superior ao experimental.

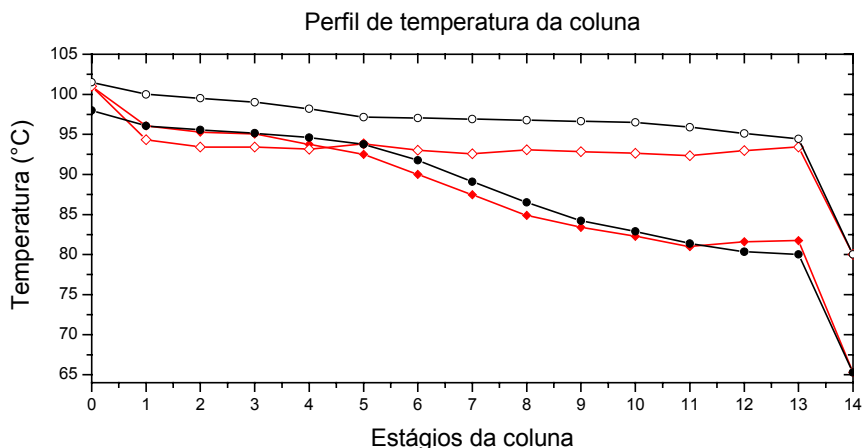


Figura 4.42 Comparação entre o perfil de temperatura experimental para controle convencional (—■—) antes e depois (—□—) da perturbação na composição da alimentação e na simulação realizada com Hysys antes (—●—) e depois (—○—) convencional.

Mesmo apresentando temperaturas superiores, o perfil simulado obtido reproduziu a tendência experimental, ou seja, se manteve sem gradiente significativo de temperatura entre a base e o topo da coluna, efeito decorrente da não alteração dos valores de referência da base.

Na Figura 4.43 são apresentados os perfis de frações volumétricas, onde se observa que o incremento de etanol ocorre a partir do sétimo prato antes da perturbação, semelhante ao resultado da simulação da perturbação na temperatura da alimentação (Figura 4.11a); naquela situação também se operou com vazão de refluxo de aproximadamente 30L/h. Já na perturbação da vazão da alimentação, as vazões de refluxo foram superiores (100L/h) e o incremento de etanol ocorreu antes (prato 5), conforme ilustrado na Figura 4.26a. Fica evidente, desta forma, que o enriquecimento é função das taxas de refluxo.

A análise dos resultados apresentados na Figura 4.43b mostra claramente que o estado estacionário alcançado não favorece a separação dos componentes, devido às elevadas temperaturas, conforme já mencionado através da análise dos perfis de temperatura ilustrados nas Figuras 4.31 e 4.42.

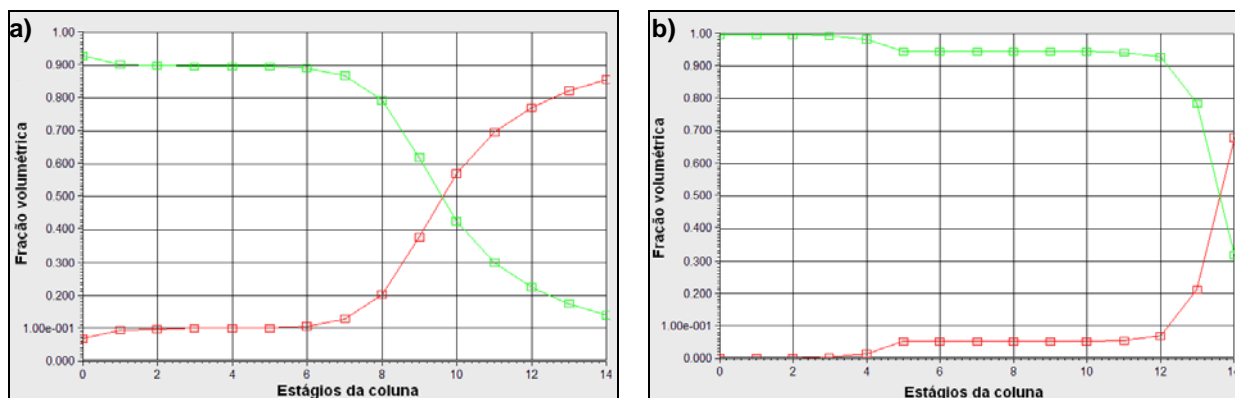


Figura 4.43 Perfis de fração volumétrica: a) antes da perturbação na temperatura da alimentação no estado estacionário e b) depois da perturbação para o Etanol (---□---) e Água (---□---).

Na Figura 4.44 são apresentados os perfis das vazões volumétricas ao longo da coluna. Observam-se quantidades diferenciadas de vazões de líquido na seção de retificação, maiores após a perturbação, conforme ilustrado na Figura 4.44b. Porém o aumento das vazões internas de líquido ocorre com frações de etanol muito baixas, em virtude do arraste de vapores de água através da fase vapor que ascende a coluna, devido a carga térmica excessiva da base. A maior quantidade da fase vapor observada, também decorrente de altas temperaturas da base, é rica no componente menos volátil, o que não é interessante para a separação.

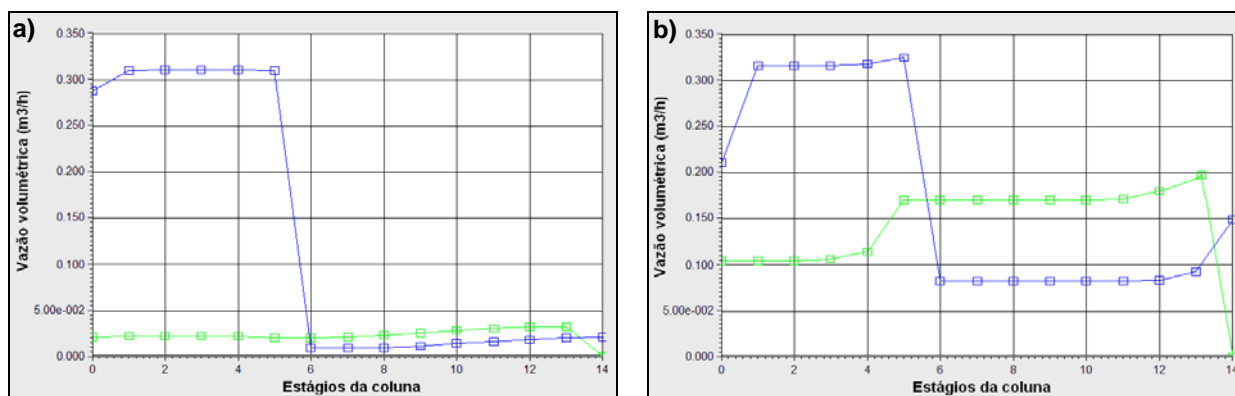


Figura 4.44 Perfis de vazões volumétricas: a) antes da perturbação na temperatura da alimentação no estado estacionário e b) depois da perturbação para a fase vapor (---□---) e fase líquida (---□---).

As condições de operações atingidas nas simulações são apresentadas na Figura 4.45 para o estado estacionário atingido antes da perturbação, e na Figura 4.46, depois da perturbação.

A caracterização das correntes, para a perturbação na vazão da alimentação, para o estado estacionário atingido antes da perturbação é coerente e se aproxima dos valores experimentais obtidos nesta mesma situação.

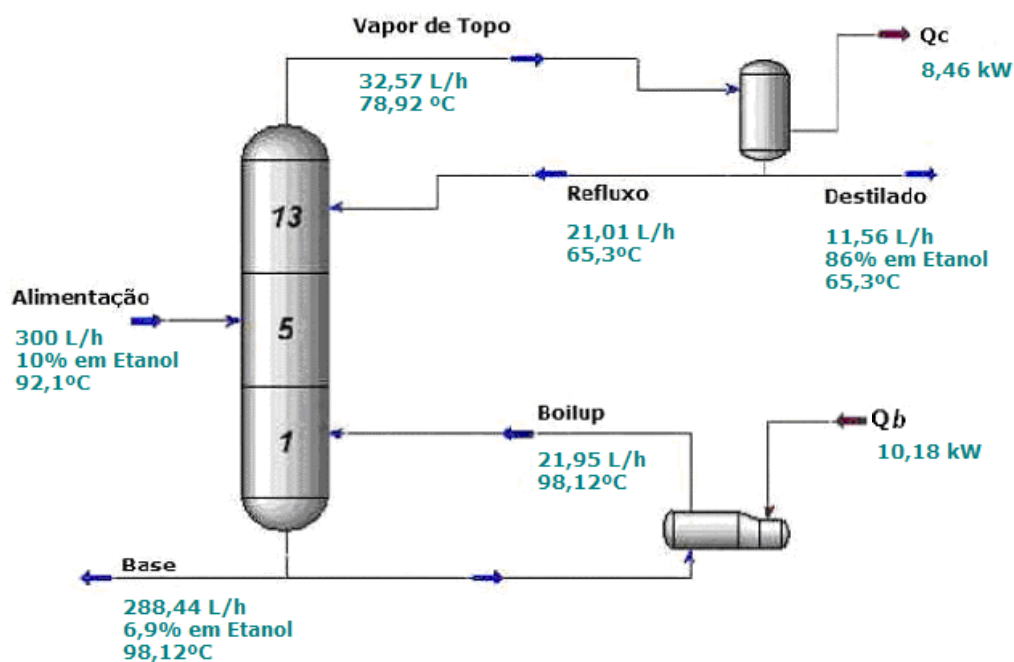


Figura 4.45 Condições de operação atingidas em estado estacionário para a simulação realizada antes da perturbação na composição da alimentação, para a configuração convencional.

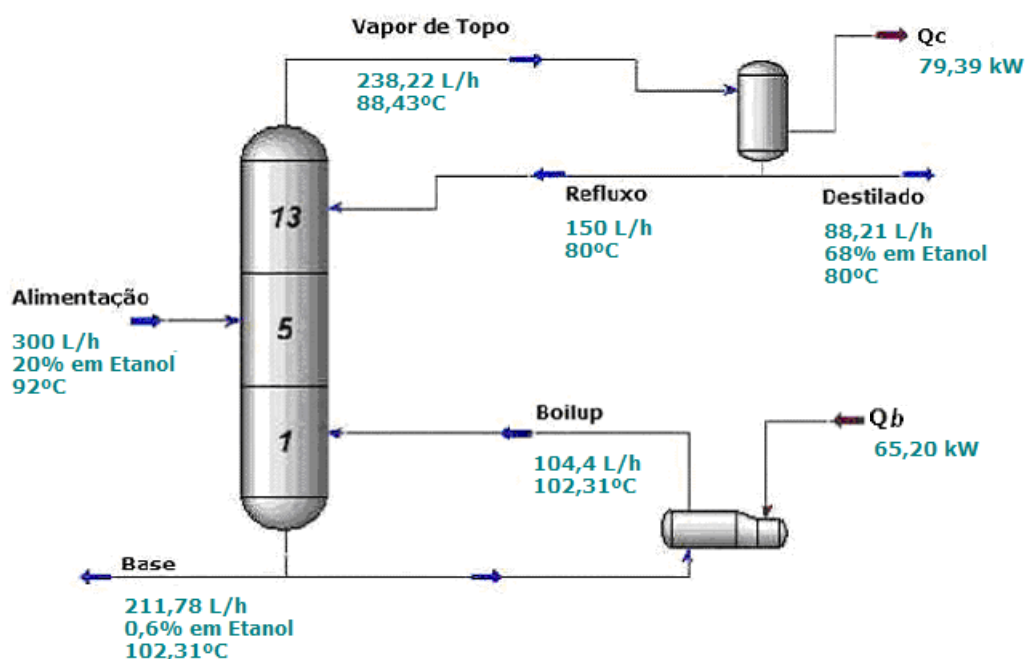


Figura 4.46 Condições de operação atingidas em estado estacionário para a simulação realizada depois da perturbação na composição da alimentação, para a configuração convencional.

Já os valores encontrados na simulação após a perturbação, principalmente para a carga térmica requerida no refeedor e retirada no condensador, são considerados elevados em relação ao experimental, conforme observado nos resultados apresentados na Tabela 4.13. Estes valores, provavelmente, foram encontrados devido ao maior perfil de

temperatura verificada na simulação. Convém salientar que a condição de operação que se tentou simular não é uma condição ideal utilizada em processos de destilação.

Tabela 4.13 Comparação entre os valores obtidos experimentalmente e através das simulações, para controle convencional, aplicado antes e após a perturbação da composição da alimentação.

| <i>Parâmetros</i> | <i>Hysys[®]</i> | | <i>Experimental</i> | |
|-----------------------|--------------------------|-------------|---------------------|-------------|
| | <i>antes</i> | <i>após</i> | <i>antes</i> | <i>após</i> |
| Q_b (kW) | 10,180 | 65,20 | 9,798 | 55,21 |
| Q_c (kW) | 8,460 | 79,39 | 9,752 | 55,17 |
| X_{et} base (v v) | 0,069 | 0,006 | 0,050 | 0,100 |
| X_{et} topo (v v) | 0,860 | 0,680 | 0,870 | 0,680 |
| T_b (°C) | 98,12 | 102,31 | 93,00 | 92,50 |
| T_{dest} (°C) | 65,30 | 80,00 | 65,30 | 80,00 |
| Vazão Refluxo (L/h) | 21,01 | 150,0 | 30,00 | 150,00 |
| Vazão Destilado (L/h) | 11,56 | 88,21 | 13,00 | 26,00 |

Em virtude do acoplamento entre as variáveis que o processo de destilação apresenta, torna-se difícil a reprodutibilidade da operação com todos seus efeitos; em função disso os resultados encontrados nas simulações são considerados adequados e concordam, de forma satisfatória, com os valores encontrados experimentalmente.

5.4. Conclusões

Neste capítulo foram apresentados os resultados referentes à análise de três perturbações frequentes que ocorrem na corrente de alimentação em refinarias de petróleo. Foram analisadas e confrontadas duas configurações de controle.

Os resultados foram organizados de modo a avaliar todas as etapas do processo após a aplicação de cada perturbação, incluindo a etapa transiente de um estado estacionário para outro, através da análise gráfica. Na etapa em regime permanente, realizou-se cálculos para determinar as energias necessárias antes e após a transição de estado estacionário. As simulações serviram para confirmar os pontos de operação, entender melhor alguns efeitos e verificar as quantidades de carga energética calculada através da metodologia experimental.

A finalidade de se avaliar estes dois momentos foi para verificar qual configuração obteve o melhor desempenho nesta transição e qual foi a carga térmica requerida.

Quando avaliadas as abordagens convencional e distribuída para uma perturbação na temperatura e vazão de alimentação, verificou-se a redução no tempo de transição da coluna e das oscilações na variável controlada, resposta mais rápida e eficiente da ação de

controle, retorno ao ponto de operação e, na maioria das situações, incremento na produção, quando utilizada a abordagem proposta.

Com a perturbação negativa na temperatura da alimentação, pode-se verificar o efeito causado pelas paredes internas da coluna, através do fluxo de calor da estrutura de aço aquecida para a mistura, concluindo-se que para melhor entender e mensurar este efeito se faz necessário construir um modelo fluidodinâmico da coluna.

Pela análise energética, as vantagens da configuração distribuída foram alcançadas com quantidades praticamente iguais de carga térmica após as perturbações da temperatura e vazão da alimentação. As diferenças encontradas podem estar associadas a erros experimentais e hipóteses feitas para realização dos cálculos, como por exemplo, desprezar as perdas para o ambiente externo; mas se encontram dentro da faixa de erro aceitável.

Para uma perturbação na composição da alimentação alcançou-se um estado estacionário não sustentável para o processo; no entanto foi observado que ocorre a distribuição de calor entre a base e a resistência quando utilizada a abordagem distribuída, sendo a carga térmica total requerida do processo, a mesma para as duas configurações.

Capítulo V

Conclusões

Os resultados obtidos para o procedimento de partida, adotado para o aquecimento da coluna de forma distribuída (Apêndice E), foram considerados promissores e vantajosos em relação a redução do tempo de partida do processo convencional. Esta etapa do processo não foi o foco do trabalho, mas os resultados podem dar uma grande contribuição para projetos futuros.

Quando avaliada a abordagem distribuída de controle em relação à convencional para perturbações na temperatura e vazão de alimentação, verificou-se a redução no tempo de transição da coluna; o controle tornou-se menos oscilatório na maioria das malhas; houve redução das oscilações na variável controlada e retorno ao ponto de operação, com rejeição da perturbação aplicada.

Para a perturbação na temperatura da alimentação, a configuração convencional obteve como resposta maior *overshoot* ($0,6^{\circ}\text{C}$ superior) na malha de controle da temperatura do refeedor e, permaneceu com *offset* (em torno de $1,5^{\circ}\text{C}$) na malha de controle da temperatura do último estágio, resultante da saturação na válvula de controle.

Com a introdução do degrau negativo na temperatura da alimentação, todas as temperaturas decresceram em relação ao seu estado estacionário por conta da perturbação aplicada. Porém, quando usada a ação intermediária, o efeito da perturbação foi menor, pois logo se restabeleceu o perfil de temperatura desejado.

A perturbação na vazão da alimentação afetou de forma mais acentuada a vazão de vapor que ascende os pratos no interior da coluna e conseqüentemente seu equilíbrio, reduzindo o perfil de temperaturas no interior da coluna. Na configuração distribuída esse fato não foi tão pronunciado devido a maior vaporização do líquido da alimentação quando em contato com a resistência aquecida, amortecendo o efeito da perturbação. Além disso, a distribuição de calor apresentou melhor desempenho dos controladores e manteve vazões de refluxo maiores (situação mais otimizada), quando comparada com a configuração convencional.

Para uma perturbação na composição da alimentação, quando usado o controle distribuído, foram observadas as mesmas vantagens obtidas para as perturbações na temperatura e vazão, porém não houve a rejeição da perturbação, por se manterem os valores de referência (temperaturas da base, topo e alimentação). Neste caso, ocorreu a saturação da válvula de controle da vazão de refluxo, para as duas abordagens estudadas,

em função do aumento da carga do componente mais volátil e de manter-se a temperatura da alimentação constante. No entanto, mesmo nessa situação verificou-se que a ação distribuída reduziu o transiente em cerca de 1 hora.

Foram realizadas simulações em estado estacionário com *software* comercial Hysys[®], com o objetivo de comparar os resultados com os dados experimentais e verificar alguns efeitos no interior da coluna, que não podem ser determinados experimentalmente.

As simulações confirmaram esses efeitos, que já eram esperados, como por exemplo, as quantidades diferenciadas de vazões de líquido e vapor nas seções da coluna, antes e depois da perturbação, bem como o incremento de etanol em cada estágio para as diferentes perturbações. Os resultados das simulações são considerados adequados e apresentam boa concordância com os valores encontrados experimentalmente através de medições e também no balanço energético.

Todas essas vantagens observadas, quando do uso do controle distribuído, foram obtidas com praticamente a mesma carga térmica inserida na coluna, com a diferença de adicionar calor em pontos intermediários da coluna e não somente na base.

Assim, 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, acarretando desta forma, menor consumo energético com reprocessamento ou mesmo com a degradação de alguns produtos.

Portanto, a abordagem com a ação de controle com pontos intermediários de adição de energia é mais eficiente do que a convencional, obtendo o melhor desempenho na redução de transientes em relação ao controle das malhas e com a possibilidade de igual gasto energético, com isso conclui-se que pontos de ação distribuídos podem ser utilizados para o controle do processo e, por conseguinte promover a minimização dos transientes de uma unidade industrial.

5.5. Sugestões para trabalhos futuros

No transcorrer deste estudo foram identificados vários pontos em relação à unidade experimental que podem ser melhorados, visando melhor reprodutibilidade dos experimentos e, principalmente, controle do processo em pontos de operações pré-definidos. Estes serão descritos a seguir:

1. Implementação do controle da temperatura da alimentação, com a substituição da válvula de controle de 1" para ½", pois a linha atualmente se encontra superdimensionada;

2. Aquisição de um sensor de vazão *fieldbus* para ser instalado na linha de produto de fundo para medição da vazão de líquido que entra no refeedor, possibilitando melhor caracterização da corrente e, conseqüentemente, melhor entendimento de alguns efeitos que ocorrem nesta seção, além de garantir o balanço de massa;
3. Aquisição de um sensor de vazão *fieldbus* para ser instalado na linha de refluxo, possibilitando a medição precisa desta vazão, a qual é fundamental no cálculo do calor retirado no topo, permitindo o estudo de técnicas avançadas de controle;
4. Realização de mais testes experimentais verificando a influência do uso de outras resistências simultaneamente, para avaliação da distribuição de calor e também em termos de gastos energéticos e redução de transientes;
5. Estudo de técnicas para inferência da composição e/ou aquisição de equipamentos mais precisos para medição desta variável com o propósito de implementar um sistema de controle inserindo esta variável.

Além das modificações na unidade experimental, pode-se aperfeiçoar as técnicas computacionais aplicadas atualmente, tais como:

6. Modificação do programa de cálculo de energia, levando em consideração o fato da mistura não se comportar idealmente;
7. Construção de um modelo fluidodinâmico para melhor compreensão e, principalmente, mensurar o efeito da liberação de calor das paredes internas da coluna;
8. Realização de simulações dinâmicas inserindo a ação de distribuição de calor nos pratos no simulador (Simulador ALSOC);
9. Otimização energética na abordagem proposta;
10. Implementação de técnicas de controle avançado nas malhas de temperatura e verificação da existência de incremento na proposta com ação distribuída associada a técnicas mais complexas.

Referências Bibliográficas

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

ANDERSEN, T. R. Positioning of heat exchangers in binary tray distillation using isoforce operation. **Energy Conversion and Management**, v. 43, p 1571-1581, 2002.

APV, SIEBE, **Distillation Handbook**. Disponível em: <http://www.apv.co.uk>. Acesso em: Julho, 2005.

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

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

BARROS, A. A. C; WOLF, M.R.; FOSSY, M. F. Estudo da hidrodinâmica dos pratos de destilação. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA, 10. 1994, São Paulo. **Anais do X Congresso Brasileiro de Engenharia Química** – Associação Brasileira de Engenharia Química. São Paulo, 1994. v.1 p 363-368.

BENTLEY, J. **Principles of Measurement Systems**. 3 ed., Logman Scientific & Technical, 1995.

BLOEMEN, H. H. J.; CHOU, C. T.; VAN DER BOOM, T. J. J.; VERDULT, V.; VERHAEGEN, M.; BACKX, T. C. Wiener model identification and predictive control for dual composition control of distillation column, **Journal of Process Control**, v. 11, p. 601-630, 2001.

BRANDÃO, D. **Bloco funcional para controle Fieldbus por variáveis de estado**. EESC/USP, Dissertação (Mestrado em Engenharia Elétrica). São Carlos, 2000.

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

BUDIMAN, A.; ISHIDA, M. Optimal side heating and cooling in a distillation column. **Energy Conversion and Management**, v. 23, p. 365-3720, 1998.

BUCKEY, P. S. *et al.* **Design of Distillation Column Control System**. Edward Arnold, New York, 1985.

CONSTANTINO, S. F. **Foundation Fieldbus**. Departamento de Engenharia Eletrônica. UFMG. Disponível em: <http://www.cpdee.ufmg.br/~seixas/PaginaSDA/Download/DownloadFiles/FF.pdf>
Acesso em: Junho, 2005.

- DESHPANDE, P. B. **Distillation Dynamics and Control**. Edward Arnold, New York, p. 510, 1985.
- DESBOROUGH, L.; NORDH, P.; MILLER, R. **Control System Reliability – Process Out of Control**, Industrial Computing, p. 52-55, 2001.
- DHOLE, V.R.; LINNHOFF, B. Distillation Columns Targets, **Computers & Chemical Engineering**, v.17, n 5/6, p. 549-560, 1993.
- 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.
- FARO, M.; SONG, T. W.; PINTO, J. M. **Otimização econômica da operação de uma Torre C3**. Monografia. Departamento de Engenharia Química - Escola Politécnica da USP, 2001.
- FARIA, S. E. B. **Estudo energético de colunas de destilação através de análise exérgica – sistemas não ideais**. Tese. (Doutorado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas - UNICAMP, Campinas, 2003.
- FERREIRA, A. A.; NETO, F. R. A. **Simulated distillation in the petroleum industry**. Revista Química Nova v.28 n.3 São Paulo May/June 2005. Disponível em: http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0100-40422005000300020
Acesso em : Agosto, 2005.
- FILHO, G. F. P.; MATA, R S. Tecnologia FOUNDATION Fieldbus. **Revista Mecatrônica Atual**. V 18 p. 54-59, out/nov 2004.
- FIEG, G; WOZNY, G. Experimental and theoretical studies of the dynamics of startup and product switchover operations of distillation columns. **Chemical Engineering and Processing**, v. 32, p. 283-290, 1993.
- FOUST, A. S.; WENZEL, L.A.; CLUMP, C.W.; MAUS, L.; ANDERSEN, L. B. **Princípios das Operações Unitárias**. 2 ed., Guanabara Dois, 1982.
- GILBERT, A.F; YOUSEF, A.; NATARAJAN, K.; DEIGHTON, S. Tuning of PI controllers with one-way decoupling in 2x2 MIMO systems based on finite frequency response data. **Journal of Process Control**, v. 13, p. 553-567, 2003.
- GEANKOPLIS, C. J., **Transport Processes and Unit Operations**. 3 ed, Prentice Hall, New Jersey, p. 855, A.2-3, 1983.
- GOMIDE, R. **Operações Unitárias**. Edição do Autor, São Paulo, v.4 p. 445. 1988.
- GOULD, L. **Chemical process control: theory and applications**. Addison-Wesley. USA, 1969.
- GOKHALE, V.; HUROWITZ, S.; RIGGS, J. B., A Comparison of Advanced Distillation Control Techniques for a Propylene/Propane Splitter, **Ind. Eng. Chem. Res.**, v. 34, n 12, p. 4413-4419, 1995.
- ITO, V. M. **Otimização de Colunas de Destilação Complexas**. Dissertação. (Mestrado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química - Universidade Estadual de Campinas - UNICAMP, Campinas, 2002.

JIMENEZ, E. S.; SALAMON, P.; RIVERO, R.; RENDON, C.; HOFFMANN, K.H.; SCHALLER, M.; ANDRESEN, B. Optimization of diabatic distillation column with sequential heat exchangers. **Industrial Engineering Chemical Research**, v. 43, p. 7566-7571, 2004.

KALID, R. A., **Apostila do Curso de Controle de Processos**. Publicação do Departamento de Engenharia Química da UFBA, Salvador, Bahia, Brasil, 1999. Disponível em: <http://www.lacoi.ufba.br/> Acesso em: Maio, 2005.

KING, C. J. **Separation Process**, McGraw-Hill Book Company, 1980.

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

KOEIJER, G.M.; RIVERO, R. Entropy production and exergy loss in experimental distillation columns. **Chemical Engineering Science**, v. 58, p. 1587-1597, 2003.

KOEIJER, G.; ROSJORDE, A.; KJELSTRUP, S. Distribution of heat exchangers in optimum diabatic distillation columns. **Energy Conversion and Management**, v. 29, p. 2415-2440, 2004.

LAZZARI, M. F.; WERLE, L. O.; STEINMACHER, F. R.; ARAUJO, P. H. H. Aquisição de dados visando a inferência de composição em uma coluna de destilação através de redes neurais. In: CONGRESSO REGIONAL DE INICIAÇÃO CIENTÍFICA E TECNOLÓGICA EM ENGENHARIA, 20. Foz do Iguaçu. 2005. **Anais do XX Congresso Regional de Iniciação Científica e Tecnológica em Engenharia – CRICTE**. Foz do Iguaçu, 2005.

LONGO, A. L., **Instrumentação e Controle de Processos Petroquímicos**. Monografia (Aperfeiçoamento/Especialização em Engenharia Química e Engenharia de Alimentos -66f.). Universidade Federal de Santa Catarina – UFSC, Florianópolis, 2003.

LUYBEN, W.L. **Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers**, 2 ed., McGraw-Hill, 1990.

MACHADO, R. A. F.; MARANGONI, C.; MENEGUELO, A. P.; BARAÑANO, A. G.; TEIXEIRA, A. C. **Análise e Controle de Processos da Indústria de Petróleo e Gás**. Apostila do curso de Controle de Processos do Departamento de Engenharia Química da UFSC, Florianópolis. 193p. 2003.

MANGANO, J. M.; DUNDIE, D. P. Foundation Fieldbus has arrived and is here to stay. **In Tech**, v. 45(2) Fev., p. 45-9, 1998.

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

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

MOURA, L.G. **Modelagem Empírica de Colunas de Destilação utilizando Redes Neurais de Wavelets para Otimização e Controle de Processos**. Dissertação. (Mestrado em Engenharia Química). Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Catarina - UFSC, Florianópolis, 2003.

- MORAES, C. A. S. **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.
- MUSK, K.; YOUNG, J.; GROSDIDIER, P.; TANI, S. Crude unit product quality control. **Computers & Chemical Engineering**, v 15, n. 9, p. 629-638, September 1991.
- NOORAI, A.; ROMAGNOLI, J.; FIGUEROA, J. Process, identification, uncertainty characterisation and robustness analysis of a pilot scale distillation column. **Journal of Process Control**, v. 9, n 3, p. 247-264, 1999.
- NUNES, R. L. **Supervisão e Controle “on line” de um Reator de Polimerização em Escala Piloto**. Dissertação. (Mestrado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química - Universidade Estadual de Campinas - UNICAMP, Campinas, 2003.
- O’CONNOR, D. L.; GRIMSTAD, K.; MCKAY, J. **ISA Meeting**, Anaheim, 1991.
- PANISSA, G. L. **Uma nova abordagem para o controle de colunas de destilação**. Monografia (Aperfeiçoamento/Especialização em Engenharia Química e Engenharia de Alimentos -37f.). Universidade Federal de Santa Catarina – UFSC, Florianópolis, 2003.
- PASETTI, G. **Instrumentação, Controle e Supervisão de uma Coluna de Destilação Piloto Utilizando Tecnologia Foundation Fieldbus**. Dissertação. (Mestrado em Engenharia Elétrica). Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica, Universidade Federal de Santa Catarina – UFSC. Florianópolis, 2005.
- PERRY, J.H., **Chemical Engineer’s Handbook**. London: McGraw-Hill, 1999.
- PERRY, J. H.; CHILTON, C.H. **Chemical Engineer’s Handbook**. New York, McGraw-Hill, 1973.
- PINTO, L.T. **Aplicação de Colunas de Múltiplo-Efeito na Destilação do Sistema Etanol-Água. Economia de Energia**. Dissertação. (Mestrado em Engenharia de Produção). Universidade Federal de Santa Catarina – UFSC, Florianópolis, 1987.
- PRETT, D. M.; MORARI, M. **The Shell Process Control Workshop**. Boston. Ed. Butterworths, 1987.
- PRZYBYLSKI, F. J. Foundation Fieldbus enables the realization of the DCS full potencial. **Advances in Instrumentation and Control**, v. 51(1), p. 791-802, 1996.
- REMBERG, C. Decision supporting system for the design of control systems for distillation columns. **Computers & Chemical Engineering**, v 18, p. 409-413, 1994.
- REID, R.; PRAUSNITZ, J. M.; POLING, B. **The properties of Gases & Liquids**. 4 ed. New York: McGraw-Hill, 1987.
- RIVERO, R. Exergy simulation an optimization of adiabatic and diabatic binary distillation. **Energy Conversion and Management**. v. 26 p. 561-93, 2001.
- RIVERO, R. Application of the exergy concept in the petroleum refining and petrochemical industry. **Energy Conversion and Management**, v. 43, p. 1199-1220, 2002.

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

RODRIGUES, B. R.; MENEGUELO, A. P.; ARAÚJO, P. H. H. Inferência de Composições em Coluna de Destilação Multicomponente utilizando Software Comercial. In: CONGRESSO NACIONAL DE ESTUDANTES DE ENGENHARIA QUÍMICA, 14. 2005. Porto Alegre. **Anais do XIV Congresso Nacional de Estudantes de Engenharia Química – CONEEQ**, Porto Alegre, 2005.

RUIZ, C. A.; CAMERON, I. T.; GANI, R. A. Generalizes dynamic model for distillation columns III: Study of startup operations. **Computers & Chemical Engineering**, v. 12, n. 1, p. 1-14, 1988.

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

SAUAR, R.; RIVERO, R.; KJELSTRUP, S.; LIEN, K.M. Diabatic column optimization compared to isoforce columns. **Energy Conversion and Management**, v. 38, p. 1777-1783, 1997.

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

SCHALLER, M.; HOFFMANN, K.H.; SIRAGUSA, G.; SALAMON, P.; ANDRESEN, B. Numerically optimized performance of diabatic distillation columns. **Computers & Chemical Engineering**, v. 25, p. 1537-1548, 2001.

SCHRÖDER, A. **Controle Ótimo no Tempo de Colunas de Destilação**. Tese. (Doutorado em Engenharia Química). Faculdade de Engenharia Química da Universidade Estadual de UNICAMP. Campinas, 1999.

SHINSKEY, F. G. **Distillation Control**. 2 ed. McGraw-Hill . Massachusetts, 1984

SHINSKEY, F. G. **Process Control System – Application, Design and Tuning**, McGraw-Hill Book Company, 1996.

SKOGESTAD, S. Dynamics control of distillation columns – a tutorial introduction. **Trans. IchemE**, v. 65, Part A. 1997.

SMAR, Equipamentos Industriais Ltda. **A FOUNDATION Fieldbus Technology Overview**, Sertãozinho - SP. Disponível em: <http://www.smar.com/PDFs/Catalogues/FBTUTCE.pdf>. Acesso em: Novembro, 2005.

SMITH, J. M.; VAN NESS, H. C.; ABBOTT, M. M. **Introduction to chemical engineering thermodynamics**, 5 ed., McGraw-Hill, 1996.

SØRENSEN, E., SKOGESTAD, S. Comparison of regular and inverted batch distillation. **Chemical Engineering and Processing**, v. 51, n. 22, p. 4949-4962, 1996a.

SØRENSEN, E.; SKOGESTAD, S. Optimal startup procedures for batch distillation. **Computers & Chemical Engineering**, v. 20, suppl, p. 1275-1262, 1996b.

SONG, J. *et al.* Scheduling of Actual Size Refinery Processes Considering Environmental Impacts with Multiobjective Optimization. **Industrial Engineering Chemical Research**, v. 41, p. 4794-4806, 2002.

SOARES, C. **Avaliação experimental dos coeficientes de transferência de massa e calor em uma coluna com pratos perfurados**. Dissertação. (Mestrado em Engenharia Química) Faculdade de Engenharia Química - Universidade Estadual de Campinas – UNICAMP. Campinas, 2000.

STEINMACHER, F. R., MARANGONI, C., MACHADO, R. F. A., ARAÚJO, P.H. Avaliação de partidas e definição das condições de operação de coluna de destilação. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE PETRÓLEO E GÁS, 2004. Salvador. **Anais do Congresso Brasileiro de Petróleo e Gás**, Salvador, 2004.

STEPHANOPOULOS, G. **Chemical Process Control: an introduction to theory and practice**, Prentice-Hall, New Jersey, p. 696, 1984.

VISWANATHAN, J.; GROSSMAN, I. E. Alternative MINLP model for finding the number of trays for a specified separation objective. **Computers & Chemical Engineering**, vol 17, p. 949-955, 1993.

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

WALTER, J.F., SHERWOOD, T.K. Gas absorption in bubble-cap columns. **Ind. Eng. Chem.**, v. 33, n. 4, p. 493-501, 1941.

WERLE, L. O.; STEINMACHER, F. R.; MARANGONI, C.; MACHADO, R. A. F.; ARAUJO, P. H. H.; SAYER, C. Avaliação e comparação da fase de aquecimento de uma coluna de destilação com ação distribuída e convencional In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA E CONGRESSO BRASILEIRO DE TERMODINÂMICA APLICADA, 16. 2006. Santos. **Anais do XVI Congresso Brasileiro de Engenharia Química e III Congresso Brasileiro de Termodinâmica Aplicada** – COBEQ, editora da Unicamp. Santos, 2006a.

WERLE, L. O.; MARANGONI, C.; STEINMACHER, F. R.; MACHADO, R. A. F.; ARAUJO, P. H. H.; SAYER, C. The use of distributed heating along a distillation column aiming the minimization of the startup time. In: INTERAMERICAN CONGRESS OF CHEMICAL ENGINEERING, 22. 2006. Buenos Aires. **Anais do XXII Interamerican Congress of Chemical Engineering** – CIIQ, editor Asociación de Ingenieros Químicos, outubro de 2006, p 49. Buenos Aires, 2006b.

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

WOZNY, G.; LI, P. Optimization and experimental verification of startup policies for distillation columns. **Computers & Chemical Engineering**, v 28, p 253-265, 2004.

Apêndice A

Processo de Refino

A unidade de destilação é o principal processo envolvido no refino de petróleo. Uma das principais etapas de transformação do petróleo em produtos comercializáveis é a separação de suas frações realizada através do refino do óleo cru. Neste apêndice será descrita a etapa do refino do petróleo e a situação atual das refinarias.

5.6. O Refino do Petróleo

Uma refinaria consiste em uma rede complexa de processos unitários integrados com o objetivo de produzir grande variedade de produtos a partir do óleo cru. A maioria destas unidades são compostas de colunas de fracionamento e o seu desempenho é totalmente dependente da correta operação destas unidades.

A característica marcante das colunas de destilação em refinarias consiste na sua operação de forma contínua, exibindo assim um comportamento dependente das perturbações ocorridas durante o processo de separação. Estas unidades devem possuir flexibilidade suficiente para suportar tais perturbações, muitas vezes decorrentes da economia de mercado.

Por se tratar de uma rede integrada de processos, é importante que cada unidade opere corretamente e sem alterações durante o processo, de maneira que não afete as próximas unidades. A integração de processos é ilustrada através da Figura A.1 que apresenta um diagrama geral com as etapas de produção dos derivados de petróleo, destacando seus principais processos.

As operações físicas e químicas envolvidas no refino de petróleo têm por objetivo a obtenção de produtos de maior valor comercial, que atendem as necessidades das indústrias para fins energéticos (gasolina, óleo diesel, querosene, etc.) e matéria-prima (óleos lubrificantes, nafta petroquímica, etc.).

A indústria petroquímica é o setor industrial que compreende a fabricação de produtos químicos como plásticos, fertilizantes, entre outros, a partir dos derivados de petróleo ou gás natural. Este setor apresenta características inerentes à indústria química conhecida como pesada, necessitando de suprimento abundante, contínuo e regular de matérias-primas com preços competitivos, devido à elevada escala de produção e do

emprego de processos contínuos e automatizados. Apresenta, geralmente, expressivo custo operacional, alto investimento para implantação e participação relativamente baixa da mão-de-obra no custo final do produto. Requer ainda elevado apoio de utilidades (água, vapor, energia elétrica, etc) e de facilidades (transporte, armazenamento, manuseio, etc).

A característica geral do refino do petróleo é o processamento econômico do óleo cru, o que sai do poço após a separação da água e do gás, até os produtos comercializáveis (MOURA, 2003).

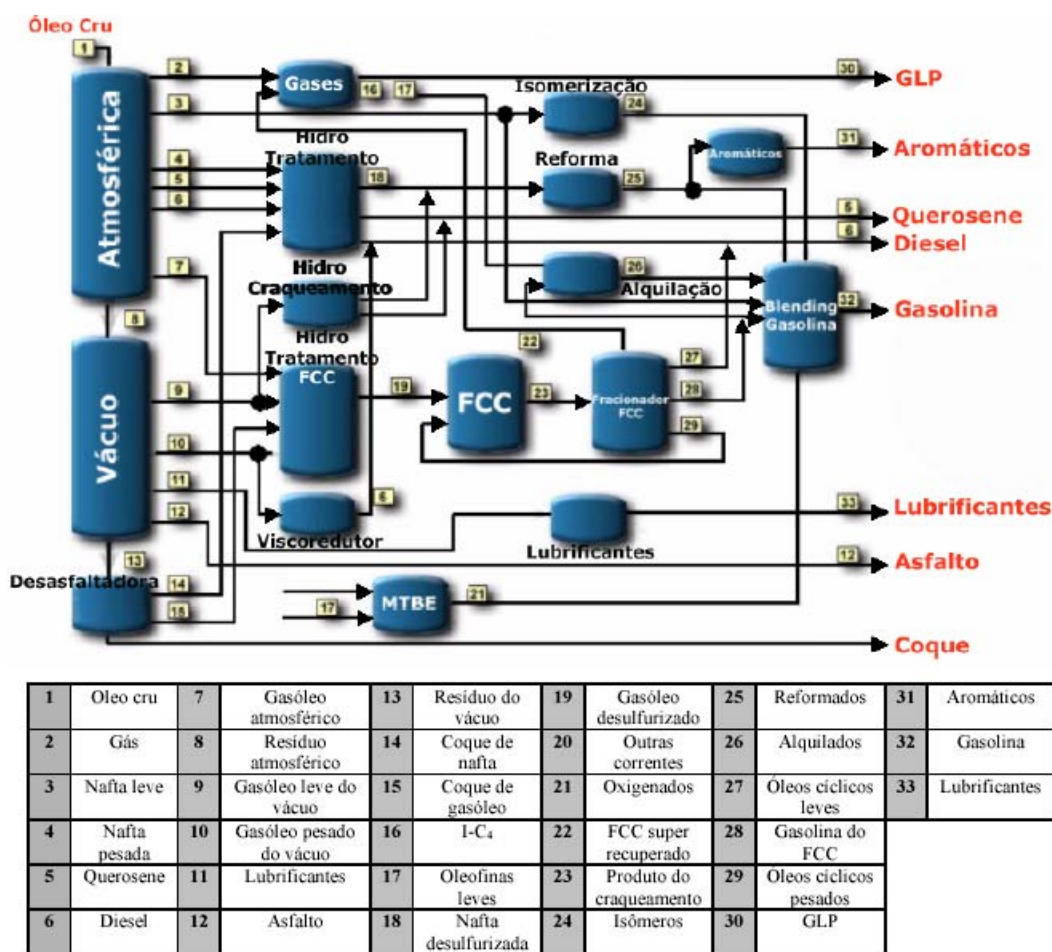


Figura A.1 Diagrama esquemático dos processos de uma refinaria de petróleo

A etapa do refino do petróleo envolve a separação por destilação, que por sua vez compreende as operações unitárias de escoamento de fluídos, transferência de calor e de massa. O processamento por destilação do petróleo nos seus diversos produtos consiste numa separação puramente física dos hidrocarbonetos.

As operações mais antigas de destilação descontínua foram quase inteiramente superadas pela destilação contínua. Os sistemas usados modernamente compreendem o aquecimento do óleo, mediante bombeamento através de tubos colocados num forno, seguido pela vaporização numa coluna de fracionamento com diversas saídas laterais, que

possibilitam a retirada de frações com várias faixas de ebulição, os cortes a vácuo ou a vapor.

A primeira etapa de separação do óleo cru conduz às seguintes frações principais:

Destilados leves: compreendem as naftas e óleos refinados, a gasolina de aviação, a gasolina de automóveis, os solventes do petróleo e o querosene para jatos. A gasolina encabeça a lista com o mais importante entre os produtos do petróleo.

Destilados intermediários: Incluem o gasóleo, o óleo de fornalha pesado, o óleo de craqueamento, o óleo diesel combustível, o óleo de absorção e destilados craqueados e reformados, para obtenção de gasolina.

Destilados pesados: fornecem os óleos lubrificantes (provenientes dos resíduos), os óleos pesados para diversos empregos e as parafinas. Os destilados pesados são também hidrocraqueados a combustíveis mais leves e a gasolina.

Resíduos: incluem o asfalto, o óleo combustível residual, o coque e o petrolato. São co-produtos, ou resíduos, do processo normal de refinação. O coque de petróleo é usado comercialmente para fabricação de eletrodos, na fabricação do carvão de cálcio, em tintas e na indústria cerâmica.

As diversas frações obtidas a partir do óleo cru sofrem novas separações e tratamentos, normalmente novas destilações, até atingirem a qualidade de produtos comercializáveis. Destinam-se principalmente ao uso como combustíveis ou como matéria-prima da indústria petroquímica, quando atingem seu mais alto valor agregado.

Com a necessidade de ampliação e modernização que se observa nas refinarias e com o processamento de óleos pesados, característicos da exploração brasileira, os investimentos na área de refino têm sido direcionados, entre outros, para a adaptação tecnológica das unidades de destilação (SIEBE, 2005).

Com o objetivo de ampliar a quantidade de óleo nacional processado bem como produzir derivados mais nobres e atender aos padrões de qualidade dos produtos, inúmeros estudos vêm sendo desenvolvidos nas áreas do processamento de óleo cru. A destilação é o principal processo envolvido no refino de petróleo. Mantê-la no ponto de maior lucratividade exige sistemas de controle flexíveis e robustos para eliminar perturbações de diversas naturezas, desde mudanças econômicas como estratégias de mercado a mudanças locais como a origem da carga de óleo cru processado.

Um dos pontos-chaves para atender a demanda nacional do refino brasileiro consiste na automação e controle das unidades. Com investimentos sendo realizados nesta área com o intuito de conferir qualidade aos produtos e segurança ao processo é fácil perceber a necessidade de se estudar e aprimorar as técnicas já existentes.

Apêndice B

FOUNDATION Fieldbus

A necessidade de ter um controle preciso nos equipamentos industriais são decorrentes da grande projeção das indústrias de petróleo e petroquímicas, da necessidade de sistemas de controle mais seguros e eficientes, com demanda pequena de custos e manutenção.

Atualmente procuram-se cada vez mais sistemas de controle inteligentes que possam monitorar um processo de forma automática e eficiente. O *fieldbus* é definido como o elo de comunicação serial entre os dispositivos de automação, primários localizados junto ao processo, e o nível de controle imediatamente superior na sala de controle com mais capacidade de processamento. Por ser um sistema de monitoramento e controle totalmente digital, tem sido um protocolo de comunicação muito utilizado integralização de elementos simples à nível de chão de fábrica.

A tecnologia *fieldbus* oferece grandes vantagens operacionais em relação outras tecnologias existentes no mercado. Neste apêndice serão abordados estes aspectos e descrita a estruturação de sua rede.

5.7. Tecnologia FOUNDATION Fieldbus

O protocolo *fieldbus* foi proposto inicialmente em 1994 por uma fundação internacional chamada Fieldbus FOUNDATION, sediada nos Estados Unidos, composta pela união de duas organizações de *fieldbus* existentes, a ISP (*Interoperable System Protocol*) e uma divisão da WorldFIP francesa, mais um grupo de 85 empresas. Aliados aos organismos internacionais de normalização IEC e ISA (NUNES, 2003).

Atualmente existem vários *softwares* configuradores e de supervisão para sistemas FOUNDATION *Fieldbus*. Estes *software* via de regra utilizam o padrão de comunicação não-proprietária de interface Windows denominado OPC (*OLE for Process Control*).

O padrão de comunicação OPC é uma tecnologia cliente/servidor, permite a configuração e monitoramento de equipamentos a partir de uma estação de trabalho (cliente) conectada remotamente a interfaces localizadas e as pontes (servidores) via rede *ethernet*. As *tags* exportadas para OPC têm suas bases de dados disponibilizadas para qualquer HMI (*Interface Homem-máquina*), não restringindo o usuário a apenas uma HMI,

permitindo-o escolher a de preferência, ou até mesmo desenvolver seu próprio *software*, havendo total independência do *software* de controle do fabricante do hardware.

Com a facilidade de transferência de dados entre aplicativos Windows[®], as informações do *fieldbus* tornam-se acessíveis às redes de comunicação corporativas dentro ou fora da fábrica.

A rede FOUNDATION *Fieldbus* (FF) é uma rede digital cuja padronização levou mais de dez anos para ser concluída. É uma evolução tecnológica para a comunicação digital na instrumentação e no controle de processos. Ela difere de outros protocolos de comunicação porque é designada a resolver aplicações de controle de processos ao invés de apenas transferir dados na rede de uma forma digital, graças à inserção de processadores (Figura B.1) em cada instrumento de campo que compõe o sistema (PASETTI, 2005). O sistema de comunicação serial bidirecional permite a interligação em rede de múltiplos instrumentos diretamente no campo realizando funções de controle e monitoração de processos através de *softwares* supervisórios.

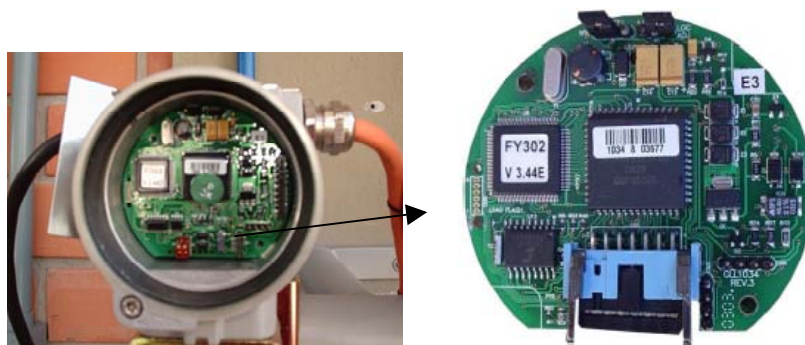


Figura B.1 Microprocessador no interior do instrumento *fieldbus*.

A aplicabilidade desse sistema inteligente está baseada na integralização de elementos simples ao nível de chão de fábrica. Consistindo em uma rede para os instrumentos utilizados no processo de automação, esta tecnologia de comunicação possui a finalidade de distribuir a aplicação do controle, através de redes industriais (BENTLEY, 1995).

Ao contrário das iniciativas anteriores de controle distribuído (DCS – *Distributed Control System*), ou em português SDCD (Sistema Digital de Controle Distribuído) onde protocolos foram projetados para ter ampla atuação e depois modificados a fim de obter maior desempenho nas aplicações críticas, os *fieldbuses* (FCS – *Field Control System*) já foram concebidos para o nível de controladores e transmissores, conforme ilustra a Figura B.2.

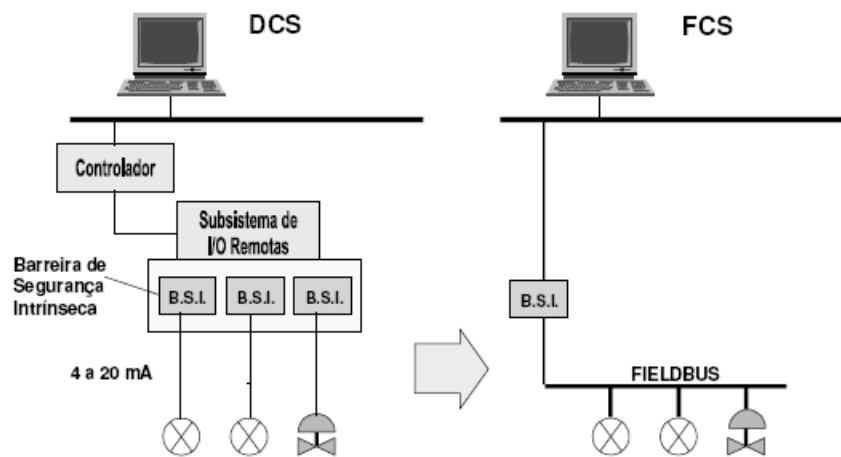


Figura B.2 Esquema do barramento de campo.

Organismos de padronização pioneiros nos trabalhos com *fieldbus*, como o IEEE, o IEC e a ISA, iniciaram os trabalhos por elaborar um conjunto de requisitos iniciais que o novo protocolo deveria suportar, como tempos de resposta, topologia física, redundância, confiabilidade, número de dispositivos por ramo de rede, método de acesso ao meio físico, alimentação dos transmissores, comprimento do barramento e métodos de configuração do sistema (NUNES, 2003).

B.2 Vantagens e Desvantagens do protocolo

A redução do custo de fiação do *fieldbus* sobre a tecnologia DSC, foi avaliada por Mangano e Dundie (1998) em 40% a 60%, resultando, juntamente com outros fatores, em uma redução do custo de projeto (*hardware*, *software*, engenharia e instalação) de 55% sobre o DSC. Tal economia em cablagem se deu principalmente pela substituição da topologia ponto a ponto pela topologia de barramento multiponto.

Segundo Brandão (2000), Nunes (2003) e Pasetti (2005) as vantagens que devem ser observadas neste tipo de barramento são:

1. Redução do cabeamento, painéis, fontes de alimentação, conversores e, conseqüentemente, do tamanho e complexidade das salas de controle;
2. Possibilidade da migração do processamento do controlador para os transmissores;
3. Alimentação do instrumento pelo mesmo cabo de sinal;
4. Opções de segurança intrínseca;
5. Expansão e evolução flexíveis;

6. Suporte para *asset management*: capacidade de realizar funções de diagnóstico, configuração, calibração via rede permitindo transmitir dados de instrumentação em tempo real, resultando maior facilidade e economia na manutenção;
7. Disponibilização rápida de informações em qualquer ponto da rede, além de uma maior gama de informações disponíveis;
8. Capacidade de *auto sensing* (auto reconhecimento) do instrumento permitindo fácil instalação e *download* de parâmetros;
9. Sinal de alta resolução e livre de distorções assegura precisão do sinal recebido aumentando a confiabilidade do sistema de automação;
10. Diminuição do tempo dos *loops* de controle.

Na tecnologia *fieldbus* existe a possibilidade de se distribuir os controles entre os instrumentos encontrados na rede. Assim cada instrumento recebe de um controlador (PC ou PLC, por exemplo) a sua lei de controle e fica responsável por aplicá-la sem que haja a necessidade de transmitir informações para uma estação central, uma vez que o próprio sensor envia diretamente para o atuador o sinal de medição, há uma melhoria no desempenho do processo, diminuindo os tempos de atraso e também o esforço computacional da estação central.

Um destaque da rede *fieldbus* é possibilitar que os dispositivos no chão de fábrica fiquem imunes às falhas que venham a ocorrer com as estações de operação. Isto porque as ações de controle são locais, processadas nos próprios instrumentos e não vêm destas estações.

Como desvantagens do *fieldbus* têm-se a concentração da comunicação em poucos canais de rede, o que compromete o desempenho do tráfego de informação e torna todo o sistema mais suscetível a um rompimento do barramento, portanto a concentração de malhas por canal deve ser estudada caso a caso, conforme comenta Przybylski (1996).

Várias iniciativas de normalização de *fieldbus* foram observadas e existe atualmente um número considerável de tipos de *fieldbus* que atendem aos requisitos de diferentes tipos de chão de fábrica.

A padronização internacional do barramento de campo tornará fácil a elaboração de interfaces para os diversos tipos de aplicações industriais, baseados em um mesmo protocolo, além de tornar o mercado de sistemas aberto, ou seja, garantir a interoperabilidade de equipamentos de diferentes fabricantes.

Um sistema FOUNDATION *Fieldbus* é um sistema heterogêneo distribuído, composto por *softwares* de configuração e supervisão, equipamentos de campo, interfaces de comunicação e supervisão, fontes de alimentação e pela própria rede que os interconecta.

B.3 Arquitetura da rede FOUNDATION Fieldbus

Uma rede *fieldbus* admite dois níveis físicos em sua arquitetura. O nível H1 e o nível HSE. O H1 opera a uma baixa velocidade (31,25 Kbit/s) concebido para interligação de instrumentos encontrados no chão de fábrica (atuadores, sensores e dispositivos de entrada e saída I/O). O nível superior ao H1, conhecido como HSE (*High Speed Ethernet*), opera a uma taxa de 100 Mbits/s, e é quem liga o nível H1 às estações de operação, aos controladores mais rápidos como CLP além de permitir a conexão entre diferentes níveis H1. Há um dispositivo responsável pela ligação entre os dois níveis H1 e HSE que é conhecido como *Linking Device* e desempenha o papel de ponte entre os mesmos. (CONSTANTINO, 2005).

A topologia de uma rede *fieldbus* pode ser vista na Figura B.3.

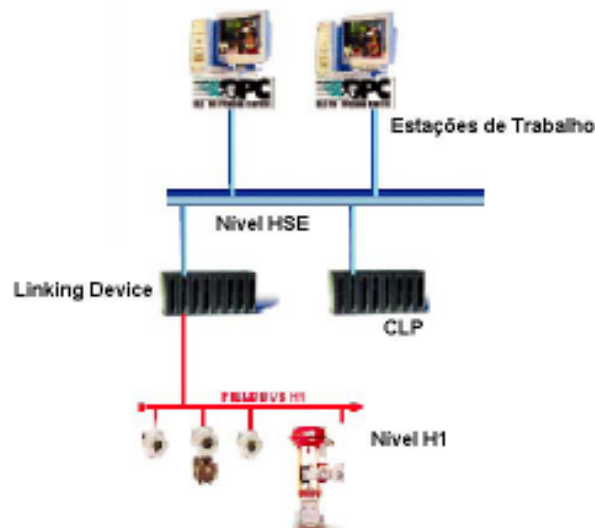


Figura B.3 Topologia de uma rede *fieldbus*.

As topologias utilizadas são geralmente do tipo barramento ou, quando equipadas com caixas de junção (*junction boxes*), podem ser utilizadas topologias do tipo árvore ou a combinação de ambas.

Cada segmento ou rede FF comporta até 12 equipamentos de campo alimentados pelo próprio barramento e outros 20 equipamentos alimentados por fonte extra, cada qual com um endereço lógico na rede. Esse limite se deve, principalmente, a características elétricas da fonte e consumo de corrente dos equipamentos. Em termos práticos o número total de equipamentos não deve ultrapassar 16, pois o tráfego na rede tende a se tornar muito alto (FILHO e MATTA, 2004, apud PASETTI, 2005).

O comprimento máximo do barramento, quando utilizados repetidores (máximo 4) para regenerar o sinal, alcança uma distância máxima de 9.500 metros entre dois instrumentos.

Apêndice C

2.9.1 Balanço Global de Massa e Energia da coluna

Microsoft Excel - Planilha_BALANÇO_ENERGETICO_DESTILAÇÃO

Balanço de Massa Global da Coluna

| Mistura | Entrada | | Saída | |
|---------------------|-------------------------|------------------------------|-----------------------------|--|
| | Corrente da Alimentação | Corrente de Produto de Fundo | Corrente de Produto de Topo | |
| Vazão (volumétrica) | 300,000 | 282,000 | 18,000 | |
| Vazão (molar) | 15,076 | 0,419 | 14,657 | |

Entrada = Saída

Balanço de Energia Global da Coluna

| Mistura | Entrada | | | Saída | | |
|---------|-------------------|------------------|------------------|-------------------|-------------------|--------------------|
| | Q _{base} | Q _{alm} | Q _{res} | Q _{cond} | Q _{dest} | Q _{fundo} |
| Calores | Q _{base} | 22,59734 | 0,00000 | 12,79651 | 0,47912 | 21,52455 |

Entrada = Saída

Calor fornecido a Base obtido através do Balanço de Energia

Condição

$$Q_{base} = (Q_{cond} + Q_{dest} + Q_{fundo}) - (Q_{res} + Q_{a lim})$$

$$Q_{base} = 12,16284 \text{ kW}$$

$$\alpha_T = \frac{Q_{base} + Q_{res} + Q_{a lim}}{Q_{cond} + Q_{dest} + Q_{fundo}}$$

$$\alpha_T = 1$$

2.9.2 Detalhamento dos cálculos do Balanço de Energia

Microsoft Excel - Planilha_BALANÇO_ENERGETICO_DESTILAÇÃO

Cálculo da Energia Térmica adicionada na Corrente de Alimentação

$$Q_F = n \cdot H_F$$

$$Q_F = n_T [x_a C_{p,a}^L + x_{H_2O} C_{p,H_2O}^L] (T_F - T_{ref})$$

$$C_{p,a}^L(T) = \left(\frac{0,23895}{\text{MJ mol}^{-1}} \right) (5,2634E^4 + 24,119E^3 T - 8,5085E^{-2} T^2 + 1E^{-5} T^4)$$

$$C_{p,H_2O}^L(T) = \frac{76,00431}{\text{mol K}}$$

$$C_{p,a}^L(T) = 281,562 - 1,435T + 2,903E^{-3} T^2$$

$$C_{p,H_2O}^L(T) = \frac{146,02475}{\text{mol K}}$$

$$Q_F = 22,59734 \text{ kW}$$

Cálculo da Energia Térmica que sai na Corrente de Produto de Topo

$$Q_{dest} = n \cdot H_{dest}$$

$$Q_{dest} = n_T [x_a C_{p,a}^V + x_{H_2O} C_{p,H_2O}^V] (T_{dest} - T_{ref})$$

$$C_{p,a}^V(T) = \left(\frac{0,23895}{\text{MJ mol}^{-1}} \right) (5,2634E^4 + 24,119E^3 T - 8,5085E^{-2} T^2 + 1E^{-5} T^4)$$

$$C_{p,H_2O}^V(T) = \frac{75,57036}{\text{mol K}}$$

$$C_{p,a}^V(T) = 281,562 - 1,435T + 2,903E^{-3} T^2$$

$$C_{p,H_2O}^V(T) = \frac{127,42472}{\text{mol K}}$$

$$Q_{dest} = 0,47912 \text{ kW}$$

Cálculo da Energia Térmica adicionada nos Pratos através das Resistências

$$Q_{res} = \frac{\% P_r}{100} (\text{Potência fornecida ao prato}) \cdot \text{Potência Total}$$

$$Q_{res} = \frac{\% P_r}{100} \cdot 35 \text{ kW}$$

Cálculo da Energia Térmica que sai na Corrente de Produto de Fundo

$$Q_{fundo} = n \cdot H_{fundo}$$

$$Q_{fundo} = n_T [x_a C_{p,a}^L + x_{H_2O} C_{p,H_2O}^L] (T_{fundo} - T_{ref})$$

$$C_{p,a}^L(T) = \left(\frac{0,23895}{\text{MJ mol}^{-1}} \right) (5,2634E^4 + 24,119E^3 T - 8,5085E^{-2} T^2 + 1E^{-5} T^4)$$

$$C_{p,H_2O}^L(T) = \frac{76,00178}{\text{mol K}}$$

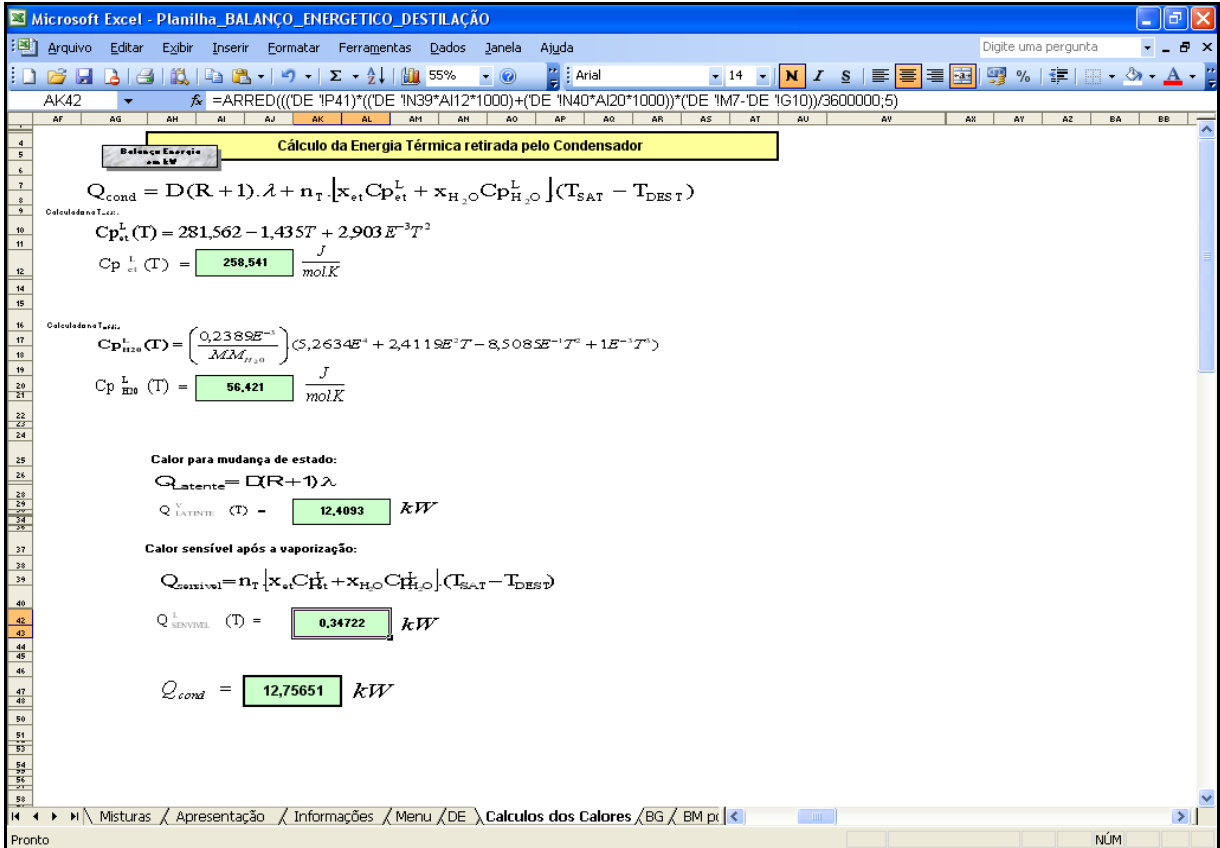
$$C_{p,a}^L(T) = 281,562 - 1,435T + 2,903E^{-3} T^2$$

$$C_{p,H_2O}^L(T) = \frac{146,02475}{\text{mol K}}$$

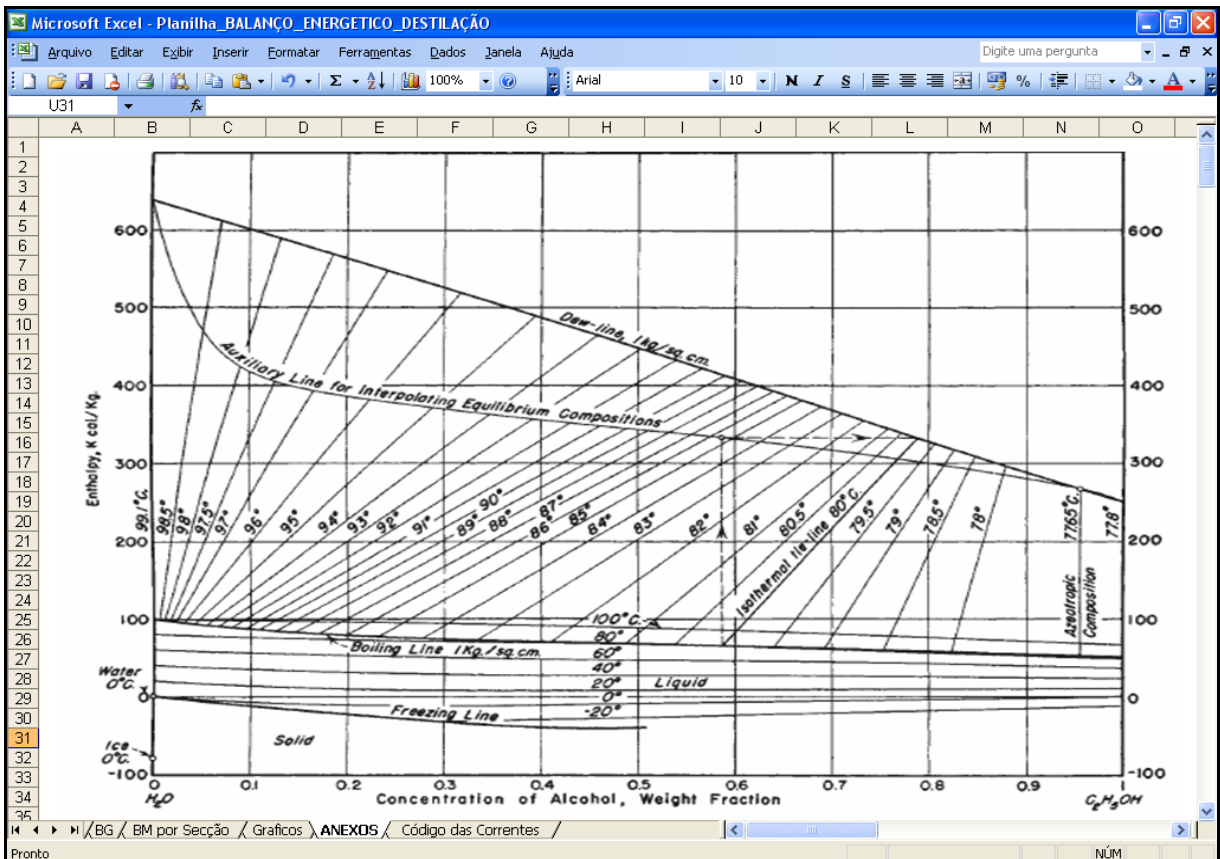
$$Q_{fundo} = 21,52455 \text{ kW}$$

Q_{res1} = 0,00000 kW Q_{res2} = 0,00000 kW
 Q_{res3} = 0,00000 kW Q_{res4} = 0,00000 kW
 Q_{res5} = 0,00000 kW Q_{res6} = 0,00000 kW
 Q_{res7} = 0,00000 kW Q_{res8} = 0,00000 kW
 Q_{res9} = 0,00000 kW Q_{res10} = 0,00000 kW
 Q_{res11} = 0,00000 kW Q_{res12} = 0,00000 kW
 Q_{res13} = 0,00000 kW Q_{res14} = 0,00000 kW
 Q_{res15} = 0,00000 kW Q_{res16} = 0,00000 kW
 Q_{res17} = 0,00000 kW Q_{res18} = 0,00000 kW
 Q_{res19} = 0,00000 kW Q_{res20} = 0,00000 kW
 Q_{res21} = 0,00000 kW Q_{res22} = 0,00000 kW
 Q_{res23} = 0,00000 kW Q_{res24} = 0,00000 kW
 Q_{res25} = 0,00000 kW Q_{res26} = 0,00000 kW
 Q_{res27} = 0,00000 kW Q_{res28} = 0,00000 kW
 Q_{res29} = 0,00000 kW Q_{res30} = 0,00000 kW
 Q_{res31} = 0,00000 kW Q_{res32} = 0,00000 kW
 Q_{res33} = 0,00000 kW Q_{res34} = 0,00000 kW
 Q_{res35} = 0,00000 kW Q_{res36} = 0,00000 kW
 Q_{res37} = 0,00000 kW Q_{res38} = 0,00000 kW
 Q_{res39} = 0,00000 kW Q_{res40} = 0,00000 kW
 Q_{res41} = 0,00000 kW Q_{res42} = 0,00000 kW
 Q_{res43} = 0,00000 kW Q_{res44} = 0,00000 kW
 Q_{res45} = 0,00000 kW Q_{res46} = 0,00000 kW
 Q_{res47} = 0,00000 kW Q_{res48} = 0,00000 kW
 Q_{res49} = 0,00000 kW Q_{res50} = 0,00000 kW
 Q_{res51} = 0,00000 kW Q_{res52} = 0,00000 kW
 Q_{res53} = 0,00000 kW Q_{res54} = 0,00000 kW
 Q_{res55} = 0,00000 kW Q_{res56} = 0,00000 kW
 Q_{res57} = 0,00000 kW Q_{res58} = 0,00000 kW
 Q_{res59} = 0,00000 kW Q_{res60} = 0,00000 kW
 Q_{res61} = 0,00000 kW Q_{res62} = 0,00000 kW
 Q_{res63} = 0,00000 kW Q_{res64} = 0,00000 kW
 Q_{res65} = 0,00000 kW Q_{res66} = 0,00000 kW
 Q_{res67} = 0,00000 kW Q_{res68} = 0,00000 kW
 Q_{res69} = 0,00000 kW Q_{res70} = 0,00000 kW
 Q_{res71} = 0,00000 kW Q_{res72} = 0,00000 kW
 Q_{res73} = 0,00000 kW Q_{res74} = 0,00000 kW
 Q_{res75} = 0,00000 kW Q_{res76} = 0,00000 kW
 Q_{res77} = 0,00000 kW Q_{res78} = 0,00000 kW
 Q_{res79} = 0,00000 kW Q_{res80} = 0,00000 kW
 Q_{res81} = 0,00000 kW Q_{res82} = 0,00000 kW
 Q_{res83} = 0,00000 kW Q_{res84} = 0,00000 kW
 Q_{res85} = 0,00000 kW Q_{res86} = 0,00000 kW
 Q_{res87} = 0,00000 kW Q_{res88} = 0,00000 kW
 Q_{res89} = 0,00000 kW Q_{res90} = 0,00000 kW
 Q_{res91} = 0,00000 kW Q_{res92} = 0,00000 kW
 Q_{res93} = 0,00000 kW Q_{res94} = 0,00000 kW
 Q_{res95} = 0,00000 kW Q_{res96} = 0,00000 kW
 Q_{res97} = 0,00000 kW Q_{res98} = 0,00000 kW
 Q_{res99} = 0,00000 kW Q_{res100} = 0,00000 kW
 Q_{res TOTAL} = 0,00000 kW

Detalhamento dos cálculos do Balanço de Energia (continuação)



2.9.3 Gráfico usado para obtenção da entalpia de vaporização



Apêndice D

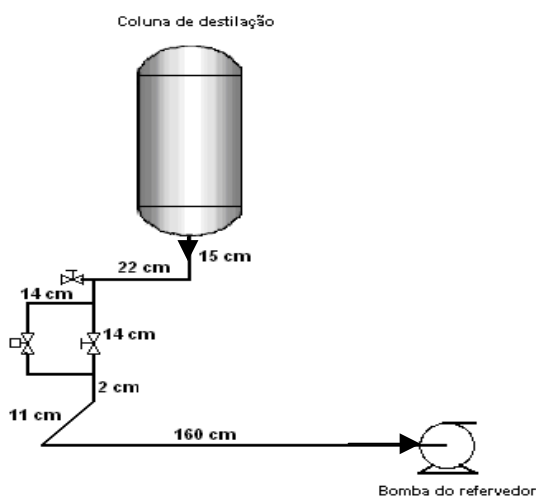
Perdas de energia para o ambiente

Neste apêndice serão apresentadas todas as seções e subseções da coluna com o objetivo de realizar uma avaliação da perda de calor para o ambiente externo em função do isolamento ou não das tubulações.

2.9.7 Seção de Esgotamento

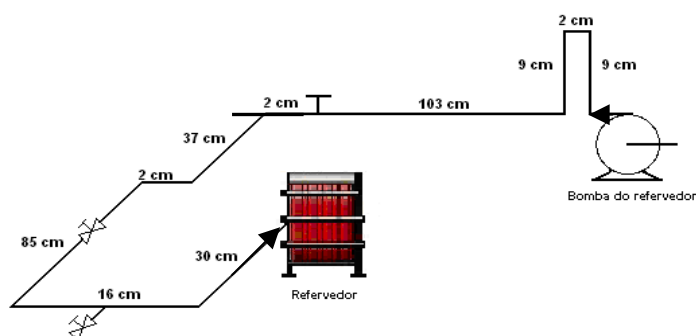
Esta seção foi dividida em subseções que serão representadas da seguinte maneira:

2.9.7.1 Produto de fundo/bomba do refervedor (FY3)



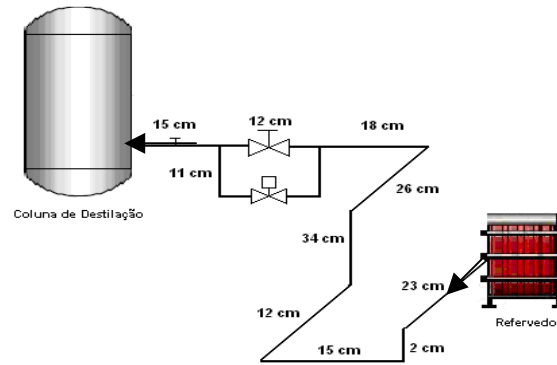
As tubulações que compõem esta linha estão 100% isoladas.

2.9.7.2 Bomba do refervedor (FY3)/refervedor



As tubulações que compõem esta linha estão 92,73% isoladas.

2.9.7.3 Refervedor/coluna

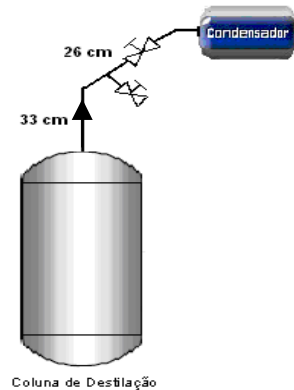


As tubulações que compõem esta linha estão 100% isoladas.

2.9.8 Seção de Enriquecimento

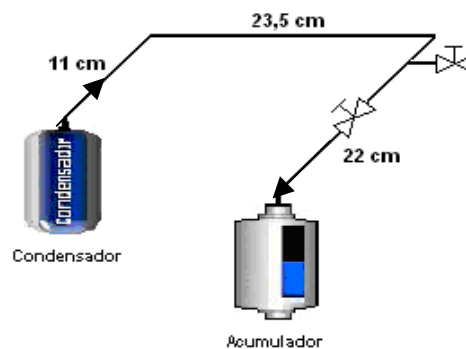
Esta seção também foi dividida em subseções que serão representadas a seguir.

2.9.8.1 Saída do topo da coluna/entrada do condensador



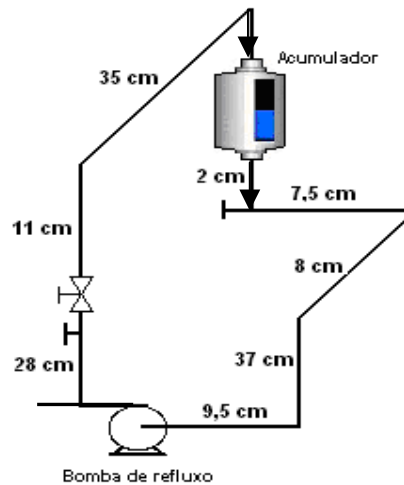
As tubulações que compõem esta linha estão 100% isoladas.

2.9.8.2 Saída do condensador/entrada no acumulador



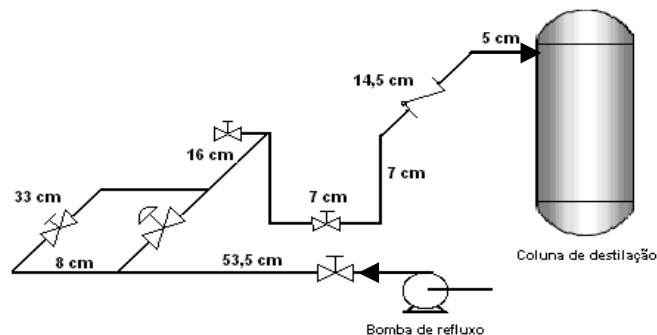
As tubulações que compõem esta linha não estão isoladas.

2.9.8.3 Corrente de recirculação do acumulador



As tubulações que compõem esta linha não estão isoladas.

2.9.8.4 Corrente de refluxo



As tubulações que compõem esta linha não estão isoladas.

De posse destas informações, verifica-se que grande parte da seção de esgotamento está isolada. Tendo em vista que é nesta seção onde se concentram as maiores temperaturas, quantidades de líquidos e, conseqüentemente, maiores coeficientes convectivos, seria nela também que ocorreriam as maiores perdas de calor para o ambiente.

Na seção de retificação, existe isolamento antes da condensação do vapor, o que é muito importante para minimizar as perdas de energia neste local. Após a condensação do vapor de topo, as temperaturas decrescem consideravelmente, o que minimiza também as perdas decorrentes dessa seção, a qual não apresenta isolação térmica.

Com os dados dos comprimentos das seções que se encontram isoladas e não isoladas, tanto na seção de retificação, quanto na de esgotamento, verifica-se que 70% das

tubulações da coluna se encontram isoladas termicamente, sendo que a maior parte na seção onde se esperaria maior perda de energia.

Portanto, em função destas informações e levando em consideração que a estrutura principal da coluna é isolada termicamente, conclui-se que as perdas para o ambiente externo ocorrem, mas podem ser consideradas desprezíveis para o balanço de energia.

Apêndice E

E.1 Trabalho publicado nos anais do XXII Interamerican Congresso of Chemical Engineering.

THE USE OF DISTRIBUTED HEATING ALONG A DISTILLATION COLUMN AIMING THE MINIMIZATION OF THE STARTUP TIME

Leandro O. Werle*, Cinta Marangoni, Fernanda R. Steinmacher, Pedro H. H de Araújo,
Ricardo A. F. Machado, Claudia Sayer.

Chemical Engineering Department

(Federal University of Santa Catarina, Technological Center)

University Campus, Mail Box 476 – ZIP Code 88010-970 Florianopolis – SC – Brazil

Phone Number: 55-48-3331-9454 Fax: 55-48-3331-9454

E-mail: leandro@enq.ufsc.br

Abstract. The startup procedure of a distillation column can take from hours up to days until the steady state is reached. The use of distributed heating along the trays can increase operation flexibility, being important during transient periods, particularly during startup. Electric resistances allow heat to be fed along the column according to the desired heating profile. The major objective of this work is to reduce the heating time of the column, therefore this study proposes a new procedure, which is the distribution of the heat throughout the column. The experiments were carried out in a pilot distillation unit instrumented with fieldbus protocol. A feeding flow rate of $300 \text{ L}\cdot\text{h}^{-1}$ of an ethanol and water mixture was used in the experiments. It was verified that the use of a heating system capable of acting in a distributed way allows to reduce the time spent during the startup procedure.

Keywords: distillation column, startup, distributed heating.

* To whom all correspondence should be addressed

1. Introduction

The energetic cost employed in distillation systems is generally very high and the startup step has a contribution on this cost. With this, there is a concern about the optimization of the employed units aiming the reduction of this transient period and a better utilization of this energy.

Many continuous distillation processes are characterized by the frequent necessity of shutdowns/startups. Depending on the productive and operational features, a distillation column startup may show a high transition period until the steady state is reached. The non-linearity of the process associated to the hysteresis of the control valves and the interaction of the variables contribute for increasing the complexity operation and control in an adequate way in order to minimize such transients.

The startup of a continuous distillation column presents a series of operational problems. Some common problems, which have been observed by Drew (1983) and Ruiz (1988) Apud Steinmacher, *et al.* (2004) are problems with instrumentation, difficulties with the process fluids and, more frequently, mechanical and hydraulic problems. These last ones related to the complete filling of the liquid in the downcomer and the vapor in the perforations of the trays, the pressure increase of the accumulated liquid in the tray (holdup) and others.

In this study we try to make use of the new approach initially proposed by Marangoni (2005) on the use of the control distributed through the heating in the distillation column trays, is evaluated for the startup procedure.

From this analysis, this work's goal is to reduce the needed time to perform the column heating (startup step). For this, a new procedure has been proposed: the heat distribution along the column.

1.1. Conventional Startup

The most classical procedure presented in literature for a conventional startup of a distillation column is suggested by Foust *et al.* (1982). The steps consist in injecting the feed in the column, which is directed to the reboiler, being vaporized then. Later, the vapor ascends to the condenser, where it returns to the column. The column operates in total reflux during a period of time long enough for the distillate of the composition to get close to the desired composition. Once these composition is reached under a total reflux, the collection of distillate and bottom product is started, adding simultaneously feed to complete the operation transition period.

Studies with alternative startup configurations and distillation column operations have been proposed aiming a more adequate procedure which can reach the steady state more rapidly, one of them is the inverted configuration, proposed by Fieg and Wozny (1993), which consists in the bottom product withdrawal and total reflux. Sorensen and Skogestag (1996) have proposed the operation beginning of the startup process with the use of the light component in the condenser, proportioning a reflux in its prescribed value.

In this work, the adopted procedure for the column startup in the conventional operation is based on the study of Steinmacher *et al.* (2004), who performed previous studies on the startup of this unit, based on the classical procedure described by Foust *et al.* (1982), however, with some modifications. Starting with the liquid in the accumulator tank which is already partially filled with material in the desired composition, in agreement to the proposed by Sorensen and Skogestag (1996) and also with bottom product withdrawal right from the beginning, as described by Fieg and Wozny (1993). The used method is detailedly described in the Experimental Procedure section.

1.2. Distributed Heating Startup

The proposed modification for distributed heating fulfills the industrial needs, in optimizing their distillation processes and reducing the costs with energy, caused by disturbances. It is a simple alteration and it consists only in the local heating of some column trays, through resistances which have the heat supply controlled by a power variator.

The heating of the intermediate trays has been studied from the point of view of diabatic distillation which aims the column energy saving (Björn *et al.*, 2002; Koeijer *et al.*, 2004). Besides, the current columns in the petroleum refineries use circulating refluxes in order to promote a better separation (Shinsky, 1985). However, in none of these two applications intermediate heating is used as part of the control net, for the temperature profile along the column.

The intermediate heating of the column, in the previously presented works, was performed using heat exchangers in each tray in opposition to the classical diabatic columns, where the heat is only supplied by the reboiler and remove by the condenser.

The new configuration proposed by this work is illustrated in Figure 1b which presents a hypothetical column with distributed heating, where a simple stream is fed with N_i components in the feed tray and along the column with N trays the heat sources are disposed.

In this alternative proposal, intermediate heating points are used through electrical resistances at the column trays. Therefore, the difference in relation to the works found in

literature is the way the heating is of the trays preformed using resistances instead of heat exchangers.

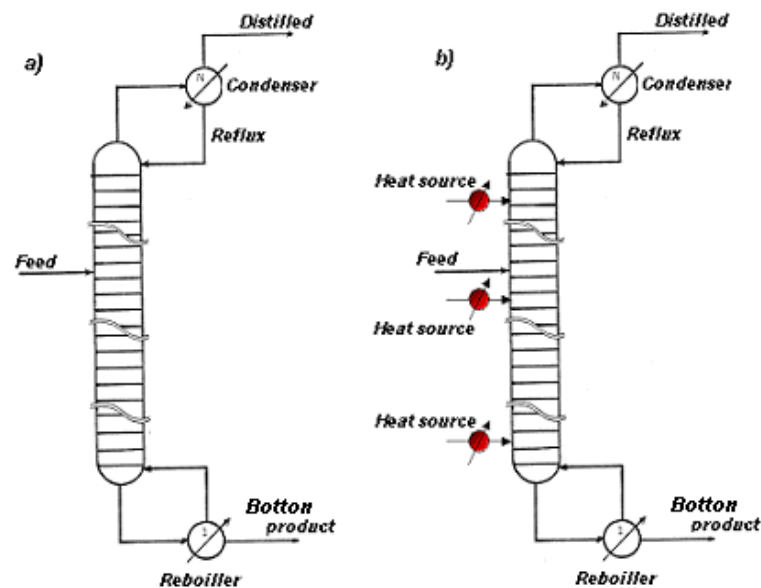


Fig. 1. Scheme of a distillation column with one feed, total condenser and partial reboiler.
a) conventional, b) with distributed heating.

2. Materials e Methods

The experiments were performed in a distillation column, completely instrumented in fieldbus, as described in the next itens.

2.1 Experimental Unit

In order to validate the proposed strategy, a column composed by 13 drilled trays has was used. It is represented by the Figure 2.



Fig. 2. Pilot Distillation unit.

The main feature of this distillation unit, which makes it different from the others, is the use of heating points distributed along the column, which decentralize the heat supply from the bottom. For this, the unit is instrumented with electrical resistances with power of 3,5Kw in each tray, according to Figure 3b, which are started by power variators. Besides, each module has a hole for the temperature measurement and for the sample collection.

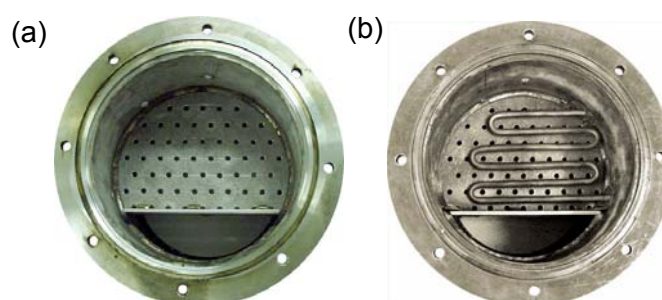


Fig. 3. Upper view of the modules with details of the tray.

(a) Conventional, (b) With electrical resistance.

For the configuration of the unit a net protocol Foundation Fieldbus was used, as described detailedly by Marangoni (2004) and Pasetti (2005). The unit is controlled and operated through a supervisory system, as illustrated by Figure 4.

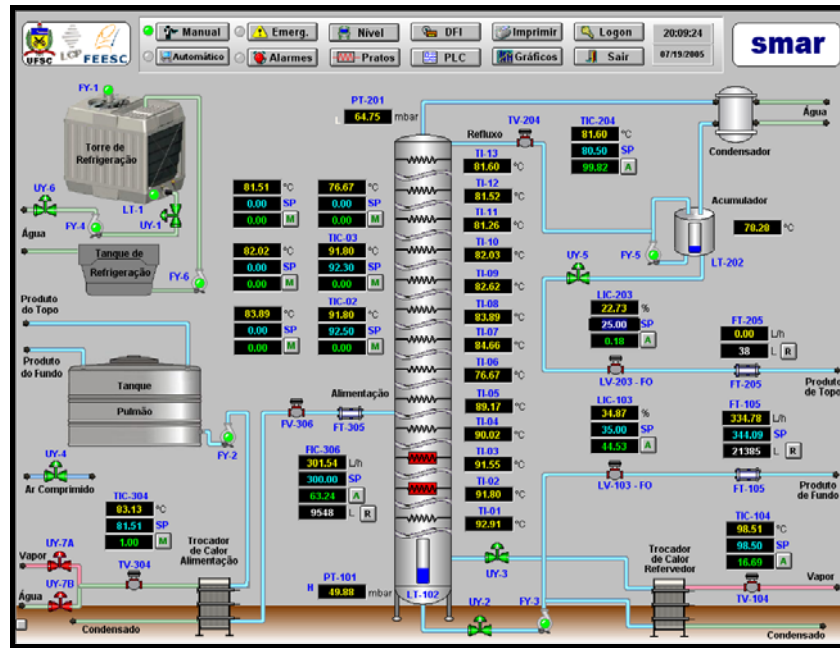


Fig. 4. General view of the distillation plant through the supervisory system.

The supervisory system allows to configure the control nets, to monitor trends, as well as to choose the selections to work with.

2.2 Experimental Procedure

Experiments have been performed processing a binary mixture composed by water and ethanol. The feed consisted of sub-cooled liquid with flow rate of 300 L/h in the fourth tray (from the bottom to the top). At the first experiment the column was operated in a conventional way, with heat supply only in the reboiler. In the following one, the heat supply was performed by the reboiler and at an intermediate point, starting the resistance, as illustrated in Table 1. Ethanol volumetric compositions of the feed and the accumulator tank (partially filled with a mixture in the desired composition) in the beginning of the experiments were 15 and 80% respectively.

Table 1. Scheme of the accomplishment experiments and heat supply.

| | Experiment 1 (Conventional) | Experiment 2 (Distributed heating) |
|-------------|--------------------------------|---------------------------------------|
| Reboiler | VV8% | VV8%* |
| Resistances | ----- | R2 50%** |

* Vapor Valve, manual mode with opening of 8%

** Second tray electrical resistance, started with 50% of its capacity.

During the distillation column startup, the feed stream is introduced in a continuous and controlled way. The process is closed, that means, the bottom and top product streams form the feed stream. Thus, the startup is begun with bottom product withdrawal (bottom level control). The liquid mixture from the feed descends to the column bottom, where the heat exchanger heats and vaporizes this stream. The mixture vapor ascends along the column, heating it tray-by-tray until it reaches the condenser. The condensed mixture is received by the accumulator, which is already filled with the material in the desired composition for the reflux stream. Soon after, the reflux is started until a stable situation (when the temperature derivate is nule in relation to time) is reached with total reflux. At this moment, the bottom product withdrawal is started (accumulator level control). The steady state is determined at the moment the temperatures and the accumulator level do not vary with the time. Volumetric composition measurements corroborate this evaluation.

The stream flow rates of the feed, bottom and top product are obtained from measurements of differential pressure. The temperatures of the three streams, besides the temperatures of each column stage are obtained by Pt-100 type sensors. The compositions are measured from the obtained results with a densimeter for alcohols.

A unit general fluxogram of the unit is shown in Figure 5.

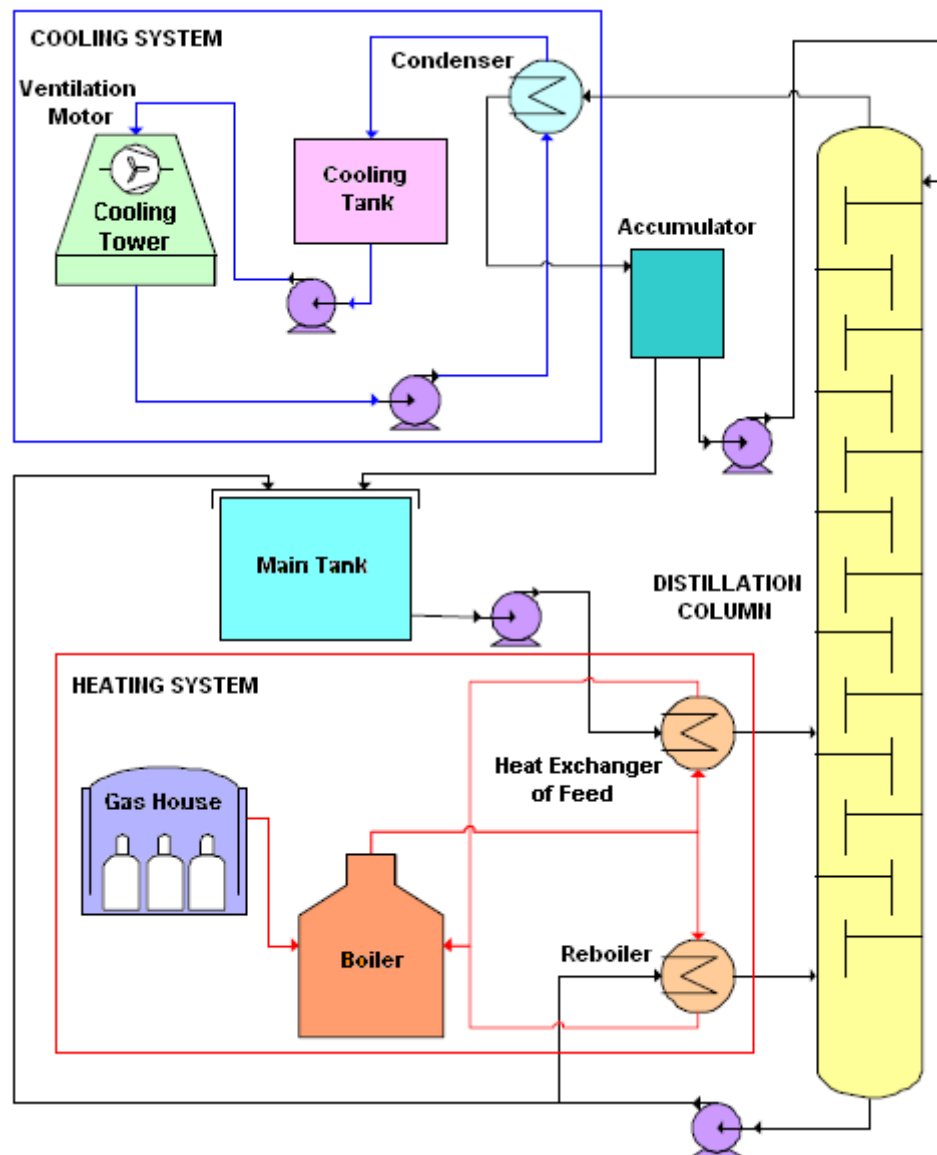


Fig. 5. General scheme of distillation unit (Source: Pasetti,2005).

3. Results e Discussion

In order to evaluate the performance and verify the effect of the heat distribution throughout the column on the process startup two experiments were carried out, with the procedures exposed in Table 1.

The behavior of the feed temperature in both experiments can be verified in Figure 6, which shows the feed temperature increase during the column startup. This increase occurs because part of the heated liquid from the bottom is sent to the main tank trough the bottom product stream, with this the feed temperature increases gradually until the permanent regime is reached.

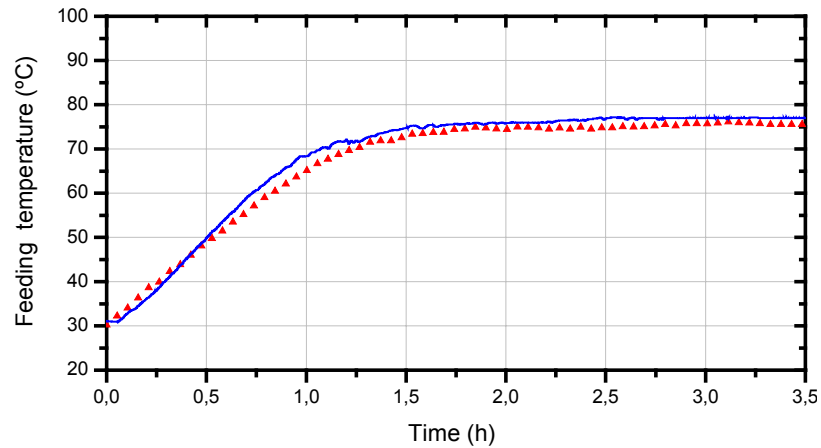


Fig. 6. Feed temperature, conventional (Δ) and with distributed heating applied on tray 2 (—).

With the application of the derivative the effect of the distributed heating can be better observed when compared with the conventional one. These derivatives were obtained from sigmoidal functions, adjusted to describe the feed temperature in each of the cases. The distributed heating allowed the steady state to be reached faster, with the feed temperature no longer varying in relation to time, as shown in Figure 7.

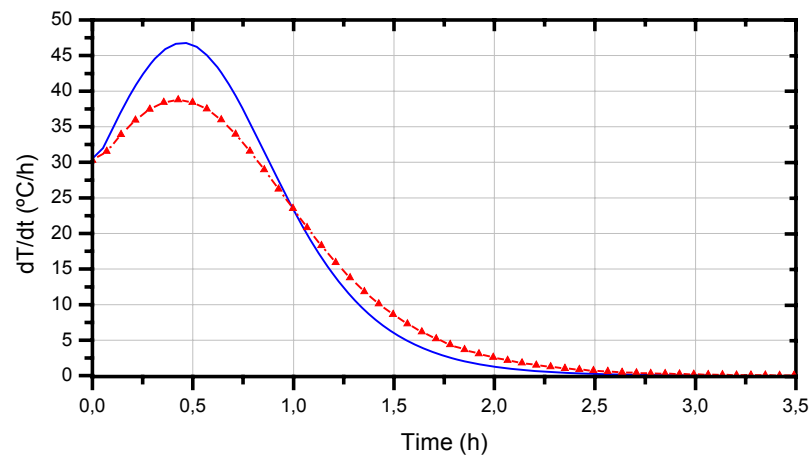


Fig. 7. Feed temperature derivative in function to the time, conventional (Δ) and with distributed heating applied on tray 2 (—).

In these experiments a characteristic behavior of the unit during the column startup has been noticed: The difference in the tray heating among the column sections. The Stripper trays have a linear heating region, which represents the step 1, indicated in Figure 8, and which is not observed in the Rectifier, as shown in Figure 8. The column temperature profiles of the stripper (tray 3) and the rectifier (tray 13) for both experiments are represented in Figures 8 and 9, respectively. The tray 3 was chosen to illustrate the stripping section as it is

the tray which best represents the heat addition effect, which was carried out in the previous tray.

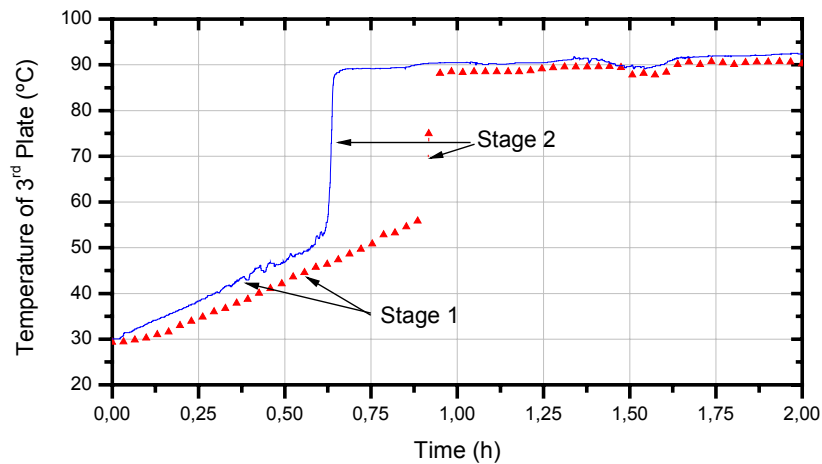


Fig. 8. Temperature profiles of the third tray during the process startup – *stripper*, conventional (Δ) and distributed heating applied on tray 2 (–).

The linear region (stage 1, Figure 8) is observed due to heating the of the mixture present in the main tank, as the feed descends throughout the stripper trays and is still being heated by the bottom product. It can be observed a period in which the heating is slow until the bubble point temperature of the mixture is reached, then the tray heating happens rapidly, represented in Figure 8 through stage 2. The same behavior was observed by Wang *et al.* (2003) and Steinmacher *et al.* (2004).

The angular coefficients present in Table 2 of both temperature profiles of plate 3 in stage 1 show that the heating is faster when heatings added through the resistance R2 than only the reboiler. Therefore, the distributed reduces the time for reaching the stationary tray temperature.

In accordance to the Figures 8 and 9, the temperatures of the tray 3 and the top for the distributed heating reached practically the same values reached by the conventional heating.

The comparison in relation to the performance of both types of configurations, through the temperature of the last stage is represented by Figure 9, where it can be verified that the distributed heating obtained better performance, with a faster action and a reduction on the time necessary for reaching the desired temperature on the top of the column.

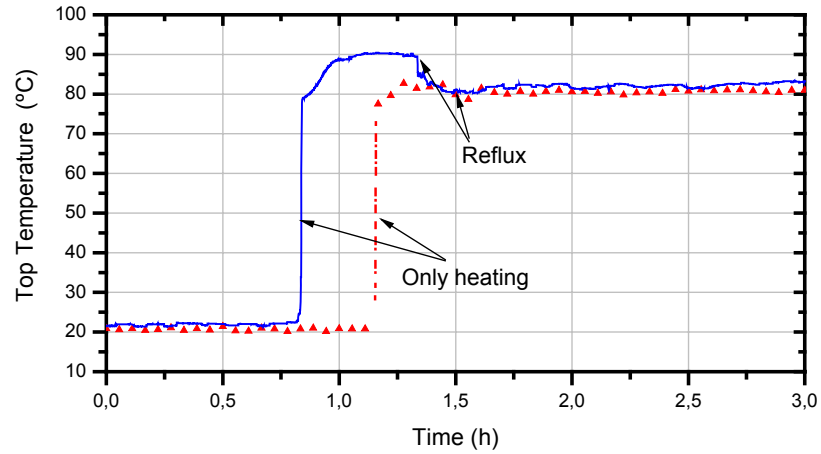


Fig. 9. Temperature profiles of the thirteenth tray during the process startup – *rectifier*, conventional (Δ) and with distributed heating applied on tray 2 (–).

Table 2. Parameters of the linear stage 1 of the heating in the tray 3

| Model | Linear Regression (Conventional) | Linear Regression (Distributed. Heating) |
|----------|-------------------------------------|---|
| Equation | $Y = 31,532.X + 26,978$ | $Y = 35,155.X + 29,761$ |
| R^2 | 0.99702 | 0.99797 |

The behavior of the bottom temperature for the studied startups can be verified in Figure 10. Again, the distributed heating had a faster action, when compared with the conventional heating.

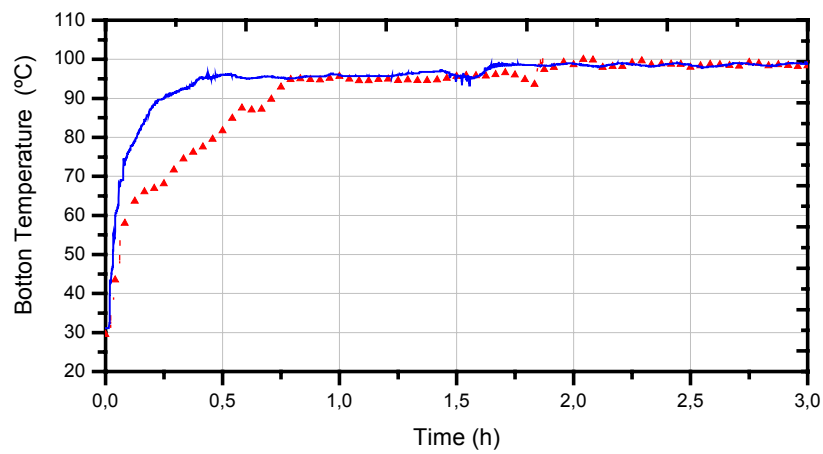


Fig. 10. Column bottom heating, conventional (Δ) and with distributed heating applied on tray 2 (–).

In order to better evaluate the effect of the distributed heating, the evolutions of the bottom temperature derivatives are compared. These derivatives were also obtained from sigmoidal functions, adjusted to describe the bottom temperature in each of the cases, as shown in Figure 11.

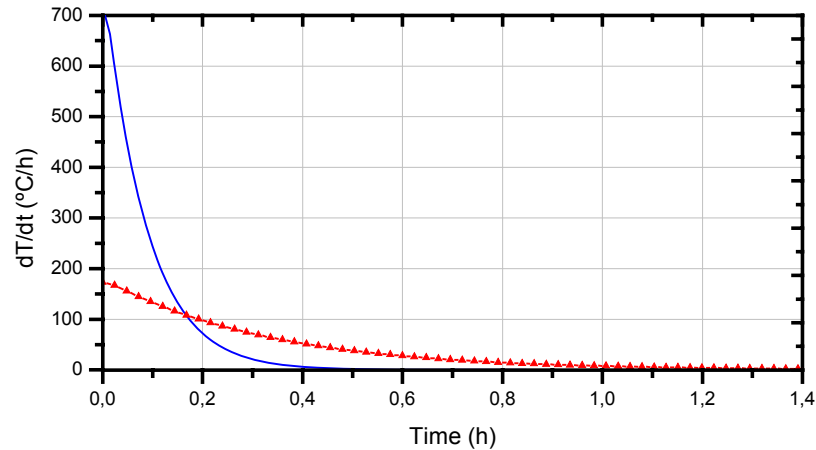


Fig. 11. Bottom temperature derivative in function to time, conventional (Δ) and with distributed heating applied on tray 2 (—).

In order to complement the analysis of the distributed heating effects and also to characterize the steady state, volumetric composition measurements were carried out throughout the experiments. The ethanol fraction profile obtained on the column bottom can be observed in Figure 12, these results corroborate the previous analysis, because the ethanol volumetric fraction stabilized before for the distributed heating than for the conventional operation.

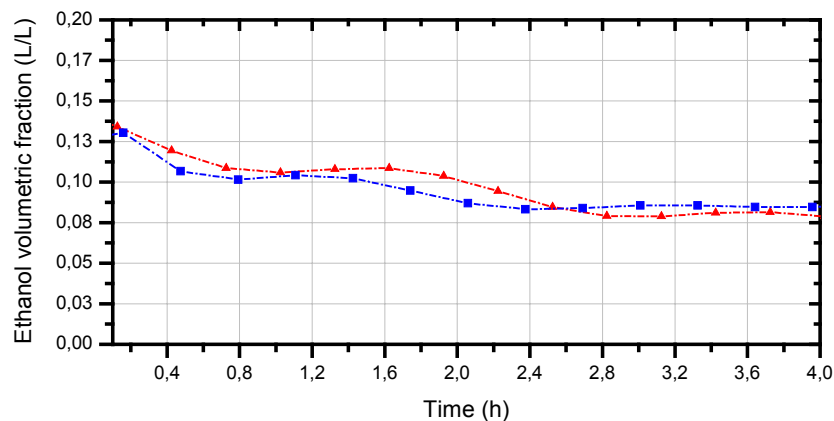


Fig. 12. Ethanol volumetric fraction profile on the bottom for the startups of the comparison, conventional (Δ), and with distributed heating applied on tray 2 (—).

Finally, in Figure 13 it might be verified in detail the time necessary for each column startup step and how the distributed heating influences on the time reduction of each one. In this figure the effect of the distributed heating in relation to the conventional, mainly on the steps 1 and 3 can be clearly observed.

It is also important to emphasize that the main goal of this study was directed to the analysis of the three steps of the column startup, phases which need special care and demand huge amounts of energy.

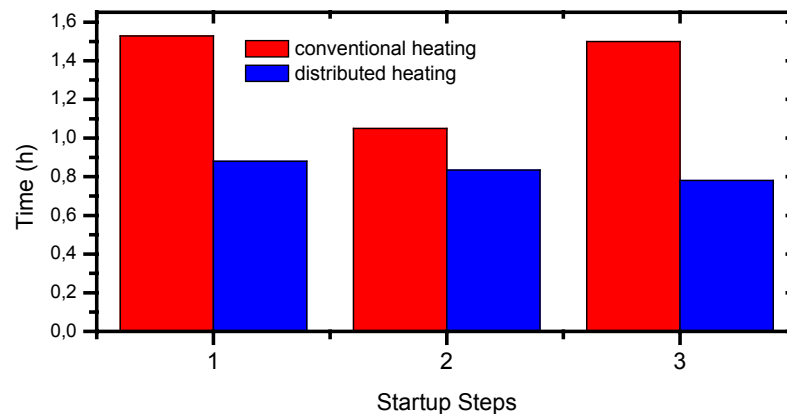


Fig. 13. Startup steps: 1. heating 2. Manual Reflux 3. Reflux + Bottom product on the automatic mode.

4. Conclusions

The comparison between the two ways of operation shows that the temperatures of the trays on the stripper have increased to a higher rate when the distributed heating through its resistances is used. However the distributed heating allowed the temperatures of the column feed, top and bottom, to reach a permanent regime in periods of time lower than in the conventional process. Through the use of composition measurements of bottom and top products, as well as temperature profile comparisons of these streams, we have verified that the steady state reached in both cases was the same. Thus, the introduction of the distributed heating along the column has shown itself as a valid option for the startup time reduction, making faster dynamics and lower costs of operation possible during this period.

Acknowledgments

The authors would like to thank the financial support from the Agência Nacional do Petróleo (ANP) and Financiadora de Estudos e Projetos (FINEP) by means of the Human Resources Program of ANP for the Petroleum and Gas sector – PRH-34-ANP/MCT.

References

- Björn, I.N., Grén, U., Svenson, F. Simulation and experimental study of intermediate heat exchange in a sieve tray distillation column. *Computers & Engineering*, v. 26, p 499-505, 2002.
- Fieg, G; Wozny, G. Experimental and theoretical studies of the dynamics of startup and product switchover operations of distillation columns. *Chemical Engineering and Processing*, v. 32, p. 283-290, 1993.
- Foust, A. S. Unitary Operation Principle. Editora Guanabara Dois, 2 edition, 1982.
- Koeijer, G.; Rosjorde, A.; Kjelstrup, S. Distribution of heat exchangers in optimum diabatic distillation columns. *Energy*, v. 29, p 2415-2440, 2004.
- Marangoni, C. Implementação de uma Estratégia de Controle com Ação Distribuída em uma coluna de Destilação. Doctorate thesis – CPGENQ/ UFSC), 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 - *Petroquímica XXVIII* nº 267 page. 55 – 59. December, 2004.
- Shinsky, F. G. Distillation Control. Mc –Graw-Hill, 2ed . Massachussetts, 1985
- Sørensen, E., Skogestad, S. Optimal startup procedures for batch distillation. *Computers & Engineering*, v. 20, suppl, p. S1275-S1262, 1996.
- Steinmacher, F.R., Marangoni, C., Machado, R.F.A., Araújo, P.H. Startup evaluation and definition of operational conditions of a distillation column. *Anais do Congresso Brasileiro de Petróleo e Gás*, 2004.
- Pasetti, G. Instrumentação, Controle e Supervisão de uma Coluna de Destilação Piloto Utilizando Tecnologia *Foundation Fieldbus*. *Master Degree Dissertation*, CPGEE/UFSC - 2005.
- Wang, L., Li, P., Wozny, G., Wang, S. A startup model for simulation of batch distillation starting from a cold state. *Computers & Chemical Engineering*, v. 27, p. 1485-1497, 2003.
- Wozny, G. E Li, P. Optimization and experimental verification of startup policies for distillation columns. *Computers & Engineering*, v 28, p 253-265, 2004.