

Cintia Marangoni

# Implementação de uma Estratégia de Controle com Ação Distribuída em uma Coluna de Destilação

Florianópolis, Outubro/2005

Cintia Marangoni

# Implementação de uma Estratégia de Controle com Ação Distribuída em uma Coluna de Destilação

Tese de Doutorado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Catarina como parte integrante dos requisitos exigidos para a obtenção do título de doutor em Engenharia Química.

Orientadores: Prof. Dr. Ariovaldo Bolzan

Prof. Dr. Ricardo A. F. Machado

Florianópolis, Outubro/2005

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.



*“Research is to see what everybody else sees  
and to think what nobody else has thought.”*

Albert Szent-Gyorgyi

# Agradecimentos

Agradeço aos professores Ariovaldo Bolzan e Ricardo Antonio Francisco Machado pela orientação prestada, valiosas observações e diretrizes deste trabalho.

Aos professores, Humberto Jorge José, João Inácio Soletti, Luis Antonio Rezende Muniz e Selene Maria de A. Guelli Ulson de Souza, participantes da banca de defesa desta tese por terem aceitado avaliar este trabalho.

Agradeço também à Universidade Federal de Santa Catarina, ao Programa de Pós Graduação em Engenharia Química da UFSC por todos os recursos que permitiram a elaboração deste trabalho. E em especial ao Laboratório de Controle de Processos pelo suporte prestado na execução do trabalho.

À ANP, Agência Nacional de Petróleo, pelo apoio financeiro prestado por meio do PRH34: Programa de Recursos Humanos para a Formação de Engenheiros no Setor de Petróleo e Gás Natural.

À todos os colegas de laboratório, meus colegas de turma, professores e funcionários que me acolheram, conviveram e contribuíram a tornar meus projetos realidade. Às amigas Ana Paula Meneguelo, Vivian Krauss e Denise Esteves Moritz pela amizade e companheirismo durante toda esta jornada. Ao professor Adelamar Ferreira Novaes (UFSC), ao engenheiro Mário Nascimento (REPAR) e ao colega Carlos Alberto Claumann pelas preciosas sugestões neste trabalho.

Ao grupo de trabalho que participou da concepção, projeto, construção e operação da unidade experimental: Álvaro Luiz Longo, Professor Ariovaldo Bolzan, Cláudio Moser, Fernanda Regina Steinmacher, Gustavo Longo Panissa, Gustavo Martins Concer, Giovani Pasetti, Leandro Osmar Werle, Rui Cechinel Soares e Professor Ricardo A. F. Machado.

*Minha gratidão aos meus pais Carlos Marangoni e Maria de Lourdes Krause Marangoni, que sempre estiveram incondicionalmente ao meu lado e me ensinaram a seguir em frente durante esta caminhada. E a você Ricardo pela força, carinho, paciência e compreensão.*

# Resumo

Colunas de destilação necessitam de sistemas de controle capazes de rejeitar flutuações que ocorrem com frequência, mesmo quando o processo está operando em regime permanente. O comportamento não-linear, 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. Uma vez que o controle destas unidades é normalmente realizado centralizado na base e no topo propôs-se uma mudança nesta configuração: a introdução de pontos de aquecimento nos pratos ao longo da coluna. Assim, o objetivo deste trabalho foi implementar uma estratégia de controle com ação distribuída para minimizar os transientes de operação de colunas de destilação. O desenvolvimento do trabalho partiu da concepção, projeto e construção de uma unidade experimental instrumentada com protocolo de comunicação digital *fieldbus* até o estudo e validação da estratégia proposta com testes realizados com uma mistura de etanol-água. Estudou-se a partida da coluna e definiu-se uma rotina adequada às características da unidade construída. Da mesma forma, avaliou-se o comportamento em estado estacionário para a definição dos pontos de operação. Em relação à implementação da proposta de controle distribuído, preliminarmente foi estudada a dinâmica da unidade e determinaram-se os tempos de resposta e atrasos presentes no comportamento do processo. Observou-se, por exemplo, que para uma perturbação na composição da alimentação, o novo estado estacionário (em malha aberta) foi obtido com um tempo de transição de cerca de uma hora e meia. Foi realizada a análise de sensibilidade em conjunto com testes na planta para definir os pratos a serem utilizados para o aquecimento distribuído. Obteve-se como resultado a indicação dos pratos 2 e 3 para o estudo da estratégia com ação distribuída. Em seguida, foram ajustados controladores PID para as malhas da temperatura da base e do último prato, caracterizando o controle convencional. A dinâmica deste foi comparada com a abordagem distribuída (controle na base, no topo e nos pratos da coluna). Quando avaliada a abordagem convencional e a distribuída para uma perturbação na temperatura de alimentação verificou-se a redução no tempo de transição da coluna e das oscilações na variável controlada quando utilizada a abordagem proposta. Para uma perturbação na composição da alimentação foi observado que a ação distribuída reduziu o transiente em cerca de 1h. 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.

# Abstract

Distillation towers need control systems capable of rejecting fluctuations that often occur even when the process is steady state. The non-linear behavior, variables coupling, operation restrictions, high time constants and response delays lead to high transients when the process is disturbed. Since that the control of those equipments is usually centrally done at the bottom and the top, it was proposed a changing in this configuration: to add heating points in the plates along the tower. By this way, the objective of this thesis was the implementation of a control strategy with distributed action to minimize the operation transients of distillation towers. This work started from the conception, design and building of one experimental apparatus with instruments and *fieldbus* digital communication protocol until the study and validation of the proposed strategy by tests that were carried out using an ethanol-water mixture. The tower startup was studied and it was defined a suitable routine according to the characteristics of the built unit. The same way, the operation set points were defined through the evaluation of the steady state behavior. Due to the distributed control proposal, it was preliminary studied the dynamic of the unit and it was determined the process responses and delay times. For example, it was observed that the transition time to a new steady state was around one hour and half for a feed composition perturbation (open loop). It was carried out the sensibility analysis together with experiments in order to define the number of plates to be used for the distributed heating. The results indicated the use of plates 2 and 3 for the distributed strategy study. After this, the PID controllers were adjusted for the bottom and last plate temperatures loops according to the conventional control. This dynamic was compared to the distributed approach (control in the bottom, top and plates). Using the distributed approach there were a reduction of the time from the transient to steady state period and of the controlled parameter oscillations when a perturbation in the tower feed temperature occurs. When a perturbation in the feed composition was carried out, it was observed that the distributed action minimizes the transition time in one hour. So, it is a valid option to add heating points along the tower, since the process dynamic is faster and allow processed volume out of specification using distributed control in the distillation tower.

# Sumário

<b>Resumo</b> .....	<b>v</b>
<b>Abstract</b> .....	<b>vi</b>
<b>Lista de Figuras</b> .....	<b>x</b>
<b>Lista de Tabelas</b> .....	<b>xiv</b>
<b>Nomenclatura</b> .....	<b>xv</b>
<b>Capítulo I: Introdução</b> .....	<b>1</b>
<hr/>	
1.1 Controle de Colunas de Destilação .....	1
1.2 Objetivos .....	2
1.2.1 Objetivos Especificos .....	2
1.3 Proposta .....	3
1.4 Estrutura do Trabalho .....	3
<b>Capítulo II: Colunas de Destilação</b> .....	<b>5</b>
<hr/>	
2.1 Introdução .....	5
2.2 Transientes de Operação .....	6
2.2.1 Acoplamento das variáveis .....	6
2.2.2 Não-linearidades .....	7
2.2.3 Restrições .....	8
2.2.4 Constantes de tempo e atrasos .....	8
2.2.4.1 Atrasos hidráulicos .....	9
2.2.5 Mistura a ser destilada .....	9
2.2.6 Composição da alimentação .....	10
2.2.7 Transição de ponto de operação .....	12
2.3 Sistema de Controle .....	13
2.4 Minimização de transientes .....	16
2.5 Ações de Aquecimentos Distribuídos .....	17
2.5.1 Refluxos Circulantes .....	18
2.5.2 Colunas diabáticas .....	18
2.6 Conclusões .....	19
<b>Capítulo III: Material e Métodos</b> .....	<b>20</b>
<hr/>	
3.1 Introdução .....	20
3.2 Experimentos .....	21
3.2.1 Mistura utilizada .....	22
3.2.2 Condições Operacionais .....	22
3.2.3 Unidade experimental .....	23
3.2.3.1 Utilidades .....	24
3.2.4 Medida de composição .....	26
3.2.5 Equipamentos .....	27
3.2.6 Reagentes .....	28
3.3 Simulações .....	29

3.3.1 Simulações em Estado Estacionário .....	29
3.4 Métodos Matemáticos .....	30
3.4.1 Identificação das funções de transferência .....	30
3.4.2 Sintonia dos controladores .....	30
3.4.3 Análise de sensibilidade .....	30
3.4.3.1 Pratos sucessivos .....	31
3.4.3.2 Simetria de sensibilidade .....	31
3.4.3.3 Máxima sensibilidade.....	31
3.5 Tratamento dos dados .....	31
3.5.1 Cálculo das derivadas .....	31
3.5.2 Desvio do estado estacionário normalizado.....	32
3.6 Conclusões.....	32

---

**Capítulo IV: Projeto da Unidade Experimental** **33**

4.1 Introdução.....	33
4.2 Dimensionamento .....	34
4.2.1 Número mínimo de estágios.....	34
4.2.2 Número de estágios reais e altura.....	35
4.2.3 Diâmetro .....	36
4.2.4 Razão de Refluxo .....	37
4.2.5 Pratos.....	37
4.2.6 Módulos .....	38
4.2.7 Refervedor e seção da base.....	40
4.2.7.1 Trocador de calor .....	41
4.2.8 Condensador .....	41
4.2.9 Particularidades de algumas tubulações.....	41
4.3 Aquecimento Distribuído .....	42
4.4. Construção .....	43
4.4.1 Aspectos mecânicos.....	43
4.4.2 Instalações.....	45
4.4.3 Isolamento da coluna.....	45
4.4.4 Utilidades .....	46
4.4.5 Sistema de Segurança .....	47
4.5. Conclusões.....	47

---

**Capítulo V: Instrumentação e Controle** **48**

5.1 Introdução.....	48
5.2 Projeto do Sistema de Controle .....	49
5.3 Definição dos Instrumentos.....	50
5.3.1 Projeto do controle distribuído .....	52
5.3.2 Descrição dos sensores .....	53
5.3.2.1 Temperatura.....	53
5.3.2.2 Pressão .....	53
5.3.3 Descrição dos elementos finais de controle .....	54
5.3.3.1 Válvulas de controle .....	54
5.3.3.2 Conversor de corrente fieldbus .....	56
5.3.3.3 Variadores de potência .....	56
5.3.4 Componentes <i>Fieldbus</i> .....	57
5.4 Descrição da Rede <i>Fieldbus</i> .....	57
5.5 Controlador Lógico Programável .....	59
5.6 Definição do Sistema Supervisório .....	60
5.7 Conclusões.....	61

---

**Capítulo VI: Operação da Coluna de Destilação ..... 62**

---

6.1 Introdução.....	62
6.2 Partida .....	63
6.2.1 Procedimentos estudados .....	63
6.2.2 Procedimento Final.....	64
6.2.2.1 Considerações sobre a rotina implementada .....	65
6.3. Estado Estacionário .....	68
6.4 Conclusões.....	71

---

**Capítulo VII: Resultados e Discussão ..... 72**

---

7.1 Introdução.....	72
7.2 Caracterização da Dinâmica .....	73
7.2.1 Controle do balanço de massa .....	73
7.2.2 Perturbações em malha aberta .....	74
7.2.2.1 Degrau negativo na temperatura da alimentação.....	74
7.2.2.2 Degrau positivo na composição de alimentação .....	76
7.2.2.3 Degrau positivo no calor do refeedor.....	79
7.2.2.4 Degrau positivo na vazão de refluxo .....	80
7.2.3 Dinâmica da ação distribuída .....	81
7.3 Ajuste dos controladores.....	84
7.3.1 Convencional .....	85
7.3.2 Controle Distribuído .....	86
7.3.2.1 Análise de sensibilidade .....	86
7.3.2.2 Controladores.....	89
7.4 Implementação do Controle Distribuído.....	89
7.4.1 Avaliação dos pontos de aquecimento.....	90
7.4.2 Comparação entre as estratégias.....	97
7.4.2.1 Temperatura de alimentação .....	95
7.4.2.2 Composição da alimentação.....	100
7.5 Conclusões.....	108

---

**Capítulo VIII: Conclusões ..... 110**

---

8.1 Sugestões.....	111
--------------------	-----

<b>Referências Bibliográficas .....</b>	<b>113</b>
<b>Apêndices .....</b>	<b>120</b>
<b>Apêndice A – Refino de Petróleo.....</b>	<b>121</b>
<b>Apêndice B – Desenhos de projeto.....</b>	<b>127</b>
<b>Apêndice C – Instrumentação .....</b>	<b>132</b>

# Lista de Figuras

## Capítulo II

---

<b>Figura 2.1</b> Ilustração do comportamento dinâmico de uma coluna de destilação decorrente de uma mudança na composição da alimentação.....	9
<b>Figura 2.2</b> Controle de carga térmica de refluxo circulante de uma coluna de destilação atmosférica (Fonte: Nascimento, 1994).....	10
<b>Figura 2.3</b> Variação na composição de óleos com origens diferentes. (Fonte: Pinto, 2002) .....	11
<b>Figura 2.4</b> Ilustração do caminho percorrido pelo óleo cru até o refino (Fonte: Song <i>et al.</i> , 2002). .....	11
<b>Figura 2.5</b> Sistema de controle clássico de uma coluna de destilação. ....	15

## Capítulo III

---

<b>Figura 3.1</b> Diagrama geral das atividades realizadas para execução do trabalho de tese.....	21
<b>Figura 3.2</b> Experimentos realizados para aplicar a proposta de controle distribuído.....	22
<b>Figura 3.3</b> Ilustração esquemática dos equipamentos da unidade experimental. ....	24
<b>Figura 3.4</b> Fotografia da caldeira utilizada para o fornecimento de vapor à unidade experimental: (a) caldeira, (b) detalhe do combustor e do tanque de retorno de condensado.....	25
<b>Figura 3.5</b> Fotografia da torre de refrigeração utilizada no sistema de troca de calor. ....	25
<b>Figura 3.6</b> Fotografia do compressor utilizado. ....	26
<b>Figura 3.7</b> Fotografia da medida de composição realizada durante os experimentos por meio de um densímetro. ....	26
<b>Figura 3.8</b> Interface gráfica do Hysys®. ....	29

## Capítulo IV

---

<b>Figura 4.1</b> Ilustração dos equipamentos e correntes de uma coluna de fracionamento.....	34
<b>Figura 4.2</b> Ilustração da disposição dos vertedouros dos pratos da coluna. ....	38
<b>Figura 4.3</b> Ilustração da entrada de refluxo – vista superior e interna. ....	39
<b>Figura 4.4</b> Visualização geral dos módulos da coluna ilustrando a montagem e disposição interna dos equipamentos.....	39
<b>Figura 4.5</b> Dimensões utilizadas para o projeto do módulo do refeedor.....	40
<b>Figura 4.6</b> Refeedor projetado: termosifão vertical. ....	40
<b>Figura 4.7</b> Linha de refluxo com tubulação em U.....	41
<b>Figura 4.8</b> Ilustração das linhas de refluxo e produto de topo saindo do vaso acumulador. ....	42
<b>Figura 4.9</b> Vista da união de dois módulos. ....	43
<b>Figura 4.10</b> Vistas superior dos módulos com detalhamento do prato (a) Normal, (b) Com resistência elétrica para o aquecimento distribuído. ....	43
<b>Figura 4.11</b> Fotografia dos pratos e módulos destacando o vertedouro.....	44
<b>Figura 4.12</b> Parte superior da unidade com vista interna do condensador e externa deste equipamento e do acumulador. ....	44
<b>Figura 4.13</b> Fotografia do trocador de calor utilizado no refeedor da coluna de destilação.....	44
<b>Figura 4.14</b> Fotografia apresentando a vista geral da unidade de destilação.....	45
<b>Figura 4.15</b> Fotografia da coluna sem isolamento (a) e com isolamento térmico (b) .....	46
<b>Figura 4.16</b> Fotografia da casa da caldeira.....	46
<b>Figura 4.17</b> Fotografia da casa de gases.....	47

## Capítulo V

---

<b>Figura 5.1</b> Ilustração geral das malhas de controle implementadas. ....	50
<b>Figura 5.2</b> Instrumentação da unidade experimental. ....	51
<b>Figura 5.3</b> Critério de seleção do prato para a utilização do controle distribuído. ....	52
<b>Figura 5.4</b> Seqüência da aplicação do controle distribuído. ....	52
<b>Figura 5.5</b> Fotografia do sensor de temperatura utilizado. ....	53
<b>Figura 5.6</b> Fotografia do sensor diferencial de pressão para medição do nível. ....	54
<b>Figura 5.7</b> Fotografia do sensor diferencial de pressão para medição da vazão. ....	54
<b>Figura 5.8</b> Fotografia do orifício integral (a) tubulação com e (b) sem o orifício, (c) ilustrando a célula de medição). ....	54
<b>Figura 5.9</b> Fotografia da válvula de controle e posicionador: (a) detalhe do sensor Hall, (b) vista da haste da válvula. ....	55
<b>Figura 5.10</b> Analogia de um diagrama de blocos com os blocos funcionais <i>fieldbus</i> para o controle local (Fonte: Pasetti, 2005). ....	55
<b>Figura 5.11</b> Fotografia dos posicionadores das válvulas de controle (Vista frontal). ....	55
<b>Figura 5.12</b> Fotografia do conversor <i>fieldbus</i> para corrente. ....	56
<b>Figura 5.13</b> Fotografia dos variadores de potência. ....	56
<b>Figura 5.14</b> Fotografia do terminador de barramento instalado no final de um canal da rede <i>fieldbus</i> . ....	57
<b>Figura 5.15</b> Arquitetura da rede <i>fieldbus</i> . ....	58
<b>Figura 5.16</b> Tela do software <i>syscon</i> indicando os blocos funcionais e estrutura da rede. ....	58
<b>Figura 5.17</b> Cartões que compõe o controlador lógico programável. ....	59
<b>Figura 5.18</b> Ilustração da tela de supervisão da planta de destilação. ....	60

## Capítulo VI

---

<b>Figura 6.1</b> Etapas do processo de partida estabelecido para a coluna de destilação. ....	65
<b>Figura 6.2</b> Perfil de temperatura do terceiro prato durante a partida do processo – seção de esgotamento. ....	66
<b>Figura 6.3</b> Perfil de temperatura do décimo prato durante a partida do processo – seção de retificação. ....	66
<b>Figura 6.4</b> Comportamento dinâmico na seção de retificação no início do <i>start-up</i> . ....	67
<b>Figura 6.5</b> Comportamento dinâmico na seção de esgotamento no início do <i>start-up</i> . ....	67
<b>Figura 6.6</b> Comparação entre o perfil de temperatura obtido nos ensaios experimentais (—) e nas simulações realizadas no Hysys (—). ....	68
<b>Figura 6.7</b> Perfil das vazões volumétricas da coluna: (—) fase líquida (—) fase vapor. ....	68
<b>Figura 6.8</b> Perfil da fração volumétrica da fase líquida (a) e vapor (b) ao longo da coluna: (—) etanol, (—) água. ....	69
<b>Figura 6.9</b> Equilíbrio líquido vapor para o etanol (a) e para a água (b): (—) fase vapor; (—) fase líquida. ....	70
<b>Figura 6.10</b> Resumo das condições de operação em estado estacionário de um dos experimentos na unidade experimental. ....	70

## Capítulo VII

---

<b>Figura 7.1</b> Perfil da perturbação realizada na temperatura de alimentação. ....	75
<b>Figura 7.2</b> Resposta da temperatura do refeedor em relação a perturbação aplicada. ....	75
<b>Figura 7.3</b> Resposta da temperatura do último prato em relação a perturbação aplicada. ....	76
<b>Figura 7.4</b> Perturbação realizada na composição da alimentação. ....	76
<b>Figura 7.5</b> Resposta da temperatura da alimentação em relação a perturbação na composição desta corrente. ....	77
<b>Figura 7.6</b> Resposta da temperatura do refeedor à perturbação na composição de alimentação. ....	77
<b>Figura 7.7</b> Resposta da temperatura do último prato à perturbação na composição de alimentação. ....	78
<b>Figura 7.8</b> Comparação entre o valor das frações volumétricas dos produtos de base e topo no estado estacionário antes e depois da perturbação. ....	78
<b>Figura 7.9</b> Resposta da temperatura do refeedor (—) à um degrau aplicado no calor deste estágio (—). ....	79
<b>Figura 7.10</b> Resposta da temperatura do último prato em relação a uma perturbação no calor do refeedor. ....	80

<b>Figura 7.11</b> Resposta da temperatura do último prato (—) à uma perturbação na vazão de refluxo (—). ..	80
<b>Figura 7.12</b> Resposta da temperatura do refeedor em relação a uma perturbação na vazão de refluxo.	81
<b>Figura 7.13</b> Resposta da temperatura do prato 2 a uma perturbação no calor cedido a este prato. ....	82
<b>Figura 7.14</b> Resposta da temperatura do prato 3 em relação ao calor cedido ao prato 2. ....	82
<b>Figura 7.15</b> Resposta da temperatura do prato 1 em relação ao calor cedido ao prato 2. ....	82
<b>Figura 7.16</b> Resposta da temperatura do refeedor em relação ao calor cedido ao prato 2. ....	83
<b>Figura 7.17</b> Resposta da temperatura do último prato em relação ao calor cedido ao prato 2. ....	83
<b>Figura 7.18</b> Derivada da temperatura do último prato da coluna para a perturbação realizada no aquecimento no prato (—) e no refeedor (—). ....	84
<b>Figura 7.19</b> Perfil de temperatura ao longo dos estágios da coluna (a) e análise de pratos sucessivos (b) para o experimento conduzido com 15% de fração volumétrica de etanol na alimentação. ....	86
<b>Figura 7.20</b> Perfil de temperatura ao longo dos estágios da coluna (a) e análise de pratos sucessivos (b) para o experimento conduzido com 25% de fração volumétrica de etanol na alimentação. ....	87
<b>Figura 7.21</b> Perfil de temperatura ao longo dos estágios da coluna (a esquerda) e análise de pratos sucessivos (a direita) para o experimento conduzido com 25% de fração volumétrica de etanol na alimentação. ....	87
<b>Figura 7.22</b> Perfil de temperatura para os ensaios realizados para a aplicação da técnica de simetria de sensibilidade e matriz sensibilidade: (—) condição padrão – 400l.h <sup>-1</sup> de vazão de alimentação; (—) condição máxima – 600l.h <sup>-1</sup> de vazão de alimentação; (—) condição mínima – 200l.h <sup>-1</sup> de vazão de alimentação. ....	88
<b>Figura 7.23</b> Aplicação da técnicas de simetria de sensibilidade: (—) condição padrão – 400l.h <sup>-1</sup> de vazão de alimentação; (—) condição máxima – 600l.h <sup>-1</sup> de vazão de alimentação; (—) condição mínima – 200l.h <sup>-1</sup> de vazão de alimentação. ....	88
<b>Figura 7.24</b> Aplicação da técnica de matriz de sensibilidade. ....	88
<b>Figura 7.25</b> Perturbações na temperatura de alimentação aplicadas para a comparação entre (—) controle convencional (—) distribuído no prato 2 e (—) distribuído no prato 3. ....	90
<b>Figura 7.26</b> Efeito da perturbação (temperatura de alimentação) na malha de controle da temperatura do refeedor quando aplicado (—) controle convencional (—) distribuído no prato 2 e (—) distribuído no prato 3. Acima os perfis da variável controlada e o (—) valor de referência, abaixo os perfis da variável manipulada. ....	91
<b>Figura 7.27</b> Derivada da temperatura do refeedor em relação ao tempo para a perturbação na temperatura da alimentação quando aplicado (—) controle convencional (—) distribuído no prato 2 e (—) distribuído no prato 3. ....	91
<b>Figura 7.28</b> Efeito da perturbação (temperatura da alimentação) na malha de controle da temperatura do prato 13 quando aplicado (—) controle convencional (—) distribuído no prato 2 e (—) distribuído no prato 3. Acima os perfis da variável controlada e o (—) valor de referência, abaixo os perfis da variável manipulada. ....	92
<b>Figura 7.29</b> Desvio do estado estacionário normalizado para o refeedor quando aplicada a abordagem de controle (—) convencional (—) distribuída no prato 2 e (—) distribuída no prato 3. ....	92
<b>Figura 7.30</b> Desvio do estado estacionário normalizado para o último prato quando aplicada a abordagem de controle (—) convencional (—) distribuída no prato 2 e (—) distribuída no prato 3. ....	94
<b>Figura 7.31</b> Desvio do estado estacionário normalizado para o prato 1 quando aplicada a abordagem de controle (—) convencional (—) distribuída no prato 2 e (—) distribuída no prato 3. ....	95
<b>Figura 7.32</b> Desvio do estado estacionário normalizado para o prato 7 quando aplicada a abordagem de controle (—) convencional (—) distribuída no prato 2 e (—) distribuída no prato 3. ....	95
<b>Figura 7.33</b> Efeito da perturbação na malha de controle da temperatura do prato 3 quando aplicado (—) controle convencional (—) distribuído no prato 2 e (—) distribuído no prato 3. (—) valor de referência. Abaixo, os perfis da variável controlada e o (—) valor de referência, a direita, os perfis da variável manipulada. ....	96
<b>Figura 7.34</b> Perfil de temperatura ao longo dos pratos da coluna no estado estacionário (—) e após a perturbação na composição da alimentação quanto utilizados o controle convencional (—) e o controle distribuído no prato 2 (—) e distribuído no prato 3 (—). ....	97
<b>Figura 7.35</b> Perturbações na temperatura de alimentação aplicadas para a comparação entre o controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 e no prato 3 (—). ....	98
<b>Figura 7.36</b> 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 e no prato 3 (—). ....	98
<b>Figura 7.37</b> Derivada da temperatura do refeedor em relação ao tempo para o processo perturbado na temperatura da alimentação quando aplicado o controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 e no prato 3 (—). ....	99

<b>Figura 7.38</b> Efeito da perturbações na temperatura de alimentação no controle da temperatura do prato 13 para a comparação entre o controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 e no prato 3 (—).	99
<b>Figura 7.39</b> Perfil de temperatura ao longo dos pratos da coluna no estado estacionário (—) e após a perturbação na temperatura da alimentação utilizando o controle convencional (—) e o controle distribuído no prato 2 e 3 (—)	100
<b>Figura 7.40</b> Perturbação na composição da alimentação aplicada para avaliar a nova abordagem de controle.	100
<b>Figura 7.41</b> Efeito da perturbações na composição de alimentação no controle da temperatura do refeedor para a comparação entre o controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 e no prato 3 (—).	101
<b>Figura 7.42</b> Perfil instantâneo da temperatura do refeedor para a comparação entre o controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 e no prato 3 (—).	102
<b>Figura 7.43</b> Derivada da temperatura do refeedor em relação ao tempo quando o processo foi perturbado na composição da alimentação e controlado por meio da abordagem convencional (—), e distribuída aplicada no prato 2 e no prato 3 (—).	102
<b>Figura 7.44</b> Efeito da perturbações na composição de alimentação no controle da temperatura do prato 13, controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 e no prato 3 (—).	103
<b>Figura 7.45</b> Perfil instantâneo da temperatura do último prato, controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 e no prato 3 (—).	103
<b>Figura 7.46</b> Derivada da temperatura do último prato em relação ao tempo quando o processo foi perturbado na composição da alimentação e controlado por meio da abordagem convencional (—), e distribuída aplicada no prato 2 e no prato 3 (—).	104
<b>Figura 7.47</b> Efeito da perturbações na composição de alimentação no controle da temperatura do prato 3, controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 e no prato 3 (—).	105
<b>Figura 7.48</b> Perfil de temperatura ao longo dos pratos da coluna no estado estacionário (—) e após a perturbação na composição da alimentação utilizando o controle convencional (—) e o controle distribuído no prato 2 e 3 (—)	106
<b>Figura 7.49</b> Derivada da temperatura do prato 3 em relação ao tempo quando o processo foi perturbado na composição da alimentação e controlado por meio da abordagem convencional (—), e distribuída aplicada no prato 2 e no prato 3 (—).	106
<b>Figura 7.50</b> Perfil de temperatura da alimentação para a comparação das técnicas de controle convencional e distribuído. (— abordagem distribuída — controle convencional)	107
<b>Figura 7.51</b> Derivada da curva de temperatura da alimentação em relação ao tempo. Comparação das técnicas de controle convencional e distribuído. (— abordagem distribuída — controle convencional)	107
<b>Figura 7.52</b> Perfil de fração volumétrica de etanol para a comparação das técnicas de controle convencional e distribuído. (— abordagem distribuída — controle convencional)	108

# Lista de Tabelas

## Capítulo II

---

<b>Tabela 2.1</b> Alguns exemplos de pares de variáveis controladas e manipuladas para uma coluna de destilação .....	14
---	----

## Capítulo III

---

<b>Tabela 3.1</b> Resumo das condições de operação dos experimentos realizados.....	23
<b>Tabela 3.2</b> Resumo das especificações dos equipamentos que compõe a unidade experimental .....	27
<b>Tabela 3.3</b> Resultado da análise do álcool utilizado nos experimentos .....	28

## Capítulo VII

---

<b>Tabela 7.1</b> Ajuste dos controladores para o balanço de massa da coluna de destilação. ....	74
<b>Tabela 7.2</b> Resumo das funções de transferência obtidas na caracterização da dinâmica do processo. ...	85
<b>Tabela 7.3</b> Parâmetros dos controladores PID utilizados nos ensaios experimentais. ....	85
<b>Tabela 7.4</b> Pratos indicados como sensíveis através das técnicas propostas. ....	89
<b>Tabela 7.5</b> Parâmetros dos controladores PID utilizados nos ensaios experimentais. ....	89

# Nomenclatura

$\Delta H_s$	Espaçamento entre os pratos
$\Delta H_x$	Altura necessária para adaptação dos extremos da coluna
$\eta_o$	Eficiência global da coluna
$\rho_v$	Massa específica da fase vapor
B	Produto de base
CLP	Controlador Lógico Programável
CONF700	<i>Software</i> gerenciador do CLP
D	Produto de topo ou Destilado
DFI	Controlador da rede <i>fieldbus</i>
Di	Diâmetro interno da coluna
F	Corrente de alimentação
FC	Controlador de vazão
e.e.	Estado estacionário
fd	Fração da área do prato destinado ao vertedouro
F-factor	Expressão da taxa de inundação
FI302	Conversor <i>fieldbus</i> para corrente (denominação SMAR)
FT	Transmissor de vazão
FT 105	Sensor diferencial de pressão para vazão do produto de fundo
FT 205	Sensor diferencial de pressão para vazão na corrente de topo
FT 305	Sensor diferencial de pressão para vazão na corrente de alimentação
FV 306	Posicionador da válvula da corrente de alimentação
FY2	Bomba da Alimentação
FY3	Bomba do Refervedor
FY302	Posicionador para válvula de controle (denominação SMAR)
FY4	Bomba de Recirculação da água do condensador
FY5	Bomba do Refluxo
H	Altura da coluna
HS1	Variador de potência (prato 1 e 2)
HS2	Variador de potência (prato 3,4 e 5)
HS3	Variador de potência (prato 6 e 7)
HS4	Variador de potência (prato 8 e 9)
HS5	Variador de potência (prato 10 e 11)
HS6	Variador de potência (prato 12 e 13)
Indusoft	<i>Software</i> utilizado para a aquisição dos dados e supervisão da planta
JX 401	Conversor <i>fieldbus</i> para corrente 1
JX 402	Conversor <i>fieldbus</i> para corrente 2
L	Corrente da fase líquida
LC	Controlador de nível
LD302	Sensor de pressão diferencial (denominação SMAR)
LT	Transmissor de nível
LT 102	Medidor de nível da base - sensor diferencial
LT 202	Medidor de nível do acumulador - sensor diferencial
LV 103	Posicionador da válvula da corrente do produto de fundo
LV 203	Posicionador da válvula da corrente de topo
M	Massa molecular da mistura

MODBUS	Porta de comunicação
MV	Variável manipulada
N	Número mínimo de estágios
Na	Número de estágios reais
P	Pressão do prato
PI	Controlador Proporcional-Integral
PID	Controlador Proporcional-Integral-Derivativo
PT	Transmissor de pressão
PT 101	Sensor de pressão manométrica da base
PT 201	Sensor de pressão manométrica no topo
PV	Variável de processo
Qc	Calor cedido no refeedor
Qr	Calor retirado no condensador
r	Razão de refluxo
R	Constante dos gases ideais
$r_b$	Razão de <i>boilup</i>
Sb	Área de borbulhamento
SY2	Inversor de frequência da bomba da alimentação
SY3	Inversor de frequência da bomba do refeedor
<i>syscon</i>	<i>Software</i> gerenciador da rede <i>fieldbus</i>
T	Temperatura do prato
TC	Controlador de temperatura
TT	Transmissor de temperatura
TV104	Posicionador da válvula de vapor do trocador de calor do refeedor
TV204	Posicionador da válvula de refluxo
TV304	Posicionador da válvula de vapor do trocador de calor da alimentação
u	Velocidade da fase vapor
UY1	Válvula solenóide da torre de refrigeração
UY2	Válvula solenóide do fundo da coluna
UY3	Válvula solenóide do <i>boilup</i>
UY4	Válvula solenóide de ar comprimido
UY5	Válvula solenóide do acumulador
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	Corrente da fase vapor
Vb	Corrente de refluxo interno ou <i>boilup</i>
Vt	Corrente de vapor de mistura no topo da coluna

# Capítulo I

## Introdução

*“Things are only impossible until they're not.”*

*Jean-Luc Picard, (Do filme Star Trek: The Next Generation)*

Este trabalho tem por objetivo implementar uma estratégia de controle com ação distribuída que minimize os transientes da operação de uma coluna de destilação. Essa estratégia foi testada experimentalmente em uma unidade piloto que foi projetada, construída e instrumentada como parte deste trabalho.

Neste capítulo é descrita a motivação do trabalho, bem como são apresentados detalhadamente os objetivos.

### 1.1 Controle de Colunas de Destilação

O controle de colunas de destilação é amplamente estudado. Este processo de separação permite a implementação de técnicas convencionais à aplicação de algoritmos avançados. No entanto, mesmo com inúmeras pesquisas em abordagens de controle cada vez mais complexas, observa-se que poucos trabalhos disponíveis na literatura estudam a questão da minimização de transientes, mais especificamente em relação a dinâmica da coluna.

A destilação fracionada 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. Trata-se de um processo com respostas lentas e presença de atraso em virtude de sua geometria em estágios (HENLEY e SEADER, 1981). Ainda, em alguns casos específicos existem fatores associados ao processo que dificultam o controle da unidade. Um exemplo é a variação freqüente de composição na alimentação de colunas de

fracionamento de óleo cru em refinarias que resulta no ajuste de inúmeras variáveis. Com isso, a unidade atmosférica opera em regime transiente em um determinado período, o que representa custos adicionais para a refinaria (SHINSKEY, 1984).

Um sistema de controle bem projetado e ajustado não é suficiente para eliminar os transientes de operação de uma coluna de destilação. Um aspecto que contribui para tal situação consiste na centralização do controle nas variáveis da base e do topo da coluna. Com isso existe a propagação da ação corretiva por toda a unidade gerando um período com produção fora da especificação desejada.

A solução mais abordada para minimizar transientes de operação de uma coluna de destilação é a implementação de técnicas avançadas de controle. 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 conseqüência dos controladores. Neste sentido, destacam-se os estudos de colunas termicamente acopladas, configurações DWC (*divided wall column*) e Petlyuk. Caballero e Grossmann (2004) citam estas formas de destilação como uma alternativa importante, em virtude da economia de capital que proporcionam em relação a colunas convencionais. Outra configuração muito estudada atualmente consiste em colunas de destilação diabáticas (AGRAWAL e HERRON, 1998; BJÖRN *et al.*, 2002; SCHALLER *et al.*, 2001). O objetivo destas unidades consiste em obter economia energética do processo através de introduções e retiradas sucessivas de calor na coluna.

Baseado na distribuição do calor na destilação aplicada em colunas diabáticas e buscando-se controladores adequados à dinâmica do processo, este trabalho propõe a utilização de aquecimento nos pratos de uma coluna como uma nova abordagem de controle para minimizar os transientes de operação do processo.

## 1.2 Objetivos

O objetivo geral deste trabalho é desenvolver e implementar uma estratégia de controle com ação distribuída nos pratos para minimizar os transientes de operação de colunas de destilação.

### 1.2.1 Objetivos Específicos

Entre os objetivos específicos deste trabalho, pretende-se:

1. Propor uma estratégia de controle com ação distribuída;

2. Projetar, construir e instrumentar uma unidade experimental, onde seja possível aplicar a estratégia proposta;
3. Testar experimentalmente a estratégia de controle proposta;
4. Caracterizar a dinâmica da unidade experimental com e sem a ação intermediária;
5. Avaliar a influência do local da ação de controle distribuída;
6. Avaliar a abordagem de controle proposta perante uma perturbação na temperatura e na composição da alimentação da coluna;
7. Minimizar os transientes gerados por perturbações comuns de colunas de destilação por meio da ação distribuída;

## 1.3 Proposta

Conforme já citado, o controle de colunas de destilação é normalmente realizado centralizado na base e no topo, gerando um elevado tempo de transição quando o processo é perturbado. A configuração proposta neste trabalho é original do ponto de vista da utilização de aquecimentos distribuídos com a finalidade de controlar o perfil de separação e consiste em uma nova abordagem do controle do processo de destilação. Por este motivo, não são objetivos desta proposta o desenvolvimento de novos algoritmos de controle ou a aplicação do melhor ajuste dos controladores ou ainda incrementar a eficiência da separação.

Para executar a proposta experimentalmente, fez-se necessário construir uma unidade prevendo a utilização de pontos de aquecimento nos pratos da coluna. Além disso, a unidade utiliza instrumentos inteligentes interligados a um controlador lógico programável por meio de uma rede *fieldbus*. Esta tecnologia vem sendo utilizada em diversas indústrias e apresenta inúmeras vantagens.

O impacto esperado deste trabalho é a minimização dos transientes de operação de uma coluna de destilação. Espera-se que a utilização de pontos intermediários de controle reduzam o tempo necessário para alcançar o estado estacionário quando o processo é perturbado.

## 1.4 Estrutura do Trabalho

Este trabalho está estruturado em oito capítulos, iniciando-se por este, a Introdução. No CAPÍTULO II é apresentado um sistema típico de controle de colunas de destilação, a descrição

das características do processo que geram transientes e as abordagens para minimizar este aspecto. No CAPÍTULO III é descrita a metodologia utilizada neste trabalho. São apresentadas também as condições dos experimentos e simulações.

Considera-se como resultados deste trabalho o projeto e a instrumentação da unidade experimental e as etapas que se seguiram para colocar a unidade em operação e implementar o controle distribuído. Dessa maneira, o projeto da unidade experimental é detalhado no CAPÍTULO IV e a definição dos instrumentos e do sistema de controle são abordados no CAPÍTULO V. No CAPÍTULO VI são discutidas as etapas de operação e alguns aspectos do estado estacionário dos experimentos realizados.

Os resultados obtidos referentes à implementação do controle distribuído são apresentados no CAPÍTULO VII. Discute-se também a dinâmica do processo de destilação e a comparação entre a abordagem distribuída e a convencional. Finalmente, no CAPÍTULO VIII são apresentadas as conclusões obtidas e sugestões para futuros trabalhos.

# Capítulo II

## Colunas de Destilação

*“In essence, the design of distillation control systems has moved from what was much of an art to very nearly a science.”*

*F. G. Shinskey*

A proposta deste capítulo é discutir sobre as características do processo de destilação que interferem na formação de transientes mesmo quando um sistema de controle bem ajustado é utilizado. Em seguida são apresentados alguns aspectos do controle destas unidades e algoritmos utilizados atualmente. Por fim, aborda-se a utilização de ações distribuídas através do uso de aquecimento nos pratos de colunas.

### 2.1 Introdução

Quase todos os processos químicos e petroquímicos exigem a separação de uma fase sólida, líquida ou gasosa, nos seus componentes. O processo de separação mais amplamente utilizado nestas indústrias é a destilação. Consiste na separação dos componentes de uma mistura de líquidos miscíveis e é baseada na diferença das temperaturas de ebulição de seus componentes individuais (HENLEY e SEADER, 1981). Entre as vantagens da utilização deste processo encontra-se a flexibilidade de operação em relação a pressões, temperaturas e volumes e principalmente a grande variedade de aplicações. Estas podem ser definidas a partir do tipo de material a ser separado, tais como fracionamento de petróleo, de gases, separações contendo eletrólitos e reações químicas, e separações líquidas em geral.

Sendo extremamente versáteis, estas unidades são largamente utilizadas nas indústrias, em especial as refinarias de petróleo. A operação adequada deste processo constitui-se em uma etapa fundamental para a qualidade dos produtos obtidos. Para tanto, inúmeros sistemas de

controle são aplicados. Características intrínsecas à destilação, como a dinâmica lenta, promovem elevados períodos de transição quando o processo é perturbado. Mesmo com toda a tecnologia envolvida e com sistemas de controle complexos e bem ajustados ainda busca-se implementar uma abordagem adequada à dinâmica do processo. O estudo da dinâmica é essencial em todos os processos, principalmente nos quais a região de produção de interesse é justamente a de transição (RADEMAKER *et al.*, 1975; MARLIN, 1995).

## 2.2 Transientes de Operação

A formação de transientes em uma coluna de destilação ocorre quando o processo é perturbado e as características deste limitam a eficiência do sistema de controle ou quando um fator externo induz a modificação do ponto de operação da unidade. No primeiro caso encontram-se fatores como o acoplamento das variáveis, não linearidades, atrasos e constantes de tempo elevadas e restrições do processo. No segundo caso existem aspectos como o sistema a ser destilado, mudanças na composição da alimentação e transições de operação necessárias em virtude de alterações no mercado. Em todos os casos a dinâmica do processo influencia na forma em que será gerado o transiente e em como será obtido o resultado final.

O comportamento dinâmico de processos de destilação é lento. Embora o atraso e a constante de tempo serem pequenos para cada prato (na ordem de segundos), a dinâmica da coluna toda é longa e dependendo das características das unidades pode variar na ordem de horas. A separação é realizada em estágios e quando o processo é perturbado são exercidas mudanças em cada prato conferindo um novo ponto de equilíbrio. Esse comportamento é “arrastado” por toda a coluna pelas fases líquida e vapor. E o resultado final consiste em um tempo de resposta muito elevado (SHINSKEY, 1996). Por este motivo a destilação pode ser representada por processo acoplado em série. Este comportamento é importante e deve ser considerado na decisão do sistema de controle.

Assim, os aspectos da dinâmica do processo interferem na eficiência dos sistemas de controle. Isto resulta facilmente em produtos fora da especificação provenientes do transiente gerado até que se obtenha uma resposta satisfatória quando o processo é perturbado. A seguir são abordados os fatores que geram transientes. Também são citadas algumas técnicas de controle empregadas de acordo com o problema em questão.

### 2.2.1 Acoplamento das variáveis

Unidades de destilação são multivariáveis com interações significativas (MARLIN, 1985). Sabe-se que existe o acoplamento entre as variáveis do topo e da base da coluna pois ações

realizadas em um extremo do equipamento refletem diretamente no outro. O grau de acoplamento entre vazões e composições dependerá das características da coluna e da mistura a ser destilada.

Interações entre dois (ou mais) controladores podem ser minimizadas parcialmente através do ajuste do controlador. Além da possibilidade do uso de desacopladores, uma alternativa está na combinação entre as variáveis que resultam em pouco grau de interação. Por isso, um aspecto muito importante na definição do sistema de controle destas unidades é a síntese de estruturas, ou seja, a seleção de variáveis manipuladas e/ou pares de variáveis controladas/variáveis manipuladas.

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 (BETTONI *et al.*, 2000), na melhor seleção da estrutura de controle (ANDERSEN *et al.*, 1989; FIGUEROA *et al.*, 1991; HAGGBLOM, 1997) e em modificações na lei de controle (CARINI *et al.*, 1990; KALMAR, 1995; KNAPP *et al.*, 2001; RAMANTHAN *et al.*, 1990; RIVIERA e JUN, 2000; ZHANG *et al.*, 2000). 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. Nos estudos realizados por Sakizlis *et al.* (2004) é apresentado um resumo de muitas destas técnicas citadas.

## 2.2.2 Não-linearidades

Segundo Ansari e Tade (2000) o comportamento não linear é característico do processo de destilação uma vez que o ponto de operação no qual uma coluna é perturbada determina seu estado estacionário final. O que se observa é que os ganhos do processo dependem deste ponto de operação e da qualidade do produto desejado (SHINSKEY, 1984).

Não linearidades existem devido ao acoplamento entre as variáveis, o equilíbrio líquido-vapor, características dos equipamentos e outros fatores. Por exemplo, em alguns casos está associada à separação de misturas que não possuem volatilidade constante ou que são azeotrópicas (KIVA *et al.* 2003). Em outros, mecanismos não lineares surgem devido características de projeto do prato e de variáveis de operação como a queda de pressão (RADEMAKER *et al.*, 1975). Ainda, observam-se características não lineares no funcionamento dos sensores e atuadores que compõe a instrumentação, na perda de carga gerada pela construção das tubulações, entre outros.

Diversas técnicas são estudadas para controlar a composição de uma coluna de destilação através modelos rigorosos e não lineares (BAROLO e BERTO, 1998; FIKAR *et al.*, 1998, KIM e KIM, 1998; SINHA e RIGGS, 1989). Muitos modelos não lineares formulam o algoritmo como um problema geral de otimização com restrições e o resolvem por programação não linear. Outra abordagem consiste em uma extensão do método de linearização, onde um

conjunto de controladores é obtido por linearização local do processo em diversos pontos de operação (LEE *et al.*, 1997).

### 2.2.3 Restrições

Sabe-se que o ponto de operação ótimo de uma coluna deve respeitar algumas restrições como as limitações hidráulicas, na separação e na transferência de calor (ABOU-JEYAB, 2001). 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.

As restrições hidráulicas estão relacionadas às fases vapor e líquido e ao *holdup* dos pratos. Vazões muito baixas ou altas de vapor ou líquido poderão provocar o arraste de líquido (*entrainment*), formação de cones de vapor, pulsação, passagem de líquido ou gotejamento (*weeping*), inundação (*flooding*), formação excessiva de espuma (*foaming*).

Os estudos que levam em consideração estas restrições do processo concentram-se no desenvolvimento de modelos que incorporam tais limitações e as incertezas que passam a existir (ABOU-JEYAB *et al.*, 2001; MILADI e MUTJABA, 2004; VOLK *et al.*, 2005).

### 2.2.4 Constantes de tempo e atrasos

O processo de destilação possui constantes de tempo e atrasos elevados quando comparado a outros processos químicos. Esta característica está geralmente relacionada ao transporte de fluidos e à composição de misturas, daí o forte impacto em unidades de destilação. Ainda, observam-se tempos mortos associados ao controle de temperatura nos quais o calor sensível deve ser transportado pelo fluido a partir da superfície de transferência de calor ao elemento de medida antes da resposta ser observada (SHINSKEY, 1984).

Na destilação o atraso na resposta é freqüentemente responsável pela instabilidade no controle da coluna. A separação é realizada em estágios e 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 apresentar um bom desempenho (ALEXANDER e TRAHAN, 2001). Os estudos que objetivam minimizar este fator apresentam propostas como Preditores de Smith e outros compensadores de tempo morto (SHINSKEY, 2001), controladores PIDs auto-ajustáveis ou configurações IMC - *internal model control* (KESLER e FRIEDMAN, 1998).

### 2.2.4.1 Atrasos hidráulicos

Em um processo de destilação pode-se observar que existe o atraso encontrado na transferência de líquido prato a prato, além do atraso na resposta de uma variável a perturbações. Por exemplo, 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. Na Figura 2.1 é ilustrado este comportamento.



Figura 2.1 Ilustração do comportamento dinâmico de uma coluna de destilação decorrente de uma mudança na composição da alimentação.

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.

Este fator é extremamente importante na dinâmica do processo. A coluna pode ser considerada como um sistema acoplado em série. Cada prato é considerado um sistema com dinâmica relativamente rápida. Porém a geometria da coluna disposta em estágios faz com que alguns parâmetros sejam incrementados a cada prato. Por este motivo o equipamento como um todo possui dinâmica lenta. Recentemente, Faanes e Skogestad (2005) propuseram um estudo em controle multivariável para processos em série. Estes estudos são um incentivo à aplicação desta abordagem em colunas de destilação.

### 2.2.5 Mistura a ser destilada

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. É o exemplo das fracionadoras de óleo cru, misturas azeotrópicas, termolábeis ou inflamáveis.

Shinsky (1984) descreve que 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 a restrição de temperatura na base da coluna (para evitar a formação de coque), exige a necessidade do acerto no balanço térmico conforme descrito por Nascimento (1994). São utilizados refluxos circulantes de maneira a reduzir o impacto desta diferença de temperatura através da redução da quantidade de líquido descendente conforme ilustrado na Figura 2.2, que apresenta a malha de controle para esta unidade.

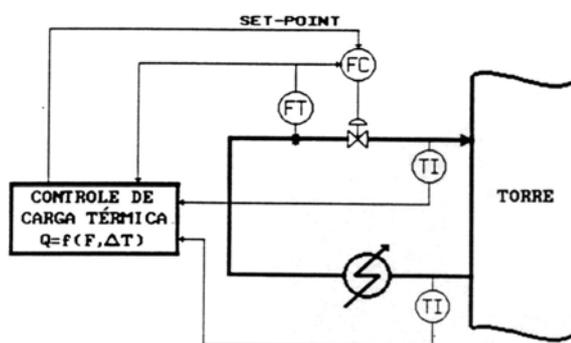


Figura 2.2 Controle de carga térmica de refluxo circulante de uma coluna de destilação atmosférica (Fonte: Nascimento, 1994).

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. Os estudos apresentados nesta área compreendem o uso de simulações empregando o uso de técnicas avançadas de controle (CHUNG e RIGGS, 1995; CHANG *et al.*, 1998, ELDER e WU, 1981; MIQUEL *et al.*, 1992).

Outro sistema que apresenta elevados transientes quando perturbado consiste nas colunas que operam com componentes inflamáveis. De acordo com Can *et al.* (2002) perturbações na operação como a falha de componentes individuais pode resultar em desvios da normalidade em que é necessário despressurizar a unidade de maneira a garantir a operação segura do processo. Este procedimento gera um período transiente que exige um sistema de controle robusto e adaptado às características do processo.

## 2.2.6 Composição da alimentação

Um problema muito comum encontrado em colunas de destilação é a mudança na composição de alimentação. Frequentemente, refinarias de petróleo enfrentam mudanças no tipo

de petróleo processado. Uma vez que cada óleo possui características dependentes de sua origem, conforme ilustrado na Figura 2.3, o sistema de controle deve ser capaz de ajustar novos valores de referência de acordo com tais características. Segundo Waguespack e Healey (1998) a variação na qualidade do óleo cru nunca é completamente eliminada, apenas é reduzida.

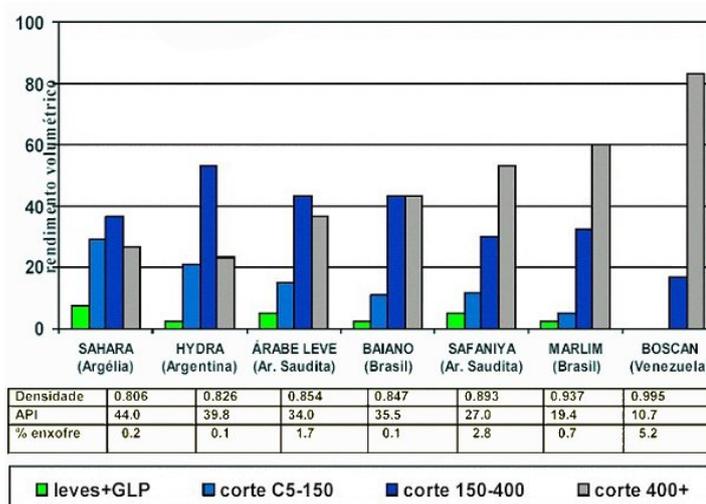


Figura 2.3 Variação na composição de óleos com origens diferentes. (Fonte: Pinto, 2002)

Todos os processos em uma refinaria e posteriormente no pólo petroquímico são dependentes do fracionamento do óleo cru. Esta dependência causa sérios problemas de transientes quando um óleo com origem diferente do que está sendo processado é inserido no refino. Além de afetar a operação da coluna conduzindo à obtenção de produto fora da especificação desejada o transiente gerado é propagado para toda a refinaria. Como alternativa ao impacto da composição do óleo, as refinarias fazem uso de tanques de estocagem para a mistura de diferentes óleos, conforme ilustrado na Figura 2.4.

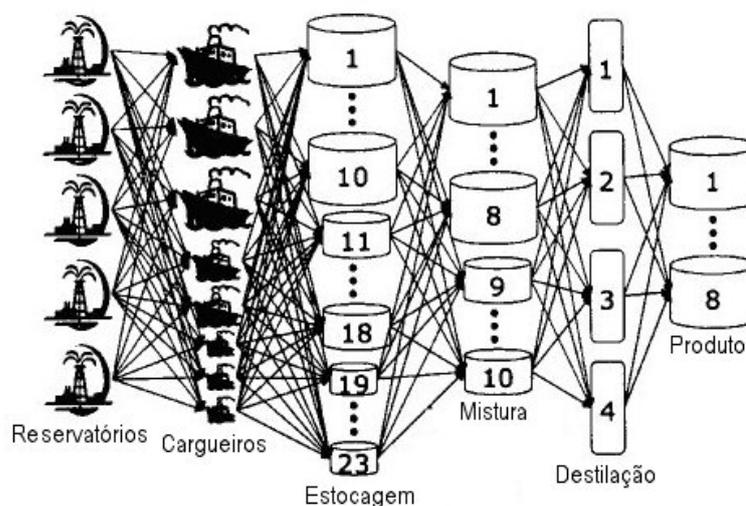


Figura 2.4 Ilustração do caminho percorrido pelo óleo cru até o refino (Fonte: Song *et al.*, 2002).

Esta alternativa muito empregada industrialmente de misturar óleos de procedência diferentes busca minimizar o impacto da diferença de composição na alimentação do refino. No entanto, a adaptação do controle das unidades atmosféricas às propriedades químicas e físicas do petróleo a ser refinado ainda gera transientes consideráveis.

Para a torre atmosférica, que é um equipamento crítico, estas perturbações se refletem em constantes ajustes pelos operadores das vazões de retirada de produto, temperatura de topo, vazões ou cargas térmicas dos refluxos circulantes, vazão e temperatura dos fornos de carga e inúmeras outras alterações no controle básico da unidade. O ajuste de novas condições de operação gera em torno de 4 (quatro) horas até a estabilização em novo ponto de operação de uma refinaria de porte médio (NASCIMENTO, 1994).

Em muitos casos a refinaria opta pela mudança de campanha. Esta consiste no direcionamento da produção para alguns tipos de derivados com vantagens econômicas quando aplicados como fontes de combustíveis ou lubrificantes (SPEIGHT, 1999). Por exemplo, em campanha de diesel, o querosene e a nafta são agregados a corrente de produção de diesel. Esta solução é largamente empregada porém muito limitada, pois existe uma restrição decorrente das características do petróleo, vinculadas ao seu local de origem, que determinam variáveis como o ponto de corte do produto no processo de separação. Além disso, a mudança de campanha provoca um período de transição até que se obtenham os novos pontos de corte dos derivados.

Outra proposta é misturar o produto final quando este é gerado com pouca diferença de especificação com produtos que ultrapassaram a especificação proposta (SHINSKEY, 1984). Este procedimento substitui o reprocessamento do material, que se torna uma prática extremamente dispendiosa à refinaria (e a qualquer indústria).

A permanente mudança da qualidade e quantidade do petróleo a ser processado em uma refinaria é a maior motivação para a aplicação de controle avançado em unidades de destilação. Segundo Magalhães (1994), benefícios com a minimização da degradação de produtos de maior valor agregado podem totalizar milhões de dólares por ano com a utilização de estratégias eficientes de controle, a depender do seu porte e sua complexidade.

## 2.2.7 Transição de ponto de operação

Segundo Srivanasan *et al.* (2005), a transição de um ponto de operação a outro ocorre em muitos processos químicos seja como um fator desejável ou não. Os objetivos de produção (quantidades de produtos finais com propriedades específicas durante períodos de tempo determinados) são definidos de acordo com as diretrizes de mercado ou condições de segurança entre outros.

Porém, em alguns casos, este impacto não pode e não deve ser minimizado e, portanto, novos pontos de operação devem ser estabelecidos, especialmente quando o interesse

comercial muda em relação à produção. A coluna de destilação deve “migrar” os valores de referência para o controle da unidade de um ponto a outro. A transição durante esta fase deve ser rápida e precisa. Geralmente isto é conduzido por um sistema supervisorio de controle que ajusta os novos pontos de operação. Muitas vezes esta mudança é realizada baseada em modelos do processo que consideram a qualidade final dos produtos e a composição da matéria prima (FRIEDMAN, 1994).

As propostas apresentadas para realizar esta transição consistem no desenvolvimento destes sistemas de controle supervisorios, de tendências, estatísticos ou de planejamento da refinaria (SONG *et al.*, 2002; BHAGWAT *et al.*, 2003, SUNDARRAMAN e SRINIVASAN, 2003; CHRYSSOLOURIS *et al.*, 2005).

Os pontos apresentados nesta seção ressaltam a importância em considerar a dinâmica e as características do processo ao aplicar um sistema de controle. São necessários controladores que sejam capazes de minimizar cada vez mais os transientes existentes. Segundo Deshpande (1985) alcançando-se tal objetivo promove-se uma melhora de qualidade de produtos por meio da adaptação rápida a mudanças.

Do ponto de vista dinâmico, é interessante que o controle seja projetado para regular o processo com sucesso, não somente em um ponto de operação particular mas também durante regiões de transição (KOSANOVICH *et al.* 1997). Por este motivo é tão importante entender da dinâmica do processo. A seguir é apresentado o sistema de controle clássico de unidades de destilação.

## 2.3 Sistema de Controle

O controle de uma unidade de destilação deve atender três necessidades básicas: manter o balanço de massa, atingir a qualidade desejada e atender às 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 de qualidade 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.

O principal objetivo da destilação é separar um dado volume em produtos mais valiosos. O valor dos produtos depende exclusivamente de sua qualidade. Por isto este é o ponto mais estudado na operação de uma coluna de destilação. Porém, o processo também deve ser rentável e o controle adequado à operação. Dessa maneira, a proposta principal de um sistema de controle torna-se rejeitar ou minimizar os efeitos das variações não controladas e restabelecer

a qualidade a um ponto desejado (SEBORG *et al.*, 1989). Ainda, é importante citar a abordagem de outros autores como Remberg *et al.* (1994) que afirmam que o controle de uma coluna de destilação deve ser explorado sob cinco aspectos. São eles: (1) especificação dos produtos, (2) variações na qualidade, (3) recuperação do produto, (4) custo das utilidades e (5) práticas de operação. Para atender estes aspectos inúmeras estratégias e técnicas de controle são estabelecidas conforme a dificuldade de um processo de destilação em específico.

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 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. Conforme indicado por vários estudos (RADEMAKER *et al.*, 1975; REMBERG *et al.*, 1994; SHINSKEY, 1984; BUCKLEY *et al.*, 1985; SKOGESTAD, 1992) a maioria das colunas de destilação é tratada como um sistema 5 x 5. As variáveis que se deseja controlar são os níveis da base e do acumulador, a pressão da coluna e as composições das correntes de produto. Para atender a estas especificações, diversas combinações de pares de variáveis controladas e manipuladas (PV-MV) são possíveis e algumas são apresentadas na Tabela 2.1.

Pares entre variáveis manipuladas do topo da coluna com variáveis controladas da base da coluna (ou vice-versa) não são a melhor combinação pois reforçam a característica do tempo morto na coluna de destilação (HUROWITZ *et al.*, 2003). Uma condição possível é a operação com as razões entre correntes. Como já apresentado, existem cinco correntes principais no processo de destilação fracionada contínua: alimentação (F), destilado ou produto de topo (D), produto de base (B), vazão de líquido no interior da coluna (L) e vazão de vapor no interior da coluna (V). Estas cinco variáveis podem ser combinadas em dez razões, como a L/V, por exemplo. Segundo Shinskey (1984) e Skogestad (1997), quando é definida a separação dos componentes como variável controlada, a variável manipulada consiste em qualquer razão possível entre L/D, D/V ou L/V. Já para regular o balanço de massa é necessário fixar razões como D/F, B/F ou D/B.

Tabela 2.1 Alguns exemplos de pares de variáveis controladas e manipuladas para uma coluna de destilação.

Nome da estrutura	Controle de Qualidade		Controle do balanço de Massa	
	PV	MV	PV	MV
R-Q <sub>cp</sub>	Composição do topo	R	Nível do acumulador	D
	Composição da base	Q <sub>c</sub>	Nível da base	B
D-Q <sub>c</sub>	Composição do topo	D	Nível do acumulador	R
	Composição da base	Q <sub>c</sub>	Nível da base	B
r-Q <sub>c</sub>	Composição do topo	r	Nível do acumulador	D
	Composição da base	Q <sub>c</sub>	Nível da base	B
R-B	Composição do topo	R	Nível do acumulador	D
	Composição da base	B	Nível da base	V
r-r <sub>b</sub>	Composição do topo	r	Nível do acumulador	D
	Composição da base	r <sub>b</sub>	Nível da base	V

Onde: R = vazão de refluxo; r = razão de refluxo; Q<sub>c</sub> = calor cedido ao refeedor; r<sub>b</sub> = razão de *boilup*.

A escolha entre qual par (PV-MV) deve ser usado é realizada com base em quais variáveis podem ser medidas e controladas com máxima precisão. Outro fator decisivo consiste na interação entre as malhas de controle. Em muitos casos, assume-se que a manutenção da pressão e dos níveis (ou seja, o balanço de massa) pode ser controlado desconsiderando interações, pois essas são mais fracas do que as existentes entre o controle da qualidade dos produtos da coluna. Assim, o sistema que era 5 x 5, passa a ser considerado apenas 2 x 2 (SHINSKEY, 1996).

Em um sistema de controle clássico de uma coluna de destilação, conforme o apresentado na Figura 2.5, Rademaker *et al.* (1975) apresentam cinco variáveis independentes que devem ser controladas: pressão, nível da base, nível do acumulador, composição da base e vazão de refluxo.

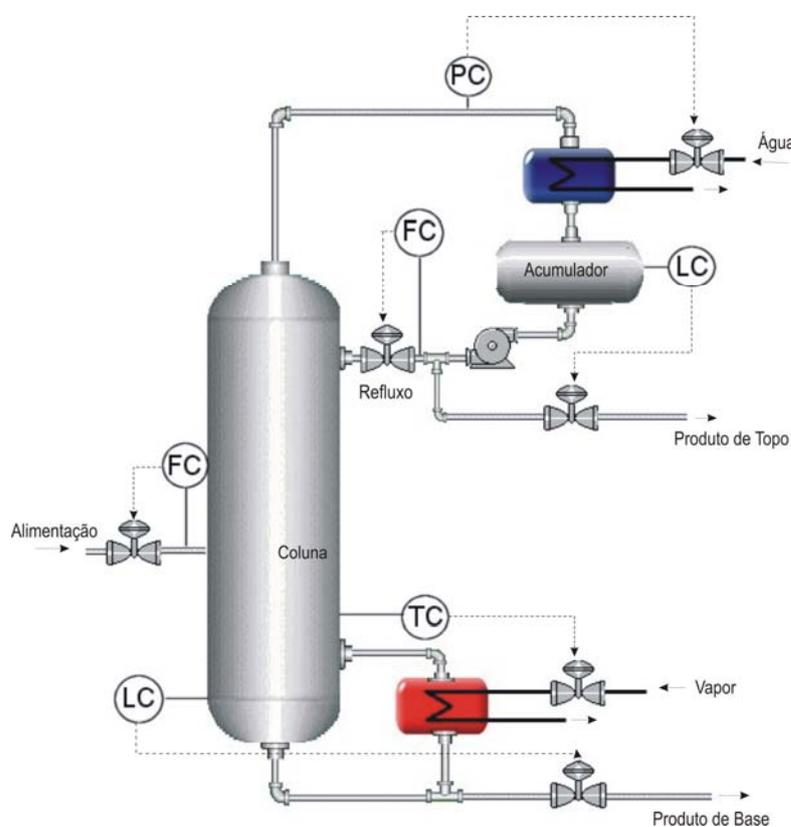


Figura 2.5 Sistema de controle clássico de uma coluna de destilação.

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. A pressão é mantida manipulando-se a carga térmica no condensador (BUCKLEY *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 reator e a vazão de refluxo.

Uma coluna de destilação pode ter como objetivo especificar somente uma das correntes e esse esquema se denomina controle singular de composição (*single-end composition*). Ou

então, devem-se controlar as duas correntes de produtos, e neste caso tem-se o controle dual (*dual composition*). O controle singular é preferido pois é muito difícil operar a coluna sob controle dual devido a alta interação entre as malhas e outros fatores.

Em muitos casos, o processo de destilação precede as etapas finais da produção de um determinado composto. Portanto o sistema de controle de uma unidade não pode ser visto isolado e independente do comportamento global da indústria. Ou seja, não se pode perder de vista que a coluna é apenas uma unidade da planta, portanto afeta e é afetada por mudanças operacionais de unidades a montante ou a jusante. Segundo Rys (1984), as perturbações as que o processo está sujeito consistem em alterações na alimentação que podem ser minimizadas através do controle das etapas precedentes à coluna de destilação.

O controle de variáveis como pressão, vazão e composição da alimentação e características dos fluidos refrigerantes pode ser realizado através de malhas simples individuais, ou seja, sem considerar as interações entre as variáveis. Porém, o grau de acoplamento entre as variáveis de algumas colunas é tão grande que fica difícil ignorar tais interações. Este fato apresenta como dificuldade a manutenção do processo em condição de estabilidade.

## 2.4 Minimização de transientes

Sistemas de controle de colunas de destilação devem operar sob condições múltiplas e o ajuste destes torna-se um desafio. A formação de transientes existe mesmo quando controladores estão bem ajustados pois é uma característica intrínseca ao processo.

As propostas atuais para a minimização do tempo de transição presente em colunas de destilação incluem o uso de técnicas de controle adequadas à dinâmica do processo. Especificações de produtos mais rígidas e maior exigência no controle ambiental associados ao projeto de unidades cada vez mais integradas, passaram a exigir melhor desempenho destes sistemas. Com isto cresceram consideravelmente os incentivos econômicos ao desenvolvimento e aplicação de sistemas de controle de alto desempenho para plantas industriais.

O controle preditivo é uma técnica muito utilizada pois permite que haja maior flexibilidade no controle de mudanças de carga em colunas de destilação. Os estudos apresentados nesta área consistem em modificações para o controle preditivo linear como sugerido por Brabilla e D'Eli (1992); Doma *et al.*, (1996); Trentacapilli (1997) e Wilkinson *et al.*, (1991). Também é importante citar a aplicação de controladores preditivos baseados em modelo (MPC), muito aplicados em colunas de destilação devido a sua facilidade de implementação com restrições de processo (ABOU-JEYAB *et al.*, 2001, FILETI *et al.*, 2000; LEE e PARK, 1992; SCHWARM e NIKOLAOU, 1999; WILLIS *et al.*, 1991). Alguns estudos enfocando o problema de

transição em colunas de destilação são apresentados através de técnicas preditivas por matriz dinâmica (DMC) (ALPBAZ *et al.*, 2002; MAITI e SARAF ., 1995) bem como controle preditivo generalizado (GPC) (HAPOGLU *et al.*, 2001).

Em relação ao controlador PID a maior dificuldade reside no ajuste dos seus parâmetros. Desta forma, as propostas atuais concentram-se em novas formas de ajustes mais flexíveis e adequadas às características do processo em questão. Alvarez *et al.* (2000), Adersen e Kümmel (1989), Hill (2001), Pedret *et al.* (2002), Shunta (1995), Vermeer *et al.* (1988) apresentam novas configurações de um controlador PID como auto-ajustáveis ou baseados em observadores de estado. Estudos com ajuste pelo método de síntese direta (CHEN e SEBORG, 2002), com a incorporação do tempo morto (INGIMUNDARSON e HÄGGLUND, 2001) e técnicas de ajuste no domínio do tempo ou frequência (CHANG *et al.*, 2002; LU e DALEY, 2001) são outras abordagens atuais. Técnicas que combinam a praticidade do PID com a flexibilidade do sistema multivariável (NOORAI E ROMAGNOLI, 1998; SANDELIN *et al.*, 1991; WANG e YU, 1993; ZHENG *et al.*, 2002) e com controle não linear (VESTER *et al.*, 1992) são exemplos de técnicas híbridas estudadas.

A abordagem baseada em lógica difusa (*fuzzy*) consiste em uma alternativa interessante uma vez que o objetivo desta técnica de controle é simular um operador, sendo capaz de controlar um processo através da tradução de regras (LU *et al.*, 2001; RAVI *et al.*, 1997; YAMAZAKI, 1996). Alguns estudos utilizam lógica difusa com controladores preditivos (Mahfouf *et al.*, 2002) ou com compensação de tempo morto (ZHAO *et al.* 2002).

Outra alternativa para os problemas apresentados consiste na estratégia de otimização através de controle ótimo. Alguns estudos abordam estas estratégias em colunas de destilação buscando à otimização no tempo necessário para uma unidade migrar de um estado estacionário ao outro (LUUS, 2002; SCHRÖDER, 1999).

No entanto, observa-se que, na maioria dos casos, foram desenvolvidos algoritmos avançados de controle e não técnicas que consideram a dinâmica da coluna. Todos apresentam sua abordagem com ações de controle centralizadas nas variáveis da alimentação, base e topo de coluna. Assim, ocorre a propagação da ação de controle por toda a coluna ainda provocando um elevado tempo de transição para que uma perturbação seja minimizada ou compensada.

## 2.5 Ações de Aquecimentos Distribuídos

Duas propostas incentivaram a utilização da ação distribuída ao longo da coluna: refluxos circulantes (*strippers*) e colunas de destilação diabáticas. Ambas utilizam calor (cedido ou

retirado) nos pratos, porém para fins diferentes. Baseando-se neste fato, elaborou-se a proposta da utilização de pontos intermediários para controle da qualidade do processo de destilação.

### 2.5.1 Refluxos Circulantes

A utilização de refluxos circulantes é muito difundida em refinarias. Segundo Shiskey (1984), 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.

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 melhorar a eficiência 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 4 a 6 refluxos circulantes. Estes pontos estão associados à retirada de produtos através de saídas laterais da coluna. O controle aplicado nestas malhas possui o objetivo de apenas manter constante a vazão do material de saída, e a temperatura somente é utilizada para caracterização dos produtos, como a determinação do ponto de névoa do diesel, por exemplo.

### 2.5.2 Colunas diabáticas

Paralelamente, a idéia básica de colunas diabáticas é: ao invés de uma única fonte de calor (refervedor) e uma única retirada (condensador), utilizar pontos de troca de calor em cada prato da coluna. Estes pontos adicionais mantêm um perfil particular de temperatura ao longo da coluna. Segundo Schaller *et al.* (2001), este perfil é descrito pela teoria denominada *equal thermodynamic distance* (ETD) e encontra o mínimo de produção de entropia para o processo de separação de menor ordem para um dado número de pratos.

Agrawal e Herron (1998) afirmam que o uso apropriado de refervedores e condensadores intermediários pode promover reduções significativas no custo de operação de um sistema de destilação. Baseados nesta hipótese alguns trabalhos tem surgido com o intuito de gerar uma distribuição ótima de energia em colunas de destilação. Muita discussão existe na literatura a cerca da economia de energia gerada por estes pontos de aquecimento. Em geral os estudos abordam análises exérgica ou termodinâmica (SAUAR *et al.*, 1997; AGRAWAL e HERRON, 1998; SCHALLER *et al.*, 2001; BJÖRN *et al.*, 2002). No entanto nenhum dos autores utiliza estes trocadores de calor intermediários em um sistema de controle.

## 2.6 Conclusões

Neste capítulo foram descritas as principais características do processo de destilação com ênfase na dificuldade de se alcançar um novo estado estacionário ou na rejeição de perturbações devido às mudanças nas condições operacionais. Tais dificuldades decorrem das características intrínsecas do processo e também do fato das ações corretivas serem centralizadas no topo e na base da coluna.

No próximo capítulo descrevem-se os materiais e métodos utilizados no desenvolvimento deste trabalho.

# Capítulo III

## Material e Métodos

*“The important thing in science is not so much to obtain new facts as to discover new ways of thinking about them.”*

*Willian Bragg*

Este capítulo apresentará a descrição dos experimentos e simulações realizadas para a execução da proposta de tese. Um breve relato da unidade experimental e do simulador utilizado será apresentado. Também serão descritos os métodos matemáticos empregados e o tratamento dos dados que foi realizado nos resultados obtidos. Cabe ressaltar que o projeto e o detalhamento da unidade experimental será abordado no capítulo IV e a descrição dos instrumentos, no capítulo V.

### 3.1 Introdução

A proposta de controle distribuído por meio do aquecimento nos pratos é uma abordagem nova e sem referências específicas. Neste sentido os métodos adotados nesta pesquisa foram os largamente citados na literatura de forma a simplificar o trabalho. Ou seja, o objetivo foi verificar a possibilidade do uso da nova abordagem de controle e não incrementar técnicas, ajustar controladores ou mesmo estudar a separação e eficiência da coluna.

Foi realizada a opção por testes experimentais para estudar o foco do trabalho. Assim, uma unidade experimental de destilação foi construída onde foram realizados experimentos para a caracterização da dinâmica de um sistema de aquecimento distribuído e implementação desta estratégia de controle. Em paralelo também foram realizadas simulações de forma a auxiliar e corroborar o trabalho experimental.

Os materiais utilizados encontram-se instalados no Laboratório de Controle de Processos do Departamento de Engenharia Química e Engenharia de Alimentos da Universidade Federal de Santa Catarina. Alguns deles foram construídos como parte desta tese e possuem caráter multi-uso, para o desenvolvimento e aplicação de estratégias de controle de processos.

Os recursos necessários para a realização desta tese foram parcialmente fornecidos pelo **Programa: PRH-ANP/MCT N° 34: Formação de Engenheiros nas Áreas de Automação, Controle e Instrumentação para a Indústria do Petróleo e Gás.**

Para a execução deste trabalho foram conduzidas quatro etapas distintas, ilustradas na Figura 3.1.

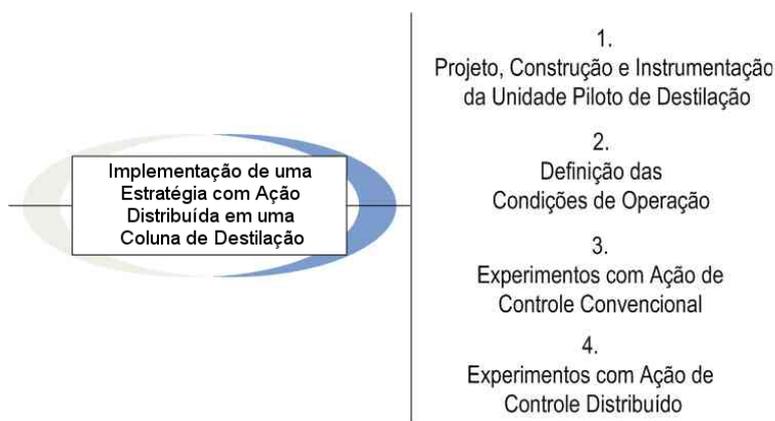


Figura 3.1 Diagrama geral das atividades realizadas para execução do trabalho de tese.

Os projetos dos equipamentos e da instrumentação da unidade experimental serão descritos com detalhes nos capítulos IV e V, respectivamente. O tópico denominado operação será abordado no capítulo VI, e os resultados comparando a proposta distribuída com a convencional serão apresentados no capítulo VII. A formulação da proposta de aquecimento distribuída foi primeiramente testada buscando-se avaliar as características e condições para a utilização da mesma.

## 3.2 Experimentos

A condução dos experimentos para a comparação entre o controle convencional e o controle distribuído foi realizada sequencialmente conforme apresentado na Figura 3.2. A primeira etapa compreendeu os **testes para avaliar a dinâmica** da coluna de destilação e verificar as principais perturbações. A **identificação das funções de transferência** para o controle do balanço de massa e de composição (qualidade) foi conduzida através de ensaios em malha aberta aplicando-se perturbações nas possíveis variáveis manipuladas. A etapa de **implementação do controle convencional** foi realizada testando-se os controladores

projetados perante perturbações na alimentação e ajustando-os conforme as características do processo. A fase de identificação das funções de transferência da **malhas para uso do controle distribuído** foi realizada de forma similar a anteriormente descrita. Por fim, os experimentos realizados para a **aplicação da técnica proposta de controle distribuído** foram realizados aplicando-se perturbações na alimentação do processo e testando-se o controle convencional e o controle proposto.



Figura 3.2 Experimentos realizados para aplicar a proposta de controle distribuído.

Conforme citado, os ensaios foram realizados na unidade experimental projetada e construída para esta finalidade. A seguir descrevem-se as condições utilizadas durante os experimentos.

### 3.2.1 Mistura utilizada

Para validar a proposta desta tese utilizou-se uma mistura de etanol-água em virtude do baixo custo e disponibilidade destes componentes e também devido à baixa viscosidade e facilidade de limpeza que a mistura oferece.

### 3.2.2 Condições Operacionais

Algumas condições operacionais foram definidas para a execução dos ensaios. Estas são resultado das variáveis estabelecidas no projeto, em conjunto com adaptações realizadas ao conduzir-se os primeiros testes. Cabe ressaltar que estas foram alteradas conforme a

necessidade do experimento. Na Tabela 3.1 é apresentado um resumo das condições de operação.

Tabela 3.1 Resumo das condições de operação dos experimentos realizados.

Variável	Valor (Sistema Internacional)
Fração volumétrica de etanol na alimentação**	0,10 a 0,35
Temperatura de alimentação**	Subresfriada (~ 80°C)
Vazão volumétrica de alimentação**	300 L.h <sup>-1</sup>
Pressão no topo da coluna**	1,25 bar
Queda de pressão ao longo da coluna*	0,25 bar
Razão de refluxo (R/D)	5 - 8
Holdup da base*	4 L
Holdup do acumulador**	5 L

\*\* - estes valores são os utilizados no projeto da unidade, porém foram alterados em alguns experimentos.

\* - correspondem a dados de projeto e não foram modificados ao longo dos ensaios realizados;

### 3.2.3 Unidade experimental

A unidade, ilustrada simplificada na Figura 3.3, representa um processo de destilação a pratos em escala piloto e foi construída em módulos, permitindo o máximo de flexibilidade quanto às variáveis de operação e misturas a serem destiladas. Cada módulo representa um estágio de equilíbrio. A unidade opera em regime contínuo e, para tanto, existe um tanque (pulmão), onde é produzida a alimentação do processo. É constituída de uma coluna de destilação, aquecida na base por um trocador de calor a placas e resfriada no topo por um condensador. O acumulador é responsável por receber o vapor condensado e assim garantir a razão de refluxo necessária ao processo de separação. O tanque pulmão é utilizado para produzir a alimentação da coluna, resultado das correntes de topo e fundo. Dessa maneira o sistema opera em regime contínuo e fechado.

O material utilizado para a construção da coluna foi aço inox 304. A coluna possui 13 estágios de equilíbrio, construída em módulos com 0,15 m de altura e 0,20 m de diâmetro. Os pratos são perfurados (diâmetro de 0,006 m, com passo triangular). Os valores da altura e comprimento do vertedouro são 0,03 e 0,10 m, respectivamente. Cada módulo possui um ponto para medição de temperatura, um para a coleta de amostra e um terceiro para a adaptação do aquecimento distribuído. Este último foi realizado por meio de resistências elétricas projetadas com potência de até 3,5 kW cada.

O refeedor da coluna é do tipo termosifão vertical. Para tanto, é utilizado um trocador de calor a placas. Este trocador atualmente opera com temperaturas até 150°C e 10Bar de vapor superaquecido. Ainda, outro trocador de calor, instalado na alimentação, permite o controle da temperatura desta corrente.

O condensador é utilizado para trocar calor no topo da coluna e, conseqüentemente, produzir uma corrente líquida. Foi construído em aço e utiliza água como fluido refrigerante. O tanque acumulador é acoplado logo na saída do condensador e recebe a fase líquida com o

objetivo de garantir a razão de refluxo necessária ao processo. Este foi construído do mesmo material da coluna e possui as dimensões de 0,20 m de diâmetro e 0,30 m de altura. O nível de líquido acumulado neste equipamento (bem como no estágio da base da coluna) é monitorado através de um sensor diferencial de pressão.

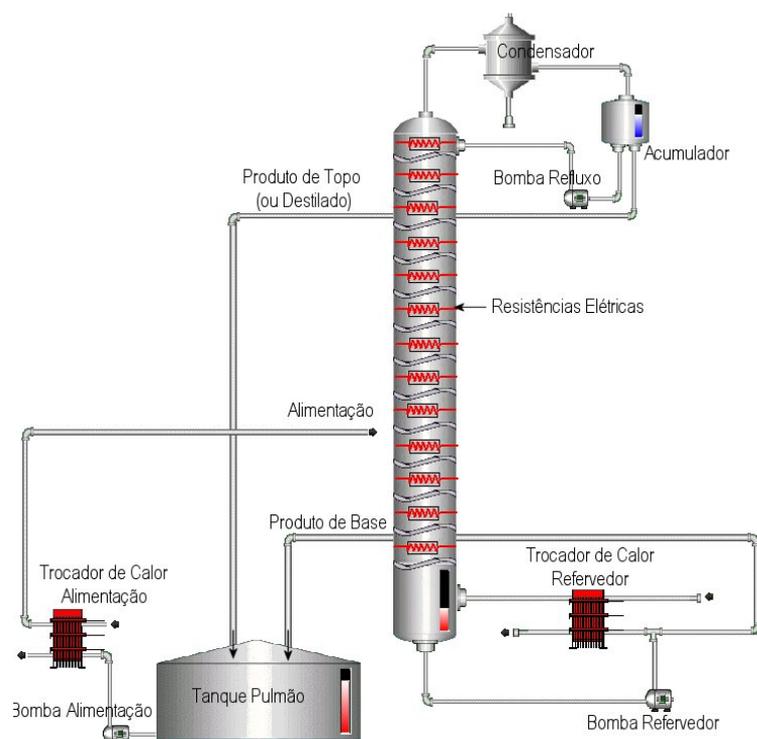


Figura 3.3 Ilustração esquemática dos equipamentos da unidade experimental.

As bombas centrífugas utilizadas são responsáveis por alimentar a coluna e o trocador de calor. Operam com vazão de até de  $600 \text{ L.h}^{-1}$ . A bomba utilizada para produzir a corrente de refluxo opera com vazão de até  $200 \text{ L.h}^{-1}$ . Sensores de temperatura do tipo Pt-100 são utilizados para monitorar a temperatura em todos os estágios de equilíbrio bem como no tanque de mistura e acumulador. Sensores de pressão manométrica na base e no topo juntamente com a temperatura permitem inferir a composição nestes pontos. Cada prato possui uma resistência elétrica para a implementação do controle distribuído.

### 3.2.3.1 Utilidades

As utilidades definidas para o processo, disponíveis para operar o equipamento são: (1) *vapor* – para o aquecimento da base da coluna; (2) *água* – para o resfriamento no topo da coluna, (3) *energia elétrica* – no acionamento das resistências elétricas e para o sistema de controle e (4) *ar comprimido* – no acionamento de alguns elementos de controle.

A Figura 3.4 apresenta uma fotografia da caldeira instalada para o fornecimento do vapor que gera o aquecimento na unidade experimental. Este equipamento opera com pressão normal de  $8,5 \text{ kgf.cm}^{-2}$  e vazão de  $300 \text{ kg.h}^{-1}$ .



Figura 3.4 Fotografia da caldeira utilizada para o fornecimento de vapor à unidade experimental: (a) caldeira, (b) detalhe do combustor e do tanque de retorno de condensado.

Uma fotografia da torre de refrigeração é apresentada na Figura 3.5. Esta é utilizada no resfriamento da corrente de vapor no condensador da unidade experimental. Esta torre opera com capacidade térmica de  $45.500 \text{ kcal.h}^{-1}$  e com vazão máxima de  $3,5 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ .



Figura 3.5 Fotografia da torre de refrigeração utilizada no sistema de troca de calor.

O compressor utilizado é ilustrado na fotografia apresentada na Figura 3.6. Este opera a  $10 \text{ kgf.cm}^{-2}$ , porém a pressão na linha é reduzida para  $7 \text{ kgf.cm}^{-2}$ , por uma válvula reguladora de pressão.



Figura 3.6 Fotografia do compressor utilizado.

Na entrada de cada posicionador ainda foram incluídos outros reguladores que permitem o ajuste da pressão a aproximadamente  $2 \text{ kgf.cm}^{-2}$ . Foi realizado também o projeto da rede de ar comprimido com a instalação de filtros de forma que os posicionadores recebam ar isento de óleo, umidade e sujeira, conforme especificação dos fabricantes.

### 3.2.4 Medida de composição

Medidas de composição foram efetuadas durante os experimentos. Para tanto amostras eram retiradas dos produtos de base e topo e a quantidade de álcool presente nas mesmas foi quantificada através de um densímetro para álcoois conforme ilustra a Figura 3.7.



Figura 3.7 Fotografia da medida de composição realizada durante os experimentos por meio de um densímetro.

As medidas de composição são apresentadas neste trabalho em base volumétrica em função do resultado apresentado pelo densímetro.

### 3.2.5 Equipamentos

Os equipamentos que compõe a unidade experimental, bem como os utilizados durante os experimentos são especificados na Tabela 3.2.

Tabela 3.2 Resumo das especificações dos equipamentos que compõe a unidade experimental.

<b>Equipamento</b>	<b>Marca / Modelo</b>	<b>Especificação</b>
Válvula de Controle	Spirax-Sarco - LEA 31	½ ou 1 polegada, Ar-abre, falha-fecha, tipo igual porcentagem.
Válvulas Solenóides	Spirax-Sarco - D266	½ polegada, Ação direta, duas vias.
Válvulas Manuais	Docol - PN40-D15	Válvulas gaveta ou esfera de ½ ou 1 polegada.
Bomba da alimentação	WEG - MJA4	Potência 1HP, 3470rpm.
Bomba do refeedor	WEG - MJA4	Potência 1HP, 3470rpm.
Bomba do refluxo	Schneider - BCR-2000	Potência 1/3HP, 60Hz.
Bomba de recirculação da água no condensador	Schneider - BC-20	Potência 3/4HP, 3400rpm.
Resistência Elétrica	CR	0-3,5kW.
Variador de potência	Varix - SVMT-15A	Controlador de potência trifásico do tipo ângulo de fase. Acionamento 1-5V.
Trocador de calor do refeedor	Alfa-Laval - M3-FM	Temperatura máxima 150°C, pressão máxima 10Bar, Volume total 1L.
Trocador de calor da alimentação	Alfa-Laval	Temperatura máxima 150°C.; pressão máxima 10Bar, volume total 0,2L.
Transmissor de pressão manométrica	SMAR - LD 302	Sensor capacitivo com alcance entre 20,8 @ 2500 mbar e precisão: +/- 0,075% da faixa.
Transmissor de pressão diferencial – medição de nível	SMAR - LD 302	Sensor capacitivo com alcance entre 1,25 @ 50 mbar.e precisão: +/- 0,075% da faixa.
Transmissor de pressão diferencial – medição de vazão	SMAR - LD 302	Faixa de operação entre 4,17 e 500 mbar e precisão: +/- 0,075% da faixa. Com válvula manifold de 3 vias para calibração.
Conversor <i>Fieldbus</i> para corrente	SMAR - FI 302	3 canais com saídas 4-20mA.
Posicionador para válvula de controle	SMAR - FY 302	Alimentação de 1,4 a 7Bar e possui sinal de saída de 0 a 100% da pressão de alimentação. Ação dupla. Histerese: < 0,1 %.
Orifício Integral	SMAR	Vazão máxima 450L.h <sup>-1</sup>
Sensor de temperatura	EXPECTRON	Sensor de temperatura do tipo Pt-100 com poço termométrico (10cm).

<b>Equipamento</b>	<b>Marca/ Modelo</b>	<b>Especificação</b>
Manômetro	FAMABRÁS	Tipo bourbon, escala 0 – 1Bar ou 0 – 2Bar.
Densímetro	INCOTERM	Alcoômetro do tipo Gay-Lussac e Cartier, precisão de 1%.
Termômetro	THERMO METER	Termômetro e cronômetro. Escala -50 a 120°C.
Filtro de ar comprimido	BEL AIR – FR1200	Escala de 0 - 11Bar, com regulagem de pressão
Reguladora de pressão da linha de ar comprimido	BEL AIR – FR2400	Escala de 0 - 11Bar
Inversor de frequência	SIEMENS Micromaster 420	Rotação 3000 min <sup>-1</sup> , 50Hz, e 10s de desaceleração. Equipado com painel SDP para configuração de parâmetros.

### 3.2.6 Reagentes

Durante os experimentos foi utilizado álcool etílico hidratado 96° GL fornecido pelo Laboratório de Cosméticos Imagem Ltda. Alguns resultados de análise deste reagente são apresentados na Tabela 3.3.

*Tabela 3.3 Resultado de análise do álcool utilizado nos experimentos.*

<b>Análise</b>	<b>Especificação /Limite</b>	<b>Resultado</b>
Fórmula	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	
Massa Molecular	46,07	
Identificação I	Desenvolvimento de odor idodofórmico e precipitado amarelo	De acordo
Identificação II	Desenvolvimento de odor acetaldeído e coloração verde	De acordo
Resíduo não volátil	Máx.: 0,001g	0,0003g
Densidade (20° C)	0,8050-0,8120	0,8108
Grau Alcoólico (20° C)	Min.: 96° GL	97,10° GL
Presença de metanol	Ausência	De acordo
Álcool amílico e outras substâncias não voláteis carbonizáveis	Ausência	De acordo

## 3.3 Simulações

Ferramentas computacionais como *software* para a simulação de processos, são extremamente úteis, uma vez que possibilitam resultados muito próximos do real com relativa rapidez. Neste trabalho foram utilizadas simulações em estado estacionário para a avaliação das condições de operação da unidade e em alguns casos para definir variáveis de projeto.

### 3.3.1 Simulações em Estado Estacionário

As simulações em estado estacionário foram realizadas com o auxílio do software comercial Hysys®<sup>1</sup>. A Figura 3.8 ilustra a tela de interface do simulador para o processo de destilação. As condições operacionais utilizadas foram as mesmas descritas anteriormente para o sistema etanol-água na Tabela 3.1.

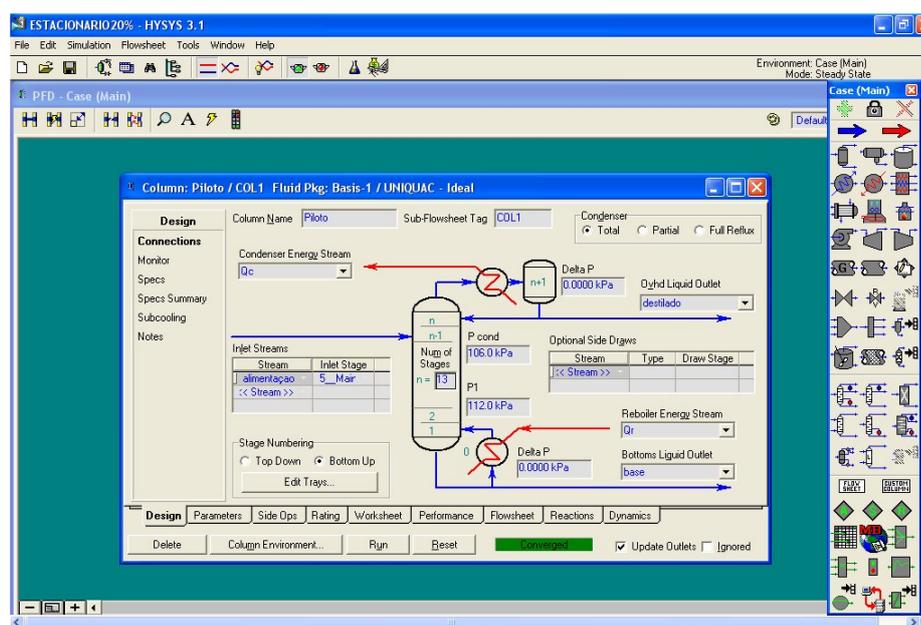


Figura 3.8 Interface gráfica do Hysys®.

Este software foi adotado para realizar simulações com:

1. um sistema de hidrocarbonetos para obter o número de estágios mínimo durante o projeto da unidade experimental;
2. o sistema etanol-água para alguns estudos do estado estacionário e observação de variáveis como a composição da fase vapor (difíceis de serem mensuradas nos ensaios experimentais para fins de controle do processo).

<sup>1</sup> ® marca registrada da Hyprotech Ltda

## 3.4 Métodos Matemáticos

Vários métodos foram aplicados para a conclusão dos trabalhos. Uma vez que todas as técnicas aplicadas são extremamente conhecidas, os tópicos a seguir apenas citam a metodologia utilizada. Convém ressaltar que existem metodologias mais recentes, porém optou-se pelas descritas por não ser este o foco do trabalho.

### 3.4.1 Identificação das funções de transferência

As funções de transferência das malhas de controle utilizadas neste trabalho foram obtidas a partir do método dos mínimos quadrados (SEBORG *et al.*, 1989). Conforme extensivamente estudado na literatura e aceito amplamente, a identificação foi realizada através da aplicação de degraus nas variáveis manipuladas. Os resultados foram também comparados com a resposta obtida a partir do método de aproximação gráfica.

### 3.4.2 Sintonia dos controladores

Para o ajuste dos controladores descentralizados e também para a estimativa inicial do controle multivariável foram aplicadas os métodos propostos por Cohen-Coon, ITAE e Ziegler-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.

Para o ajuste dos controladores que apresentam interação (temperatura do refeedor e do último prato), foi utilizada a metodologia proposta por Stephanopoulos (1984) realizando-se o desacoplamento total das malhas.

### 3.4.3 Análise de sensibilidade

Para a identificação dos estágios mais sensíveis e a conseqüente aplicação do controle distribuído foram aplicados os métodos de análise de sensibilidade sugeridos por Kalid (2005). Foram utilizados três dos cinco métodos sugeridos pelo autor: pratos sucessivos, simetria de sensibilidade e máxima sensibilidade. Em todos foi utilizada a temperatura como a variável de interesse. É importante ressaltar que os métodos podem produzir respostas diferentes. Assim, a definição foi realizada a partir desta análise associada às características da planta.

### 3.4.3.1 Pratos sucessivos

Tomando-se 2 pratos sucessivos, verifica-se a diferença de temperatura entre o mais acima e o mais abaixo. Este cálculo é feito ao longo de toda a coluna, descendo um prato por vez. Escolhe-se o prato intermediário que apresentou a maior diferença, ou seja, o prato sensível é o que tem maior variação de temperatura entre os pratos.

### 3.4.3.2 Simetria de sensibilidade

Obtém-se um perfil de temperatura para um determinado valor da variável manipulada (foram utilizados a vazão de refluxo e o calor do refeedor). Os valores nominais destas variáveis são alterados a variações positivas e negativas de mesma amplitude. O prato sensível é o que apresenta uma resposta simétrica. Esse método diminui problemas com não-linearidades.

### 3.4.3.3 Máxima sensibilidade

A partir da metodologia aplicada no item anterior é possível analisar a matriz de sensibilidade. Ou seja, um gráfico é construído da derivada da temperatura/variável modificada em relação aos estágios da coluna para a variação positiva e negativa. O prato sensível será o que apresentar maior valor da derivada.

## 3.5 Tratamento dos dados

Alguns perfis apresentados nos resultados deste trabalho foram ajustados por meio de filtros para eliminar o ruído ou então se ajustando uma curva para representar os pontos experimentais. Optou-se em utilizar tais ferramentas devido ao elevado número de amostragens, o que pode causar a interpretação errônea do experimento.

### 3.5.1 Cálculo das derivadas

Para a análise de alguns dados foram calculadas as derivadas das curvas. O procedimento adotado foi traçar-se a melhor curva com a finalidade de eliminar alguns ruídos presentes na curva original. Em seguida foi aplicada a derivada nestes pontos.

### 3.5.2 Desvio do estado estacionário normalizado

Para a análise de alguns resultados calculou-se o desvio da variável medida em relação ao seu valor no estado estacionário. A equação (3.1) apresenta o cálculo realizado.

$$erro = \frac{(valor\ no\ e.e. - valor\ medido)}{valor\ no\ e.e.} \quad (3.1)$$

Onde: e.e. – estado estacionário.

Em seguida, gráficos foram gerados a partir destes resultados para avaliar quais das propostas utilizadas são mais adequadas.

## 3.6 Conclusões

Neste capítulo foram apresentados os materiais e métodos utilizados no decorrer do trabalho de tese. Foram descritos os procedimentos utilizados, bem como as ferramentas matemáticas que foram necessárias ao desenvolvimento desta proposta.

No próximo capítulo descreve-se em detalhes o projeto da coluna de destilação, enfatizando-se sua construção modular e a possibilidade de operar com a distribuição de calor ao longo dos seus pratos, diferente do que ocorre na configuração convencional onde a energia é fornecida na base da coluna.

# Capítulo IV

## Projeto da Unidade Experimental

*“The column is the heart of distillation process”*

*Supelco (Internet)*

Este capítulo descreve a unidade experimental de destilação. São apresentados os cálculos e definições realizados para o dimensionamento, o projeto de aquecimento nos pratos e alguns aspectos gerais da construção. Obter uma unidade experimental não consiste no objetivo deste estudo. No entanto seu projeto e construção são considerados como um resultado e são apresentados em um capítulo separado uma vez que foi desenvolvido durante este trabalho.

### 4.1 Introdução

Segundo Perry e Weissberger (1965), unidades experimentais (ou piloto) são construídas com três objetivos: preparação de produto, demonstração de um processo ou aumento de escala. Neste caso, a unidade foi construída para a demonstração de uma nova abordagem de controle. Compõe-se de uma coluna fracionadora de pratos e opera de forma contínua. Possui flexibilidade quanto a adequação dos estágios de equilíbrio, permitindo estudar inúmeros processos de separação. É adaptada para a implementação do controle distribuído por meio do aquecimento nos pratos da coluna.

Para o projeto da unidade seguiram-se os procedimentos descritos na literatura (GOMIDE, 1988; HENLEY E SEADER, 1981; RADEMAKER *et al.* 1975). Foram realizados cálculos para o diâmetro, altura e dispositivos internos da coluna. Vazões e outras variáveis foram calculadas com o auxílio de simulações no software Hysys®. Os métodos utilizados serão descritos no decorrer deste capítulo.

Na Figura 4.1 é apresentada uma ilustração geral da coluna de destilação onde se observa as seções, correntes e alguns equipamentos. As denominações aqui adotadas serão seguidas neste documento.

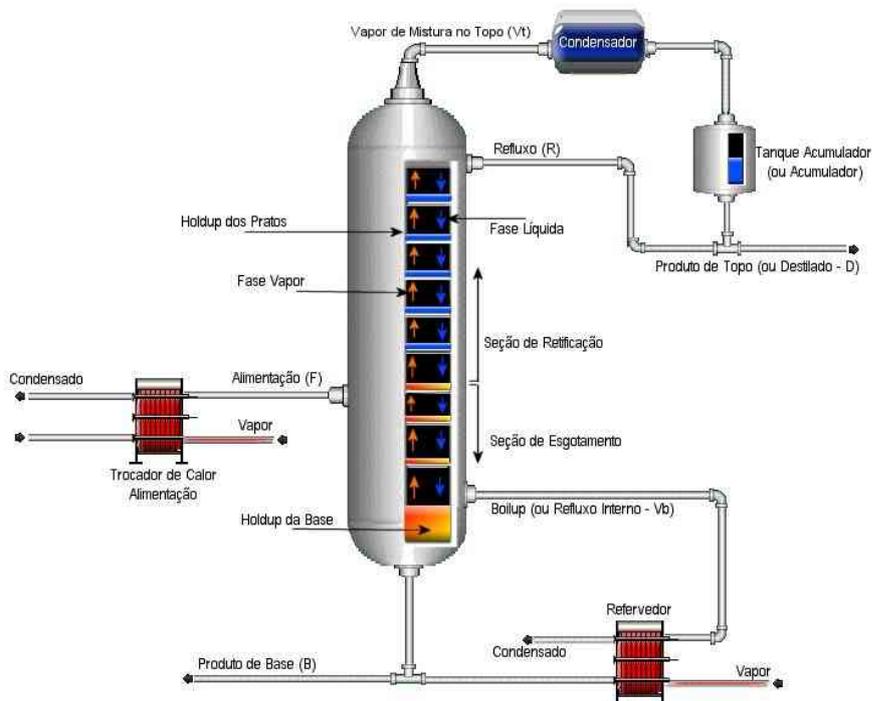


Figura 4.1 Ilustração dos equipamentos e correntes de uma coluna de fracionamento.

A seguir são apresentados os cálculos realizados e dados de projeto dos equipamentos que compõe a destilação.

## 4.2 Dimensionamento

Nesta seção serão descritos os cálculos realizados para a definição do número mínimo de estágios, razão de refluxo, diâmetro e altura da coluna, dispositivos internos e outros. As unidades apresentadas nas equações estão no sistema inglês em virtude de algumas constantes incorporadas nas mesmas.

Também são abordados os dados do projeto de equipamentos como o refrervador, condensador e detalhes dos pratos da coluna.

### 4.2.1 Número mínimo de estágios

O primeiro passo para o dimensionamento de uma coluna de destilação é o cálculo do

número mínimo de estágios de equilíbrio. Para tanto é necessário definir a mistura a ser processada. Como o objetivo deste processo é multipropósito em relação à carga, foram utilizadas três misturas: (1) etanol e água, (2) isômeros de butanol e (3) uma mistura de hidrocarbonetos (hexano, heptano e octano). As condições de purificação do produto foram definidas conforme a exigência dos métodos empregados para o cálculo do número mínimo de estágios. Este parâmetro foi então calculado para cada uma das misturas e o resultado final foi definido com base na compilação dos resultados individuais.

O método mais empregado para o cálculo de estágios teóricos para misturas binárias é o de McCabe-Thiele (KING, 1980). Cálculos mais rigorosos são necessários para sistemas multicomponentes. Uma forma simplificada de realizar esses cálculos é obter o número mínimo de estágios em simuladores comerciais, como o Hysys® (TALAVERA, 1999). Este método chama-se de *número de estágios mínimo prático* e é definido como o menor número de estágios de equilíbrio com o qual uma coluna pode operar nas condições desejadas (MACIEL, 1989<sup>2</sup> apud TALAVERA, 1999).

O resultado obtido para a mistura de etanol e água indicou o número de 5 (cinco) estágios teóricos mínimos para realizar a separação desejada. Este parâmetro para a mistura de isômeros de butanol foi 4 (quatro) e para a alimentação de hidrocarbonetos foi 6 (seis). Dessa maneira, utilizou-se o valor de 6 (seis) estágios teóricos como base para os cálculos de projeto da coluna. O prato de alimentação foi determinado através do método de número de estágios mínimo prático e obteve-se como resultado o prato 4 (quatro) analisando-se a quantidade de calor necessária ao refeedor de acordo com o ponto de alimentação.

## 4.2.2 Número de estágios reais e altura

O número de estágios reais foi calculado através da equação (4.1), para eficiência global da coluna de 51%. Este valor de eficiência é recomendado por Gomide (1988) para um sistema de hidrocarbonetos e este sistema foi utilizado por ter apresentado o maior número mínimo de estágios teóricos. Obteve-se um valor de 13 estágios reais.

$$N_a = \frac{N}{\eta_o} \quad (4.1)$$

Onde:  $N_a$  = número de estágios reais;

$N$  = número mínimo de estágios teóricos;

$\eta_o$  = eficiência global da coluna;

---

<sup>2</sup> Maciel, M. R. W, PhD Thesis, Department of Chemical Engineering, University of Leeds, England, UK, 1989

O cálculo da altura da coluna depende do espaçamento mínimo entre os pratos. Esse espaçamento é função do coeficiente de inundação da coluna. Segundo Gomide (1988), um espaçamento adequado entre os pratos (para uma mistura de hidrocarbonetos) é em torno de 0,15 m. Ainda, de acordo com Kister (1992) o espaçamento entre pratos pode variar entre 0,15 m e 0,7 m para colunas industriais. Para definir este parâmetro, o principal fator considerado é o custo entre a altura e o diâmetro da coluna. Espaçamentos muito grandes aumentam a altura da coluna, porém, reduzem o diâmetro. O espaçamento adotado foi de 0,15 m em virtude da limitação inicial de espaço físico.

Com este dado, a altura da coluna foi calculada conforme a equação (4.2). Cabe ressaltar que é necessário acrescentar 10 a 20% da altura da coluna para a adaptação dos extremos da coluna (base e topo). A altura total da coluna e extremos resultante foi de 2,4 m.

$$H = N_a \Delta H_s + \Delta H_x \quad (4.2)$$

Onde: H = altura da coluna (ft);

$N_a$  = número de estágios reais;

$\Delta H_s$  = espaçamento entre os pratos (ft);

$\Delta H_x$  = altura necessária para adaptação dos extremos da coluna (ft);

### 4.2.3 Diâmetro

O diâmetro do prato é determinado primordialmente pelo volume da fase gasosa que passa pela torre. Assim, para determinar o diâmetro da coluna, o primeiro passo é estimar a massa específica da fase vapor, conforme a equação 4.3.

$$\rho_v = \frac{MP}{R(T + 460)} \quad (4.3)$$

Onde:  $\rho_v$  = massa específica da fase vapor ( $\text{lb} \cdot (\text{ft}^3)^{-1}$ );

M = massa molecular da mistura ( $\text{lb} \cdot \text{lbmol}^{-1}$ );

R = constante dos gases ideais ( $\text{psia} \cdot \text{ft}^3 \cdot (\text{lbmol} \cdot \text{R})^{-1}$ );

T = temperatura do prato (F);

P = pressão no prato (psia)

A velocidade do vapor (equação 4.4) e a área de borbulhamento (equação 4.5) são definidas como uma porcentagem da taxa de inundação expressa como fator-F (*F-factor*), dependente da massa específica da fase vapor e do espaçamento entre os pratos. Segundo Douglas (1988), o fator F a ser utilizado é igual a 0,66.

$$u = \frac{F - \text{factor}}{\sqrt{\rho_v}} \quad (4.4)$$

Onde:  $\rho_v$  = massa específica da fase vapor ( $\text{lb} \cdot (\text{ft}^3)^{-1}$ );

$u$  = velocidade da fase vapor ( $\text{ft} \cdot \text{s}^{-1}$ );

F-factor = expressão da taxa de inundação

$$S_b = \frac{MV}{3600 \rho_v u} \quad (4.5)$$

Onde:  $\rho_v$  = massa específica da fase vapor ( $\text{lb} \cdot (\text{ft}^3)^{-1}$ );

$u$  = velocidade da fase vapor ( $\text{ft} \cdot \text{s}^{-1}$ );

$S_b$  = área de borbulhamento ( $\text{ft}^2$ );

$M$  = peso molecular da mistura ( $\text{lb} \cdot \text{lbmol}^{-1}$ );

$V$  = corrente da fase vapor ( $\text{lbmol} \cdot \text{h}^{-1}$ );

E o diâmetro interno da coluna pode ser calculado através da equação (4.6). O valor encontrado foi de 0,20 m.

$$D_i = \sqrt{\frac{4S_b}{\pi(1 - f_D)}} \quad (4.6)$$

Onde:  $D_i$  = diâmetro interno da coluna (ft);

$S_b$  = área de borbulhamento ( $\text{ft}^2$ );

$f_D$  = fração da área do prato destinada ao vertedouro;

## 4.2.4 Razão de Refluxo

A literatura recomenda uma razão de refluxo ótima (Refluxo/Destilado) entre 1,1 e 1,4 (Deshpande, 1985). A razão de refluxo adotada para os cálculos do projeto da unidade foi 1,1 para hidrocarbonetos e 1,3 para o sistema binário adotado.

## 4.2.5 Pratos

Deshpande (1985) recomenda que a espessura do prato deve ser de 0,05 m, altura do vertedouro de 0,05 m, e comprimento de 0,15 m. O diâmetro dos furos sugerido é de 0,006 m, com passo triangular. Estes valores foram adotados para o dimensionamento do prato e o desenho de projeto pode ser visualizado no Apêndice B.

## 4.2.6 Módulos

Neste trabalho, por definição, cada módulo corresponde ao espaçamento entre dois estágios de equilíbrio. O projeto do módulo padrão inclui as entradas para a resistência elétrica (utilizada como instrumento que compõe o controle distribuído), a saída da coleta de amostra e a entrada do sensor de temperatura. O tamanho utilizado para estes orifícios foi o recomendado por Wasylkiewicz (1999) e altura de cada módulo é de 0,15 m, valor este correspondente ao espaçamento entre os pratos. O módulo de alimentação e o do último estágio apresentam uma entrada adicional além das já indicadas, para a introdução da mistura a ser destilada e do refluxo, respectivamente. O desenho de projeto destes módulos é apresentado no Apêndice B.

Em relação aos vertedouros definiu-se o uso intercalado dos mesmos, ou seja, ora o vertedouro se encontra a direita, ora a esquerda. Dessa forma a passagem das correntes fica conforme é ilustrado na Figura 4.2.

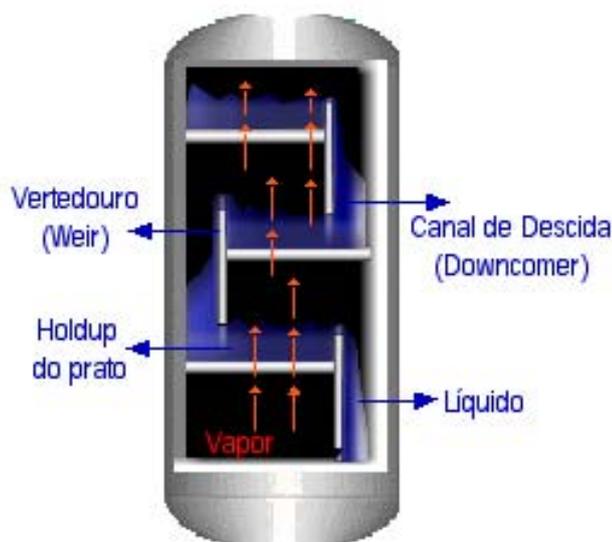


Figura 4.2 Ilustração da disposição dos vertedouros dos pratos da coluna.

Segundo Kister (1992) a principal consideração para a introdução de uma corrente líquida na coluna é encontrar aspectos hidráulicos adequados na área de entrada. O projeto destas entradas foi realizado com base nas indicações do autor e o arranjo definido resultou em uma combinação entre custo e necessidade. Consiste no “falso *downcomer*” e é indicado para correntes que possuem líquido e vapor misturados. Este tipo de arranjo promove boa distribuição do líquido sem provocar discontinuidades e com a flexibilidade de orientação quanto ao ponto de entrada. Na Figura 4.3 é apresentada a ilustração destas entradas em vista superior do prato e interior na coluna.

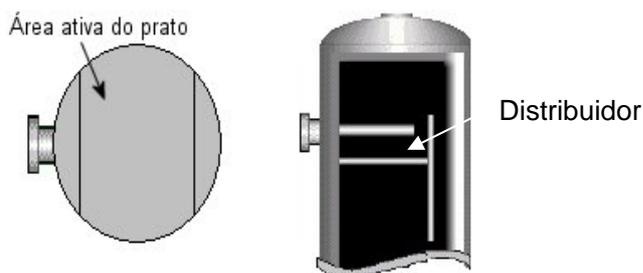


Figura 4.3 Ilustração da entrada de refluxo – vista superior e interna.

O projeto dos distribuidores utilizados nas correntes de refluxo e de alimentação foi realizado conforme Kister (1990). Apesar de indicados para utilização em colunas com diâmetros grandes, este dispositivo foi instalado com o objetivo de eliminar problemas decorrentes da introdução de vapor na corrente. Se o líquido não foi espalhado igualmente no prato, essa má distribuição será transferida para os pratos abaixo da alimentação (ou refluxo).

Resumidamente, na Figura 4.4 é apresentada uma visualização geral do encaixe entre os módulos com as vistas das entradas descritas no módulo, e apresentação do módulo de alimentação e do topo.

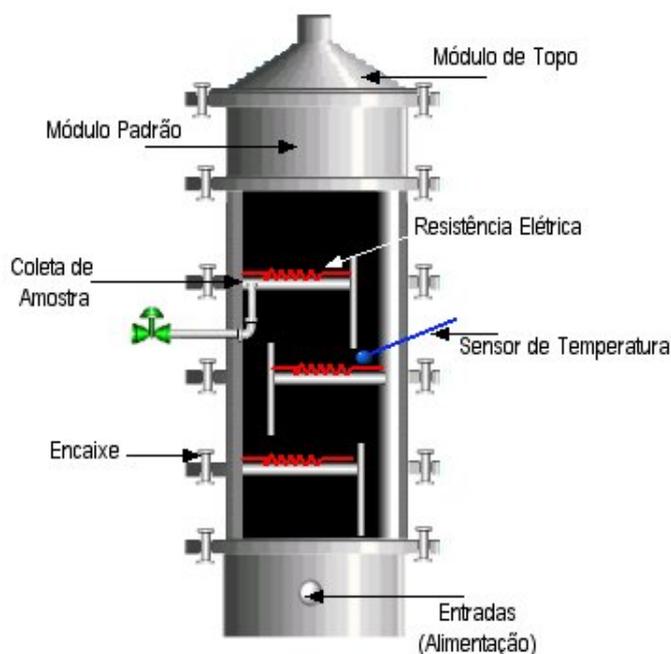


Figura 4.4 Visualização geral dos módulos da coluna ilustrando a montagem e disposição interna dos equipamentos.

Apenas o módulo da base não seguiu as dimensões adotadas em virtude da necessidade de parâmetros específicos para promover a entrada da fase vapor na coluna.

## 4.2.7 Refervedor e seção da base

Para o correto dimensionamento da base da coluna é necessário evitar interações desfavoráveis entre os dispositivos internos e estabelecer a hidráulica adequada. É extremamente relevante o espaçamento entre o primeiro prato e o nível do líquido da base. A entrada do retorno do refervedor (*boilup*) nunca deve estar situada abaixo do nível do líquido. O espaço entre o nível da base e o *boilup* deve ser suficiente para não promover turbulência e o arraste de líquido ao vapor.

Estes aspectos estão demonstrados na Figura 4.5 com as dimensões recomendadas pela literatura e utilizadas neste projeto. Também, indica-se que a entrada do *boilup* deve ser paralela ao nível da base e de preferência não direcionada diretamente a este. Assim, foi instalado um dispositivo conforme descrito anteriormente porém, apenas com saídas superiores, de forma que o vapor ascenda diretamente ao primeiro prato. O refervedor proposto é do tipo termosifão vertical com circulação forçada e para tanto, faz-se uso de um trocador de calor a placas para o fornecimento de calor. Na Figura 4.6 é ilustrado este tipo de refervedor.

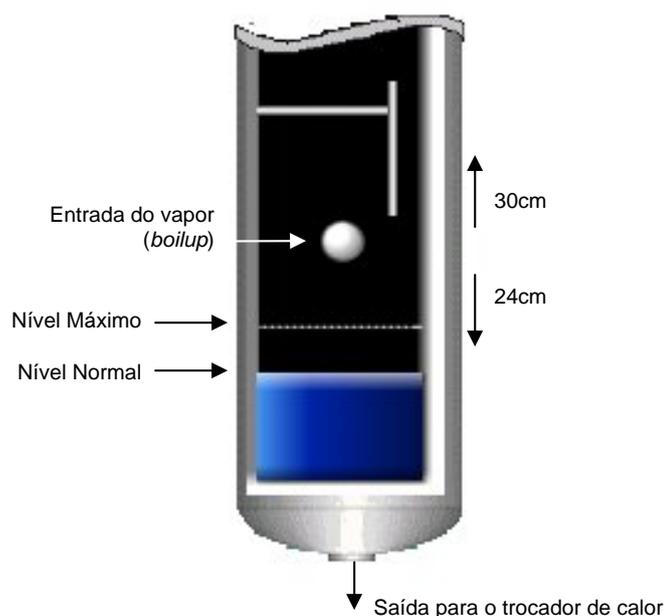


Figura 4.5 Dimensões utilizadas para o projeto do módulo do refervedor.

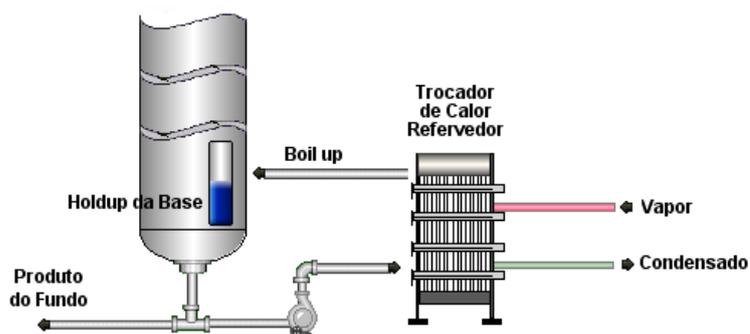


Figura 4.6 Refervedor projetado: termosifão vertical.

### 4.2.7.1 Trocador de calor

O trocador de calor utilizado foi projetado para suportar uma pressão de  $10 \text{ kgf.cm}^{-2}$ . Consiste em um trocador de calor a placas (Alfa Laval), e possui uma área de troca térmica igual a  $0,26 \text{ m}^2$ . Recebe vapor superaquecido da caldeira com vazão de  $300 \text{ kg.h}^{-1}$ .

### 4.2.8 Condensador

Utilizou-se um condensador do tipo horizontal “*in shell*”. O condensador definido foi do tipo total, ou seja, todo o vapor de mistura é condensado. Uma parte retorna à coluna como refluxo e outra parte consiste na corrente de produto de topo. Água e vapor de mistura circulam em contracorrente. A área de troca térmica é igual a  $0,15 \text{ m}^2$ .

### 4.2.9 Particularidades de algumas tubulações

Algumas tubulações exigem certas particularidades para o correto funcionamento da unidade. É necessário garantir que haja um comportamento hidráulico adequado a fim de evitar instabilidades ou danificar os equipamentos.

Em algumas colunas, particularmente as menores, o condensador é situado acima da coluna, e as correntes de refluxo e produto de topo podem ser com escoamento por gravidade. No caso dessa unidade, foi estudada uma forma de projetar este estágio da coluna, evitando algumas situações como fluxo reverso do vapor pela linha de refluxo, ou a interação entre a linha de destilado e refluxo. A alternativa proposta foi baseada nas recomendações de Kister (1990). Na Figura 4.7 é apresentada uma ilustração da linha de refluxo, com um tubo em U construído na própria linha, de maneira a evitar a passagem do vapor e por conseqüência a dificuldade de escoamento do líquido do refluxo.

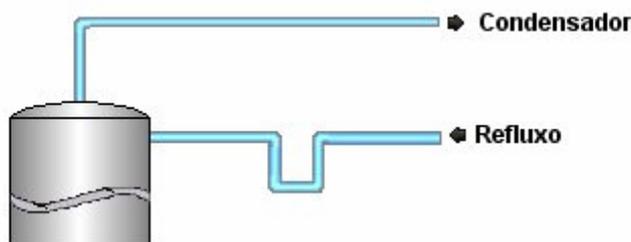


Figura 4.7 Linha de refluxo com tubulação em U.

Na Figura 4.8 são ilustradas as saídas do vaso acumulador, construídas separadas com a finalidade de evitar a interação entre as linhas de destilado e refluxo. Assim, a corrente de destilado escoar por gravidade até tanque pulmão, enquanto a de refluxo é bombeada para dentro da coluna.

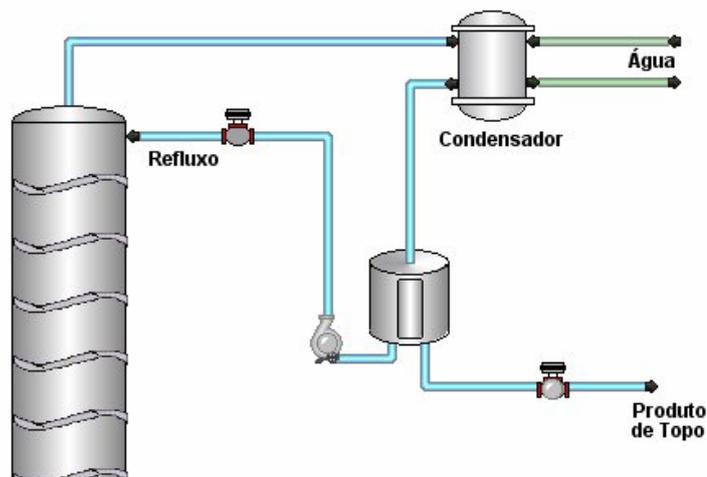


Figura 4.8 Ilustração das linhas de refluxo e produto de topo saindo do vaso acumulador.

A especificação dimensional da coluna foi testada através de simulações com o interesse de observar o comportamento do processo com os dados projetados para a unidade experimental. O ajuste das dimensões foi realizado levando-se em conta a análise dos resultados das simulações estacionárias e transientes.

## 4.3 Aquecimento Distribuído

O projeto do aquecimento distribuído foi realizado com o auxílio das simulações para as misturas multicomponentes citadas. A base para o cálculo adotada foi a substituição de parte ou do total do calor do refeedor por um ou mais pratos. Foram realizadas simulações utilizando-se o software comercial Hysys com os dados projetados da unidade, e o calor obtido no refeedor foi distribuído nos pratos da coluna. Foi estudada a influência deste valor na separação e no estado estacionário final obtido (sem a aplicação de controle de processos). Observou-se que o a introdução do calor em um estágio da coluna não altera a composição final dos componentes.

Durante a execução deste projeto optou-se por trabalhar com resistências elétricas. Porém, cabe ressaltar que esta proposta pode ser estendida à troca de calor no interior do prato através de trocadores de calor ou condensadores. O valor adotado para o aquecimento foi de até 3,5kW para cada resistência. Este foi definido com base em simulações preliminares (MARANGONI, 2003) onde foi identificado o número de pratos para a distribuição do aquecimento com as misturas estudadas para o projeto da coluna. O calor no refeedor foi dividido entre estes estágios e o valor de 3,5KW foi encontrado. Assim, a potência das resistências elétricas foi definida com base na possibilidade de distribuir toda a carga térmica da coluna nos pratos.

## 4.4. Construção

Neste tópico serão apresentados alguns aspectos a respeito da construção da unidade experimental. Algumas etapas que foram necessárias cumprir para concluir o projeto também são apresentadas.

### 4.4.1 Aspectos mecânicos

A definição do material de construção deve ser realizada com cuidado para evitar problemas futuros de corrosão ou danificar os equipamentos internos, vazamentos, dificuldades de manutenção e a exposição de perigos aos operadores. Alguns dos fatores que devem ser levados em consideração para a escolha do material de construção consistem na compatibilidade com os produtos químicos processados, custo, taxa de corrosão e outros. O material utilizado na construção da unidade foi o aço inox 304.

Nas Figuras 4.9, 4.10 e 4.11 são apresentadas fotografias dos pratos e módulos que compõe a coluna. Na Figura 4.12 são mostrados os equipamentos da parte superior da coluna e na Figura 4.13 uma fotografia do trocador de calor. Por fim, na Figura 4.14 é apresentada uma visão geral da unidade experimental.



Figura 4.9 Vista da união de dois módulos.

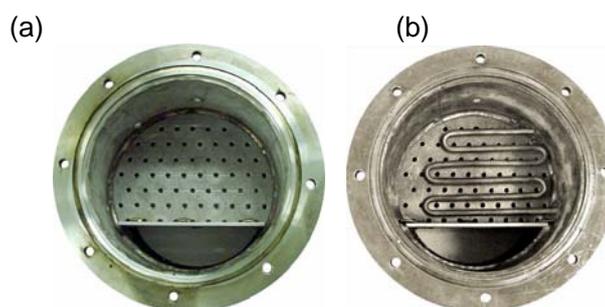


Figura 4.10 Vistas superior dos módulos com detalhamento do prato (a) Normal, (b) Com resistência elétrica para o aquecimento distribuído.

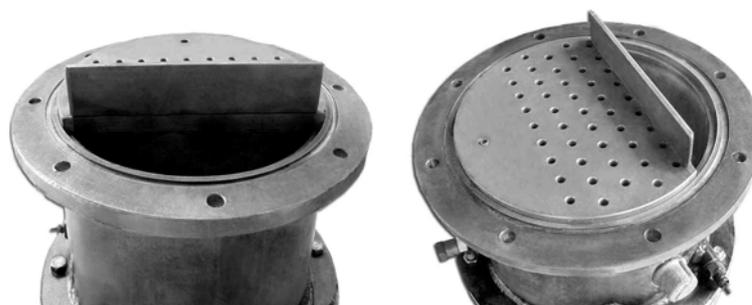


Figura 4.11 Fotografia dos pratos e módulos destacando o vertedouro.



Figura 4.12 Parte superior da unidade com vista interna do condensador e externa deste equipamento e do acumulador.



Figura 4.13 Fotografia do trocador de calor utilizado no refeedor da coluna de destilação.



Figura 4.14 Fotografia apresentando a vista geral da unidade de destilação.

### 4.4.2 Instalações

Foram providenciadas instalações adequadas para suportar a unidade experimental. Para tanto, uma estrutura metálica foi projetada e construída de maneira a abrigar os instrumentos e equipamentos que a compõe.

### 4.4.3 Isolamento da coluna

O isolamento foi realizado com fibra de vidro de acordo com as recomendações de Perry e Weissberger (1965) e recoberto com manta de alumínio para reforçar a barreira térmica. Na Figura 4.15 é mostrada uma fotografia da coluna com e sem isolamento térmico.

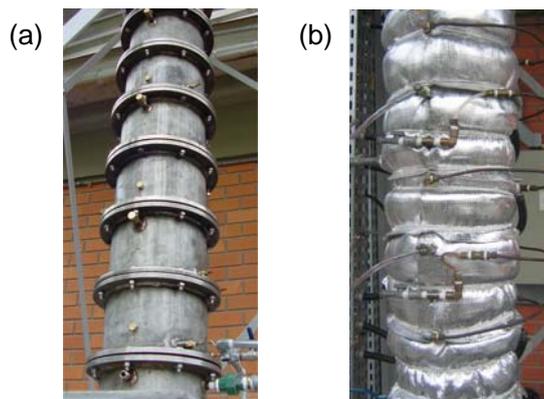


Figura 4.15 Fotografia da coluna sem isolamento (a) e com isolamento térmico (b).

A função do isolamento da coluna e de tubulações é prevenir a excessiva condensação de vapor nas paredes da coluna devido a troca térmica com o ambiente. Com isso, minimizam-se as perdas para o ambiente, o refluxo interno é reduzido e a capacidade de vapor é aumentada.

#### 4.4.4 Utilidades

Durante a construção da unidade experimental observou-se a necessidade de novos equipamentos e ampliação das instalações existentes para o fornecimento do sistema de aquecimento e refrigeração da destilação. Assim, uma das atividades realizadas durante a execução deste trabalho consistiu no projeto e definição de uma caldeira alimentada por gás liquefeito de petróleo. Fez-se necessário contratar os serviços e supervisionar o projeto de instalações adequadas para a casa de caldeira e de gases. Nas Figuras 4.16 e 4.17 são apresentadas as fotografias da casa da caldeira e da casa de gases.



Figura 4.16 Fotografia da casa da caldeira.



Figura 4.17 Fotografia da casa de gases.

### 4.4.5 Sistema de Segurança

Foi providenciado um sistema contra incêndio, aterramento adequado e valas de contenção de vazamentos, com o objetivo de garantir a segurança da planta em caso de acidentes.

## 4.5. Conclusões

Neste capítulo foi descrita a unidade experimental projetada, a qual permite operar com diferentes tipos de mistura e possui flexibilidade para testes de inúmeras estratégias de controle. Esta é flexível o suficiente para permitir ensaios de processos de destilação de colunas de pratos e de recheio, bem como para operar com um número diferente de estágios.

A unidade de destilação apresenta algumas vantagens como a adaptação de outros tipos de pratos, como valvulados, por exemplo. Da mesma maneira, sua construção em módulos, permite a ampliação ou redução do número de estágios de equilíbrio, permitindo a operação com outros tipos de cargas. O refeedor, por ser constituído de um trocador de calor a placas, possibilita a inclusão de placas refletindo no aumento da capacidade térmica do mesmo. Sua construção em aço inox permite a operação com pressão e também com a introdução de vapor de água dentro do equipamento.

No próximo capítulo será apresentada a descrição da instrumentação e sistema de controle da unidade experimental.

# Capítulo V

## Instrumentação e Controle

*“If you do not know where you are going, any path will do.”*

*Ditado popular*

Neste capítulo são descritos a instrumentação e o sistema de controle da unidade experimental. São apresentados detalhes dos equipamentos adquiridos e utilizados e será apresentada a abordagem de controle com ação distribuída. Também são apresentadas as características da rede *fieldbus*, do controlador lógico programável e do *software* supervisor que compõe a instrumentação da destilação.

Da mesma maneira que o capítulo anterior este não consiste do objetivo principal do trabalho. Porém também é apresentado separado por se tratar de um diferencial em virtude da tecnologia envolvida.

### 5.1 Introdução

Manter o processo de destilação em um ponto desejado exige sistemas de controle flexíveis para eliminar perturbações de diversas naturezas como mudanças econômicas ou perturbações locais. Conforme já abordado neste documento, existem diversos estudos voltados para a aplicação de algoritmos de controle em destilação. No entanto, a maioria não considera a dinâmica da unidade. Da mesma forma, existem diversas combinações para compor as malhas de controle do processo. Durante este trabalho, foram utilizados os pares de variáveis controladas e manipuladas já extensivamente estudados e que portanto apresentam um bom desempenho.

Outra premissa na instrumentação de processos é o estímulo da introdução de novas tecnologias por meio da implementação dos chamados instrumentos inteligentes – *fieldbus*.

A necessidade de ter um controle preciso nos equipamentos em indústrias é decorrente da grande projeção destas empresas, buscando-se sistemas de controle mais seguros e eficientes, com demanda pequena de custos e manutenção. Hoje, procura-se cada vez mais instrumentos inteligentes que possam monitorar um processo de forma automática e eficiente (THOMESSE, 1998). Com a evolução dos controladores, surge a tecnologia *fieldbus*, cuja aplicabilidade está baseada na integralização de elementos simples ao nível de chão de fábrica. Consistindo em uma rede para os instrumentos utilizados no processo de automatização, esta tecnologia de comunicação possui a finalidade de distribuir a aplicação do controle, através de rede industriais (BENTLEY, 1995).

Para compor a instrumentação e o sistema de controle da unidade de destilação, foi definida a utilização de instrumentos inteligentes com o protocolo de comunicação FOUNDATION *fieldbus*. Estes equipamentos foram adquiridos por meio de uma parceria entre a empresa SMAR Equipamentos Industriais e a Universidade Federal de Santa Catarina.

## 5.2 Projeto do Sistema de Controle

A configuração de controle local definida para coluna de destilação foi realizada com base nas considerações citadas ao longo deste documento e nos estudos de Nooraii *et al.* (1999). Os autores vêm desenvolvendo alguns trabalhos com uma coluna de destilação piloto para separação de etanol e água, cujas características são próximas as da unidade projetada. Foram definidas as malhas de controle apresentadas na Figura 5.1. São estas:

- (1) controle do nível da base através do ajuste da vazão da corrente de produto de fundo;
- (2) controle do nível do acumulador por meio da manipulação da vazão do produto de topo;
- (3) controle da vazão da alimentação em função do ajuste da vazão desta mesma corrente;
- (4) controle da temperatura de alimentação através do ajuste das vazões de fluido no trocador de calor deste estágio;
- (5) controle da temperatura do último prato por meio 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 de estágios pré-definidos da coluna através do ajuste de potência dissipada na resistência elétrica no prato.

Todas estas malhas 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. Estas são utilizadas no estudo dinâmico do controle distribuído. As pressões são monitoradas para garantir o bom funcionamento do equipamento. A leitura

destas variáveis nos estágios extremos da coluna também permite estudos de inferência de composição.

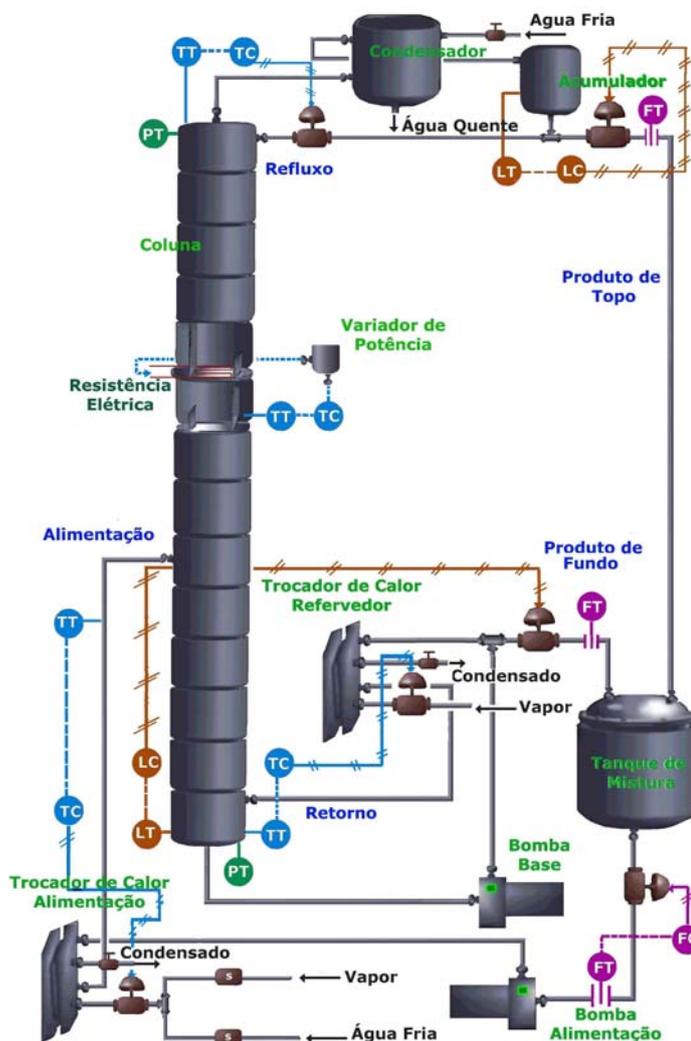


Figura 5.1 Ilustração geral das malhas de controle implementadas.

É importante observar que estas malhas são uma proposta atualmente implementada, porém, existe a possibilidade de se operar com outras, bem como de instalar novos instrumentos, com a facilidade oferecida por um sistema *fieldbus*.

## 5.3 Definição dos Instrumentos

Foram adquiridos 15 instrumentos inteligentes da linha *system 302* que, conforme o sistema de controle definido, integram as malhas de controle distribuídos em quatro canais. São estes: 6 (seis) posicionadores para as válvulas de controle – FY302, 2 (dois) sensores de nível –

LD302 (base e acumulador), 3 (três) sensores de vazão – LD302 (correntes de alimentação, base e topo), dois sensores de pressão manométrica – LD302 e 2 (dois) conversores *fieldbus* para corrente – FI302.

Cada instrumento recebeu uma denominação (*tag*) de acordo com as normas ISA. Todos possuem como sinal de entrada o protocolo digital *fieldbus* FOUNDATION (31,25 kbit.s<sup>-1</sup>). Podem ser configurados por ajuste local ou pelo software de configuração e ainda possuem indicador local (lcd de 4 dígitos). Na Figura 5.2 é apresentado um fluxograma ilustrando os equipamentos, sensores e atuadores, com suas respectivas *tags*. O fluxograma completo incluindo válvulas manuais é apresentado no Apêndice C.

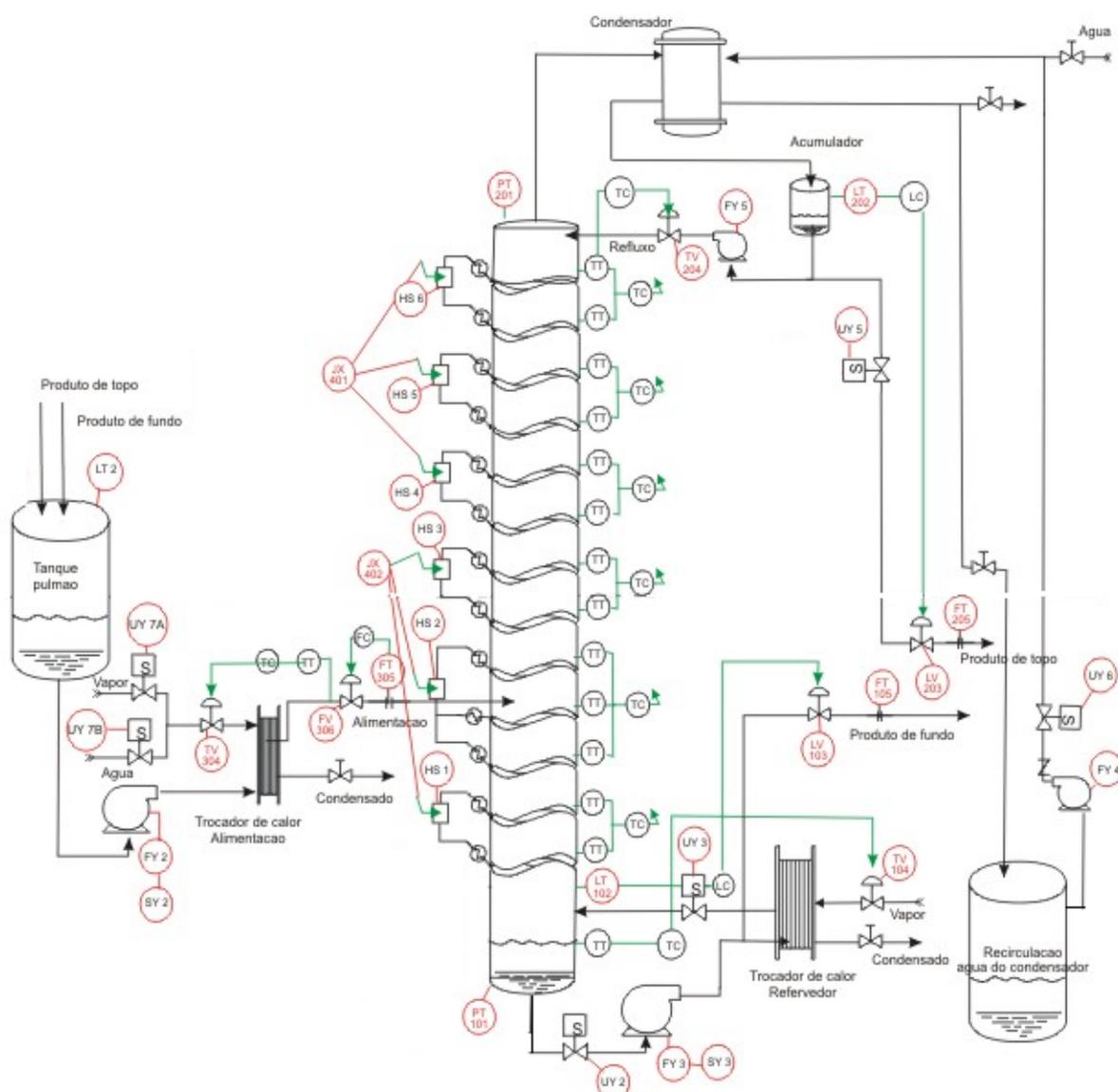


Figura 5.2 Instrumentação da unidade experimental.

Ainda compõem a instrumentação da unidade válvulas solenóides, sensores discretos de nível, sensores de temperatura e inversores de frequência (instalados nas bombas do refrecedor e alimentação).

### 5.3.1 Projeto do controle distribuído

O projeto da instrumentação do controle distribuído compreendeu a definição das resistências elétricas e dos instrumentos que realizarão o acionamento das mesmas. Conforme já abordado anteriormente, cada resistência possui uma potência de até 3,5 KW. As malhas são então compostas por estas que são acionadas por variadores de potência. A conversão do sinal (e a conseqüente introdução destes equipamentos nas malhas de controle) é realizada através de um conversor *fieldbus* para corrente. Podem ser utilizados seis controladores de potência cada um acionando duas resistências (com exceção de um, que aciona três). Dessa maneira foram definidos conjuntos de seleção, ilustrados na Figura 5.3. A seleção entre qual malha será utilizada pode ser realizada localmente através de um painel ou via supervisor. A seqüência é ilustrada na Figura 5.4.

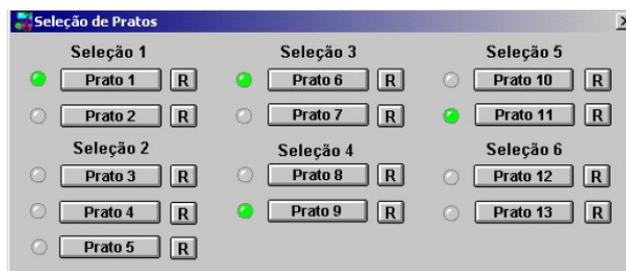


Figura 5.3 Critério de seleção do prato para a utilização do controle distribuído.

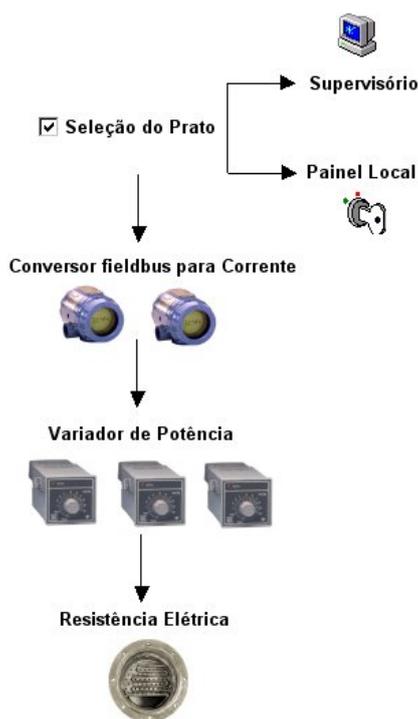


Figura 5.4 Seqüência da aplicação do controle distribuído.

Quando a seleção é realizada no supervisor, a mesma é executada pelo intertravamento executado pelo *software*. Quando a seleção é realizada através do painel, o usuário ativa um contactor fazendo assim a escolha mecânica de qual resistência será utilizada.

## 5.3.2 Descrição dos sensores

Estes elementos são necessários para converter a magnitude da variável do processo (pressão, temperatura, nível, etc) em um sinal que possa ser enviado ao controlador.

### 5.3.2.1 Temperatura

Os sensores de temperatura utilizados na unidade experimental são do tipo Pt-100. Foi necessário definir a dimensão e posição do sensor em relação a coluna de destilação. Foram adquiridos sensores com 0,10 m de comprimento. Esta medida permite que o sensor seja instalado na seção com maior volume de líquido no prato. Na Figura 5.5 é apresentada uma fotografia do sensor de temperatura.



Figura 5.5 Fotografia do sensor de temperatura utilizado.

Para garantir a qualidade do sinal, o sensor é envolvido por óleo mineral sob o poço. O poço consiste em um receptáculo metálico, rosqueado com o objetivo de proteger o bulbo de medição química.

### 5.3.2.2 Pressão

As medições de vazão e nível da unidade de destilação são obtidas a partir de sensores diferenciais de pressão. Na Figura 5.6 é apresentada a fotografia do sensor para a medição do nível. Os instrumentos de medição de nível possuem 3 válvulas *manifold*, as quais evitam avarias na cápsula do instrumento durante a instalação e remoção do mesmo. Funcionam como válvulas de equalização nos dois lados do diafragma e são utilizadas geralmente na calibração do equipamento.

As vazões (alimentação, produto de base e topo) são medidas por meio de um orifício integral. Está acoplado a um sensor diferencial de pressão com célula capacitiva que produz o resultado final desejado. O sensor diferencial de pressão para medição de vazão é ilustrado em uma fotografia na Figura 5.7 e na Figura 5.8 é apresentada a ilustração do orifício integral.

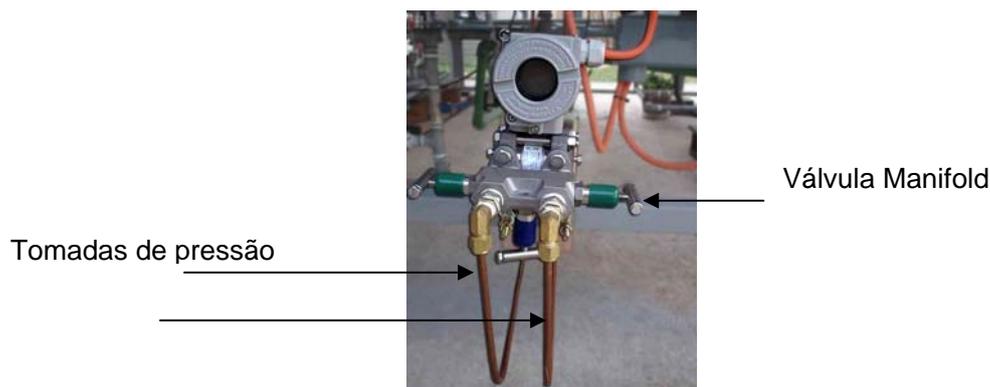


Figura 5.6 Fotografia do sensor diferencial de pressão para medição do nível.



Figura 5.7 Fotografia do sensor diferencial de pressão para medição da vazão.

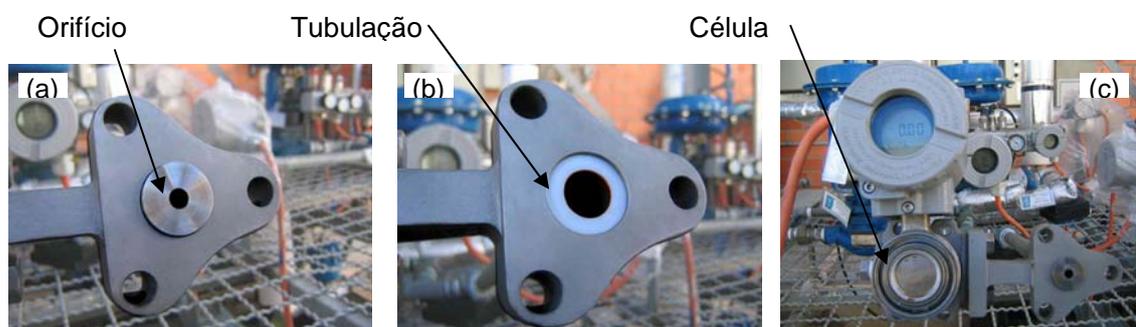


Figura 5.8 Fotografia do orifício integral (a) tubulação com e (b) sem o orifício, (c) ilustrando a célula de medição).

### 5.3.3 Descrição dos elementos finais de controle

O controle das variáveis do processo da unidade de destilação é realizado basicamente de duas formas: através de potência dissipada em uma resistência elétrica instalada no interior do equipamento, ou através da variação de vazão de líquido em uma corrente (válvulas).

#### 5.3.3.1 Válvulas de controle

As válvulas adquiridas para compor a instrumentação da unidade possuem comportamento igual porcentagem do tipo ar-abre, falha-fecha. As exceções consistem nas válvulas utilizadas para o controle dos níveis. Para conferir segurança no caso de falha estas são do tipo ar-fecha, falha-abre.

Os posicionadores adquiridos possuem um sistema de diferença de potencial elétrico na presença de um campo magnético, que promove o deslocamento entre a haste da válvula e este atuador, chamado sensor de posição por efeito Hall (ilustrado na Figura 5.9). Por não possuir contato físico, este sistema confere elevado desempenho e operação segura.

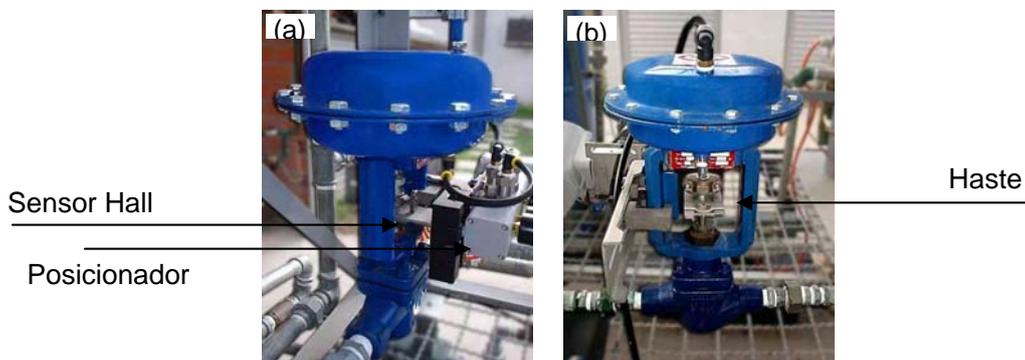


Figura 5.9 Fotografia da válvula de controle e posicionador: (a) detalhe do sensor Hall, (b) a vista da haste da válvula.

Nestes instrumentos existe ainda um controlador Proporcional-Integral (PI) interno de posicionamento da válvula. Fazendo uma analogia com um diagrama de blocos de um controle clássico, obtém-se a estrutura apresentada na Figura 5.10. Desta forma, o PI do posicionador recebe o valor de referência (SP), que é o valor de controle do bloco PID. Esta é uma condição de operação entre os blocos da rede *fieldbus* e não uma escolha do operador.

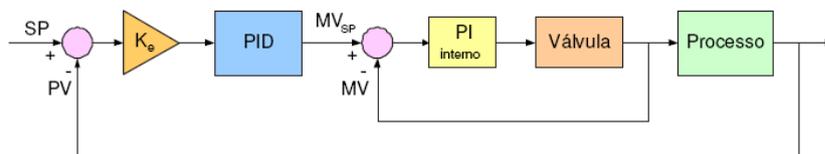


Figura 5.10 Analogia de um diagrama de blocos com os blocos funcionais *fieldbus* para o controle local (Fonte: Pasetti, 2005).

Por fim, na Figura 5.11 é apresentada a fotografia frontal das válvulas com posicionadores.



Figura 5.11 Fotografia dos posicionadores das válvulas de controle (Vista frontal).

### 5.3.3.2 Conversor de corrente *fieldbus*

Este instrumento é um conversor de sinal digital FOUNDATION *fieldbus* para um sinal de corrente analógico (4-20mA). Produz um sinal de saída proporcional a 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 Figura 5.12 é apresentada uma fotografia do conversor *fieldbus* para corrente.



Figura 5.12 Fotografia do conversor *fieldbus* para corrente.

Este equipamento possui três canais independentes e portanto, três saídas de sinais disponíveis. Como estão instalados dois conversores, possui-se 6 (seis) saídas para serem acopladas aos variadores de potência, que por sua vez irão atuar nas resistências elétricas.

### 5.3.3.3 Variadores de potência

Este é um instrumento destinado ao controle de potência para processos em geral, especialmente envolvendo cargas resistivas ou indutivas. Na Figura 5.13 é apresentada a fotografia de dois variadores de potência instalados na planta.



Figura 5.13 Fotografia dos variadores de potência.

O controlador recebe o sinal de entrada analógico, proveniente do conversor de corrente *fieldbus*, que modula o tempo de condução dos tiristores. A carga (resistência elétrica) recebe energia com um valor médio proporcional ao nível de sinal de entrada.

### 5.3.4 Componentes *Fieldbus*

A DFI – *fieldbus universal bridge* – é o gerenciador de comunicação, ou seja, o componente que controla as ações relacionadas ao sistema *fieldbus*. Não é propriamente um equipamento, mas um componente de *hardware* integrado ao sistema que é capaz de gerenciar, monitorar, controlar, manter e operar a planta. É um elemento fundamental na arquitetura *fieldbus*, executando a maioria das funções exigidas pelo sistema de controle.

Este equipamento funciona como a interligação (*bridge*) entre os canais, onde os instrumentos estão instalados e o operador. Possui 4 (quatro) módulos, os quais possibilitam a conexão do sistema com a rede HSE, abrangendo a comunicação para os instrumentos localizados em segmentos diferentes. Além de interligar os canais, a DFI conecta todo o sistema a uma rede Ethernet utilizando para isso um *switch*. Possui endereço fixo de IP, o qual pode ser acessado pelo sistema supervisorio através de tecnologia OPC. É neste componente que o controlador lógico programável é conectado, através da porta EIA232.

Para a identificação de cada canal, existe um outro componente, o terminador de barramento. Na Figura 5.14 é ilustrado este componente, situado no final do canal.

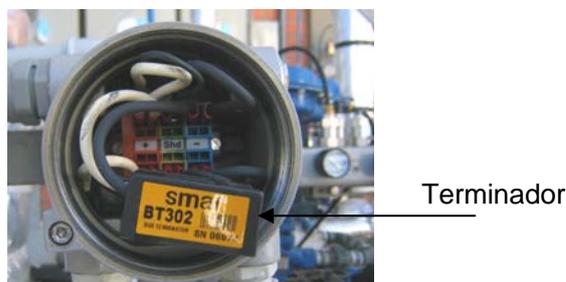


Figura 5.14 Fotografia do terminador de barramento instalado no final de um canal da rede *fieldbus*.

Consiste em um resistor de  $100\Omega$  em série com um capacitor de  $1\mu F$  que é colocado no início e no final de cada barramento. Possui a finalidade de rastrear todo o canal.

## 5.4 Descrição da Rede *Fieldbus*

Como citado anteriormente, todos os instrumentos com comunicação digital estão dispostos em quatro canais *fieldbus*, com a arquitetura, conforme apresentada na Figura 5.15. Foi necessário definir quantos e quais instrumentos seriam abrigados em cada canal. O canal 0 abriga 5 instrumentos, o canal 1 quatro e o canal 2 têm instalado seis instrumentos. O canal 3 é mantido livre para ser utilizado no caso de falha de algum dos outros e serve como redundância.

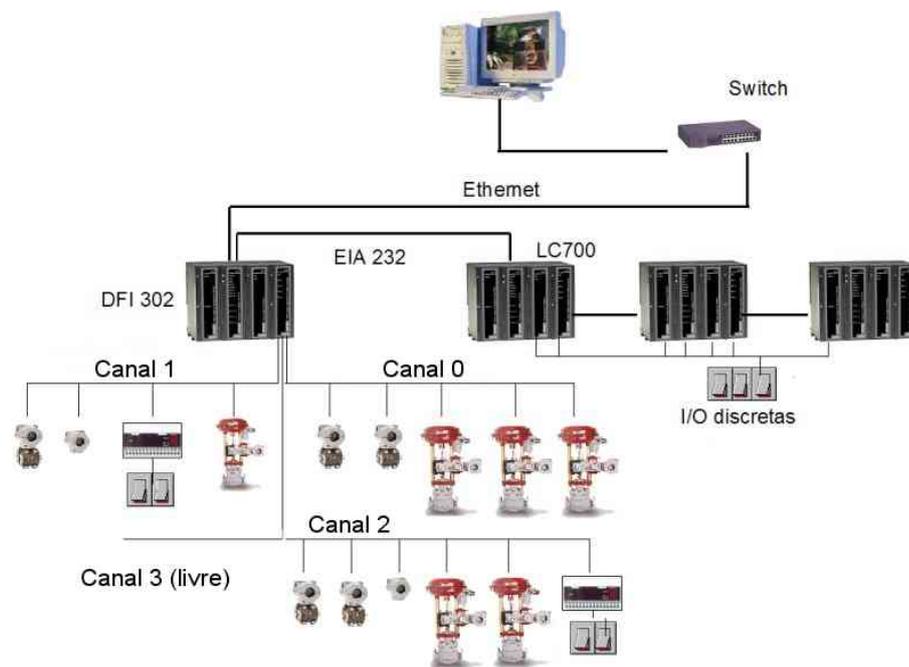


Figura 5.15 Arquitetura da rede *fieldbus*.

A rede *fieldbus* é gerenciada através do aplicativo *syscon*. Este é o programa responsável pela criação da rede e da elaboração da estratégia de controle. Neste, seleciona-se todos os dispositivos que irão compor a rede, acrescenta-se aos instrumentos todos os blocos funcionais necessários à implementação da estratégia desejada. A tela ilustrativa do *software* é apresentada na Figura 5.16.

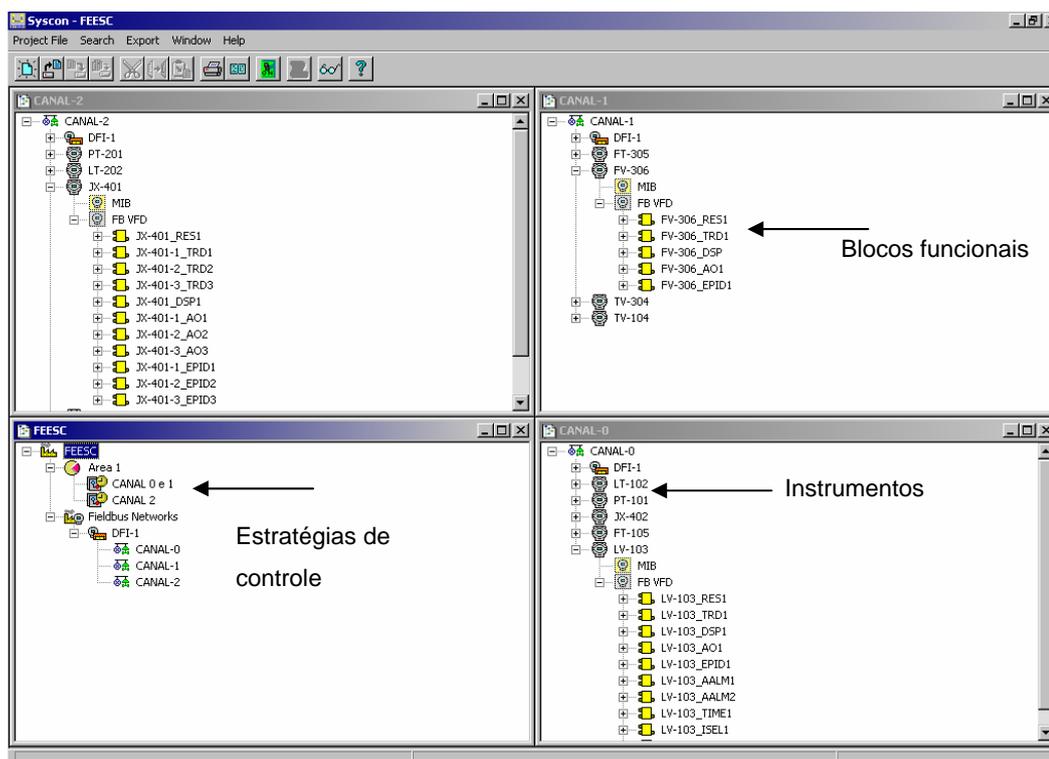


Figura 5.16 Tela do software *syscon* indicando os blocos funcionais e estrutura da rede.

A estrutura inicial para a criação da rede se baseia em duas partes: a planta lógica, onde estão localizadas as estratégias de controle que foram anteriormente definidas e a planta física, onde é estruturado virtualmente a rede e os instrumentos *fieldbus*, semelhante a planta real. As estratégias de controle são criadas a partir dos blocos funcionais existentes nos instrumentos e são constituídas basicamente por um bloco de entrada (AI – *analog input*), um de saída (AO – *analog output*) e a técnica de controle. Foi definida a utilização de controladores PID. Para cada instrumento existem blocos com diferentes funções. Alguns estão presentes em todos os instrumentos com a finalidade de envio e aquisição de sinal e controle do processo. Outros são inseridos conforme as necessidades e funcionalidades dos dispositivos.

## 5.5 Controlador Lógico Programável

O projeto do controlador lógico programável (CLP) foi definido com base nas entradas e saídas digitais necessárias e instrumentos discretos que compõe a planta. O *software* de gerenciamento deste controlador é o CONF700. Na Figura 5.17 são apresentados os cartões que constituem o CLP. O cartão M-402 possui a finalidade de adquirir o sinal fornecido pelos sensores de temperatura e converter este sinal para *fieldbus* e dessa maneira, poder compor a malha de controle. Os módulos M-120 consistem nas entradas e o M-001 nas saídas. Módulos M-000 são módulos vazios e existem apenas para completar o rack do CLP.

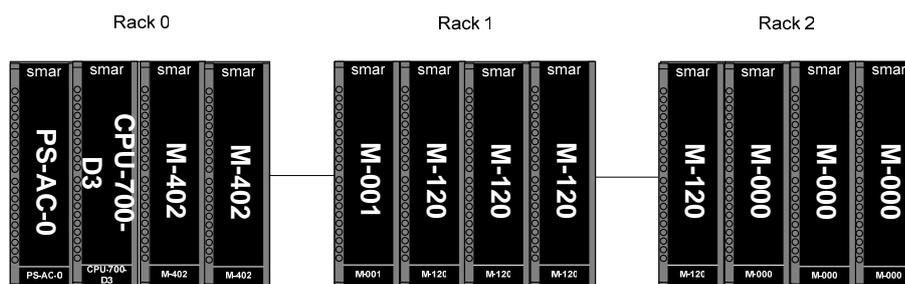


Figura 5.17 Cartões que compõe o controlador lógico programável.

No controlador lógico programável (LC700) são realizadas as ações de liga e desliga de válvulas solenóides, bombas e a aquisição do sinal dos sensores do tipo chave de nível. Também, a aquisição da temperatura é realizada neste controlador através de um cartão multiplexador e o sinal é enviado à DFI pela porta MODBUS.

Ainda, no LC700 existe o controle de segurança onde certas ações somente podem ser implementadas se não conferirem risco ao processo e aos operadores. Este intertravamento da planta é composto ainda de um conjunto de ações que permitem alguns acionamentos

automáticos, conferindo rapidez à algumas etapas do processo. Estes foram inseridos no sistema através da programação com lógica *ladder*. Foi implementado um procedimento de emergência onde todos os instrumentos são desligados caso se faça necessário.

## 5.6 Definição do Sistema Supervisório

O Indusoft é o *software* supervisório do sistema. Consiste na interface homem-máquina (IHM) 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 (parâmetro configurado no CONF700).

Durante o projeto da instrumentação foram decididos os aspectos gráficos das telas, bem como as variáveis necessárias para a monitoração do processo. Também foi definido como seriam configuradas as malhas de controle e ajustados os parâmetros dos controladores. A tela ilustrativa do supervisório é ilustrada na Figura 5.18.

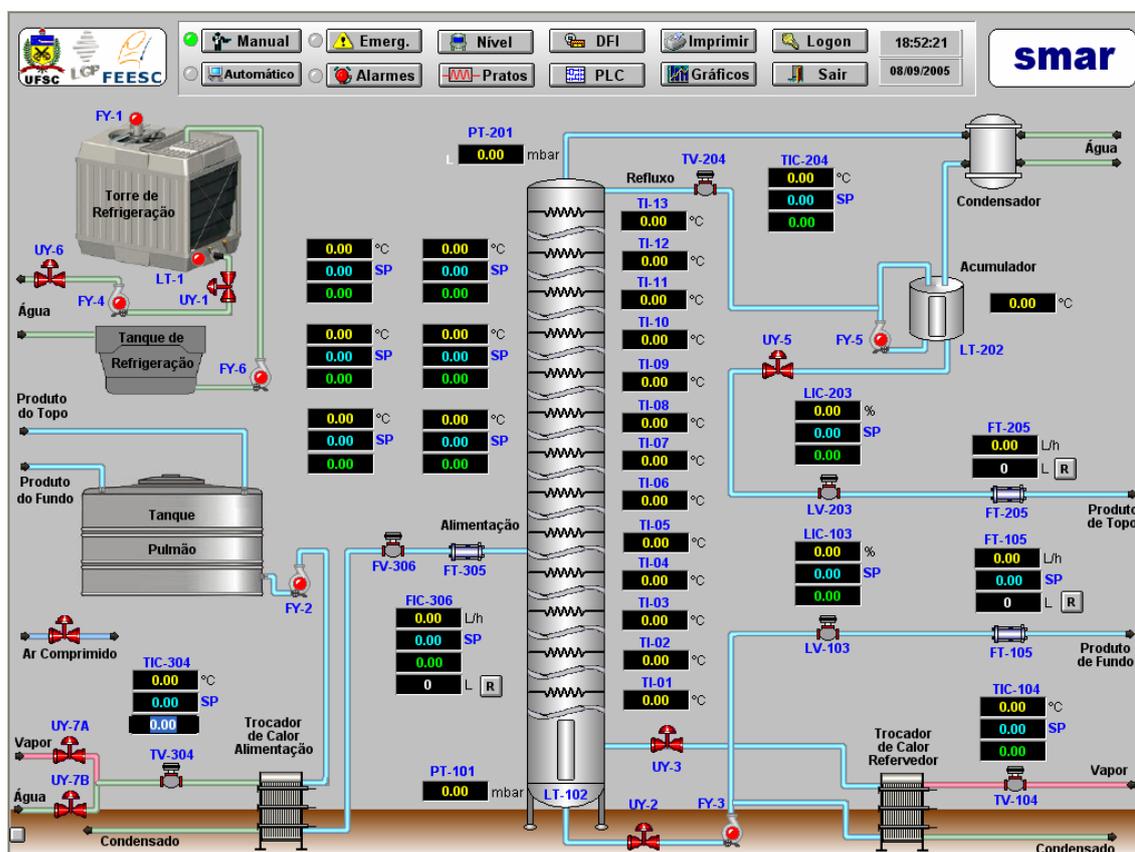


Figura 5.18 Ilustração da tela de supervisão da planta de destilação.

Ainda, foram configuradas duas telas as quais informam continuamente o *status* da DFI e do LC700. Estas telas permitem identificar se algum instrumento apresenta falha na comunicação *fieldbus* e quais as IOs estão acionadas. Todos os alarmes são registrados e ilustrados em uma tela separada. Por fim, realizou-se a definição da apresentação dos gráficos representativos da monitoração do processo.

## 5.7 Conclusões

Neste capítulo foi descrita a instrumentação utilizada neste trabalho, enfatizando o sistema de comunicação por meio de uma rede digital FOUNDATION *fieldbus*. Os equipamentos e componentes projetados ou selecionados para a implementação da estratégia de controle com ações distribuídas ao longo da coluna também foram apresentados.

No próximo capítulo é abordado o procedimento de operação da unidade, bem como os ajustes e adequação que se fizeram necessários.

# Capítulo VI

## Operação da Coluna de Destilação

*“Things should be made as simple as possible,  
but not any simpler.”  
Albert Einstein*

Durante a etapa inicial dos experimentos vários ajustes foram realizados e como resultado obteve-se um procedimento de partida para a operação e o conhecimento das variáveis no estado estacionário. Estas atividades são descritas brevemente neste capítulo.

### 6.1 Introdução

Sistemas de controle para colunas de destilação são projetados com base no desempenho do processo em estado estacionário e nas características de sua dinâmica. Neste sentido, o primeiro passo para a aplicação da proposta desta tese é o estudo e a avaliação do comportamento da unidade experimental quando em estado estacionário. Para tanto é necessário estabelecer uma rotina de partida do processo.

A etapa de partida (*start-up*) de uma coluna de destilação apresenta uma série de problemas operacionais. Estas interferem quase sempre no tempo empreendido para que se atinja o regime permanente e comece a operar conforme desejado. Devido à natureza de transição, elevado tempo morto e fortes iterações entre as variáveis, a partida de um processo de destilação é uma das operações mais difíceis na indústria química (WOZNY e LI, 2004). Esta deve ser cuidadosamente realizada de forma a alcançar rapidamente o estado estacionário.

Ter um bom conhecimento do comportamento estacionário é a base para entender as propriedades dinâmicas de colunas de destilação (SKOGESTAD, 1997). Além disso, saber qual

é o ponto de regime permanente é essencial para determinar valores de referência em um sistema de controle.

Segue uma descrição das atividades realizadas para determinar uma rotina de partida da coluna de destilação e o estudo de seu estado estacionário.

## 6.2 Partida

Estabelecer um procedimento de partida de uma coluna de destilação pode durar horas, dias ou até mesmo semanas em função das características do equipamento e do processo. O *start-up* de uma coluna de destilação é a agregação da teoria e prática em projetar uma coluna para alcançar os objetivos do processo.

Os problemas mais comuns durante a partida do processo de destilação são os hidráulicos e mecânicos, dificuldades com os fluidos do processo e problemas de instrumentação (DREW, 1983). A complexidade hidráulica desta operação em colunas está relacionada a alguns fatores como a ocupação completa do líquido no prato e do vapor nas perfurações dos pratos, o aumento da pressão do líquido acumulado (*holdup*) e outros (RUIZ *et al.*, 1988). Por estes motivos, o ajuste das vazões é muito importante e deve ser cuidadosamente realizado. Devido às perdas para o ambiente, é necessário estabelecer uma taxa de aquecimento para permitir o ajuste da vazão de vapor e o aquecimento global do equipamento. Em geral, em virtude da alta taxa de aquecimento, é importante observar os valores de pressão ao longo da coluna. Pressões muito altas podem causar riscos de explosões, no caso de misturas inflamáveis por exemplo.

Assim, esta fase do processo requer prática e conhecimento do operador. A implementação de um procedimento de *start-up* adequado à coluna de destilação permite maior rapidez no alcance do estado estacionário, reduzindo gastos e melhorando a operação da unidade.

### 6.2.1 Procedimentos estudados

Para definir o procedimento de partida adequado a unidade experimental, respeitando suas características e limitações, foram estudados e testados algumas rotinas descritas na literatura. O resultado final consistiu de uma combinação destes estudos.

Talvez o procedimento mais clássico indicado na literatura seja o sugerido por Foust *et al.* (1982). Os passos consistem em injetar a carga (alimentação) na coluna, que é direcionada ao refeedor, sendo então vaporizada. Em seguida o vapor ascende até o condensador, onde é condensado e retorna à coluna. A coluna opera em refluxo total durante um intervalo de tempo

suficiente para que a composição do destilado se aproxime da composição desejada durante a operação em estado permanente. Uma vez que se tenha atingido a composição do destilado sob refluxo total, principia-se a colher o destilado e produto de base, adicionando-se simultaneamente carga para completar a transição da operação transiente para a permanente.

Éden *et al.* (2000) afirmam que existem três fases durante o procedimento de *start-up*: fase descontínua, semi-contínua e contínua. Este procedimento também é estudado por Ruiz *et al.* (1988). Os autores enfatizam que cada prato é afetado por uma determinada ação em diferentes instantes de tempo, independente do procedimento aplicado. Assim, a fase descontínua consiste na transição da coluna de um estado frio a um estado de equilíbrio. A fase semi-contínua é caracterizada pela não-linearidade das variáveis termodinâmicas, porém contínuas, e também pelas variáveis hidráulicas, as quais se apresentam lineares, quase atingindo os valores do estado estacionário. Contudo, antes de atingir o estado estacionário, a operação sofre perturbações, cujo sistema de controle deve minimizar estas perturbações, iniciando o estado contínuo.

Estudos com configurações alternativas de partida e operação de colunas de destilação também são propostos, como por exemplo, a configuração invertida (a qual consiste em retirada de produto de base) e refluxo na condição desejada. Segundo Sørensen e Skogestad (1996a) a configuração invertida é indicada para casos onde requer alta purificação do produto a partir de uma alimentação com baixa concentração do componente mais leve. Fieg e Wozny (1993) estudaram diferentes condições de operação tanto em colunas invertidas quanto em convencionais e concluíram que a diminuição do tempo de partida é considerável em colunas invertidas. Sørensen e Skogestad (1996b) ainda propuseram a inicialização da operação de *start-up* com a utilização do componente leve devidamente destilado no condensador, proporcionando um refluxo no seu valor prescrito, assim o estado estacionário será alcançado mais rapidamente.

## 6.2.2 Procedimento Final

A rotina padrão descrita a seguir é resultado de diversas tentativas de partida da coluna. Seguiu-se o procedimento descrito por Foust *et al.* (1982), porém acrescentou-se as técnicas estudadas por Ruiz *et al.* (1988), Fieg e Wozny (1993) e Sørensen e Skogestad (1996b).

Na partida da coluna de destilação, a corrente de alimentação é introduzida continuamente e controlada. O processo é fechado, ou seja, as correntes de produto de base e topo formam a corrente de alimentação. Assim, inicia-se a partida com retirada de produto de base (controle do nível da base). A mistura líquida decorrente da alimentação desce até a base da coluna, onde o trocador de calor aquece e vaporiza esta corrente. O vapor é introduzido na coluna aquecendo-a prato-a-prato até atingir o condensador. A mistura condensada é recebida pelo acumulador, que já está parcialmente preenchido com material na composição desejada

para a corrente de refluxo. Inicia-se a etapa de refluxo. Espera-se atingir uma situação estável com refluxo total (quando a derivada da temperatura é nula em relação ao tempo). A partir deste momento, inicia-se a retirada de produto de topo (controle do nível do acumulador). O estado estacionário é determinado assim que a temperatura do acumulador e a composição do destilado não variam com o tempo. Na Figura 6.1 é apresentado um resumo estas etapas.

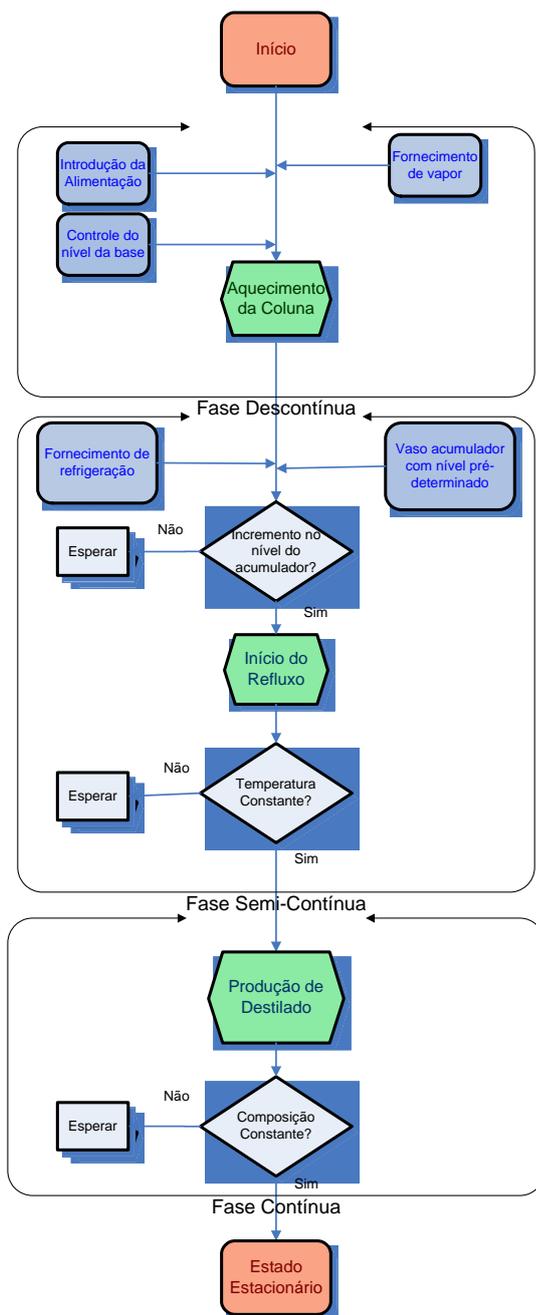


Figura 6.1 Etapas do processo de partida estabelecido para a coluna de destilação.

### 6.2.2.1 Considerações sobre a rotina implementada

Foi observado um comportamento característico da unidade durante a partida da coluna: a diferença no aquecimento dos pratos entre as seções da coluna. Os pratos da seção de

esgotamento possuem uma região de aquecimento linear a qual não é observada na seção de retificação. A região linear é observada em virtude do aquecimento da mistura presente no tanque pulmão pois o líquido de alimentação descende pelos pratos da seção de esgotamento e ainda está sendo aquecido pelo produto de base (o qual retorna para o tanque pulmão). Observa-se um período em que o aquecimento é lento até que se alcance a temperatura de bolha da mistura quando então ocorre rapidamente o aquecimento do prato. Este comportamento é ilustrado nas Figuras 6.2 e 6.3 para um estágio da seção de esgotamento (prato 3) e um da seção de retificação (prato 10), respectivamente.

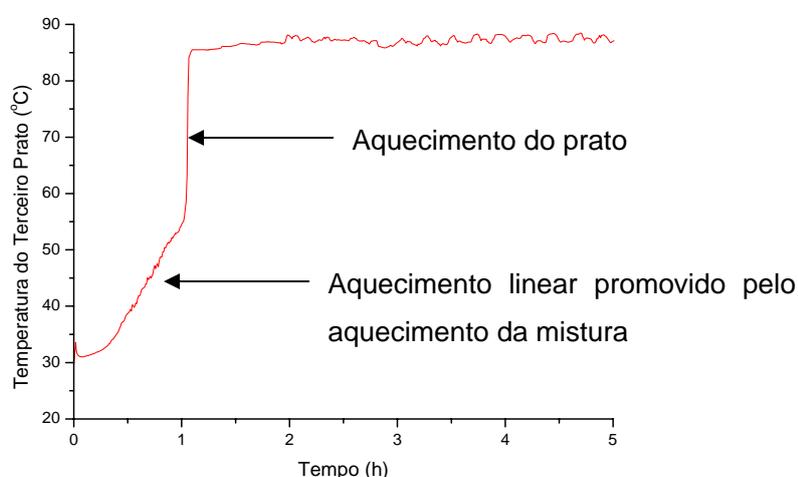


Figura 6.2 Perfil de temperatura do terceiro prato durante a partida do processo – seção de esgotamento

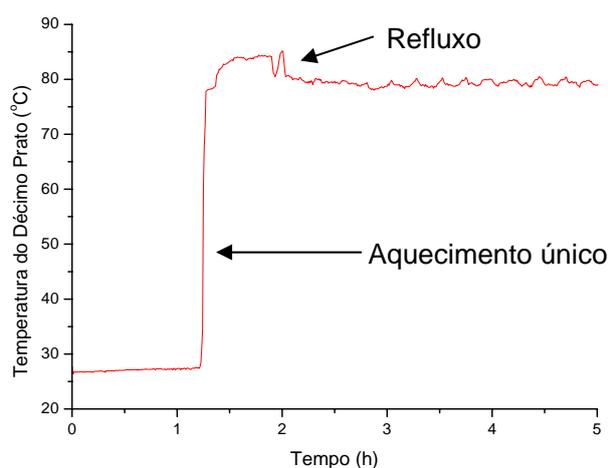


Figura 6.3 Perfil de temperatura do décimo prato durante a partida do processo – seção de retificação

Wang *et al.* (2003) também observaram esta diferença no perfil de aquecimento entre as seções da coluna. O modelo estudado descreve que o estado de equilíbrio é atingido a partir de

um estado frio e vazio. Análoga a uma coluna de destilação batelada, os pratos da seção de retificação estão frios e vazios, como mostrado na ilustração (A) na Figura 6.4.

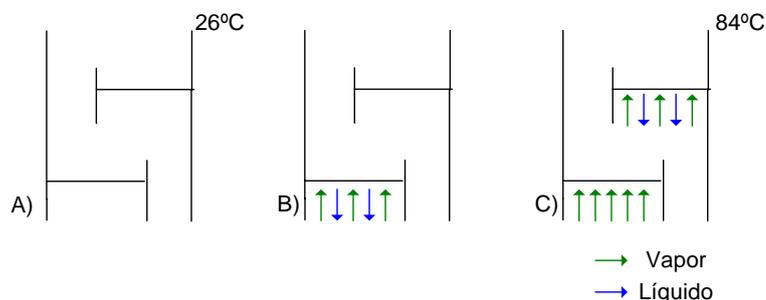


Figura 6.4 Comportamento dinâmico na seção de retificação no início do *start-up*.

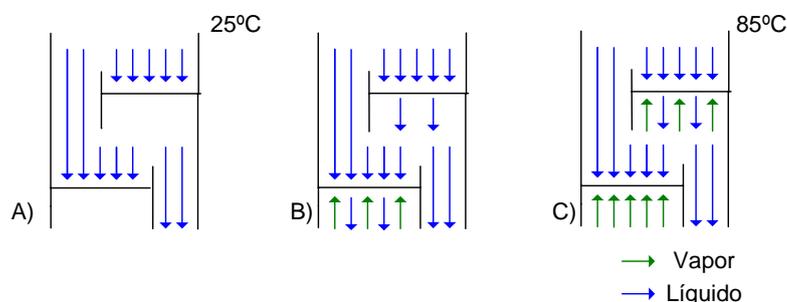


Figura 6.5 Comportamento dinâmico na seção de esgotamento no início do *start-up*.

Analisando-se a Figura 6.4 observa-se que a partir do momento que o vapor ascende até a seção de retificação, ele condensa devido à troca de calor com a parede do prato acima, demonstrado em (B). O vapor condensado irá acumular no prato, caracterizando assim o estado de líquido acumulado (LA). Ao mesmo tempo, o líquido acumulado é aquecido com o vapor que ascende a coluna, e o estado de equilíbrio entre fases é estabelecido assim que a mistura atingir o seu ponto de bolha, como está ilustrado em (C).

Os autores analisam que o tempo do estado (LA) é muito curto em relação aos outros dois estados. Este período pode ser observado no perfil de temperatura do prato 10. Assim, com base nos resultados obtidos pode-se analisar que para a seção de esgotamento, o comportamento dinâmico é mais lento e o estado líquido acumulado é contínuo devido à introdução da alimentação, o que amortece o efeito da temperatura e do vapor no prato. Na Figura 6.5 é ilustrada a transição do estado frio, porém não vazio, ao estado de equilíbrio entre fases na seção de esgotamento. Enquanto a mistura da base não atingir o seu ponto de bolha, haverá apenas fluxo descendente de líquido nos pratos e *downcomer*, como ilustrado em (A). Havendo formação de vapor, o estado de transição é estabelecido (B). O estado de equilíbrio entre as fases é alcançado quando a pressão de vapor for suficientemente alta para evitar o escoamento do líquido pelas perfurações do prato e, a temperatura da mistura no prato se encontrar no seu ponto de bolha (C).

## 6.3. Estado Estacionário

A partir dos resultados obtidos com os ensaios experimentais, foram realizadas simulações do estado estacionário no *software* Hysys®. O objetivo foi obter informações mais completas do que as que o ensaio experimental pode fornecer (em virtude da ausência de alguns instrumentos em certos pontos). A simulação foi validada a partir dos dados de temperatura, pressão e composições. Na Figura 6.6 é apresentada a comparação entre os resultados obtidos durante experimentos e os obtidos através de simulações conduzidas no Hysys. Todos os resultados apresentados fazem referência ao estágio 0 como sendo o refeedor e o estágio 14 o acumulador.

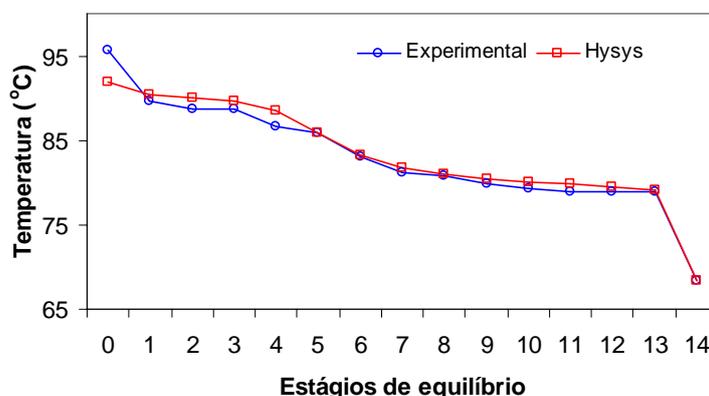


Figura 6.6 Comparação entre o perfil de temperatura obtido nos ensaios experimentais (—) e nas simulações realizadas no Hysys (—).

A comparação entre os perfis obtidos a partir dos resultados experimentais e simulados indica a concordância entre os dados, validando assim, a simulação realizada. Na Figura 6.7 é apresentado o perfil das vazões volumétricas (L e V) ao longo da coluna simuladas pelo Hysys.

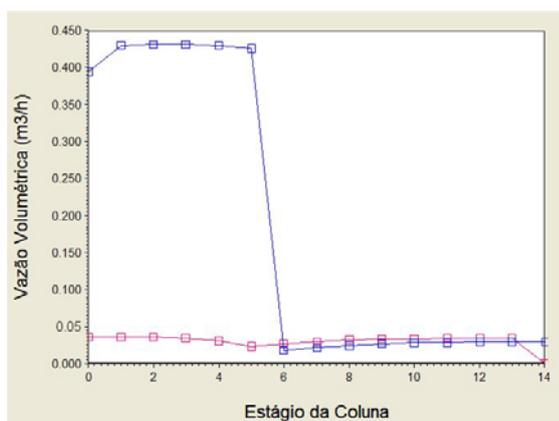


Figura 6.7 Perfil das vazões volumétricas da coluna: (—) fase líquida (—) fase vapor.

Observa-se que a região de esgotamento da coluna é muito mais rica em líquido do que a região de retificação. Este comportamento é consequência de dois fatores: a introdução da alimentação sub-resfriada e a vazão de refluxo baixa. A definição do procedimento de partida e os resultados obtidos experimentalmente no estado estacionário indicaram a necessidade de alimentar a coluna com temperatura ligeiramente abaixo do ponto de bolha do prato de alimentação. Isto é resultado de dois fatores: (1) o acoplamento entre a temperatura do produto de base e da corrente de alimentação dificulta a implementação da malha de controle e (2) temperaturas muito altas na coluna promovem valores de pressões indesejados. Com a introdução da alimentação sub-resfriada ocorreu um decréscimo em relação ao esperado no valor da vazão da fase vapor no interior da coluna. Dessa maneira, não foi possível operar com valores desejados de vazão de refluxo. E com isso, a fase líquida na seção de retificação ficou um pouco reduzida em relação ao projetado. Cabe ressaltar que estas diferenças apresentadas não interferem no estudo do controle distribuído uma vez que o perfil de separação obtido é suficiente e adequado para a implementação da proposta. Estes são representados na Figura 6.8 pela fração volumétrica para os componentes água e etanol para a fase líquida e vapor.

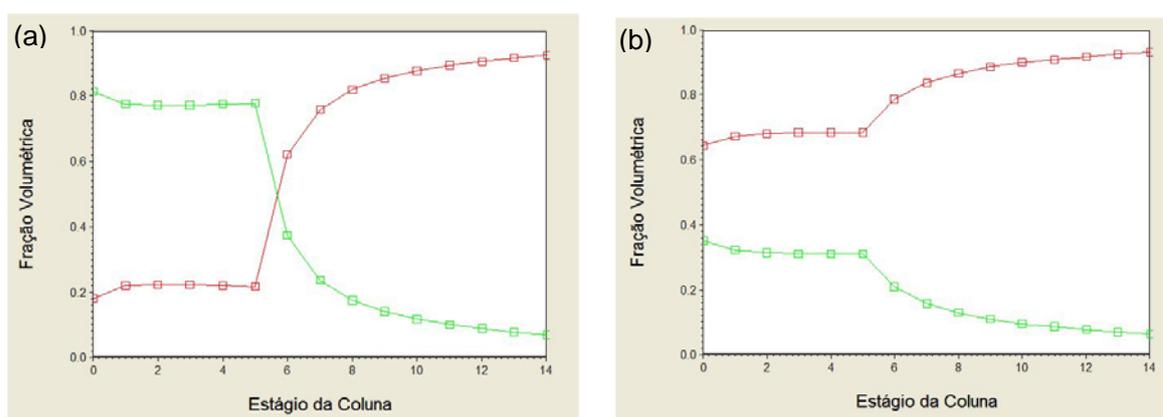


Figura 6.8 Perfil da fração volumétrica da fase líquida (a) e vapor (b) ao longo da coluna: (—) etanol, (—) água.

Observa-se que as frações volumétricas são pouco incrementadas na seção de esgotamento. Este é um resultado da introdução da corrente de alimentação com temperatura abaixo da temperatura do prato em que é introduzida. Com isso, existe a condensação da fase vapor que ascende a coluna até o prato de alimentação. Esta análise é corroborada através da fração volumétrica da fase vapor.

A partir dos dados ilustrados foi possível avaliar se os experimentos estavam sendo conduzidos na faixa do azeótropo etanol-água. Foi construído um gráfico representativo do equilíbrio líquido vapor (ELV) que é apresentado na Figura 6.9. Observa-se que as composições da fase líquida e vapor, tanto para etanol quanto água, não se igualam, indicando que a separação está ocorrendo fora da faixa do azeótropo.

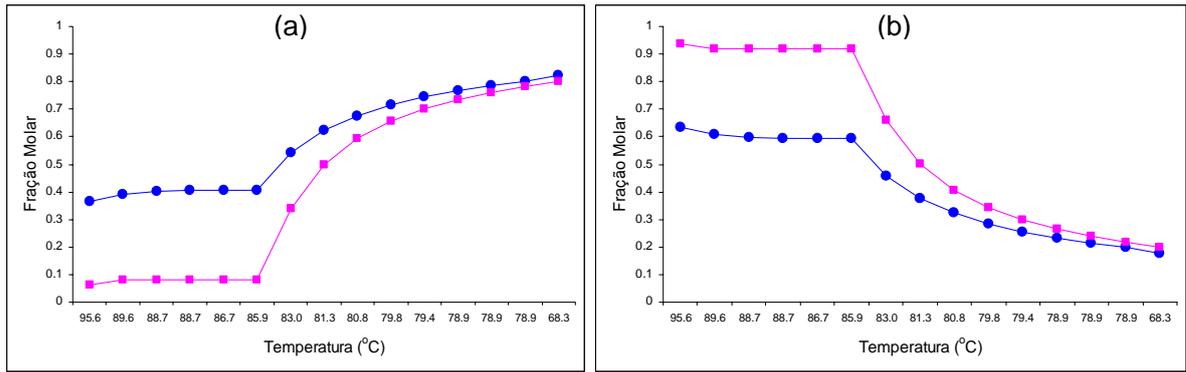


Figura 6.9 Equilíbrio líquido vapor para o etanol (a) e para a água (b): (—) fase vapor; (—) fase líquida.

Por fim, na Figura 6.10 é apresentado um resumo esquemático das condições de operação utilizadas nas simulações.

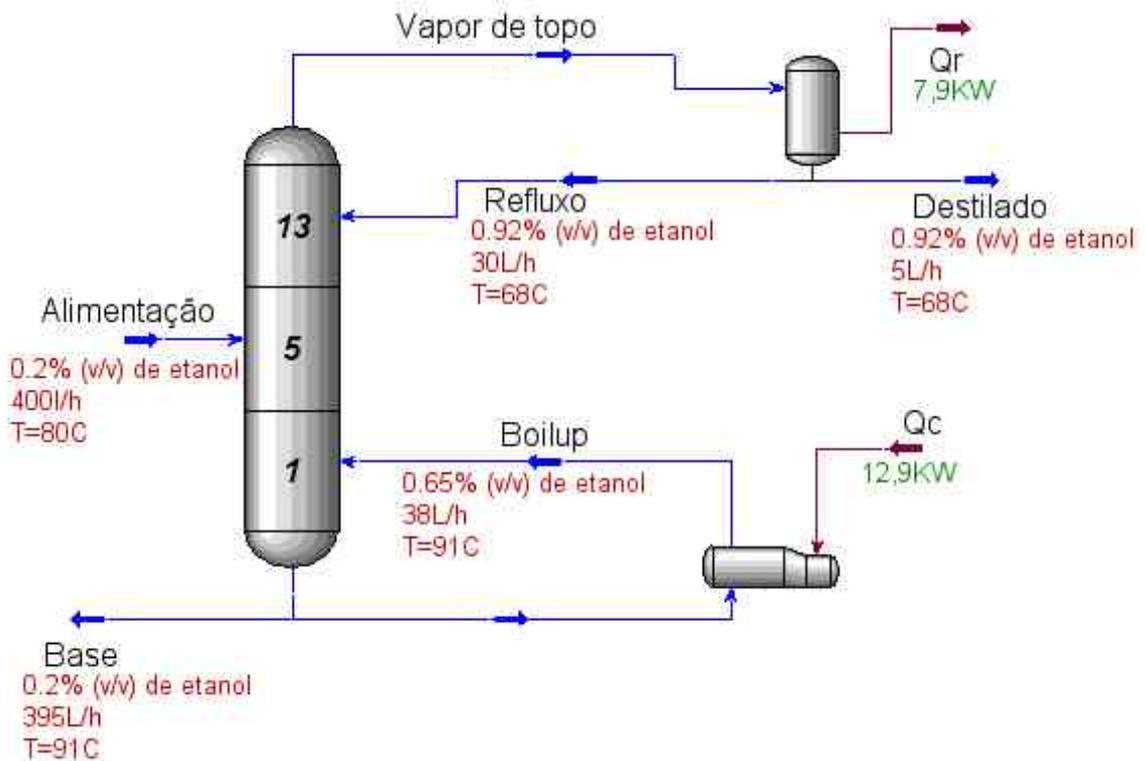


Figura 6.10 Resumo das condições de operação em estado estacionário de um dos experimentos na unidade experimental.

Este estudo foi conduzido para cada experimento realizado e a partir deste foram definidos os pontos de operação para a implementação dos controles de qualidade, como os valores de temperatura do refeedor e do último prato, por exemplo.

## 6.4 Conclusões

Este capítulo descreveu a definição de uma rotina de partida e o estudo realizado para o conhecimento do estado estacionário do sistema.

A rotina de partida foi implementada de acordo com as necessidades do objetivo de produção. Observou-se um padrão de resposta na repetição dos experimentos corroborando o resultado que a rotina estabelecida conduz ao mesmo estado estacionário. Diversos estudos estão sendo desenvolvidos atualmente na partida de colunas, conforme citados nas pesquisas de Wozny e Li (2004) e neste sentido a unidade experimental projetada torna-se um diferencial para estudos experimentais de novos procedimentos desta etapa.

O estudo do estado estacionário permitiu avaliar os pontos de operação da unidade experimental, os quais serão utilizados na implementação das abordagens de controle estudadas.

No próximo capítulo serão apresentados os resultados obtidos com a abordagem de controle com ação distribuída. É descrito o estudo da dinâmica do processo, o ajuste dos controladores e a comparação entre a estratégia convencional e distribuída.

# Capítulo VII

## Resultados e Discussão

*“In view of the increased emphasis placed on safe, efficient plant operation, it is only natural that the subject of process control has become increasingly important in recent years.”*  
*Seborg, Edgar e Mellichamp.*

Neste capítulo são discutidos os resultados obtidos a partir dos experimentos realizados com a mistura de etanol e água para o estudo da abordagem de controle com ações distribuídas. São apresentadas a caracterização da dinâmica da coluna, a implementação do controle convencional (ação na base e no topo) e a comparação deste com a abordagem distribuída (ações na base, topo e pratos).

### 7.1 Introdução

O princípio econômico que determina o valor dos produtos e matérias primas de indústrias químicas é o fornecimento, demanda e a competição. Para tanto é necessário estudos em otimização de parâmetros, sistemas ou de processo, que uma vez ajustados influenciarão na eficiência global da unidade industrial e conseqüentemente na economia do processo (REMSHA, 2000). Neste sentido, a abordagem de um sistema de controle distribuído de uma unidade de destilação pode se reverter nesta economia pois reduzirá a produção fora dos limites de especificação.

Para obter um bom desempenho de um sistema de controle é necessário conhecer a dinâmica do processo. Portanto, a primeira etapa na implementação da proposta deste trabalho foi o estudo do comportamento da coluna quando perturbada. Em seguida ajustaram-se os controladores de qualidade dos produtos atuando-se de forma convencional.

Deu-se continuidade, estudando-se o comportamento do processo perante a aplicação do calor em um prato e definido quais pratos seriam utilizados para a aplicação do controle. Por fim, realizou-se a comparação entre o desempenho do controle convencional e do distribuído perante perturbações na alimentação na coluna de destilação.

## 7.2 Caracterização da Dinâmica

Para realizar o estudo dinâmico foi primeiramente implementado o controle do balanço de massa da coluna. Considerou-se que este possui interações fracas com o controle de composição conforme apresentado por inúmeros estudos (SKOGESTAD, 1992).

Em seguida, foram realizadas diversas perturbações na coluna e observado o seu comportamento em relação às temperaturas da coluna (que neste trabalho representam a controle de composição). Buscou-se avaliar características como atrasos, tempo de resposta e também o tempo necessário para alcançar o novo estado estacionário.

A partir destes resultados foi possível obter as funções de transferência do processo e realizar o cálculo e ajustes dos controladores.

### 7.2.1 Controle do balanço de massa

O controle do balanço de massa é composto pelas seguintes malhas:

- (1) controle do nível da base através do ajuste da vazão da corrente de produto de fundo;
- (2) controle do nível do acumulador por meio da manipulação da vazão do produto de topo;
- (3) controle da vazão da alimentação em função do ajuste da vazão desta mesma corrente.

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*).

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. O controle das variáveis do nível da base e do vaso acumulador não necessita de precisão em torno do seu valor de referência. É permitido que existam algumas oscilações, ou até mesmo o controle sendo exercido dentro de uma faixa como foi definido (RADEMAKER *et al.* 1975; SHINSKEY, 1996).

O ajuste final dos controladores foi realizado partindo-se do método do lugar das raízes e com base em um ajuste na planta. O PI utilizado segue a equação (7.1). Os parâmetros obtidos são apresentados na Tabela 7.1.

$$\frac{Y(s)}{U(s)} = K_c \left( 1 + \frac{1}{\tau_I s} \right) \quad (7.1)$$

Onde:  $K_c$  é o ganho do controlador

$\tau_I$  é o tempo integrativo

Tabela 7.1 Ajuste dos controladores para o balanço de massa da coluna de destilação.

Variável Controlada	Ganho	Tempo Integrativo (s)
Vazão de alimentação	0,28	2,4
Nível do acumulador	-2,60	200
Nível da base (escravo)	0,28	2,4
Nível da base (mestre)	-4,00	100

De forma geral, os controladores apresentaram resultados satisfatórios. Foram realizados vários degraus no valor de referência para avaliar o desempenho do sistema. Maiores detalhes podem ser encontrados em Pasetti (2005).

## 7.2.2 Perturbações em malha aberta

A análise dinâmica dos parâmetros do processo em malha aberta foi realizada com base na metodologia proposta por Fieg (2002) e Demicoli e Stichman (2004): a variação de um parâmetro no tempo e a avaliação de seu efeito nas saídas do processo. Esta metodologia é comum e sua aplicação por meio de perturbações do tipo degrau é abordada por inúmeros autores (MARLIN, 1995; SEBORG *et al*, 1989; STEPHANOPOULOS, 1984). Alguns resultados são apresentados a seguir. Nos gráficos a linha pontilhada representa o momento da perturbação estudada. Os testes foram realizados com a concentração volumétrica média de 25% (v/v) de etanol na alimentação.

### 7.2.2.1 Degrau negativo na temperatura da alimentação

Nos processos químicos e petroquímicos, a destilação geralmente recebe o material proveniente de uma etapa anterior. Existem variações na carga térmica, composição e vazão uma vez que a produção na fase anterior nunca é constante. Modificações na temperatura da alimentação refletem em alterações na temperatura de todos os estágios. Esta situação conduz a um novo estado de equilíbrio, afetando a separação.

Foi efetuada uma perturbação degrau negativo na temperatura da vazão de alimentação (Figura 7.1). Esta perturbação foi realizada resfriando-se tal corrente, manipulando-se a válvula de água no trocador de calor da alimentação.

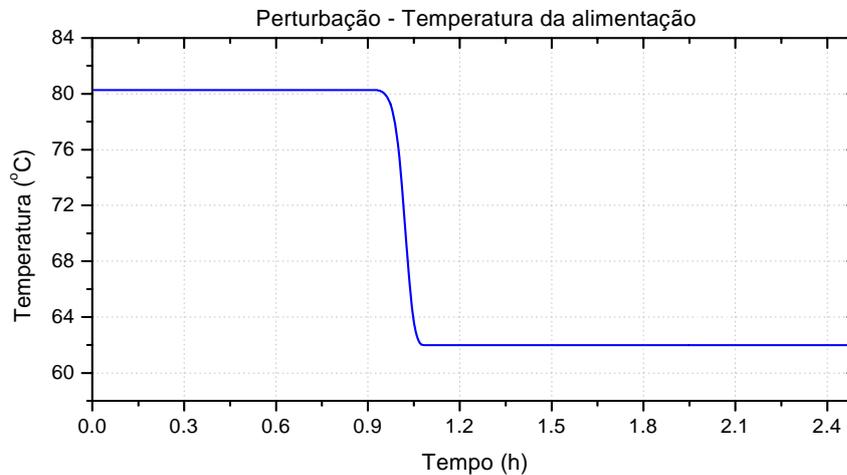


Figura 7.1 Perfil da perturbação realizada na temperatura de alimentação .

Na Figura 7.2 é apresentada a resposta da temperatura do refeedor frente à perturbação introduzida. Observa-se que a temperatura decresce seguindo a condição da alimentação. Na Figura 7.3 é ilustrado o comportamento observado no último prato da coluna. Neste também se percebe o decréscimo no valor desta variável.

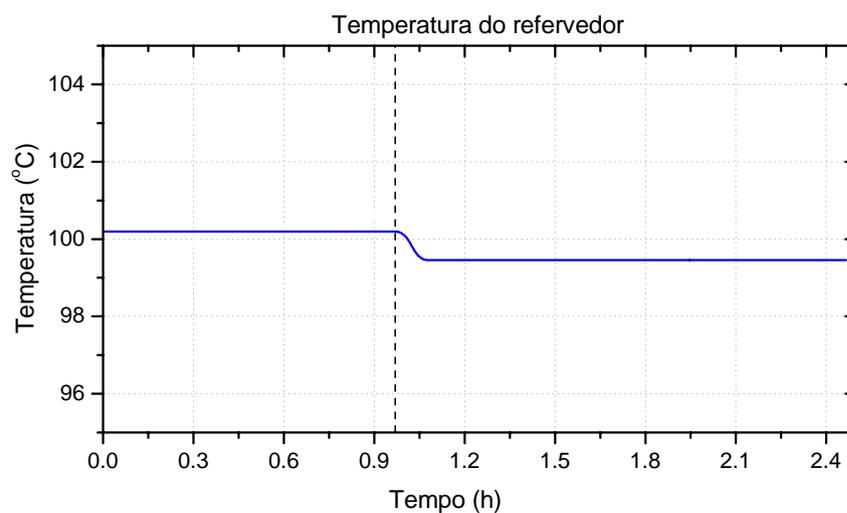


Figura 7.2 Resposta da temperatura do refeedor em relação a perturbação aplicada.

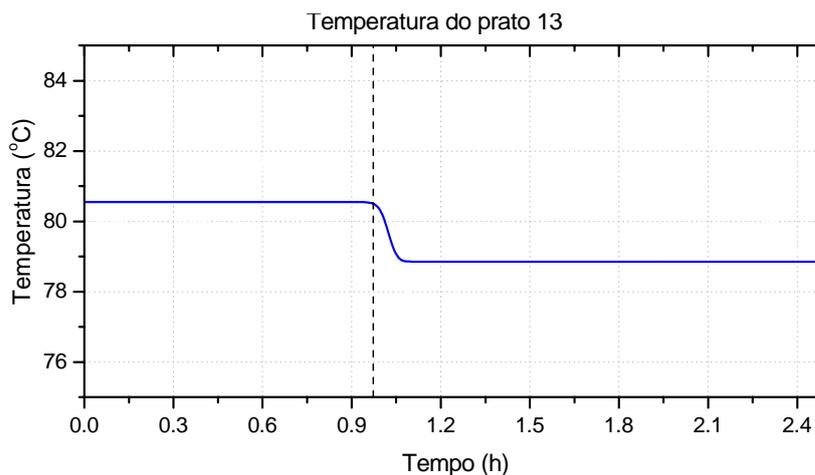


Figura 7.3 Resposta da temperatura do último prato em relação a perturbação aplicada.

Observa-se um pequeno atraso na resposta para ambos os estágios: cerca de 8 segundos para a base e 25 segundos para o último prato, conforme ilustrado nas Figuras 7.2 e 7.3. Estes valores estão de acordo com a literatura que cita um tempo morto aproximado entre 3 e 6 segundos para cada prato da coluna.

#### 7.2.2.2 Degrau positivo na composição de alimentação

Segundo Hurowitz *et al.* (2003), perturbações na composição da alimentação consistem no principal desafio da dinâmica de uma coluna de destilação. A mudança na composição de um sistema conduz necessariamente a novos pontos de operação em virtude do novo estado estacionário provocado. Na Figura 7.4 é apresentado o perfil da perturbação aplicada na composição da alimentação. Esta foi acrescida em 10% em volume, ou seja, de 25% para 35% (em fração volumétrica), por meio da introdução de etanol no tanque pulmão, o que também provoca um decréscimo na temperatura de alimentação como mostrado na Figura 7.5.

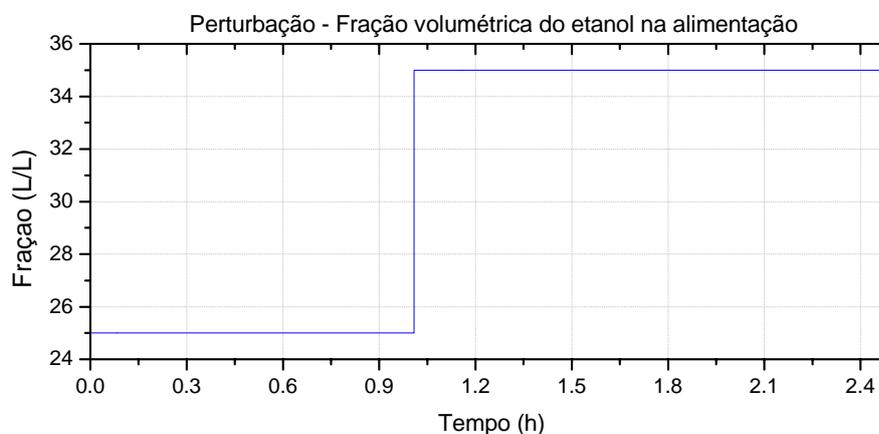


Figura 7.4 Perturbação realizada na composição da alimentação.

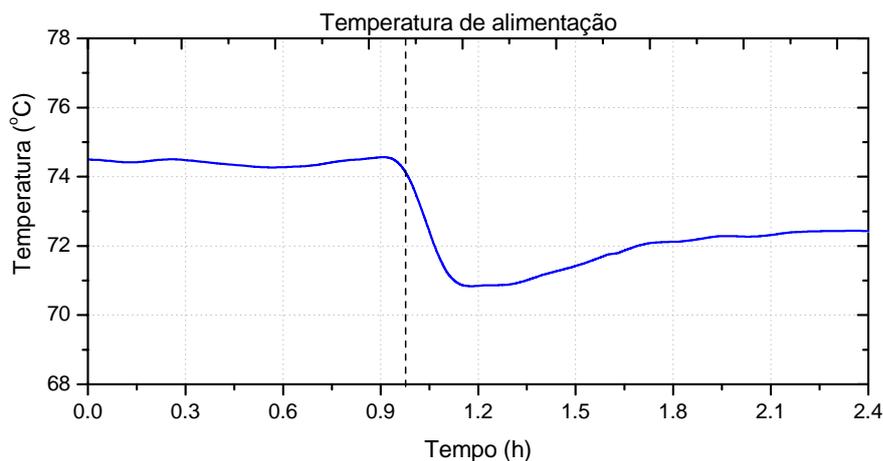


Figura 7.5 Resposta da temperatura da alimentação em relação a perturbação na composição desta corrente.

Este decréscimo da temperatura da alimentação é provocado pelo choque da introdução de material frio no tanque. Em seguida observa-se uma fase de recuperação conduzindo a um novo estado estacionário em um valor inferior ao primeiro, consequência de uma alimentação mais rica no componente mais volátil.

Nas Figuras 7.6 e 7.7 são apresentados os efeitos da perturbação na temperatura do refeedor e do último estágio, respectivamente. Uma vez que foi elevada a quantidade de etanol na alimentação, o equilíbrio líquido-vapor da mistura promove a redução das temperaturas de ebulição no interior da coluna. Com a presença de maior concentração do componente mais volátil, o ponto de bolha em cada estágio é alterado e migra para um novo estado estacionário em um valor inferior ao anterior à perturbação.

No interior da coluna o que ocorre é o acréscimo da composição de etanol na fase vapor. Com esse incremento tem-se também o aumento da energia de vaporização. Consequentemente a energia necessária para evaporar a quantidade extra de etanol faz com que a temperatura migre para um novo estado estacionário inferior ao anterior.

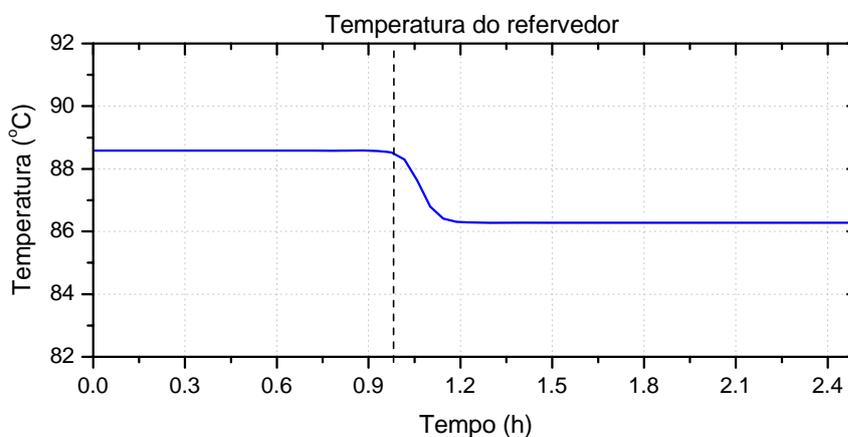


Figura 7.6 Resposta da temperatura do refeedor à perturbação na composição de alimentação.

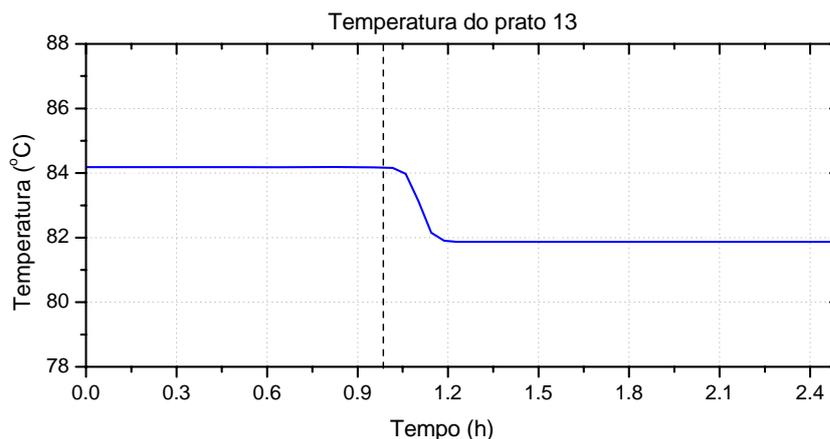


Figura 7.7 Resposta da temperatura do último prato à perturbação na composição de alimentação.

Novamente, é possível perceber a existência do atraso em relação aos estágios da coluna, associado a propagação da perturbação por todos os pratos. Neste caso observou-se um tempo morto de aproximadamente 60 segundos para a temperatura do refeedor e de cerca de 150 segundos (2,52 minutos) para o último prato (estágio 13).

Na Figura 7.8 é mostrada a comparação entre as frações volumétricas de etanol na base e destilado nos estados estacionários, antes e após a perturbação. Observa-se que o incremento de etanol na alimentação propicia o incremento deste mesmo componente nos estágios da coluna. Este valor é mais acentuado na seção de esgotamento (aqui representado pela base) em virtude da fase líquida ser maior nesta região da coluna.

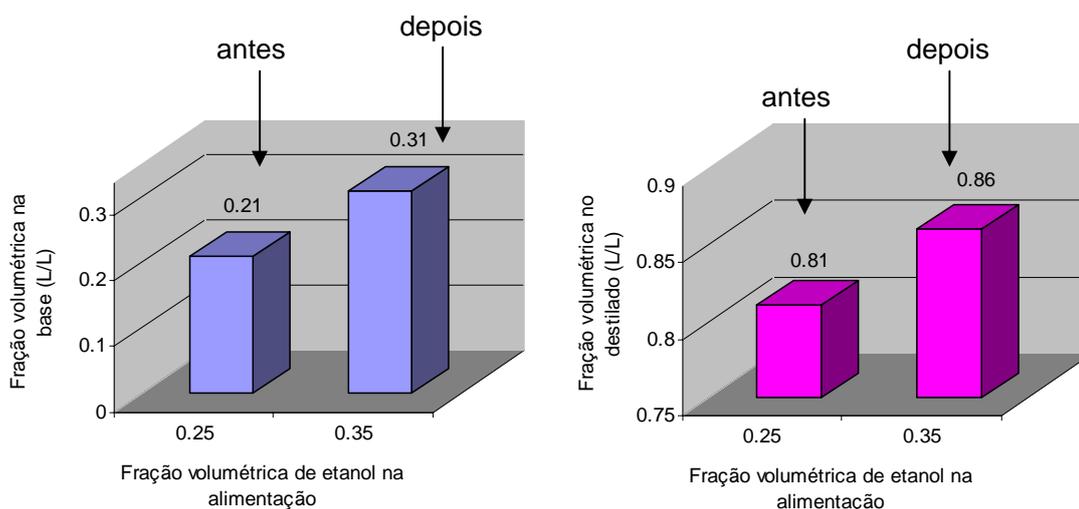


Figura 7.8 Comparação entre o valor das frações volumétricas dos produtos de base e topo no estado estacionário antes e depois da perturbação.

Os novos valores de composição ilustrados na Figura 7.8 foram obtidos cerca de 1 (uma) hora e meia após a perturbação. Este valor está de acordo com o obtido por Fieg (2002) que

obteve uma transição de 1,5 a 2,5 h para uma perturbação efetuada na composição de alimentação de uma coluna multicomponente.

### 7.2.2.3 Degrau positivo no calor do refeededor

Segundo Buckley *et al.* (1985) é necessário estudar perturbações no refeededor pois estas representam mudanças nas taxas de evaporação no interior da coluna. Na unidade experimental, a quantidade de calor fornecido ao refeededor é representada por meio da abertura da válvula de vapor no trocador de calor.

Na Figura 7.9 é apresentada a perturbação realizada – um degrau positivo na abertura da válvula de vapor – e o efeito gerado na temperatura do refeededor. Observa-se o aumento da temperatura tanto no estágio da base, quanto no último prato, conforme mostrado na Figura 7.10. Pode-se observar que existe uma diferença na magnitude provocada pela perturbação nos dois extremos da coluna. Enquanto que no refeededor a mudança gerou em torno de 6°C de incremento, no topo da coluna foram acrescentados 10°C.

Kisbaslar *et al.* (1998) também observaram este comportamento. Os autores realizaram um estudo paramétrico de uma coluna binária através da identificação por pulsos. Por analogia, observa-se nos resultados deste estudo que a alteração no valor do calor fornecido propaga-se por toda a coluna refletindo em uma perturbação maior na seção de retificação. De fato, observou-se um atraso de apenas 3 segundos na resposta na temperatura da base e de cerca de 30 segundos na temperatura do prato 13.

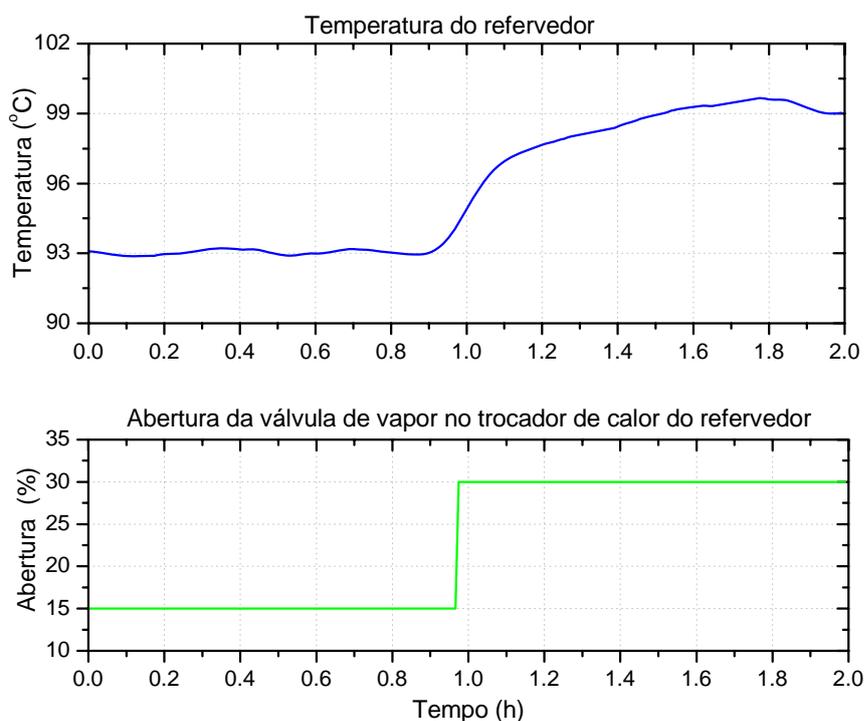


Figura 7.9 Resposta da temperatura do refeededor (—) à um degrau aplicado no calor deste estágio (—).

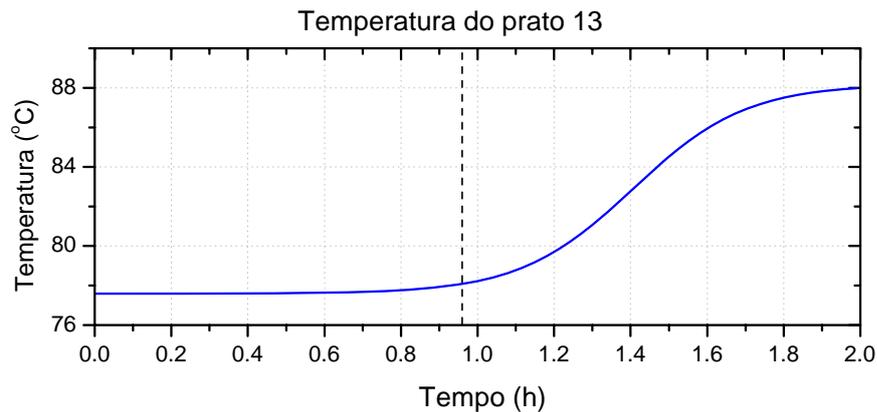


Figura 7.10 Resposta da temperatura do último prato em relação a uma perturbação no calor do refeedor.

O incremento maior observado na temperatura do último prato da coluna é devido à fase vapor no interior da coluna que é aumentada com a perturbação positiva no refeedor. Quando esta fase se propaga pela seção de retificação provoca efeitos maiores nas temperaturas, pois esta região da coluna é naturalmente mais rica em vapor.

#### 7.2.2.4 Degrau positivo na vazão de refluxo

A vazão de refluxo consiste em uma variável com grande influência na dinâmica da destilação. Do ponto de vista do controle é importante estudar alterações nesta variável pois frequentemente esta é utilizada para manter a temperatura do último estágio no valor desejado. Na Figura 7.11 é apresentado o degrau aplicado na vazão de refluxo e o efeito gerado na temperatura do último prato da coluna de destilação.

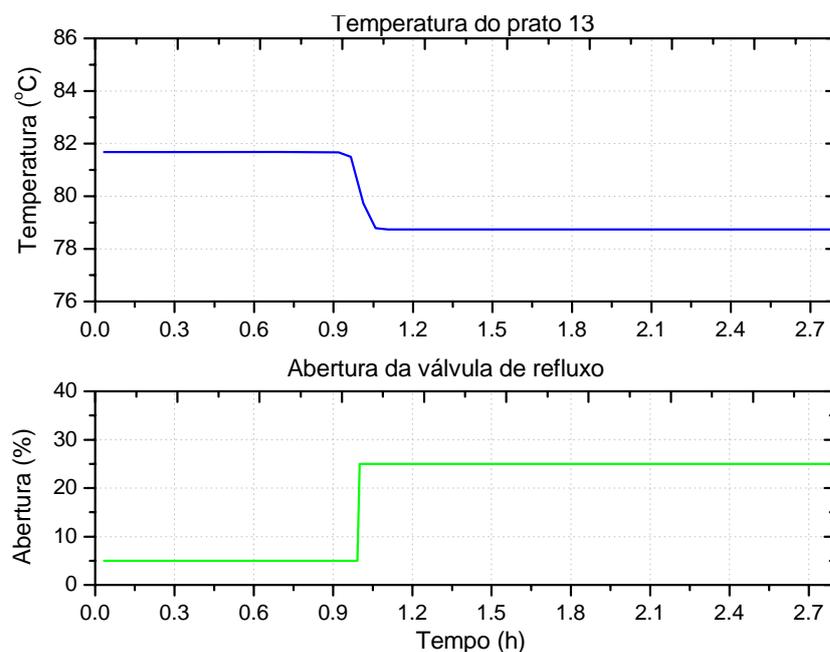


Figura 7.11 Resposta da temperatura do último prato (—) à uma perturbação na vazão de refluxo (—).

Percebe-se o decréscimo, conforme esperado na temperatura. Esta perturbação propaga-se no sentido do refeedor e é absorvida por este estágio certo tempo depois de ter sido realizada (cerca de 18 segundos), conforme ilustrado na Figura 7.12.

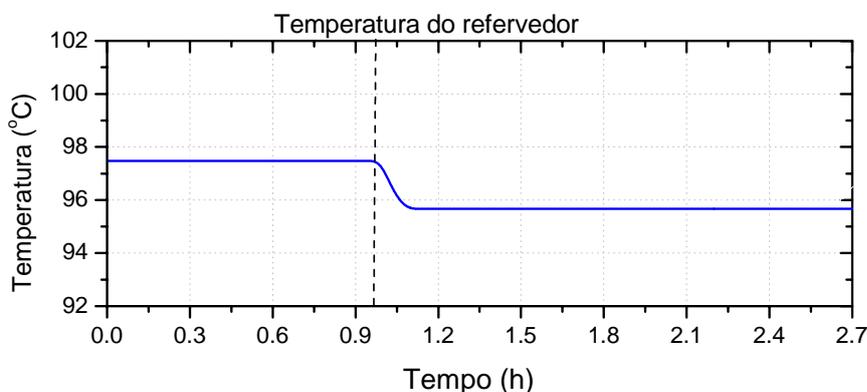


Figura 7.12 Resposta da temperatura do refeedor em relação a uma perturbação na vazão de refluxo.

Segundo Rademaker *et al.* (1975) a resposta da temperatura à perturbações na vazão de refluxo é pequena se comparada a mudanças no refeedor. Este comportamento também foi observado na dinâmica da unidade experimental. Explica-se este fato por meio da análise realizada por Shinsky (1984) que afirma que a mudança da vazão de refluxo causa alterações na composição do vapor que retornará aos estágios superiores como uma mudança na composição de refluxo, modificando assim, mais lentamente as temperaturas da coluna.

Os resultados apresentados definem o comportamento da coluna de destilação. Conforme foi observado, sua dinâmica é lenta com presença de atrasos nas respostas. Estas características associadas ao tempo necessário para a obtenção do novo estado estacionário quando perturbada consistem no fator motivador para a implementação da abordagem distribuída.

### 7.2.3 Dinâmica da ação distribuída em malha aberta

Visando avaliar se o aquecimento em um prato da coluna e sua influência na dinâmica do processo foi aplicado um degrau no calor cedido ao prato 2. No instante de tempo  $t$ , iniciou-se o fornecimento de calor no prato 2 por meio do acionamento de 50% da capacidade da resistência elétrica, ou seja, 1,75kW. Nas Figuras 7.13, 7.14 e 7.15 é apresentado o perfil de temperatura do prato 2, 3 e 1, respectivamente.

A comparação entre os perfis apresentados ilustram que o impacto da perturbação foi ligeiramente maior em relação ao prato 3 (cerca de 2,5°C) do que ao prato 1 (cerca de 1,5°C).

Isso indica que a introdução do calor no interior da coluna se propaga em relação a todos os pratos, porém com um ganho ligeiramente maior para os pratos superiores.

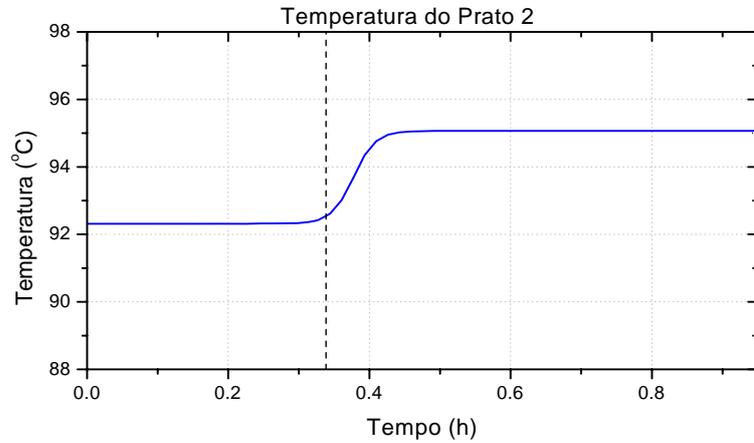


Figura 7.13 Resposta da temperatura do prato 2 a uma perturbação no calor cedido a este prato.

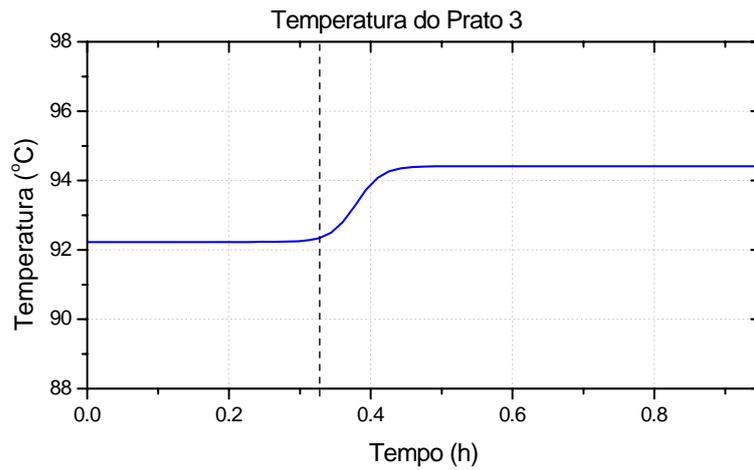


Figura 7.14 Resposta da temperatura do prato 3 em relação ao calor cedido ao prato 2.

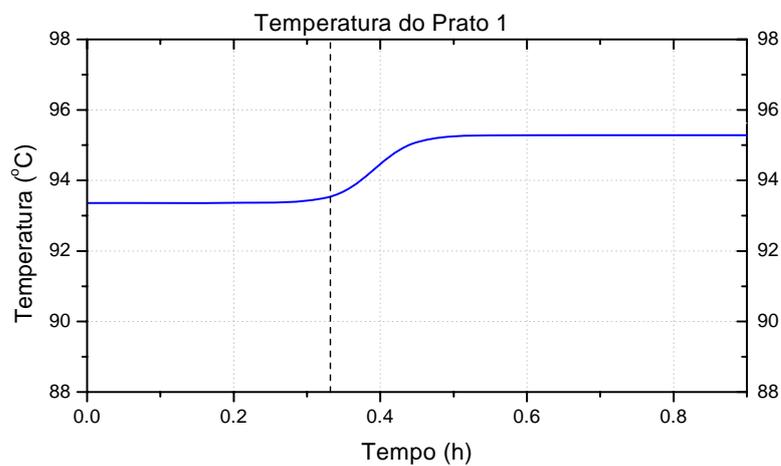


Figura 7.15 Resposta da temperatura do prato 1 em relação ao calor cedido ao prato 2.

A diferença de magnitude apresentada anteriormente se propaga pelos pratos provocando um ganho bem maior em relação ao último prato da coluna do que se comparado com o refeedor. Este comportamento também foi observado quando o calor no refeedor foi perturbado conforme discutido no item 7.2.2.3. Na Figura 7.16 é apresentada a resposta da temperatura do refeedor onde encontra-se um ganho de aproximadamente  $1,8^{\circ}\text{C}$  para a perturbação introduzida no prato 2. Este ganho é 5 vezes maior para o último prato ( $10^{\circ}\text{C}$ ) conforme mostrado na Figura 7.17.

No entanto, o resultado mais interessante observado quando foi perturbado o calor cedido ao prato 2 é a redução do tempo morto em relação ao último prato da coluna. Quando perturbado o refeedor, este tempo morto foi de aproximadamente 30 segundos. Já para a introdução de calor no prato este valor caiu para cerca de 7 segundos.

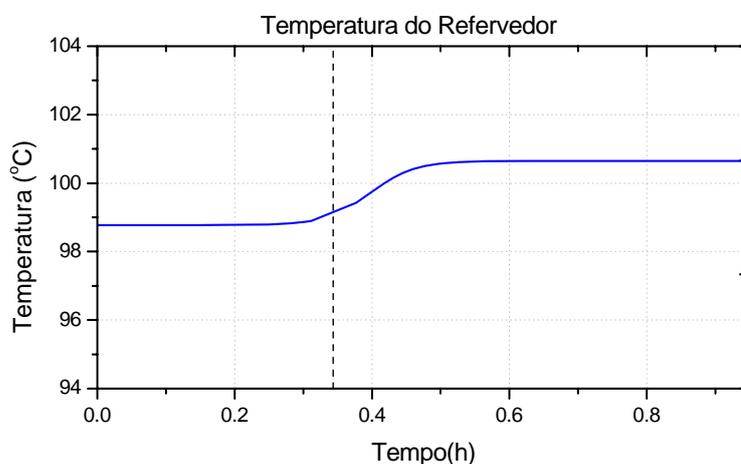


Figura 7.16 Resposta da temperatura do refeedor em relação ao calor cedido ao prato 2.

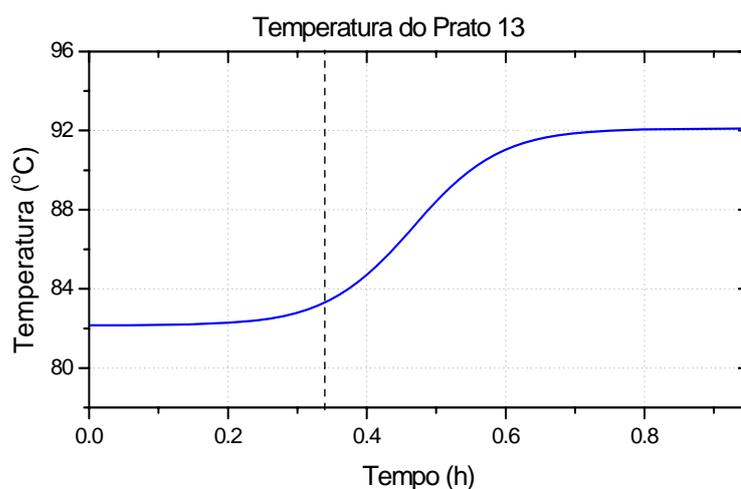


Figura 7.17 Resposta da temperatura do último prato em relação ao calor cedido ao prato 2.

Comparando-se a Figura 7.17 com a Figura 7.10, observa-se uma redução significativa no tempo morto. Quando o refeedor é perturbado, o atraso na resposta do último prato da

coluna é de 30 segundos. Entretanto quando a perturbação foi introduzida no prato 2, pelo acionamento do aquecimento por meio da resistência elétrica, o tempo morto associado a resposta do prato 13 apresentou um valor em torno de 7 segundos. Isto indica que a o aquecimento da coluna de forma distribuída pode apresentar ganhos significativos no tempo de resposta do processo.

Esta minimização do atraso pode ser representada pela derivada da temperatura do prato 13 (último prato) em relação ao tempo conforme mostrado na Figura 7.18. O novo estado estacionário foi alcançado cerca de 0,9h para a perturbação realizada no aquecimento do prato e para a perturbação no refeedor o novo valor foi obtido apenas 1,5h depois. Este resultado incentiva a aplicação do controle distribuído pois a ação no interior da coluna reduz o efeito do atraso hidráulico presente sempre em colunas de destilação.

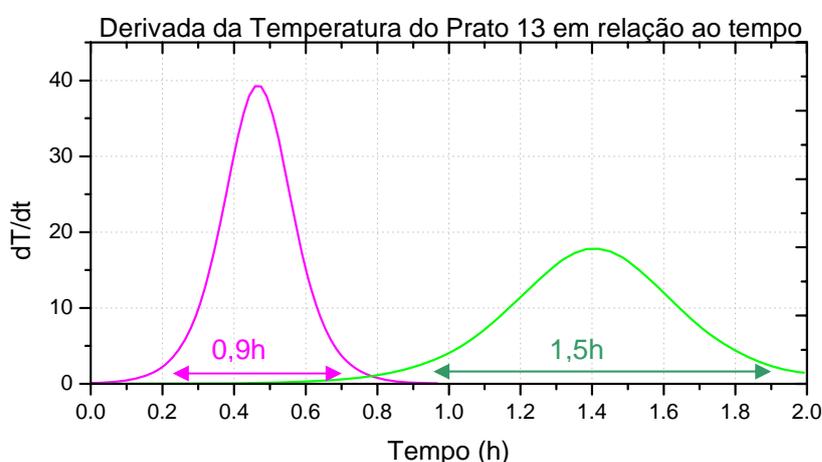


Figura 7.18 Derivada da temperatura do último prato da coluna para a perturbação realizada no aquecimento no prato 2 (—) e no refeedor (—).

É importante ressaltar que a abertura da válvula de vapor para o ensaio com ação distribuída apresentou um pequeno desvio em relação ao experimento no qual foi perturbado o refeedor. Esta diferença é visualizada no estado estacionário da temperatura do refeedor, que é diferente nos dois ensaios. No entanto, esta análise é realizada em malha aberta e estudada em relação ao tempo. Portanto considera-se válida para a verificação do efeito da ação distribuída.

## 7.3 Ajuste dos controladores

Tendo caracterizada a dinâmica da coluna, obtendo-se parâmetros como os tempos de resposta, atrasos e ganhos foi possível realizar o ajuste dos controladores para as temperaturas

da coluna. Esta etapa foi dividida na implementação do controle com ações na base e no topo da coluna, que aqui será denominado convencional e no controle com ações distribuídas pela introdução do aquecimento diretamente nos pratos ao longo da coluna, que por simplicidade será denominado controle distribuído. Este último requereu a definição dos pratos utilizados, o qual foi realizado por meio de uma análise de sensibilidade.

### 7.3.1 Convencional

O controle da qualidade dos produtos de uma coluna de destilação é essencialmente multivariável. Neste trabalho, a qualidade dos produtos é representada pelo controle das temperaturas do refeedor e último prato da coluna. Devido às interações existentes entre estas malhas, quatro funções de transferência são identificadas. O resumo destas é apresentado na Tabela 7.2.

Tabela 7.2 Resumo das funções de transferência obtidas na caracterização da dinâmica do processo.

Parâmetro do processo	G <sub>p11</sub>	G <sub>p12</sub>	G <sub>p21</sub>	G <sub>p22</sub>
K <sub>p</sub> (°C.(% abertura da válvula) <sup>-1</sup>	0,235	-0,006	0,220	-0,062
τ <sub>p</sub> (s)	54	453,2	792	154,2
θ (s)	7,2	28,8	18	10,8

G<sub>p11</sub> – Função de transferência da temperatura do refeedor por meio da abertura da válvula de vapor;

G<sub>p12</sub> – Função de transferência da temperatura do último prato por meio da abertura da válvula de vapor;

G<sub>p21</sub> – Função de transferência da temperatura do refeedor por meio da abertura da válvula de refluxo;

G<sub>p22</sub> – Função de transferência da temperatura do último prato por meio da abertura da válvula de refluxo;

Para realizar o ajuste dos parâmetros dos controladores foi efetuado o desacoplamento de acordo com o descrito em Stephanopoulos (1984). Foi avaliada a estabilidade do sistema, os parâmetros foram inicialmente calculados através do critério da integral do erro absoluto (ITAE) e foi realizado um ajuste fino na planta. Na Tabela 7.3 é apresentado o ajuste final utilizado nos ensaios experimentais.

Tabela 7.3 Parâmetros dos controladores PID utilizados nos ensaios experimentais.

Parâmetro do controlador	Temperatura do Refeedor	Temperatura do prato 13
K <sub>c</sub> (°C.(% abertura da válvula) <sup>-1</sup>	21,5	-10,0
τ <sub>i</sub> (s)	50,0	80,0
τ <sub>d</sub> (s)	7,0	8,0

A definição por um controlador PID é adequada pois estes controladores consistem em 90% da aplicação industrial (ASTROM e HAGGLUND, 2001). Ainda, o objetivo deste trabalho não consiste em aplicar a melhor técnica de ajuste existente, mas sim estudar a possibilidade de se atuar na dinâmica da coluna por meio do aquecimento distribuído.

## 7.3.2 Controle Distribuído

Conforme já discutido, a implementação do controle distribuído foi realizada nos pratos que apresentaram maior sensibilidade às perturbações que normalmente ocorrem em uma coluna de destilação, ou seja, nas variáveis da alimentação. Sendo definidos quais pratos seriam utilizados, testes foram conduzidos em malha aberta para verificar a dinâmica nas seções de esgotamento e retificação.

Por fim, as funções de transferência foram obtidas e o controlador pôde ser ajustado. Cabe ressaltar que o estudo realizado durante a formulação da proposta indicou a possibilidade de considerar as malhas intermediárias descentralizadas em relação à base e ao topo da coluna.

### 7.3.2.1 Análise de sensibilidade

Como já apresentado no Capítulo III, as metodologias utilizadas para esta análise foram três: pratos sucessivos, simetria de sensibilidade e máxima sensibilidade. Para realizar este estudo foram perturbadas as composições e vazões da alimentação.

Para o cálculo através da técnica de pratos sucessivos, foram realizados experimentos onde três frações volumétricas de alimentação foram testadas: 15% (Figura 7.19), 25% (Figura 7.20) e 35% (Figura 7.21) de etanol na entrada da coluna. Nestas figuras é apresentado o perfil de temperatura no estado estacionário e a diferença entre dois estágios consecutivos. Dessa forma, a temperatura do acumulador foi desconsiderada e o refeedor foi considerado o prato de referência. Os pratos indicados no eixo x correspondem ao prato considerado sensível.

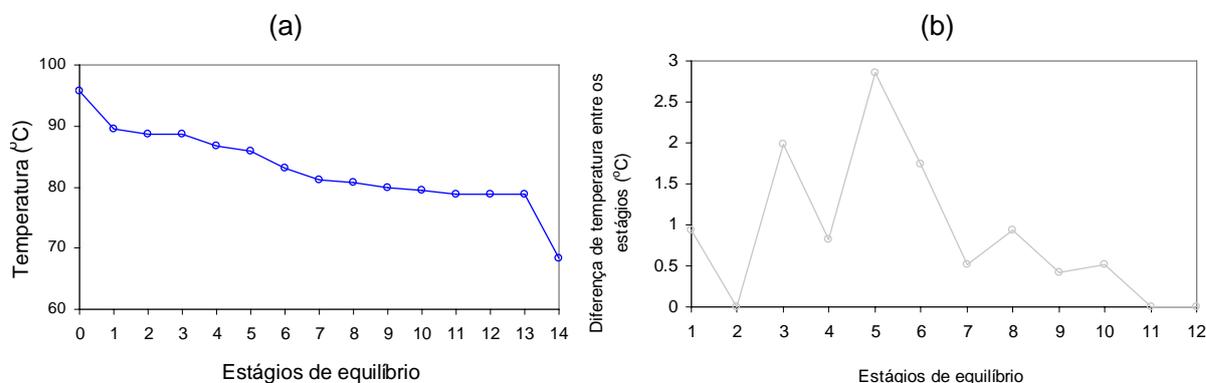


Figura 7.19 Perfil de temperatura ao longo dos estágios da coluna (a) e análise de pratos sucessivos (b) para o experimento conduzido com 15% de fração volumétrica de etanol na alimentação.

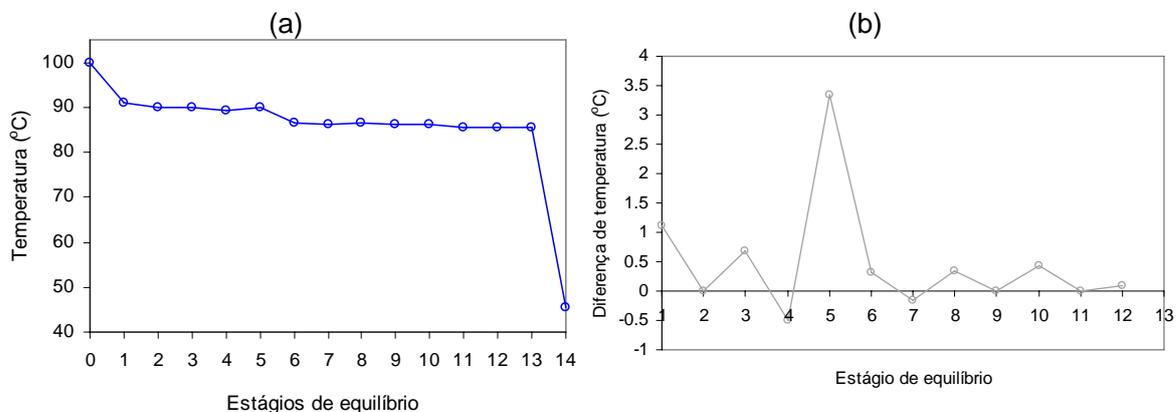


Figura 7.20 Perfil de temperatura ao longo dos estágios da coluna (a) e análise de pratos sucessivos (b) para o experimento conduzido com 25% de fração volumétrica de etanol na alimentação.

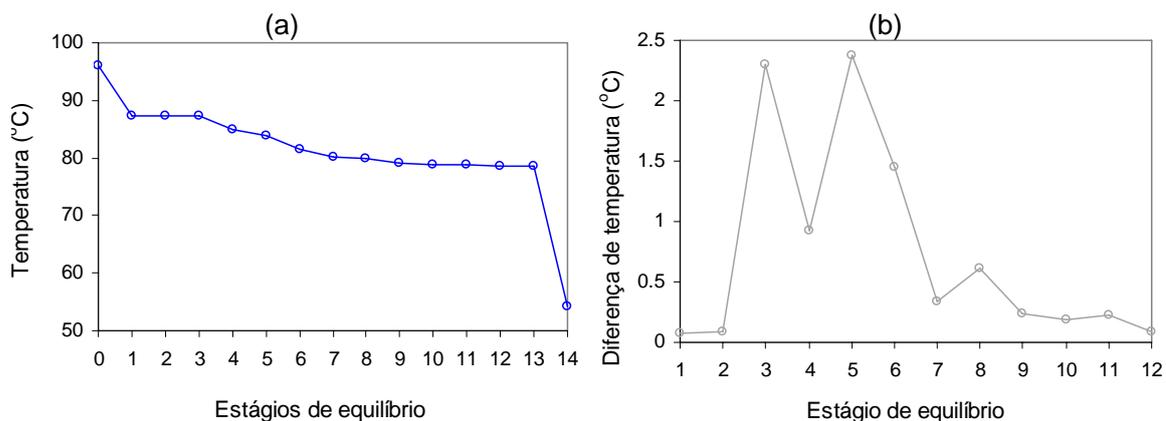


Figura 7.21 Perfil de temperatura ao longo dos estágios da coluna (a esquerda) e análise de pratos sucessivos (a direita) para o experimento conduzido com 35% de fração volumétrica de etanol na alimentação.

Os testes realizados perturbando-se a vazão de alimentação foram utilizados para a análise de simetria de sensibilidade e matriz sensibilidade. Os experimentos foram conduzidos com 15% de fração volumétrica de etanol na alimentação. Na Figura 7.22 é apresentado o resultado dos perfis de temperatura para os ensaios realizados. Nas Figuras 7.23 e 7.24 são ilustrados os resultados obtidos para as técnicas aplicadas de simetria e matriz de sensibilidade.

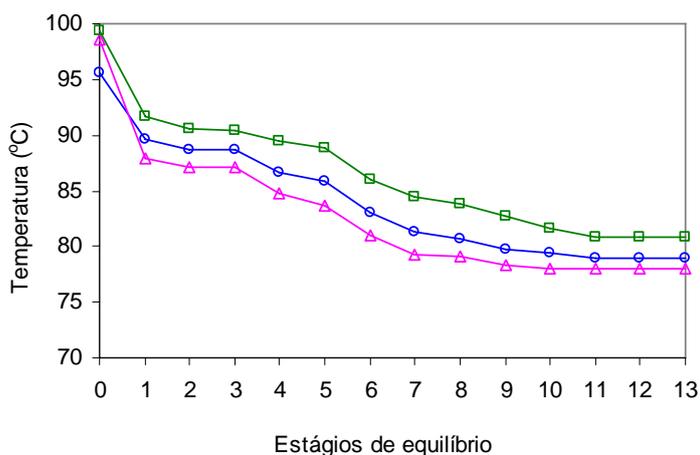


Figura 7.22 Perfil de temperatura para os ensaios realizados para a aplicação da técnica de simetria de sensibilidade e matriz sensibilidade: (—) condição padrão – 400l.h<sup>-1</sup> de vazão de alimentação; (—) condição máxima – 600l.h<sup>-1</sup> de vazão de alimentação; (—) condição mínima – 200l.h<sup>-1</sup> de vazão de alimentação.

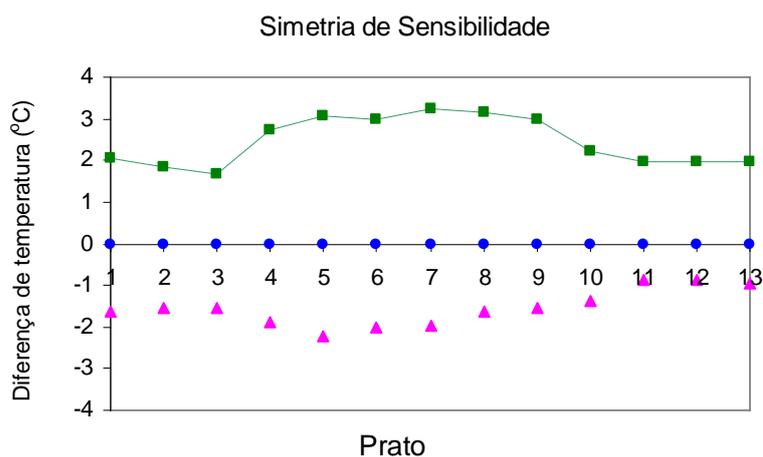


Figura 7.13 Aplicação da técnicas de simetria de sensibilidade: (—) condição padrão – 400l.h<sup>-1</sup> de vazão de alimentação; (—) condição máxima – 600l.h<sup>-1</sup> de vazão de alimentação; (—) condição mínima – 200l.h<sup>-1</sup> de vazão de alimentação.

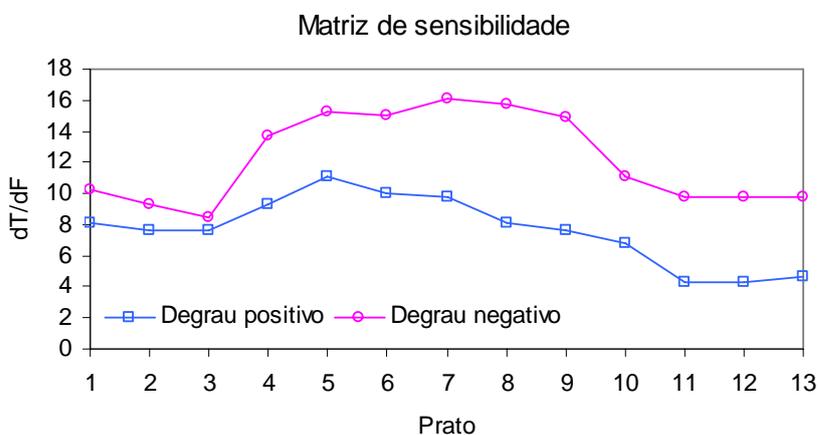


Figura 7.24 Aplicação da técnica de matriz de sensibilidade.

Na Tabela 7.4 são apresentados os resultados obtidos. É importante ressaltar que os métodos podem produzir respostas diferentes conforme ilustrado na tabela.

Tabela 7.4 Pratos indicados como sensíveis através das técnicas propostas.

Método	Pratos
Alimentação 35% de etanol - Pratos sucessivos	3 e 5
Alimentação 25% de etanol - Pratos sucessivos	1, 3 e 5
Alimentação 15% de etanol - Pratos sucessivos	1, 3 e 5
Simetria de sensibilidade	2 e 3
Matriz de sensibilidade	5 e 7

Para a seleção final dos pratos foram realizados testes com perturbações em malha aberta na unidade experimental e a dinâmica da mesma foi observada. Foi possível perceber que em virtude das limitações de vazões na seção de retificação, os pratos 5 e 7 não poderiam ser utilizados. Nestes pratos foi visualizado um aquecimento pontual, sem a propagação do calor para os pratos adjacentes. O prato 1 foi descartado pois este prato recebe a corrente de vapor (*boilup*) do refeedor. Os resultados obtidos para os pratos 2 e 3 foram similares e foram discutidos no item 7.3. Assim, os testes foram conduzidos utilizando-se os pratos 2 e 3 para o estudo do aquecimento distribuído.

### 7.3.2.2 Controladores

As funções de transferência e o ajuste dos controladores foram obtidos da mesma forma que para a abordagem convencional. Uma vez que a malha foi considerada descentralizada, o cálculo dos parâmetros dos controladores dos pratos foi realizado com base no critério de ITAE e posteriormente ajustado na planta, conforme apresentado na Tabela 7.5.

Tabela 7.5 Parâmetros dos controladores PID utilizados nos ensaios experimentais.

Parâmetro do controlador	Temperatura do Prato
$K_c$ (°C.(% abertura da válvula) <sup>-1</sup> )	100
$\tau_i$ (s)	16
$\tau_d$ (s)	5

Finalizadas as atividades relacionadas ao ajuste dos controladores, deu-se continuidade, comparando-se as abordagens convencional e distribuída.

## 7.4 Implementação do Controle Distribuído

Testes preliminares foram realizados por meio de simulações com o objetivo de avaliar e formular a estratégia de controle distribuído (MARANGONI, 2003). Observou-se que a forma

mais adequada para a utilização do aquecimento distribuído consiste em fazê-lo desde o início do processo e que o local e o número de pratos utilizados podem influenciar no resultado final.

A partir dos resultados da análise de sensibilidade (que indicaram os pratos 2 e 3 para a utilização de controle distribuído) foram realizados ensaios experimentais com 15% (v/v) de etanol na alimentação para avaliar a influência do local de aquecimento na abordagem proposta.

### 7.4.1 Avaliação dos pontos de aquecimento

Os testes descritos nesta seção foram realizados visando-se avaliar qual o melhor ponto para a utilização da estratégia distribuída comparando-se três estratégias de controle para uma perturbação realizada na temperatura da alimentação:

- (1) convencional: atuando-se na base e no topo da coluna;
- (2) distribuída 1: atuando-se na base, no topo e no prato 2;
- (3) distribuída 2: atuando-se na base, no topo e no prato 3.

Para garantir a comparação entre as abordagens, todos os experimentos foram conduzidos partindo-se de estados estacionários muito próximos. Na Figura 7.25 são apresentadas as perturbações aplicadas para cada um dos experimentos realizados.

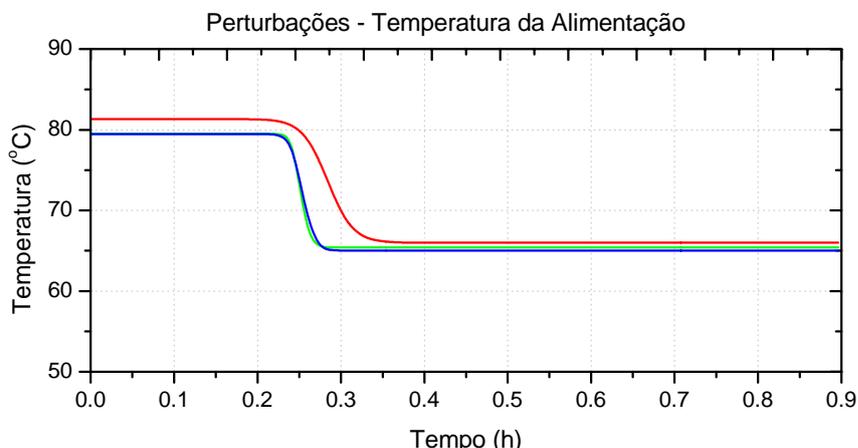


Figura 7.25 Perturbações na temperatura de alimentação aplicadas para a comparação entre (—) controle convencional (—) distribuído no prato 2 e (—) distribuído no prato 3.

Na Figura 7.26 é ilustrado o efeito da perturbação (temperatura de alimentação) no perfil de temperatura do refeedor quando esta variável foi controlada através das estratégias testadas. As oscilações observadas na variável controlada (neste gráfico e em todos os seguintes) no período do estado estacionário são devido ao fornecimento de vapor no trocador de calor e também à característica oscilatória do processo.

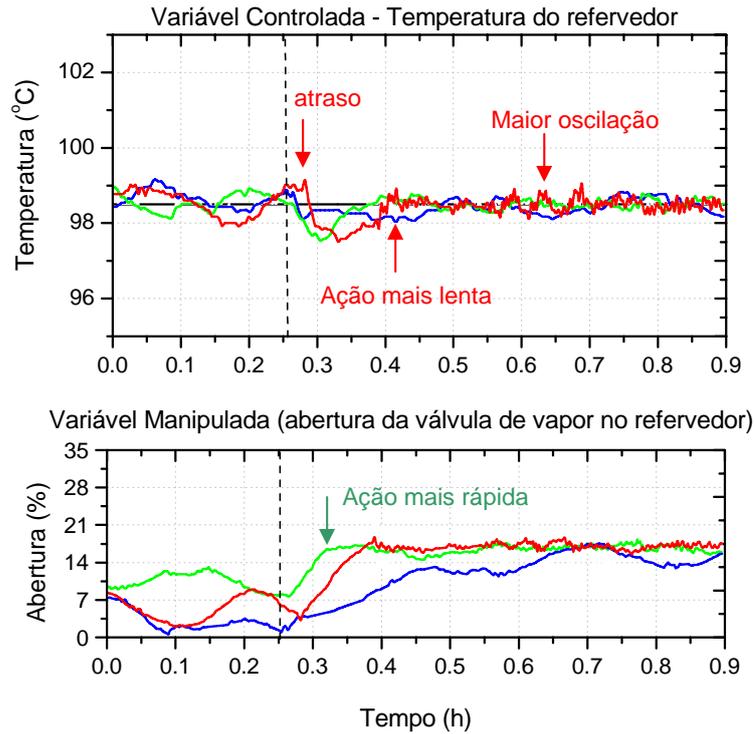


Figura 7.36 Efeito da perturbação (temperatura de alimentação) na malha de controle da temperatura do refeedor quando aplicado (—) controle convencional (—) distribuído no prato 2 e (—) distribuído no prato 3. Acima os perfis da variável controlada e o (—) valor de referência, abaixo os perfis da variável manipulada

Após a perturbação, observa-se maior oscilação no controle convencional em relação ao controle distribuído, independente do prato aplicado. Esta oscilação pode ser representada por meio da derivada da temperatura do refeedor em relação ao tempo, conforme ilustrado na Figura 7.27. A abertura da válvula de vapor apresentou a ação mais rápida quando foi utilizada a abordagem distribuída com ação no prato 2.

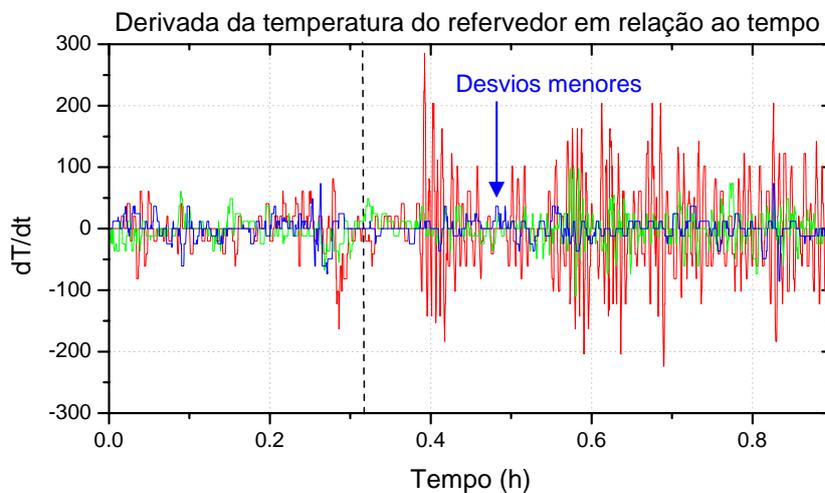


Figura 7.27 Derivada da temperatura do refeedor em relação ao tempo para a perturbação na temperatura da alimentação quando aplicado (—) controle convencional (—) distribuído no prato 2 e (—) distribuído no prato 3.

Percebe-se, tanto na Figura 7.26 Figura 7.3 quando na 7.27, que a curva azul que representa o controle distribuído no prato 3 apresenta menor oscilação, aproximando-se da curva verde que ilustra a ação no prato 2. Porém, ambas são bem menos oscilatórias que a curva vermelha, a qual indica a aplicação do controle convencional.

A perturbação introduzida refere-se a um degrau negativo na alimentação, a qual é subresfriada. Como a corrente de alimentação entra no prato 4, a introdução de um ponto de aquecimento logo abaixo, no caso o prato 3, reduz o impacto nos pratos inferiores. Desta forma, a propagação até o refeedor é amortecida, o que é visualizado através da redução nas oscilações na temperatura do refeedor. Se a introdução do aquecimento é realizada no prato 2 observam-se oscilações maiores do que quando o aquecimento é realizado no prato 3. Isto indica que se a ação de controle for realizada o mais próximo possível do ponto de introdução da perturbação esta é atenuada até o refeedor. Dessa forma, o prato 3 é o indicado quando analisa-se a malha de controle da temperatura do refeedor.

Na Figura 7.28 é apresentada a resposta da malha de controle do prato 13 para o degrau aplicado na temperatura de alimentação. Neste caso, a abordagem com melhor desempenho consistiu na distribuída com ação no prato 2 por ter apresentado-se mais próxima do estado estacionário. Porém ainda para a malha de controle da temperatura do prato 13 as abordagens distribuídas apresentaram melhor desempenho em relação a convencional.

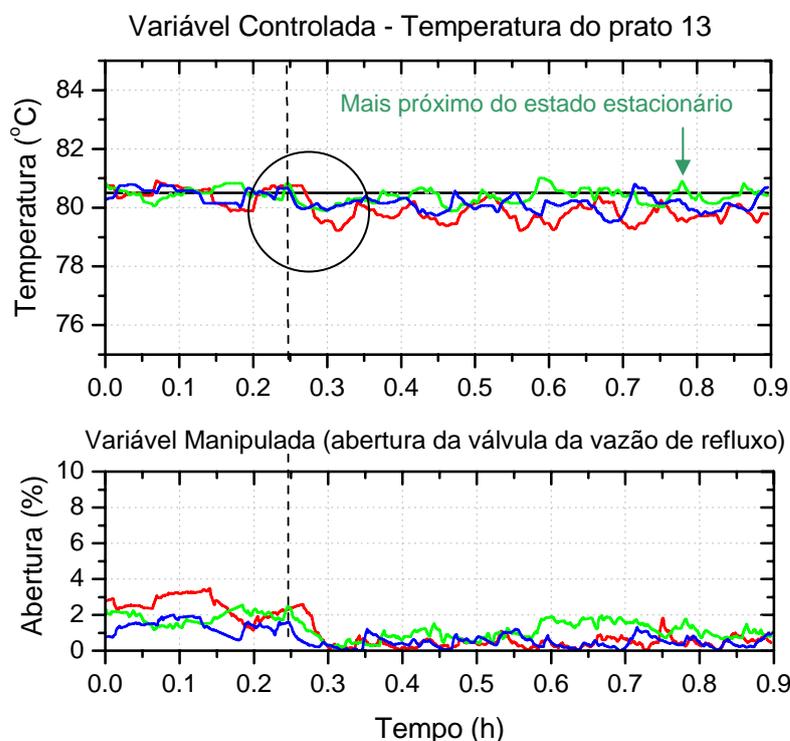


Figura 7.28 Efeito da perturbação (temperatura da alimentação) na malha de controle da temperatura do prato 13 quando aplicado (—) controle convencional (—) distribuído no prato 2 e (—) distribuído no prato 3. Acima os perfis da variável controlada e o (—) valor de referência, abaixo os perfis da variável manipulada.

Conforme é observado no círculo destacado no gráfico as duas estratégias distribuídas apresentaram menor sobre-elevação quando o processo foi perturbado. No entanto a estratégia 2 (ação na base, topo e prato 2) é mais rápida, retornando antes para o valor de referência.

Como discutido no capítulo VI, os valores pequenos de abertura da válvula são em virtude da limitação na fase vapor e conseqüentemente na produção de refluxo. No entanto, ainda é possível observar que a estratégia 2 opera com aberturas maiores da válvula, indicando a possibilidade de incrementos na fase vapor. Por esta análise, o prato 2 deve ser definido com base nas observações da resposta da malha de controle do último prato.

Visando avaliar melhor qual ponto de aquecimento favorece a minimização dos transientes (prato 2 ou prato 3) foi calculado o desvio do estado estacionário para as temperaturas do refeedor e último prato, respectivamente, mostrados nas Figuras 7.29 e 7.30.

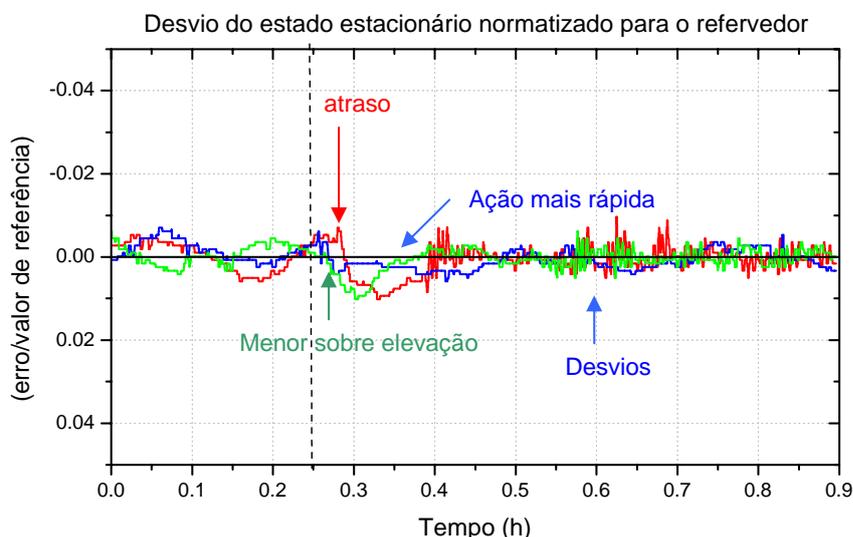


Figura 7.29 Desvio do estado estacionário normalizado para o refeedor quando aplicada a abordagem de controle (—) convencional (—) distribuída no prato 2 e (—) distribuída no prato 3

Observa-se que a curva da abordagem convencional apresenta o atraso existente que é minimizado quando utilizada qualquer uma das estratégias distribuídas. A estratégia 2 possui a ação mais rápida, no entanto apresenta algumas oscilações após certo período. Estas oscilações não são atribuídas a ruídos pois são encontradas na abordagem convencional e na distribuída utilizando o prato 2, mas não são visualizadas quando faz-se uso do prato 3. Além disso, a estratégia 3 (base, topo e prato 3) é a que apresenta menor sobre elevação, indicando a possibilidade de que para o controle do refeedor é mais vantajoso utilizar a ação distribuída perto do ponto de alimentação que neste caso é onde foi aplicada a perturbação.

A mesma análise foi realizada para o comportamento do último prato da coluna. Da mesma forma que para a temperatura do refeedor visualiza-se que as estratégias distribuídas minimizam o atraso também para a seção superior da coluna. No entanto, observou-se que quando utilizou a ação distribuída no prato 2 houve uma aproximação maior do estado estacionário do que com a estratégia 3.

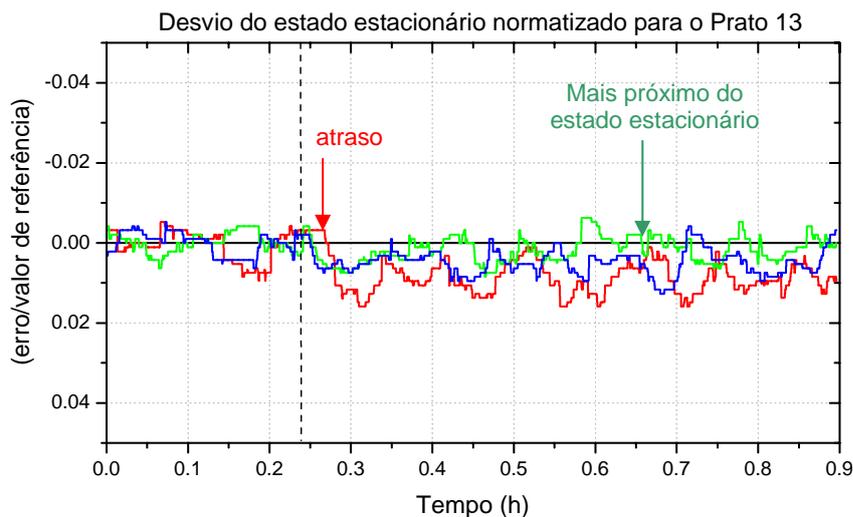


Figura 7.30 Desvio do estado estacionário normalizado para o último prato quando aplicada a abordagem de controle (—) convencional (—) distribuída no prato 2 e (—) distribuída no prato 3

Para corroborar este resultado foi realizada a mesma análise para o prato 1 (seção de esgotamento) e prato 7 (seção de retificação), mostrados, respectivamente, nas Figuras 7.31 e 7.32. Além do comportamento que se assemelha ao já discutido para o refeedor e para o último prato, observam-se características da dinâmica no interior da coluna.

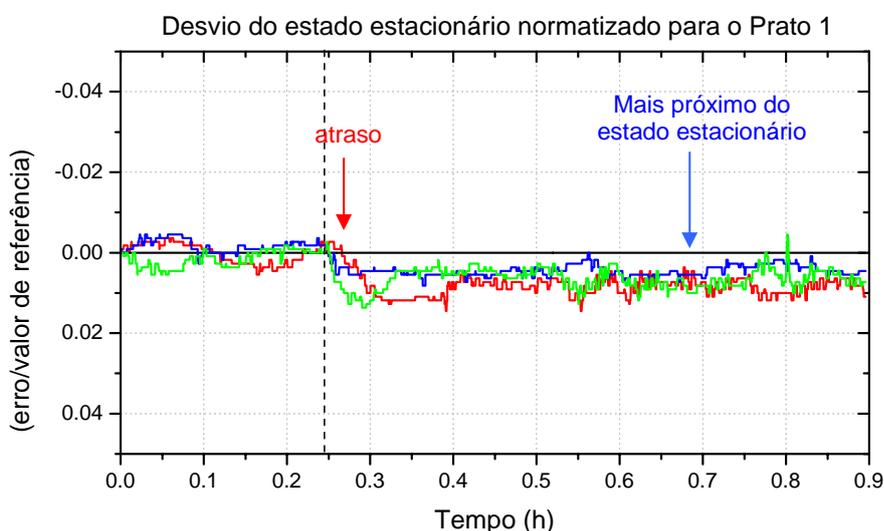


Figura 7.31 Desvio do estado estacionário normalizado para o prato 1 quando aplicada a abordagem de controle (—) convencional (—) distribuída no prato 2 e (—) distribuída no prato 3

O perfil de temperatura do prato 1 mostra que todas as estratégias apresentam desvios do estado estacionário que não foram reduzidos, conforme esperado já que a perturbação na temperatura da alimentação resulta no decréscimo do perfil de temperatura da coluna. Porém, pode-se perceber que a estratégia que apresenta o maior desvio é quando utilizada a abordagem convencional. A redução nas temperaturas observada na seção de esgotamento era

esperada uma vez que perturbação aplicada (degrau negativo na temperatura da alimentação) induz a este comportamento. Porém, é interessante observar que as estratégias distribuídas tornam este desvio menor, indicando que a ação no interior da coluna é mais adequada à dinâmica do processo.

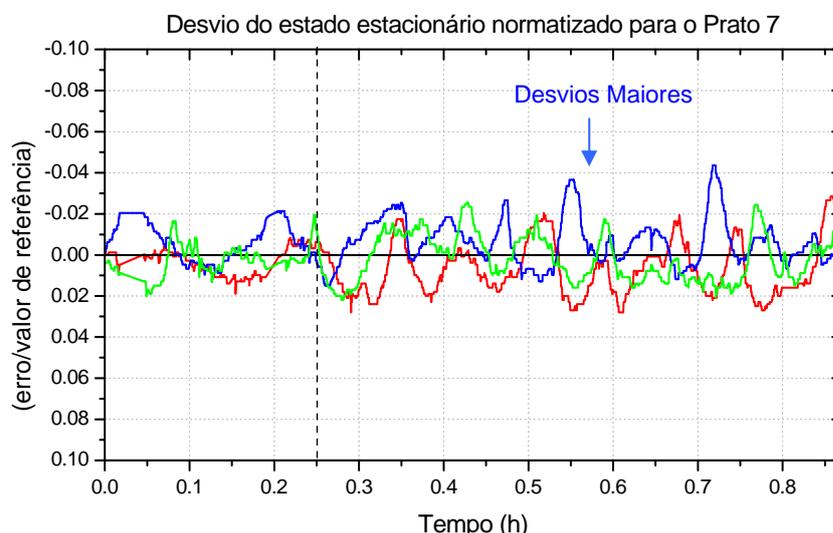


Figura 7.32 Desvio do estado estacionário normalizado para o prato 7 quando aplicada a abordagem de controle (—) convencional (—) distribuída no prato 2 e (—) distribuída no prato 3

Quando identificado o comportamento da seção de retificação, aqui representada pelo prato 7 (prato este mais próximo da alimentação do que o topo da coluna) percebe-se desvios bem maiores em relação ao estado estacionário dos que os ressaltados anteriormente. Isto é resultado do pouco *holdup* formado nos pratos desta seção que provoca oscilações acentuadas quando o processo é perturbado. No entanto, ainda observa-se que a estratégia 3 (distribuída no prato 3) apresenta desvios maiores em relação à estratégia 2 (distribuída no prato 2).

Estes resultados evidenciam que é mais apropriado utilizar pontos de aquecimento perto da perturbação (no caso, o prato 3) para favorecer o controle da temperatura do refeedor da coluna, e pontos mais distantes (prato 2) para favorecer o controle do último prato. Assim, pode ser possível obter melhor minimização dos transientes de operação com a utilização simultânea dos pratos na abordagem distribuída.

De forma geral, a resposta das temperaturas nos extremos da coluna mostra que a introdução da ação de controle distribuída contribuiu para a rejeição da perturbação. O controle tornou-se menos oscilatório e, em alguns casos, só foi possível manter a variável de controle no valor de referência com a abordagem distribuída.

Conforme já discutido, com a introdução do degrau negativo na alimentação todas as temperaturas decaem 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. Este efeito pode ser também visualizado na Figura 7.33 onde é apresentado o perfil de temperatura do prato 3 para as estratégias testadas.

Conforme esperado, a ação no prato 3 manteve a temperatura deste estágio no valor de referência em virtude da malha de controle implementada no prato. Porém, cabe ressaltar o resultado obtido quando utilizado o controle distribuído no prato 2. Este apresentou melhor desempenho em relação ao convencional que ilustra claramente o decréscimo observado nas temperaturas no interior da coluna.

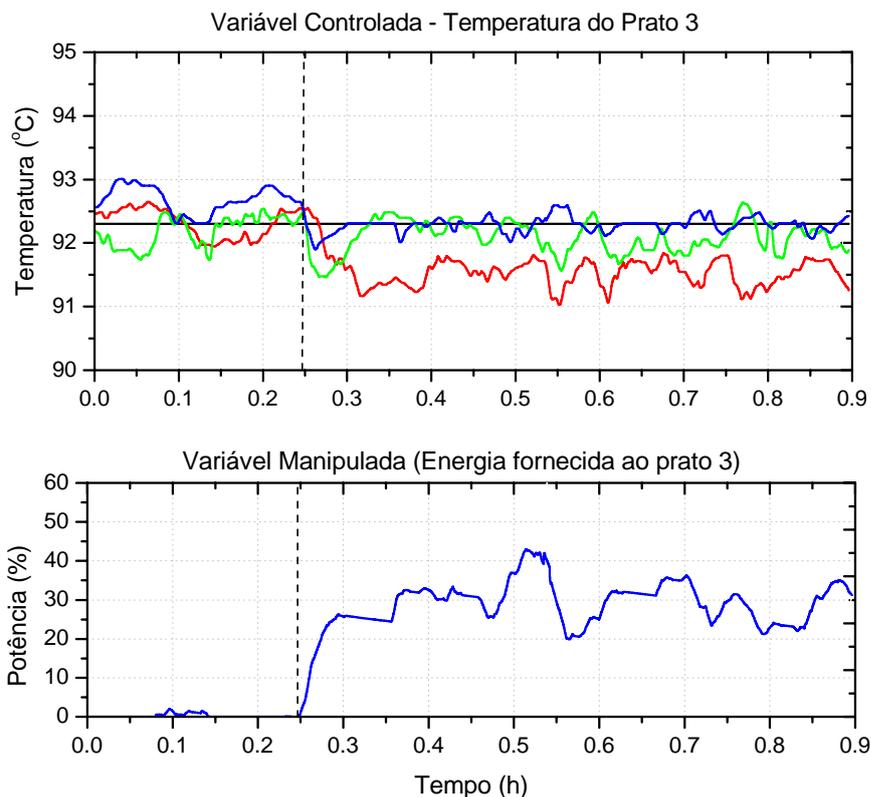


Figura 7.33 Efeito da perturbação na malha de controle da temperatura do prato 3 quando aplicado (—) controle convencional (—) distribuído no prato 2 e (—) distribuído no prato 3 (—) valor de referência. Abaixo, o perfil da variável manipulada.

A comparação entre as estratégias utilizadas analisando-se o perfil de temperatura ao longo dos pratos da coluna é apresentada na Figura 7.34. É desejável que as curvas se mantenham próximas à do estado estacionário, pois neste caso a perturbação seria completamente rejeitada e o transiente seria mínimo. Observa-se que a curva que representa a ação distribuída no prato 2 mantém este comportamento para os pratos 1, 2, e 3. Quando utilizada a estratégia com ação no prato 3, visualiza-se que todo o perfil de temperatura se aproxima mais do valor desejado, ou seja, do estado estacionário anterior à perturbação.

Este resultado evidencia que ambas as estratégias com controle distribuído permitem a redução nas alterações das temperaturas provocadas pela perturbação aplicada. Assim, mantendo-se estas variáveis no valor desejado, existe a minimização do período operando fora da especificação. Este comportamento não foi observado com a abordagem convencional, onde todas as temperaturas no interior da coluna decresceram.

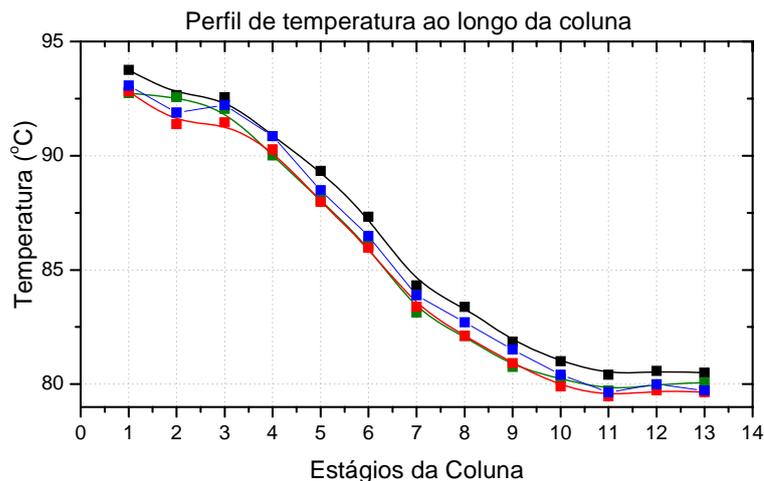


Figura 7.34 Perfil de temperatura ao longo dos pratos da coluna no estado estacionário (—) e após a perturbação na composição da alimentação quanto utilizados o controle convencional (—) e o controle distribuído no prato 2 (—) e distribuído no prato 3 (—).

Diante dos resultados apresentados definiu-se a utilização dos pratos 2 e 3 simultaneamente. Estudos prévios demonstram que é possível obter melhor desempenho do controle distribuído quando se utiliza mais de um ponto de aquecimento (MARANGONI *et al.*, 2004). Dessa maneira, deu-se continuidade no estudo da abordagem distribuída (utilizando-se os dois pratos citados) perturbando-se a temperatura e a composição da alimentação.

## 7.4.2 Comparação entre as estratégias

A abordagem distribuída já apresentou melhor desempenho quando utilizado apenas um prato da coluna. Porém, estudou-se ainda a resposta das malhas de controle da coluna de destilação com a aplicação do aquecimento nos pratos 2 e 3 com a concentração inicial de 15% (v/v) de etanol na alimentação. Estes testes foram realizados perturbando-se a temperatura e a composição da alimentação (separadamente).

### 7.4.2.1 Temperatura de alimentação

A perturbação na temperatura da alimentação foi realizada por meio do resfriamento desta corrente. Na Figura 7.35 Figura 7. é mostrado o perfil de temperatura de alimentação para a aplicação das duas abordagens de controle. Percebe-se que a perturbação aplicada no teste conduzido com o controle distribuído foi ligeiramente maior, o que não interfere nos testes realizados.

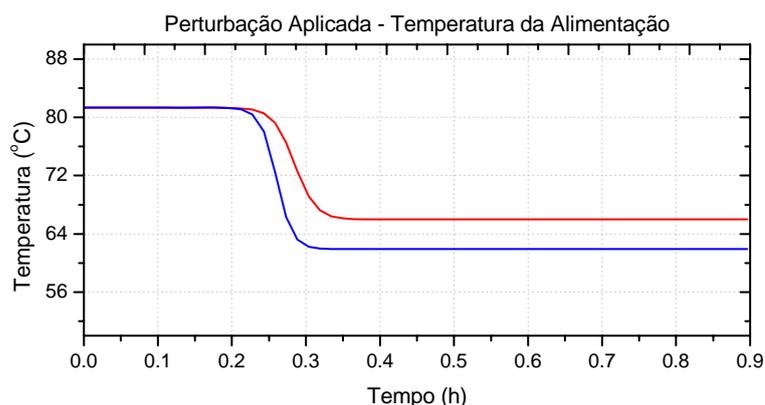


Figura 7.35 Perturbações na temperatura de alimentação aplicadas para a comparação entre o controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 e no prato 3 (—).

Na Figura 7.36 é ilustrada a resposta da temperatura do refervedor quando aplicada a perturbação na temperatura da alimentação. Observa-se que existe menor oscilação quando aplicado a abordagem distribuída. Este resultado é corroborado pela derivada da temperatura neste estágio em relação ao tempo conforme ilustrado na Figura 7.37. A oscilação também é observada na ação de controle, que também é menor para a abordagem distribuída, conferindo menor desgaste da válvula. Além disso, conforme esperado, por conta da distribuição do calor, a válvula de vapor operou com aberturas menores durante os primeiros 30 minutos após a perturbação. Este resultado confirma que ocorreu a distribuição do calor fornecido a unidade de destilação.

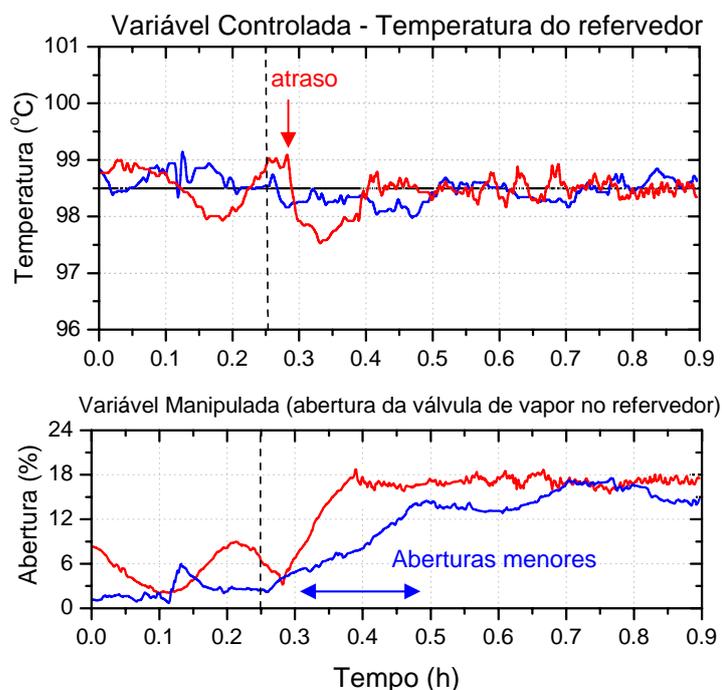


Figura 7.36 Resposta da malha de controle da temperatura do refervedor em relação a perturbação na temperatura da alimentação para a comparação entre o controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 e no prato 3 (—).

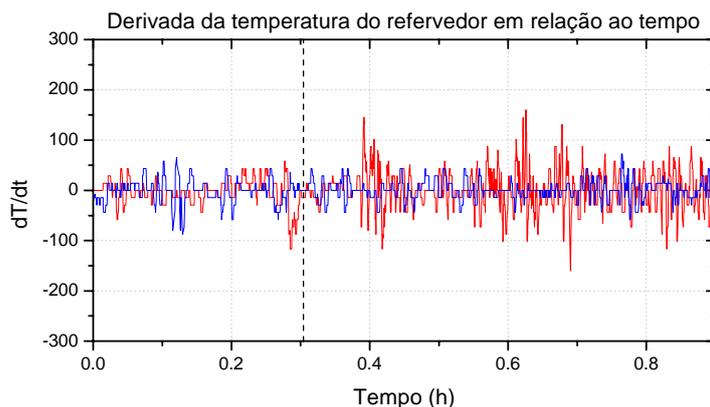


Figura 7.37 Derivada da temperatura do refeedor em relação ao tempo para o processo perturbado na temperatura da alimentação quando aplicado o controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 e no prato 3 (—).

Este mesmo comportamento é observado analisando-se a Figura 7.38, onde é ilustrado o efeito da perturbação no controle da temperatura do prato 13. A abordagem distribuída rejeita mais rapidamente e com menor oscilação o decréscimo da temperatura de alimentação em relação a abordagem convencional. Além disso, a abordagem distribuída se manteve mais próxima do valor de referência do que a convencional.

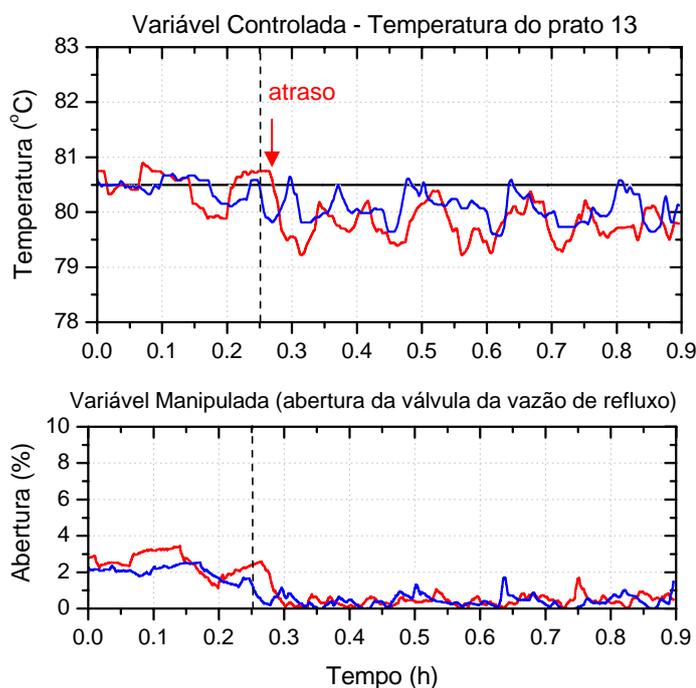


Figura 7.38 Efeito da perturbações na temperatura de alimentação no controle da temperatura do prato 13 para a comparação entre o controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 e no prato 3 (—).

A aplicação do controle nos estágios da coluna manteve as variáveis nas faixas dos valores desejados e com isso permitiu a minimização do transiente provocado pela perturbação nas variáveis dos extremos da coluna. Este comportamento também pode ser observado na

Figura 7.39 Figura 7. onde é apresentado o perfil de temperatura ao longo dos pratos da coluna antes e após a perturbação com o controle convencional e distribuído.

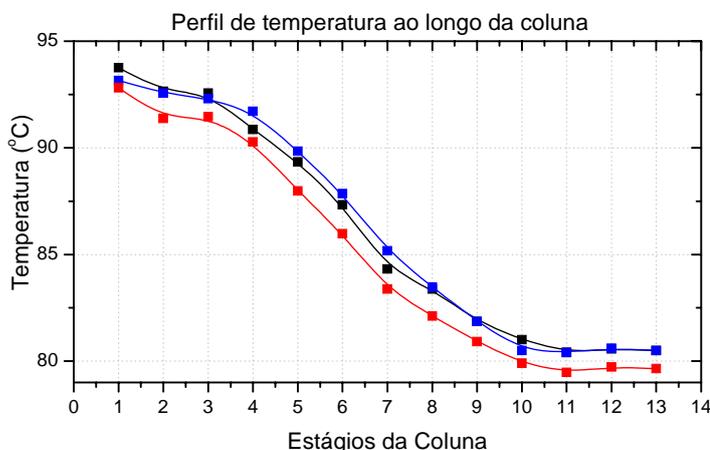


Figura 7.39 Perfil de temperatura ao longo dos pratos da coluna no estado estacionário (—) e após a perturbação na temperatura da alimentação utilizando o controle convencional (—) e o controle distribuído no prato 2 e 3 (—).

A abordagem convencional permite que ocorram alterações nas temperaturas no interior da coluna, uma vez que o controle só é aplicado nos extremos do equipamento. Já a estratégia distribuída mantém as temperaturas dos pratos 2 e 3 (onde estão aplicadas as malhas de controle) no valor do estado estacionário anterior à perturbação. Porém, observa-se que as temperaturas dos outros pratos da coluna também se apresentam mais próximos do valor desejado. Com isso, o perfil todo da coluna se altera muito pouco quando aplicado o controle distribuído. Este resultado indica que a ação de controle distribuída mantém o perfil de temperatura no interior da coluna e com isso permite a redução dos transientes formados.

#### 7.4.2.2 Composição da alimentação

Uma perturbação do tipo degrau foi aplicada na composição de alimentação (Figura 7.40 Figura 7.) e foi observado o comportamento das malhas de temperatura quando aplicado o controle convencional e o controle distribuído utilizando-se o prato 2 e 3.

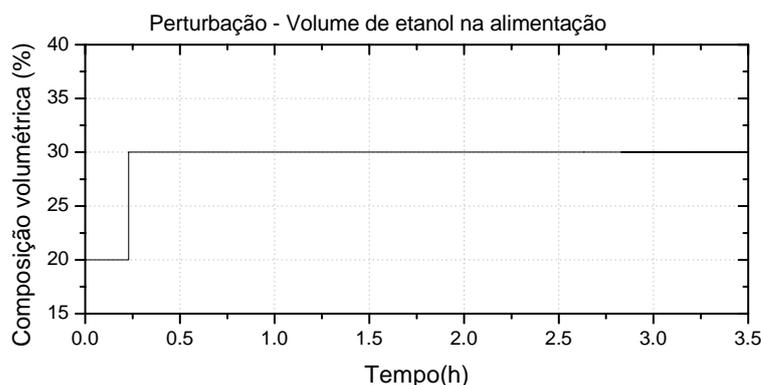


Figura 7.40 Perturbação na composição da alimentação aplicada para avaliar a nova abordagem de controle.

É importante ressaltar que perturbações na composição da alimentação resultam em novos ajustes do ponto de operação do processo. Conforme demonstrado na análise da dinâmica do processo, este tipo de perturbação conduz a novos valores de composições no produto de base e de topo, ou seja, a um novo estado estacionário. 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.

Na Figura 7.41 Figura 7. é apresentado o efeito da perturbação aplicada na malha de controle da temperatura do refeedor para os ensaios conduzidos com a abordagem convencional de controle e a proposta distribuída. A Figura 7.42 Figura 7. ilustra o perfil detalhando-se apenas cerca de 35 minutos após a perturbação.

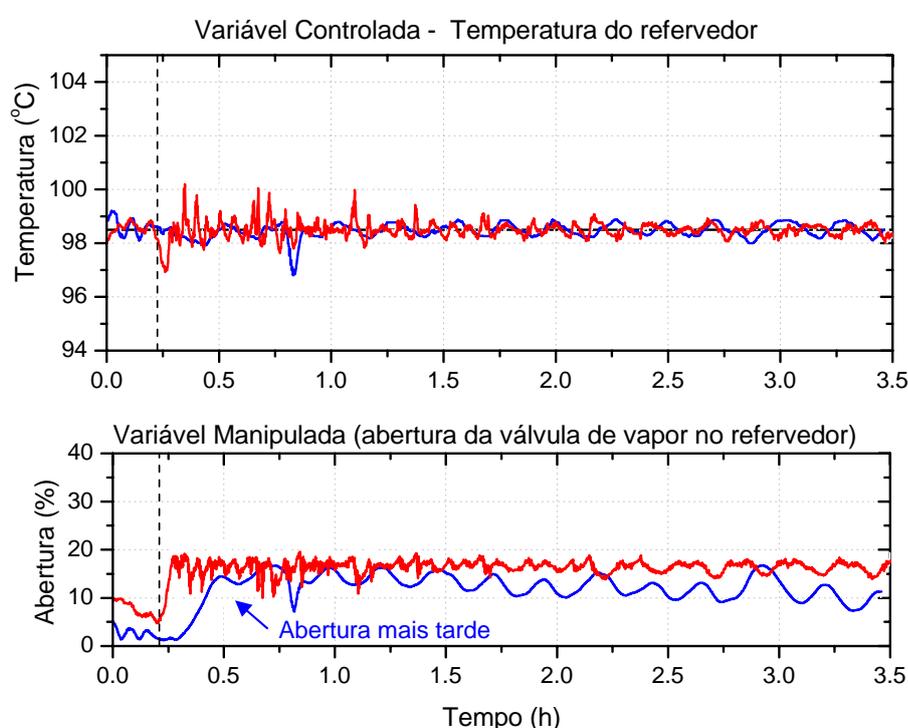


Figura 7.41 Efeito da perturbações na composição de alimentação no controle da temperatura do refeedor para a comparação entre o controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 e no prato 3 (—).

Há uma acentuada diferença entre a dinâmica do controle com a utilização de uma malha intermediária e a aplicação centralizada na base e topo. A curva vermelha, que representa o controle convencional apresenta maiores oscilações e sobre elevação ao contrário da curva azul, que representa o controle distribuído. Este resultado fica mais evidente quando observada a redução da sobre elevação por meio da Figura 7.42 Figura 7. e das oscilações, na Figura 7.43 Figura 7.. Ao ser perturbado o sistema, são apresentadas muitas oscilações quando utilizado o controle convencional que tendem a diminuir apenas cerca de 1 hora e meia após alteração na composição da alimentação. Ao contrário, o perfil da derivada da temperatura do

refervedor se apresenta quase sem oscilações e sempre em torno do ponto de referência (neste gráfico, o valor zero).

A análise da ação de controle (Figura 7.41) demonstra que foi exigido menos da válvula de vapor quando aplicado o controle distribuído. A abordagem convencional é mais oscilatória. Além disso, observa-se que ocorreu uma demora na abertura da válvula de vapor quando utilizado o controle distribuído. Este comportamento demonstra que a introdução de calor no interior da coluna por meio da ação distribuída reduz o impacto inicial da perturbação, mantendo o processo no seu ponto de operação e exigindo a ação no fervedor apenas mais tarde.

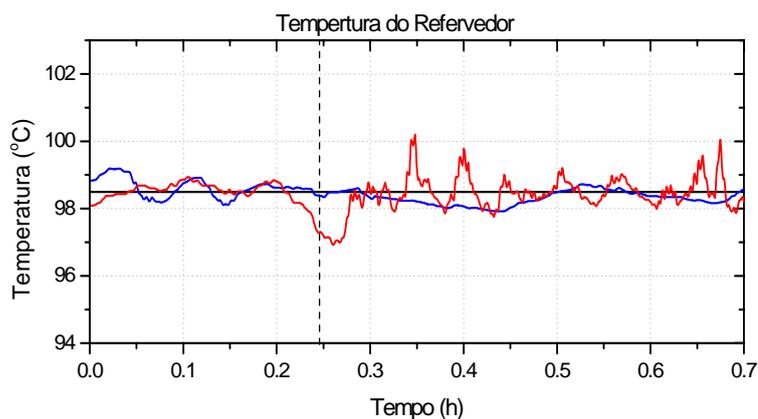


Figura 7.42 Perfil instantâneo da temperatura do fervedor para a comparação entre o controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 e no prato 3 (—).

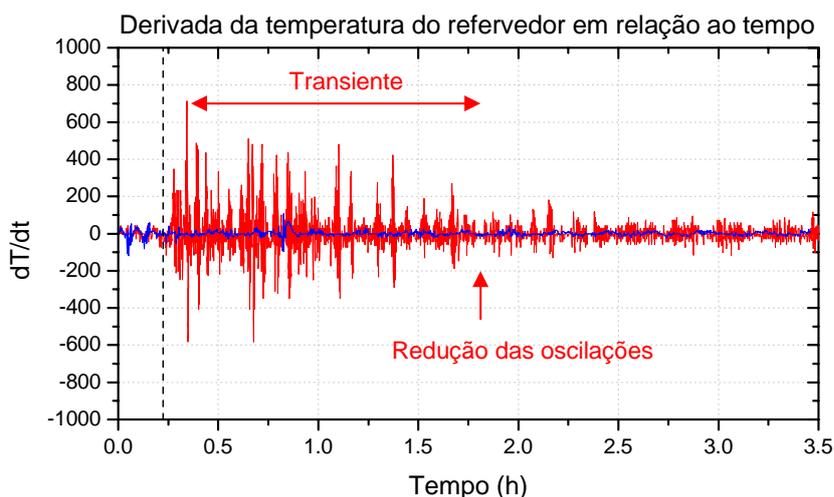


Figura 7.43 Derivada da temperatura do fervedor em relação ao tempo quando o processo foi perturbado na composição da alimentação e controlado por meio da abordagem convencional (—), e distribuída aplicada no prato 2 e no prato 3 (—).

Na Figura 7.44 é apresentado o efeito da perturbação realizada na composição de alimentação na malha de controle da temperatura do prato 13. Da mesma maneira que

apresentado para a temperatura do refeedor, na Figura 7.45 Figura 7. é ilustrado o perfil instantâneo da temperatura do último estágio da coluna e na Figura 7.46 Figura 7., a derivada da temperatura em relação ao tempo. Nenhuma das duas abordagens conseguiu rejeitar eficientemente a perturbação aplicada. Este fato é decorrente da limitação da vazão de refluxo e de alterações no equilíbrio líquido-vapor por consequência da perturbação aplicada.

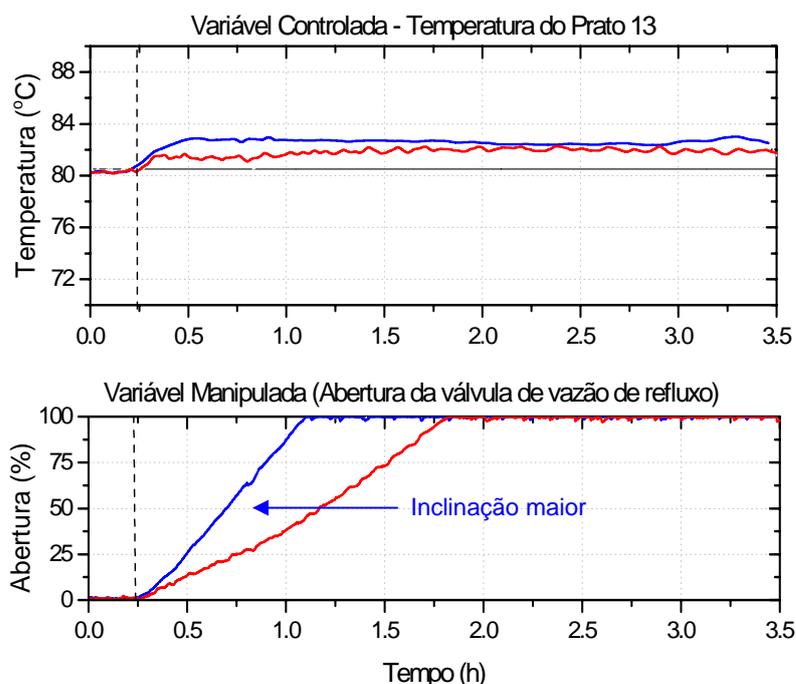


Figura 7.44 Efeito da perturbações na composição de alimentação no controle da temperatura do prato 13, controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 e no prato 3 (—).

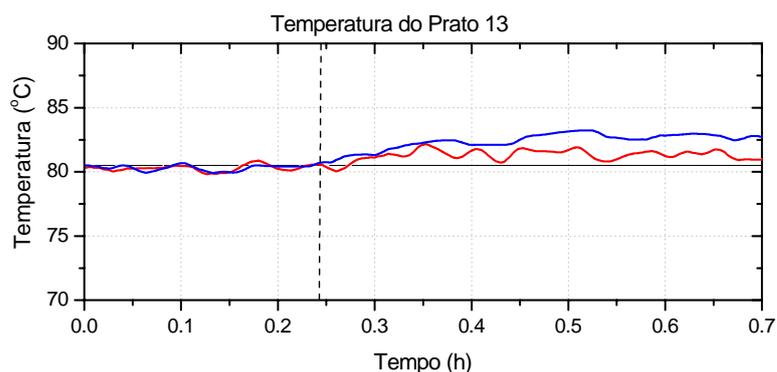


Figura 7.45 Perfil instantâneo da temperatura do último prato, controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 e no prato 3 (—).

A vazão na corrente de refluxo, mesmo com aberturas elevadas da válvula definida para o controle deste estágio, é insuficiente para reduzir a temperatura. Por outro lado, o valor da temperatura é incrementado pois com o aumento da concentração de etanol na alimentação existe a tendência a decair os perfis de temperatura. Como o controle da temperatura mantém o

valor da temperatura do refeedor mais alta em relação ao estado estacionário em malha aberta, têm-se valores elevados de calor na coluna que se propagam até a seção de retificação, aumentando o valor das temperaturas nestes estágios. Este valor foi mais elevado quando utilizada a abordagem distribuída em virtude da introdução adicional de calor no interior da coluna.

Mesmo com a limitação na vazão de refluxo (observada pela saturação da válvula de controle), ao ser observada esta variável, percebe-se que a ação distribuída foi mais rápida. A saturação da válvula ocorreu cerca de 50 minutos antes quando aplicado o controle distribuído. Este resultado é evidenciado pela inclinação da curva azul que é maior. É possível que a ação distribuída tenha minimizado o efeito provocado pelo atraso hidráulico, ou seja, o tempo necessário para que as perturbações bem como as ações de controle se propaguem por toda a coluna (SHINSKEY, 1984).

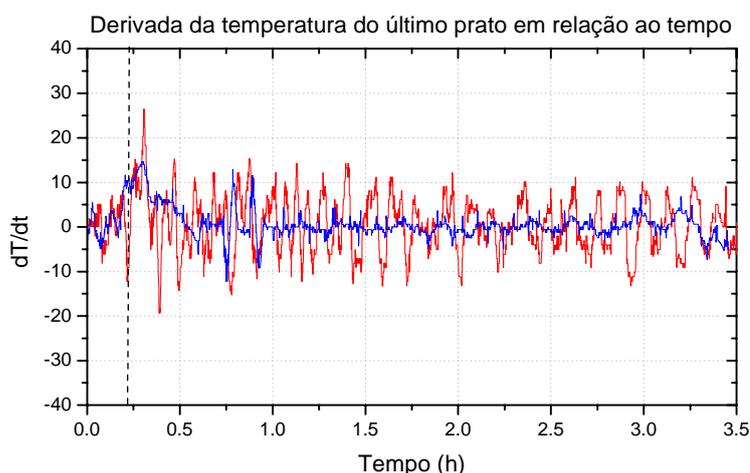


Figura 7.46 Derivada da temperatura do último prato em relação ao tempo quando o processo foi perturbado na composição da alimentação e controlado por meio da abordagem convencional (—), e distribuída aplicada no prato 2 e no prato 3 (—).

A análise da derivada da temperatura do último prato em relação ao tempo mostra que, mesmo não tendo ocorrido a manutenção desta variável no valor de referência, as oscilações são bem menores quando utilizada a ação de controle intermediária.

O comportamento das malhas de controle distribuídas de temperatura no interior da coluna perante a perturbação na composição da alimentação é representado pelo perfil de temperatura no prato 3, que é ilustrado na Figura 7.47.

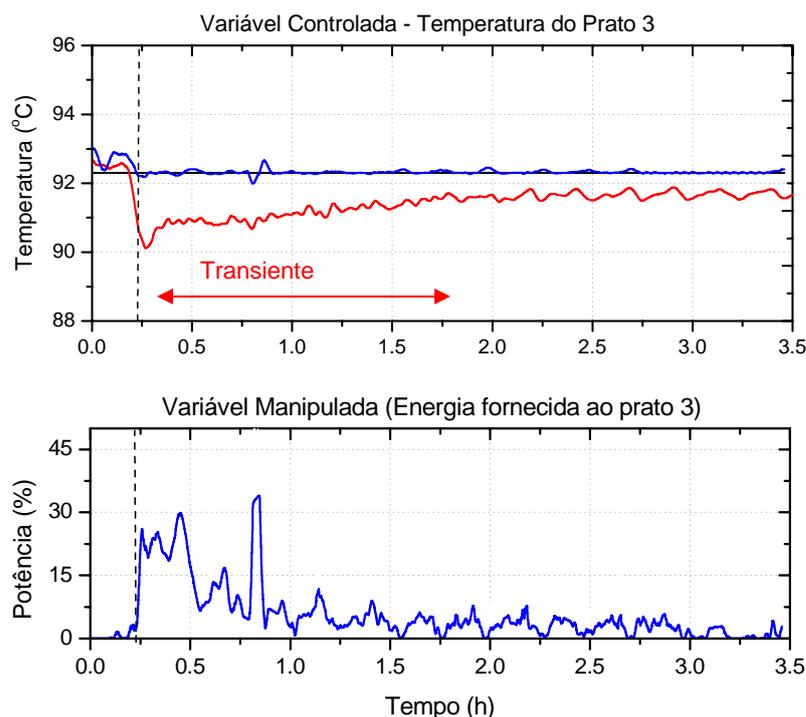


Figura 7.47 Efeito da perturbações na composição de alimentação no controle da temperatura do prato 3, controle convencional (—), e o controle distribuído aplicado no prato 2 e no prato 3 (—).

Observa-se que a temperatura do prato 3, quando utilizado o controle convencional, decresce em virtude da perturbação e migra para o valor do novo estado estacionário, inferior ao anterior à alteração na composição da alimentação. Este período transiente (cerca de 1 hora e meia) não é observado quando aplicada a ação distribuída, mesmo com a temperatura se mantendo no valor de referência devido à malha de controle. Assim, a atuação distribuída nos pratos da coluna minimiza os transientes, uma vez que mantém os valores do perfil da temperatura ao longo da coluna mais próximos dos desejados.

Este resultado pode ser visualizado observando-se a Figura 7.48 onde são apresentadas três curvas: o perfil de temperatura ao longo dos pratos da coluna no estado estacionário e os perfis após a perturbação quando aplicado o controle convencional e o controle distribuído. É possível perceber que as temperaturas da seção de esgotamento se aproximam do estado estacionário anterior a perturbação quando utilizado o controle distribuído ao contrário do observado com a ação de controle apenas na base e no topo da coluna. Na seção de retificação as temperaturas são mais elevadas (tanto utilizando a estratégia convencional, quanto a distribuída) em virtude da perturbação realizada. A alteração na composição da alimentação conduz a um novo estado estacionário e por conseqüência à necessidade do ajuste de novos pontos de referência no sistema de controle. Uma vez que este procedimento não foi realizado, o resultado final é a elevação das temperaturas na seção acima da alimentação.

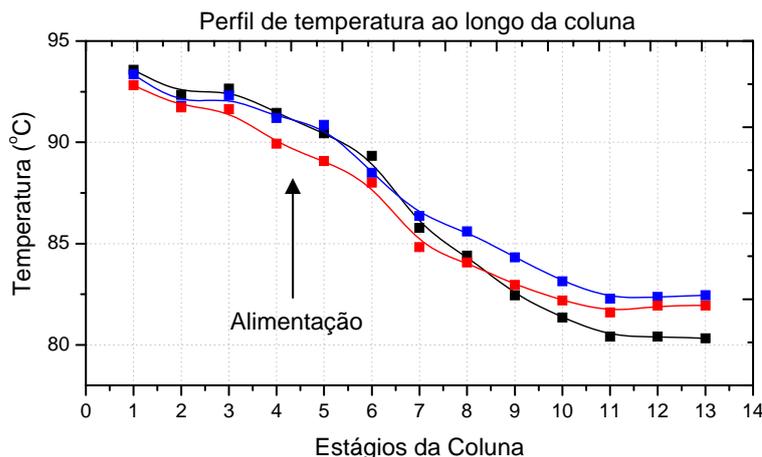


Figura 7.48 Perfil de temperatura ao longo dos pratos da coluna no estado estacionário (—) e após a perturbação na composição da alimentação utilizando o controle convencional (—) e o controle distribuído no prato 2 e 3 (—).

Ainda, observa-se nesta figura que as temperaturas do prato 1 ao prato 7 se mantêm mais próximas do valor desejado (estado estacionário antes da perturbação) quando utilizada a ação distribuída. O controle distribuído permite que não ocorram alterações das temperaturas em pratos que não são os que possuem malhas implementadas. Dessa maneira, o perfil da coluna como um todo se mantém estável e o transiente é reduzido.

Da mesma forma que observado para os perfis de temperatura do refeedor e do último prato da coluna, a estratégia distribuída apresenta oscilações menores no controle da temperatura dos pratos da coluna. Isto pode ser visualizado através da Figura 7.49, onde é mostrada a derivada da temperatura do prato 3 em relação ao tempo. Observa-se no círculo destacado que o desvio inicial em relação ao estado estacionário é bem menor quando aplicado o controle distribuído do que o convencional.

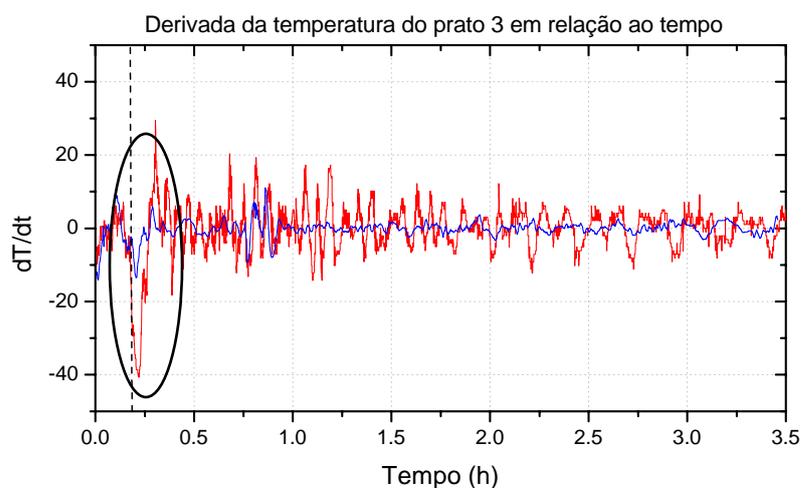


Figura 7.49 Derivada da temperatura do prato 3 em relação ao tempo quando o processo foi perturbado na composição da alimentação e controlado por meio da abordagem convencional (—), e distribuída aplicada no prato 2 e no prato 3 (—).

A análise das curvas apresentadas demonstra que a introdução de pontos de aquecimento distribuídos ao longo da coluna podem ser utilizados para o controle do processo e por conseguinte promover a minimização dos transientes de uma unidade industrial.

Esse resultado é evidente na Figura 7.50 Figura 7., onde é apresentada a temperatura de alimentação. O decréscimo observado é consequência da perturbação aplicada. Foi introduzido material frio no tanque pulmão para elevar o valor da composição de alimentação. Esta ação refletiu em uma queda momentânea da temperatura deste estágio. Em seguida o sistema tendeu para um novo estado estacionário, uma vez que nesta variável não foi aplicado nenhum controle.

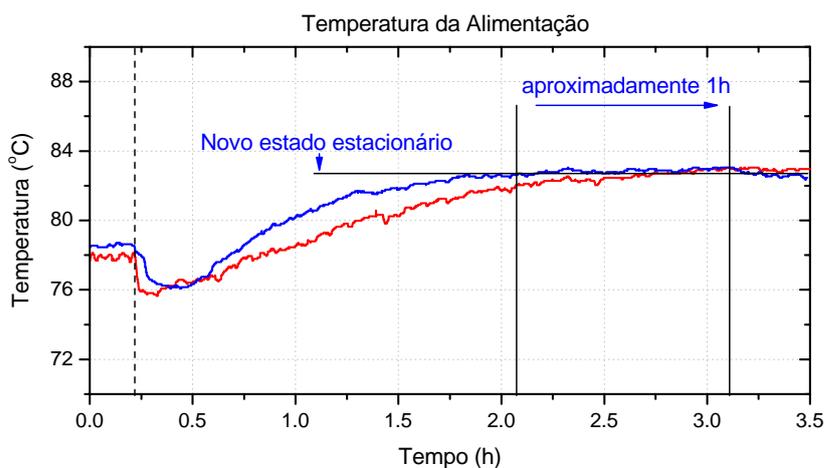


Figura 7.50 Perfil de temperatura da alimentação para a comparação das técnicas de controle convencional e distribuído. ( — abordagem distribuída — controle convencional)

A comparação entre as curvas obtidas entre o ensaio realizado com ação concentrada na base e topo (convencional) e ensaio distribuído (com atuação intermediária) ilustra que a ação distribuída antecipou cerca de 1 (uma) hora a estabilidade do sistema. De fato, este resultado também pode ser visualizado na Figura 7.51 Figura 7. através da derivada das curvas da temperatura da alimentação acima descritas.

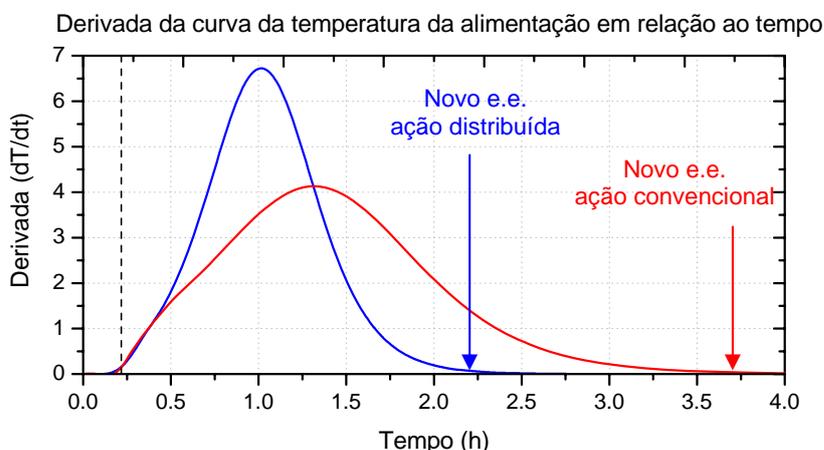


Figura 7.51 Derivada da curva de temperatura da alimentação em relação ao tempo. Comparação das técnicas de controle convencional e distribuído. ( — abordagem distribuída — controle convencional)

Antes da perturbação, a variação da temperatura em relação ao tempo é nula pois o sistema se encontra no estado estacionário. Com a perturbação, existe a alteração nos valores desta variável, que ocorrem com mais rapidez no ensaio realizado com a abordagem distribuída. Como resultado, o estado estacionário é obtido antes com a abordagem distribuída do que a convencional.

Por fim, na Figura 7. 7.52 é apresentada a curva ajustada da fração volumétrica de etanol na base da coluna. Não foram observadas mudanças na composição no topo. Provavelmente o transiente neste caso foi menor do que 30 minutos, período de amostragem utilizado para a medição da composição.

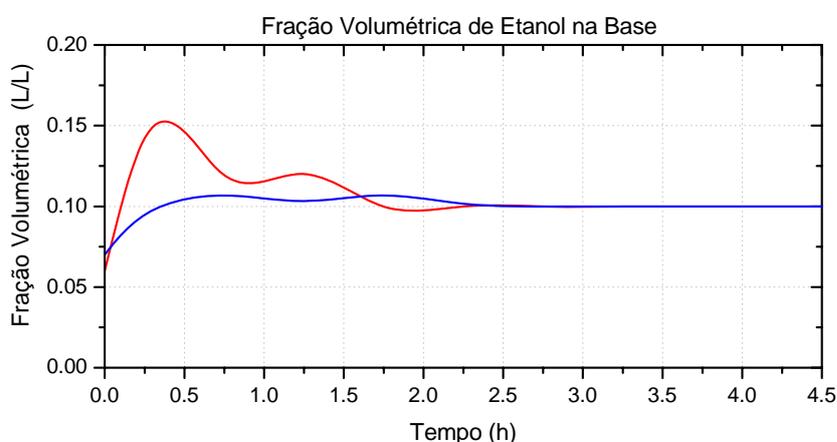


Figura 7.52 Perfil de fração volumétrica de etanol para a comparação das técnicas de controle convencional e distribuído. (— abordagem distribuída — controle convencional).

A análise da Figura 7.52 mostra que o controle distribuído é mais rápido para rejeitar a perturbação que o controle convencional. Quando utilizada ação na base, topo e pratos da coluna foi necessário menos de uma hora para alcançar o novo estado estacionário, enquanto que, quando utilizada a abordagem convencional, este tempo se estendeu a cerca de uma hora e meia. Conforme discutido anteriormente, a perturbação na composição da alimentação conduz a um novo estado estacionário. Dessa maneira, observa-se na figura a elevação na composição de etanol na corrente do fundo da coluna em relação ao estado estacionário.

## 7.5 Conclusões

Neste capítulo foram apresentados os resultados referentes a análise da dinâmica da coluna, o ajuste dos controladores e discutido sobre a implementação da estratégia de controle

com ação distribuída. Pode-se concluir que a abordagem de controle distribuída apresenta melhores resultados do que a convencional, independente do ponto implementado.

Em relação à dinâmica em malha aberta observou-se o comportamento lento, característico do processo. A perturbação em um ponto intermediário da coluna por meio da introdução de calor mostrou que a tendência do comportamento do processo em relação a esta é a mesma que de uma perturbação no refeedor. No entanto, observou-se redução do atraso em relação ao prato 13 quando perturbado o calor em um dos pratos da coluna. Este resultado indica que a ação distribuída minimiza o atraso hidráulico.

A avaliação do ponto a se implementar a ação distribuída de controle demonstrou que quanto mais próximo da perturbação estiver o controlador intermediário, a malha da temperatura do refeedor será favorecida. O contrário é válido para a temperatura do último estágio da coluna. Assim, a aplicação de mais de uma malha de controle com ação distribuída é indicada para minimizar os transientes de operação.

A comparação entre a abordagem convencional e a distribuída demonstrou que a ação intermediária reduziu as oscilações, sobre-elevações e atrasos na dinâmica tanto para a perturbação na temperatura quanto na composição da alimentação.

# Capítulo VIII

## Conclusões

*“The truth is rarely pure and never simple.”*

*Oscar Wilde*

Atualmente os sistemas de controle tendem a se tornar complexos, com um grande número de variáveis, ações e intertravamentos. Conseqüentemente, um controle centralizado se torna exageradamente complexo, caro e, possivelmente, lento. Neste sentido a abordagem de um sistema de controle com ação distribuída é um incremento no sistema de controle, sem impor ações complexas e difíceis de serem executadas. Em relação à implementação da abordagem proposta observou-se a minimização dos transientes quando o sistema foi perturbado. Foram obtidas reduções de cerca de 1 hora para perturbações na composição da alimentação – alteração muito comum para colunas de destilação com grande dificuldade para ser rejeitada. Dessa maneira, acredita-se que a proposta de introduzir a ação de controle intermediária em colunas de destilação permite um incremento no sistema de controle, sem a necessidade de técnicas avançadas ou complexas para o ajuste do mesmo. Os resultados apresentados permitiram concluir que a ação distribuída no controle de colunas de destilação minimiza os transientes existentes na operação. Esta abordagem também apresentou melhor desempenho através de menores oscilações na ação de controle e sobre-elevações.

Em relação à unidade piloto de destilação, concluiu-se que esta é uma oportunidade para a implementação e o estudo de técnicas avançadas de controle e instrumentação. Sua construção permite alterações no projeto conferindo flexibilidade e permitindo estudo com diversos sistemas de separação. A instalação do sistema de controle em *fieldbus* permitiu flexibilidade no projeto da instrumentação da unidade de destilação. Esta tecnologia possibilita que um sensor ou atuador possa ser substituído por um outro similar com uma maior funcionalidade. Além disso podem receber e transmitir informações de várias variáveis comunicando-se diretamente um com outro sobre o barramento, permitindo que outros dispositivos sejam adicionados ao processo sem interrupção do controle. O sistema também permite que variáveis múltiplas de cada instrumento possam ser trazidas ao sistema de controle

da planta para análise, arquivo ou estudos de otimização. Este acesso permite um bom ajuste no processo para melhor operação, reduzindo o tempo ocioso da planta.

Neste trabalho comprovou-se a viabilidade da proposta e verificou-se uma dinâmica mais rápida no controle do processo de destilação. A minimização dos transientes gera benefícios econômicos pois reduz o tempo de produção fora da especificação desejada.

A potencialidade desta proposta é a implementação de um controle supervisório com pontos de operação pré-definidos. Perturbações na composição conduzem a novos valores de referência na coluna que são alcançados lentamente. Com a introdução de uma proposta de ação de controle distribuída é possível conduzir a transição entre os pontos de operação em um tempo mais rápido do que o obtido atualmente.

## 8.1 Sugestões

Este trabalho consistiu na proposta de uma nova abordagem para o controle de um processo já estabelecido e durante sua execução foram identificados alguns aspectos que devem ser melhor explorados. Estes são apresentados na forma de sugestões que foram divididas em quatro tipos: em relação ao sistema de controle, à instrumentação, à partida e à operação da coluna e à implementação da proposta de controle com ação distribuída.

*Em relação ao sistema de controle da unidade experimental:*

1. Implementação de um controlador para o nível do acumulador em cascata com a vazão de destilado.
2. Implementação de um controle antecipativo para o nível do acumulador com a vazão de alimentação. Foi observado que alterações nesta variável refletem na vazão de vapor no interior da coluna e, com isso, o nível do acumulador é prejudicado; por consequência existe a ausência de destilado em alguns momentos.
3. Implementação da malha de controle da temperatura de alimentação. Se a entrega da alimentação for com entalpia constante, haverá favorecimento da fase vapor e a existência de menores perturbações na coluna.
4. Verificação do controle da temperatura do refeedor por meio da manipulação da pressão de vapor proveniente da caldeira, evitando assim algumas oscilações presentes no comportamento.
5. Estudo de técnicas inferenciais para a composição.
6. Estudo de um algoritmo de controle ótimo.

*Em relação à instrumentação da unidade experimental:*

7. Aquisição de um sensor de vazão *fieldbus* para ser instalado na vazão de refluxo e permitir o estudo de técnicas avançadas de controle também nesta corrente.
8. Aquisição de sensores de densidade *fieldbus* para obter uma medida indireta em linha da concentração.
9. Aquisição de um cromatógrafo a gás para a análise precisa da composição, em especial para a destilação de hidrocarbonetos.

*Em relação à partida e à operação da unidade experimental:*

10. Estudar se existe a minimização do tempo de partida quando utilizadas as resistências elétricas no interior da coluna. O maior tempo gasto na partida da coluna é o aquecimento do equipamento e com a utilização do aquecimento distribuído acredita-se que é possível minimizar esta variável.
11. Realizar estudos com misturas multicomponentes.

*Em relação à proposta de ação de controle distribuída:*

12. Implementar algoritmos de controle avançado nas malhas de temperatura e verificar se existe algum incremento na proposta com ação distribuída associada à técnicas mais complexas.
13. Realizar um ajuste dos controladores da temperatura do refeedor e do último prato considerando a abordagem de ação distribuída. Foi implementada a proposta distribuída mantendo-se o ajuste utilizado nos testes convencionais. Acredita-se que neste caso a minimização dos transientes será maior.
14. Otimizar energeticamente a técnica proposta.
15. Testar a abordagem distribuída com a possibilidade de aquecimento ou de resfriamento nos pratos.
16. Estudar a utilização de novas formas de ação distribuída como trocadores de calor nos pratos.
17. Considerar o processo como um sistema acoplado em série e verificar a abordagem distribuída sob este ponto de vista.
18. Estudar o comportamento fluidodinâmico do processo.

# Referências Bibliográficas

*"In the end, everything is a gag."*

*Charles Chaplin*

ABOU-JEYAB, R. A.; GUPTA, Y. P.; GERVAIS, J. R.; BRANCHI, P. A.; WOO, S. S. Constrained multivariable control of a distillation column using a simplified model predictive control algorithm. **Journal of Process Control**, v. 11, p. 509-517, 2001.

ADERSEN, H. W.; KÜMMEL, M. Discrete-time control of a binary distillation column. **Chemical Engineering Science**, v. 44, n. 11, p. 2583-2595, 1989.

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

ALEXANDER, C. W.; TRAHAN JR, R. E. A comparison of traditional and adaptive control strategies for systems with time delay. **ISA Transactions**, v. 40, pp. 353-368, 2001.

ALPBAZ, M.; KARACAN, S.; CABBAR, Y.; HAPOGLU, H. Application of model predictive control and dynamic analysis to a pilot distillation column and experimental investigation. **Chemical Engineering Journal**, v. 88, p. 1-3, 2002.

ALVAREZ, R. J.; MONROY, R. L.; CERVANTES, I.; MORALES, A. Novel proporcional-integral-derivative control configuration with application to the control of batch distillation. **Industrial Engineering Chemical Research**, v. 39, n. 2, p. 432-440, 2000.

ANUARIO ESTATISTICO BRASILEIRO DO PETROLEO E GAS NATURAL, Agência Nacional de Petróleo, 2002.

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

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

BAROLO, M.; BERTO, F. Composition control in batch distillation: Binary and multicomponent mixtures. **Industrial Engineering Chemical Research**, v.37, p. 4689-4698, 1998.

BENTLEY, J. **Principles of Measurement Systems**. 3<sup>rd</sup> Edition, Logman Scientific & Technical, 1995.

BETTONI, A.; BRAVI, M; CHIANESE, A. Inferential control of a sidestream distillation column. **Computers & Chemical Engineering**, v. 23, n. 11, p. 1737-1744, 2000.

BHAGWAT, A.; SRINIVASAN, R.; KRISHNASWAMY, P. R. Fault detection during process transitions: a model based approach. **Chemical Engineering Science**. v. 58, p. 309-325, 2003.

- BJÖRN, I.N.; GRÉN, U.; SVENSSON, F. Simulation and experimental study of intermediate heat exchange in a sieve tray distillation column. **Computers & Chemical Engineering**, v. 26, p. 499-505, 2002.
- BRABILLA, A.; D'ELI, L. Multivariable controller for distillation columns in the presence of strong directionality and model error. **Industrial Engineering Chemical Research**, v. 32, n. 2, p. 536-543, 1992.
- BUCKEY, P. S.; SHUNTA, J. P.; LUYBEN, W. L. **Design of Distillation Column Control System**. Edward Arnold, New York, 1985.
- CABALLERO, J. A.; GROSSMANN, I. E. Design of distillation sequences: from conventional to fully thermally coupled systems. **Computers & Chemical Engineering**, v. 28, p. 2307-2329, 2004.
- CAN, Ü.; JIMOH, M.; STEINBACH, J.; WOZNY, G. Simulation and experimental analysis of operational failures in a distillation column. **Separation and Purification Technology**, v. 29, p. 163-170, 2002.
- CARINI, P.; MICHELI, R.; SCATOLINI, R. Multirate self-tuning predictive control with application to binary distillation column. **International Journal of Systems Science**, v. 21, n. 1, p. 51-64, 1990.
- CHANG, B. LEE, S.; KWON, H.; MOON, I. Rigorous industrial dynamic simulation of a crude distillation unit considered valve tray rating parameters. **Computers & Chemical Engineering**, v. 22, p. S863-S866, 1998.
- CHANG, W-D.; HWANG, R-C.; HSIEH, J-G. A self-tuning PID control for a class of nonlinear systems based on the Lyapunov approach. **Journal of Process Control**, v. 12, p. 233-242, 2002.
- CHRYSSOLOURIS, G.; PAPAKOSTAS, N.; MOURTZIS, D. Refinery short-term scheduling with tank farm, inventory and distillation management: An integrated simulation-based approach. **European Journal of Operational Research**, v. 166, p. 812-827, 2005.
- CHUNG, C. B.; RIGGS, J. B. Dynamic simulation and nonlinear-model-based product quality control of a crude tower. **AIChE Journal**, v. 41, p. 122-134, 1995.
- DEMICOLI, D.; STICHMAN, J. Separation of ternary mixtures in a batch distillation column with side withdrawal. **Computers & Chemical Engineering**, v. 28, p. 643-650, 2004.
- DESHPANDE, P.B. **Distillation Dynamics and Control**. Edward Arnold, New York, 510p., 1985.
- DOMA, M. J., TAYLOR, P. A.; VERMEER, P.J. Closed loop identification of MPC models for MIMO processes using genetic algorithms and dithering one variable a time: application to an industrial distillation tower. **Computers & Chemical Engineering**, v. 20, s. 1, p. s1035-s1040, 1996.
- DOUGLAS, J.N., **Conceptual Design of Chemical Processes**. Mc-Graw Hill, 1988.
- DREW, J. W. **Distillation Column Startup**. Drew Engineering, Inc. 1983.
- ÉDEN, M. A.; KOGGERSBØL, A.; HALLAGER, L.; JØRGENSEN, S. B. Dynamics and control during startup of heat integrated distillation column. **Computers & Chemical Engineering**, v. 24, p. 1091-1097, 2000.
- ELDER, R.B.; WU, C.H. Correlation of crude oil steam distillation yields with basic crude oil properties. **SPE**, p. 641-646, 1981.
- FAANES, A.; SKOGESTAD, S. Controller design for serial processes. **Journal of Process Control**, v. 15, p. 259-271, 2005.
- FAIRBANKS, M. Petrobrás: Investimentos ajustam refino para usar mais óleo nacional, **Química e Derivados**, p. 12-20, Agosto, 2002a.

- FAIRBANKS, M. Petroquímica, Recuperação de preços anima setor a investir. **Química e Derivados**, p. 12-22, Novembro, 2002b.
- FAIRBANKS, M. Petrobrás - 50 anos. **Química e Derivados**. XXXVIII: 60-73, 2003
- FAIRBANKS, M. Petrobrás - Revisão de estratégia prioriza investimentos em óleo leve e gás natural, e confirma a auto-suficiência em 2006. **Química e Derivados**, 2004
- FIEG, G. Composition Control of distillation columns with a sidestream by using gas chromatographs. **Chemical Engineering and Processing**, v. 41, p. 123-133, 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.
- FIGUEROA, J. L.; DESAGES, A. C.; ROMAGNOLI, J. A.; PALAZOGLU, A. Highly structured stability margins for process control systems: A case study of decoupling control in distillation. **Computers & Chemical Engineering**, v. 15, n. 7, p.493-502, 1991.
- FIKAR, M.; LAFITI, A. M.; FOURNIER, F.; CREFF, Y. Application of iterative dynamic programming to optimal control of a distillation column. **Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 76, p. 1110-1117, 1998.
- FILETI, A. M. F.; CRUZ, S. L.; PEREIRA, J. A. F. R. Control strategies analysis for a batch distillation column with experimental testing. **Chemical Engineering and Processing**, v. 39, p. 121-128, 2000.
- FRIEDMAN, Y. Z. Model based control of crude product qualities. **Hydrocabon Processing**, Fev, 2004
- FOUST, A. S., WENZEL, L.; CLUMP, C.; MAUS, C. W.; ANDERSEN, L. B. **Princípios das operações unitárias**, Editora LTC, 2ª edição, Rio de Janeiro, p. 670, 1982.
- GILBERT, A. F.; YOUSEF, A.; NATARAJAN, K.; DEIGHTON, S. Tuning of PI controllers with one-way decoupling in 2 x 2 MIMO systems based on finite frequency response data. **Journal of Process Control**, v. 13, p. 553-567, 2003.
- GOMIDE, R. **Operações Unitárias**. Edição do Autor, São Paulo, v. IV, 445p. 1988.
- HAGGBLOM, K. E. Analytical approach to evaluation of distillation control structures by frequency-dependent relative gains. **Computers & Chemical Engineering**, v. 21, p. 1441-1449, 1997.
- HAPOGLU, H.; KARACAN, S.; ERTEN KOCA, Z. S.; ALPBAZ, M. Parametric and nonparametric model based control of a packed distillation column. **Chemical Engineering Process**, v. 40, p. 537-544, 2001.
- HENLEY, E. J.; SEADER, J. D. **Equilibrium-Stage Separation Operation in Chemical Engineering**. John Wiley & Sons, Canada, 1981.
- HILL, A. G. Avoiding split-personality in 2 multiplied by 2 multivariable control. **ISA Tech. Expo. Technology Update Conference Proceedings**, v. 413, p. 79-90, 2001.
- HUROWITZ, S.; ANDERSON, J.; DUVALL, M.; RIGGS, J. B. Distillation Control Configuration Selection. **Journal of Process Control**, v. 13, p. 357-362, 2003.
- INGIMUNDARSON, A.; HÄGGLUND, T. Robust tuning procedures of a dead-time compensating controllers. **Control Engineering Practice**, v. 9, p. 1195-1208, 2001.
- KALID, R. A., Controle de Colunas de Destilação. Disponível em: <http://www.eng.ufba.br/cecapi/ccd.html>. Último acesso em: agosto, 2005.

- KALMAR, I. Dynamic study on the transformation of distillation column structures. **Hungarian Journal of Industrial Chemistry**, v. 23, n. 4, p. 299-308, 1995.
- KESLER, M. G.; FRIEDMAN, Y. Z. Model based control of fractionation in a ethylene plant. **AIChE Spring 1998 Conference**, 1998
- KIM, Y. H.; KIM, J. S. Constrained nonlinear control of a binary distillation column. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v. 31, p. 417-424, 1998.
- KING, C. J. **Separation Process**. McGraw-Hill, 2<sup>a</sup> Edition, New York, 450p., 1980
- KISBASLAR, S. I.; AYDIN, A.; DRAMUR, U. Identification of Binary Distillation Column Using Pulse Testing. **Journal of Engineering and Environmental Science**, v. 22, p.255-267, 1998.
- KISTER, H. Z. **Distillation Operation**. McGraw-Hill, New York, 729p., 1990.
- KISTER, H. Z. **Distillation Design**. McGraw-Hill, New York, 710p., 1992.
- KIVA, V. N.; HILMEN, E. K.; SKOGESTAD, S., Azeotropic phase equilibrium diagrams: a survey. **Chemical Engineering Science**, v. 58, p. 1903-1953, 2003.
- KNAPP, T. D.; BUDMAN, H. M.; BRODERICK, G. Adaptive control of a CSTR with a neural network model. **Journal of Process Control**, v. 11, p. 53-68, 2001.
- KOSANOVICH, K. A.; CHARBONEAU, J. G.; PIOVOSO, M. J. Operating regime-based controller strategy for multi-product processes. **Journal of Process Control**, v. 7, n. 1, p. 43-56, 1997.
- LEE, J.; CHO, W.; EDGAR, T. F. Control system design based on a nonlinear first-order plus time delay model. **Journal of Process Control**, v. 7, n. 1, p. 65-73., 1997.
- LEE, M.; PARK, S. New scheme combining neural feedforward control with model-predictive control. **AIChE Journal**, v. 38, n. 2, p. 193-220, 1992.
- LU, G. P.; DALEY, S. Optimal-tuning PID control for industrial systems. **Control Engineering Practice**, v. 9, p. 1185-1194, 2001.
- LU, J.; CHEN, G.; YING, H. Predictive fuzzy PID control: theory design and simulation. **Information Sciences**, v. 137, p. 157-187, 2001.
- LUUS, R. Time optimal control of a binary distillation column. **Development Chemical Engineering Mineral Process**, v. 10, p. 19-31, 2002.
- MAGALHÃES, M. V. O. **Controle multivariável de fracionadoras de petróleo.**, São Paulo, 96p., 1994, Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Universidade de São Paulo.
- MAHFOUF, M.; KANDIAH, S.; LINKENS, D. A. Fuzzy model-based predictive control using an ARX structure with feedforward. **Fuzzy sets and systems**, v. 125, p. 39-59, 2002.
- MAITI, S. N.; SARAF, D. N. Start-up and control of a distillation column using adaptive dynamic matrix control: an experimental study. **Process Control Quality**, v. 7, n. 3-4, p. 143-156, 1995.
- MARANGONI, C. **Controle Distribuído de uma Coluna de Destilação de Derivados de Petróleo**. Florianópolis, 101p., 2003, Exame de Qualificação, (Doutorado em Eng. Química), Universidade Federal de Santa Catarina.
- MARANGONI, C.; MACHADO, R. A. F.; BOLZAN, A. Controle com ação distribuída em uma coluna debutanizadora. **Anais do XV Congresso Brasileiro de Eng. Química**. Curitiba, Setembro 2004.
- MARLIN, T. **Process Control: designing processes and control systems for dynamic performance.**, Mc-Graw Hill, Singapore, 954p., 1995.

- MILADI, M. M.; MUTJABA, I. M. Optimisation of design and operation policies of binary batch distillation with fixed product demand. **Computers and Chemical Engineering**, v. 15, p. 2377-2390, 2004.
- MIQUEL, J.; HERNANDEZ, J; CASTELLIS, F. A new method for petroleum fractions and crude oil characterization. **SPE Research Engineering**, p. 265-270, 1992.
- MORARI, M.; GARCIA, C. E.; PRETT, D. M. Model predictive control: theory and practice. **IFAC workshop on model based control**, Atlanta, Gergia, 1988.
- NASCIMENTO, M. L. **Controle multivariável de colunas de destilação de petróleo**. São Paulo, 130p., 1994, Dissertação (Mestrado em Eng. Química), Escola Politécnica da Universidade de São Paulo.
- NOORAI, A.; ROMAGNOLI, J. A.; FIGUEROA, J. Process, identification, uncertainty characerisation and robustness analysis of a pilot scale distillation column. **Journal of Process Control**, v. 9, n. 3, p. 247-264, 1999.
- PASETTI, G. **Instrumentação, Controle e Supervisão de uma Coluna de Destilação Piloto**. Florianópolis, 153p., 2005, Dissertação de Mestrado (Eng. Elétrica), Universidade Federal de Santa Catarina.
- PEDRET, C.; VILANOVA, R.; MORENO, R. SERRA, I. A refinement procedure for PID controller tuning. **Computers & Chemical Engineering**, v. 26, p. 903-908, 2002.
- PERRY, E. S.; WEISSBERGER, A. **Distillation**. Interscience Publishers, New York, 1965.
- PINTO, R. R. C.; **Refino de Petróleo: Situação atual e oportunidades de desenvolvimento**. Palestra: Seminários para a Indústria de Petróleo e Gás, Dezembro 2002
- RADEMAKER, O.; RIJNSDORP, J. E.; MAARLEVELD, A. **Dynamics and control of continuous distillation units**. Elsevier, NewYork, 726p., 1975.
- RAMANTHAN, P. P. *et al.* New control algorithm for single-input-output systems. Applications to multiloop control systems. **Industrial Engineering Chemical Research**, v. 29, n. 1, p. 134-138, 1990.
- RAVI, V.; REDDY, P. J.; DUTTA, D. Application of fuzzy nonlinear goal programming to a refinery model. **Computers & Chemical Engineering**, v. 22, p. 709-712, 1997.
- REMBERG, C.; INTEMANN, K.; FETT, F. N.; WOZNY, G. Decision supporting system for the design of control systems for distillation columns. **Computers & Chemical Engineering**, v. 18, s. 1, p. s409-s413, 1994.
- REMSHA, M. J. Appraising an oil refinery in the 21st century. **American Appraisal Associates**. Milwaukee, Wisconsin, EUA, 2001.
- RIVIERA, D. E.; JUN, K. S. An integrated identification and control design methodology for multivariable system application. **ISA Control System Management**, p. 25-37, 2000.
- RUIZ, C. A.; CAMERON, I. T.; GANI, R. A generalized dynamic model for distillation columns – III. Study of startup operations **Computers & Chemical Engineering**, v. 12, n. 1, p. 1-14, 1988.
- RYS, R. A. Advanced control techniques for distillation columns. **Chemical Engineering**, v. 10, p. 75-81, 1984.
- SAKIZLIS, V.; PERKINS, J. D.; PISTIKOPOULOS, E. N. Recent advances in optimization-based simultaneous process and control design. **Computers and Chemical Engineering**, v. 28, p. 2069-2086, 2004.

- SANDELIN, P. M.; TOIVONEN, H. T.; ÖSTERÅS, M.; WALLER, K. V. Robust multiobjective linear quadratic control of distillation using low-order controllers. **Chemical Engineering Science**, v. 46, n. 11, p. 2815-2827, 1991.
- SAUAR, E.; RIVERO, R.; KJELSTRUP, S.; LIEN, K. M. Diabatic column optimization compared to isoforce columns. **Energy Conversion and Management**, v. 38, p. 1777-1783, 1997.
- 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**. Campinas, 1999. 117f. Tese (Doutorado em Engenharia Química), Universidade Estadual de Campinas.
- SCHWARM, A. T.; NIKOLAOU, M. Chance-constrained model predictive control. **AIChE Journal**, v. 45, p. 1743-1752, 1999.
- SEBORG, D. E.; EDGAR, T. F., MELLICHAMP, D. A. **Process Dynamics and Control**., John Wiley & Sons, Singapore, 717p., 1989.
- SHINSKEY, F.G. **Distillation Control**, Mc-Graw-Hill, 2<sup>o</sup> ed., Massachusetts, 365p., 1984.
- SHINSKEY, F. G. **Process Control Systems**. McGraw-Hill, 4a edition, New York, 439p. 1996.
- SHINSKEY, F. G. PID-deadtime control of distributed processes. **Control Engineering Practice**, v. 9, p. 1177-1183, 2001.
- SHUNTA, J. P. Linearized temperature control of distillation columns with nonlinear temperature profiles. **Adv. Inst. Cont.**, v. 50, n. 3, p. 905-916, 1995.
- SINHA, R.; RIGGS, J. B. High purity distillation control using nonlinear process model based control. **Adv. Inst. Proceed**. Lubbock, EUA, v. 44, p. 765-772, 1989.
- SKOGESTAD, S. Dynamics and Control Distillation Columns – A Critical Survey. **Third IFAC Symposium on Dynamics and Control of Chemical Reactors, Distillation Columns and Batch Process**, MC, p.1-25, April 1992.
- SKOGESTAD, S. Dynamics and Control Distillation Columns – A Tutorial Introduction. **Distillation and Absorption**, Maastricht, Netherlands, p. 1-36, 1997.
- SONG, J.; PARK, H.; LEE, D-Y.; PARK, S. Scheduling of Actual Size Refinery Processes Considering Environmental Impacts with Multiobjective Optimization. **Industrial Engineering Chemical Research**, v. 41, p. 4794-4806, 2002.
- SØRENSEN, E., SKOGESTAD, S. Comparison of regular and inverted batch distillation. **Chemical Engineering**, 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. S1275-S1262, 1996b.
- SPEIGHT, J. G. **The chemistry and technology of petroleum**, Marcel Dekker, 3<sup>o</sup> edition, New York, 918p. 1999.
- SRINIVASAN, R.; VISWANATHAN, P.; VEDAM, H.; NOCHUR, A. A framework for managing transitions in chemical plants. **Computers & Chemical Engineering**, v. 29, p. 305-322, 2005.
- STEPHANOPOULOS, G. **Chemical Process Control: an introduction to theory and practice**., Prentice-Hall, New Jersey, 696p, 1984.

SUNDARRAMAN, A.; SRINIVASAN, R. Monitoring transitions in chemical plants using enhanced trend analysis. **Computers & Chemical Engineering**. v. 27. p. 1455-1472, 2003

TALAVERA, R. M. R. **Avaliação das condições limites de operação e de critérios de otimização para colunas de destilação multicomponente.**, Campinas, 128p. 1999, Dissertação (Mestrado em Eng. Química), Universidade Estadual de Campinas.

THOMESSE, J. P. A review of the fieldbuses. **Annual Reviews in Control**. v. 22, p. 35-45, 1998.

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

VERMEER, P. J.; MORRIS, A. J.; SHAH, S. L. Adaptive PID control. A pole placement algorithm with a single controller tuning parameter. **IFAC – Proceedings Series**, Elmsford, USA, v. 6, p. 159-164, 1988.

VESTER, M. T.; VAN DER LINDEN, R. J. P.; PANGELS, J. L. A. Control design for an industrial high-purity distillation column using mechanistic modeling and process identification. **Computers & Chemical Engineering**, v. 16, s. 1, p. s189-s196, 1992.

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.

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.

WANG, S. J.; YU, S. W. Robust feedback design for nonlinear high-purity distillation column control. **Computers & Chemical Engineering**, v. 17, n. 9, p. 897-908, 1993.

WAGUESPACK, K. G.; HEALEY, J. F., Manage Crude Oil Quality for Refining Profitability. **Hydrocarbon Processing**. v. 77, n. 9, p. 1-10, 1998.

WASYLKIEWICZ, S. K.; KOBYLKA, L. C.; SATARO, M. A. Designing azeotropic distillation columns, **Chemical Engineering**, p. 80-84, Aug, 1999.

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

WILLIS, M. J. *et al.* Nonlinear predictive control using optimization techniques. **Proceedings of the American Control Conference**. Boston, EUA, v. 3, p. 2788-2793, 1991.

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

YAMAZAKI, T. Application of fuzzy modeling to distillation control. **IEEE International Conference of Fuzzy Systems**, v. 1, p. 654-659, 1996.

ZHAO, F.; TIAN, Y.-C.; TADÉ, M. O.; Li, H. A time-delay compensation strategy for process with uncertainties. **Computers & Chemical Engineering** v. 26, n. 10, p. 1437-1447, 2002.

ZHANG, T.; GE, S. S.; HANG, C. C. Adaptive neural network control for strict-feedback nonlinear systems using backstepping design. **Automatica**, v.36, p.1835-1846, 2000.

ZHENG, F.; WANG, Q.-G.; LEE, T. H. On the design of multivariable PID controllers via LMI approach. **Automatica**, v. 38, p. 517-526, 2002.

# Apêndices

Apêndice A – Refino de Petróleo

Apêndice B – Desenhos de Projeto

Apêndice C – Instrumentação

# Apêndice A

## Refino de petróleo

*“Every great advance in science has issued  
from a new audacity of the imagination.”*

*John Dewey*

Neste apêndice é descrito uma contextualização do processo de destilação no refino de petróleo. Este trabalho foi desenvolvido como parte integrante do Programa de Recursos Humanos da Agência Nacional de Petróleo- PRH 34.

### A.1 O Incentivo de Pesquisas em Destilação

Uma das principais etapas de transformação do Petróleo em produtos comercializáveis é a separação de suas frações realizada por meio do refino do óleo cru. Dentre os derivados produzidos por uma refinaria, encontram-se gasolina e diesel, óleos combustíveis industriais e domésticos, querosene (marítima e de aviação) e gás liquefeito de petróleo. Produtos especiais como propileno e benzeno são utilizados na indústria de detergentes ou fibras e o processamento do coque na manufatura de aço e alumínio.

No cenário mundial de refino, o Brasil ocupa a 12<sup>a</sup> posição, com 14 refinarias e capacidade efetiva total de refino de 1,89 mil barris por dia, conforme ilustrado na Figura A.1. Segundo dados da Agência Nacional de Petróleo (ANP), a capacidade efetiva instalada mundial de refino manteve-se na faixa de 82 milhões bpd no ano de 2003, para uma produção mundial de petróleo de 76 milhões bpd.

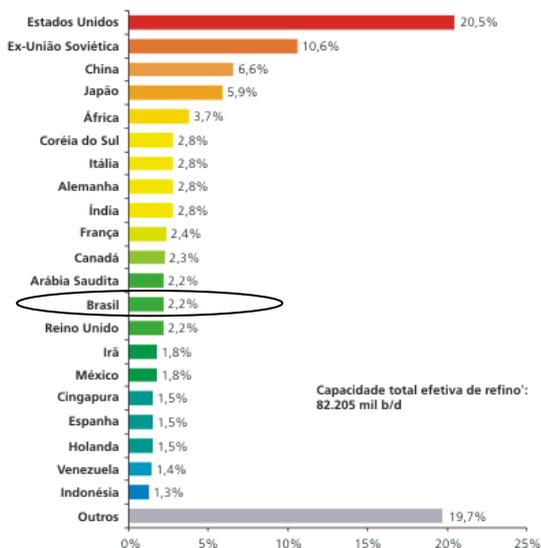


Figura A.1 Participação dos países na capacidade total efetiva de refino (Fonte: Anuário Estatístico do Petróleo e do Gás Mundial, 2004).

Ainda segundo a ANP, no ano de 2003, foi produzida pelo parque de refino nacional uma média diária de aproximadamente 97 mil m<sup>3</sup> de derivados, volume este 0,7% superior ao processado em 2002. A quantidade de petróleo nacional e importado processado se mantém constante nos últimos anos, conforme apresentado na Figura A.2. Estes dados apontam para a necessidade de promover melhorias nos processos de refino ou a instalação de novas refinarias, conforme vem sendo discutido ultimamente (FAIRBANKS, 2003).

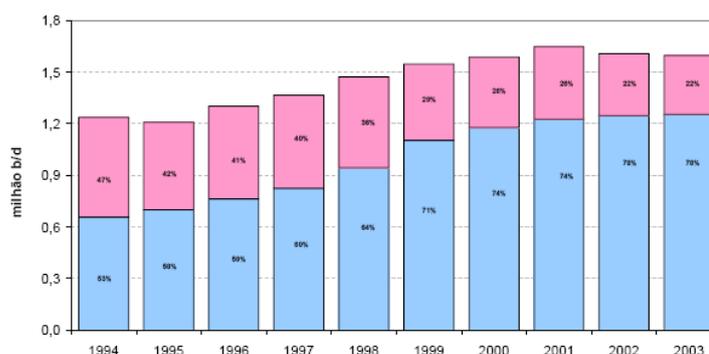


Figura A.2 Capacidade de refino no Brasil nos últimos 10 anos - □ nacional; □ importada (Fonte: Anuário Estatístico do Petróleo e do Gás Mundial, 2002).

De acordo com Fairbanks (2002a), estes números demandam investimentos para eliminar gargalos operacionais e aprimorar a qualidade de seus produtos. A projeção de investimentos no setor de refino de petróleo para os próximos anos é de cerca de 11 bilhões de dólares conforme ilustrado na Figura A.3 (FAIRBANKS, 2004). Como vem sendo apresentado nos últimos anos, estes investimentos serão conduzidos de modo a converter as unidades de processamento para receber os óleos nacionais, que são mais viscosos, descobertos com a

exploração em águas profundas. Na Figura A.4 é apresentada uma projeção de investimentos no setor de petróleo e gás natural. Um fator relevante consiste nos investimentos destinados à segurança e automação. A tendência para garantir e melhorar estes aspectos é a implementação do protocolo de comunicação *fieldbus*, que tem sido uma preferência da Petrobrás em todos os setores da cadeia de petróleo e gás natural. De fato, é ilustrado na Figura A.4 que 9% do investimento no setor de refino está sendo investido à automação de processos.

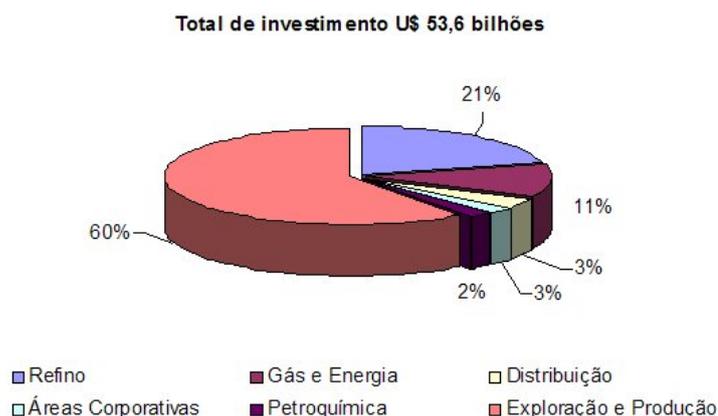


Figura A.3 Projeção de investimentos no setor de petróleo segundo Fairbanks, 2004.

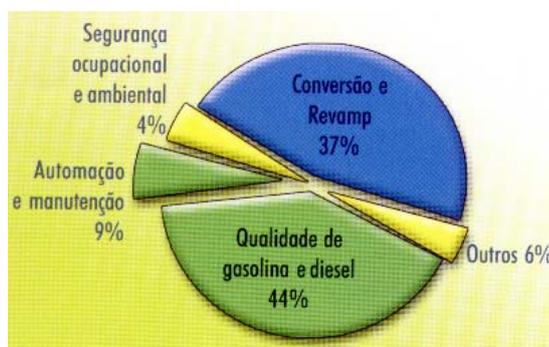


Figura A.4 Projeção de investimentos no setor de refino segundo Fairbanks, 2002.

É importante lembrar que as refinarias foram construídas nas décadas de 70 e 80 e foram projetadas para processar óleos comuns da época. Neste sentido 37% dos investimentos são direcionados para a instalação de processos de conversão e melhorias no processo em algumas refinarias. Atualmente, o parque instalado pode refinar a maior parte da produção nacional, misturando os tipos pesados com outros mais leves. Porém este fato acontece até um limite técnico que já está em operação. Segundo a Petrobrás, conforme observado na Figura A.4, 44% dos investimentos serão realizados no aprimoramento da qualidade da gasolina e do diesel (FAIRBANKS, 2002a).

Estes e outros derivados de petróleo são obtidos através de processos de destilação, os quais existem sempre, independente das unidades presentes na refinaria. Consistem no principal

processo de separação do óleo cru. E em unidades nas quais a destilação não é utilizada como processo principal de separação é utilizada para purificação dos derivados obtidos.

Assim, mudanças permanentes das condições de mercado e a operação das plantas em condições limites tornam extremamente difícil a manutenção dos processos nos pontos de máxima lucratividade. Morari *et al.* (1988) citam a integração da medição, controle, otimização e logística como o modo mais eficaz de gerar lucros atendendo as variações de mercado, com o mínimo de investimentos.

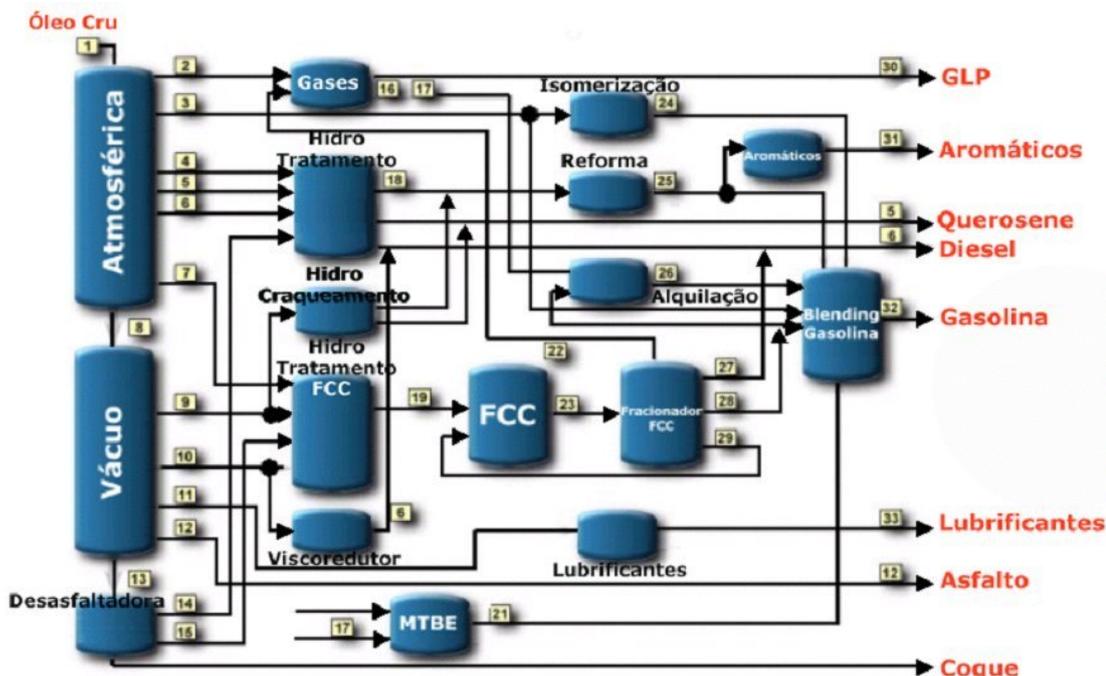
No entanto, apesar dos avanços obtidos na engenharia de controle e da tecnologia envolvida em refinarias, ainda são encontradas algumas dificuldades para controlar unidades de destilação. Estas dificuldades resultam em processos com elevado transiente quando o sistema é perturbado. Como resultado obtém-se produtos fora da especificação, conseqüentemente de baixa qualidade gerando desperdício para a refinaria.

## A.2 A Destilação no Refino de Petróleo

Conforme já discutido, o processo de separação mais amplamente utilizado nas indústrias químicas e petroquímicas consiste na destilação. 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. Esta integração de processos é ilustrada através da Figura A.5, onde é apresentado um fluxograma geral as etapas de produção dos derivados de petróleo.

Além da integração dos processos da refinaria impondo a necessidade de que cada unidade opere corretamente, em um contexto mais amplo existe a necessidade de atender a demanda de mercado, influenciando as condições de operação destas indústrias.

A atividade petroquímica está sujeita a ciclos alternados de alta e baixa rentabilidade setorial. Segundo Fairbanks (2002b), esta lógica é explicada pelo descompasso entre oferta e demanda provocado pelo incremento de capacidades produtivas. Soma-se a isso, a influência de tendências mundiais na produção dos derivados, como o protocolo de Kyoto que pode influenciar na utilização de um derivado de petróleo ou outro. Outro exemplo é a atual elevação dos preços mundiais do petróleo que pressiona para cima as tabelas dos fornecedores de solventes industriais (FAIRBANKS, 2004) valorizando a produção deste tipo de derivado.



1	Oleo cru	7	Gasóleo atmosférico	13	Resíduo do vácuo	19	Gasóleo desulfurizado	25	Reformados	31	Aromáticos
2	Gás	8	Resíduo atmosférico	14	Coque nafta	20	Outras correntes	26	Alquilados	32	Gasolina
3	Nafta leve	9	Gasóleo leve do vácuo	15	Coque de gasóleo	21	Oxigenados	27	Oleos cíclicos leves	33	Lubrificantes
4	Nafta pesada	10	Gasóleo pesado do vácuo	16	I-C <sub>4</sub>	22	FCC super recuperado	28	Gasolina do FCC		
5	Querosene	11	Lubrificantes	17	Oleofinas leves	23	Produto do craqueamento	29	Oleos cíclicos pesados		
6	Diesel	12	Asfalto	18	Nafta desulfurizada	24	Isômeros	30	GLP		

Figura A.5 Diagrama esquemático dos processos de uma refinaria de petróleo.

De fato a demanda de mercado altera a produção conforme ilustrado na Figura A.6. Observa-se que projeção da produção de derivados para o ano de 2010 reduz a produção de gasolina de 7 para 5%. Estes fatores associados a outros operacionais, como características composicionais diferentes de acordo com o poço explorado, impõe a necessidade de flexibilização nos pontos de operação de uma refinaria. Neste sentido, um sistema de controle capaz de eliminar períodos de produção fora da especificação, quando as necessidades de mercado mudam os pontos de operação, consiste em um diferencial.

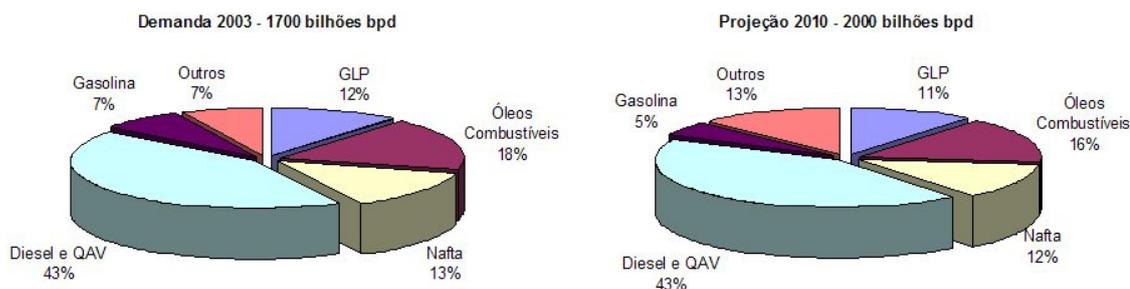


Figura A.6 Demanda de mercado (2003) e projeção da produção de derivados de petróleo para 2010.

A abertura do mercado na área de petróleo e gás salientou a necessidade de melhorar o desempenho operacional, a tecnologia e a gestão de atividade, de maneira a tornar as refinarias mais competitivas (FAIRBANKS, 2003). 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

## Desenhos de Projeto

*"Science is organized knowledge. Wisdom is organized life."*

*Immanuel Kant*

Neste apêndice são ilustrados os desenhos de projeto dos módulos da unidade experimental. São apresentados os desenhos do prato, de um módulo padrão, do módulo da alimentação e do refervedor.

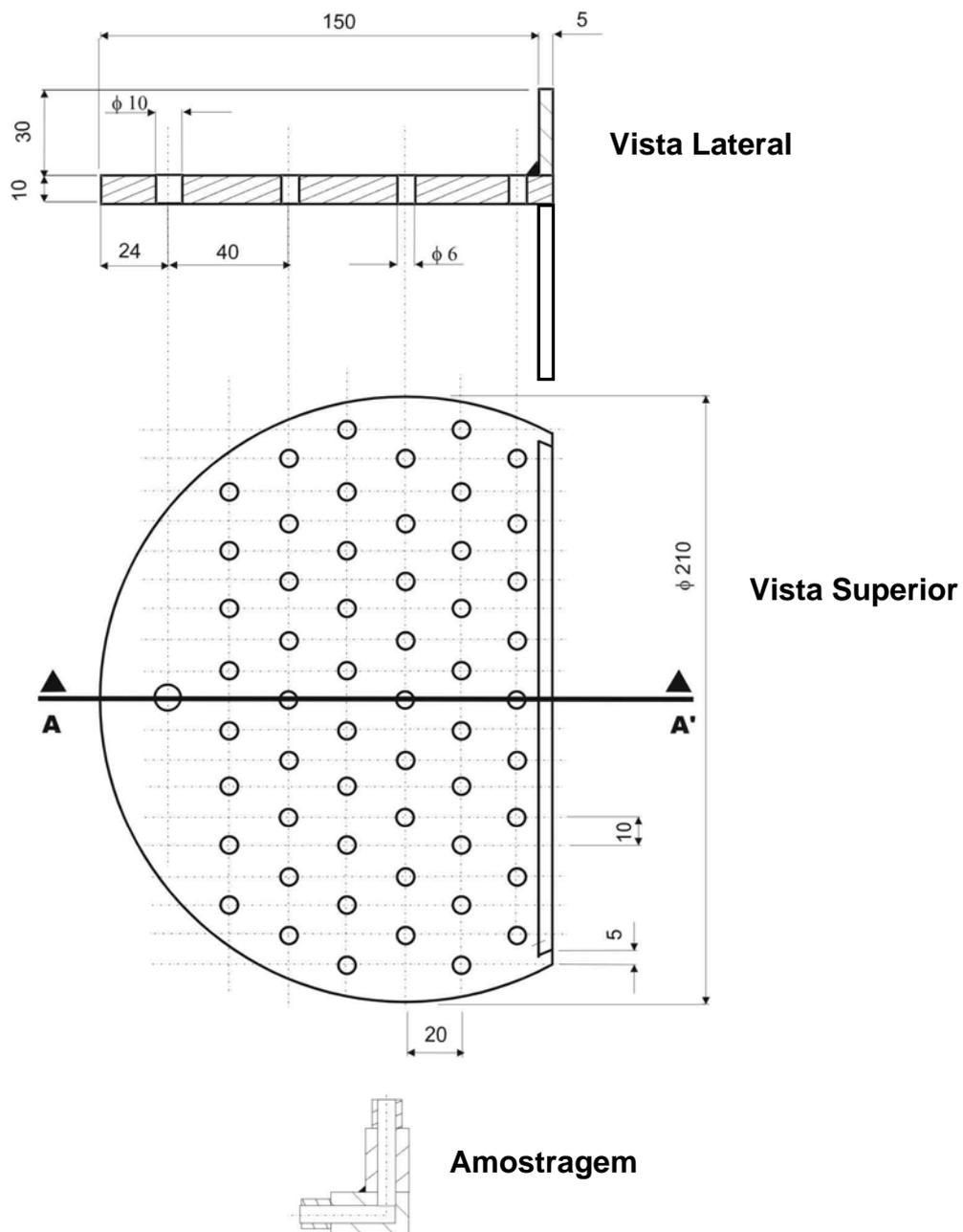
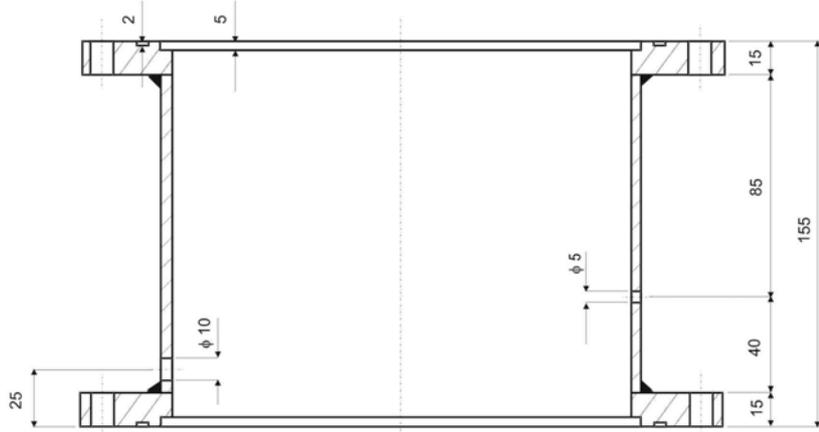
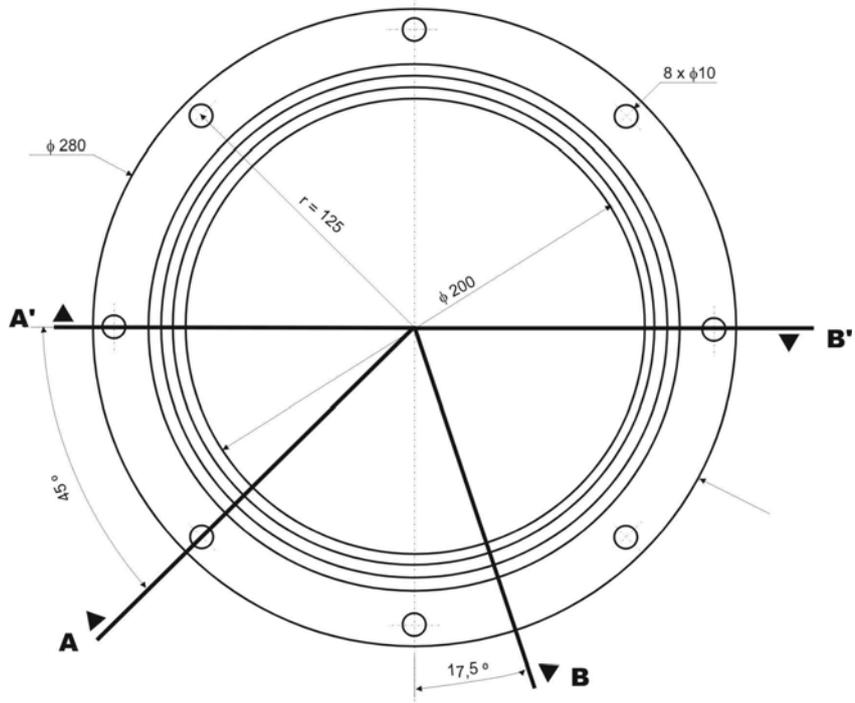


Figura B.1 Desenho de projeto do prato.

**Corte A-A'**



**Vista Superior**



**Corte B-B'**

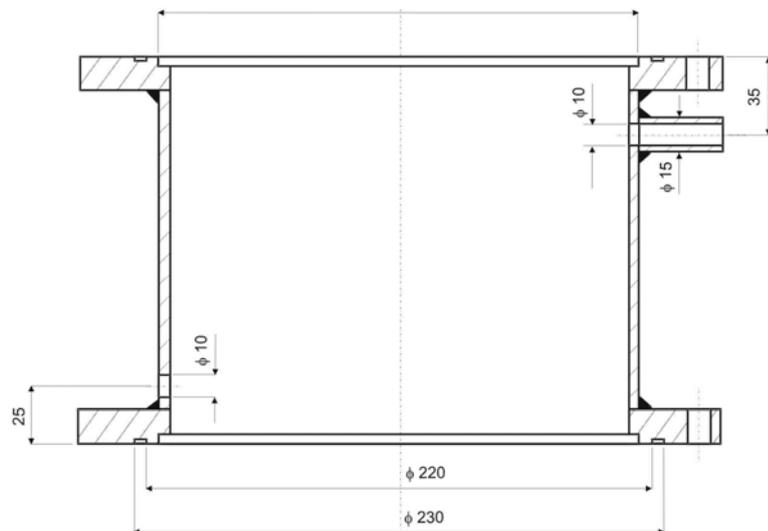


Figura B.2 Desenho de projeto do módulo padrão.

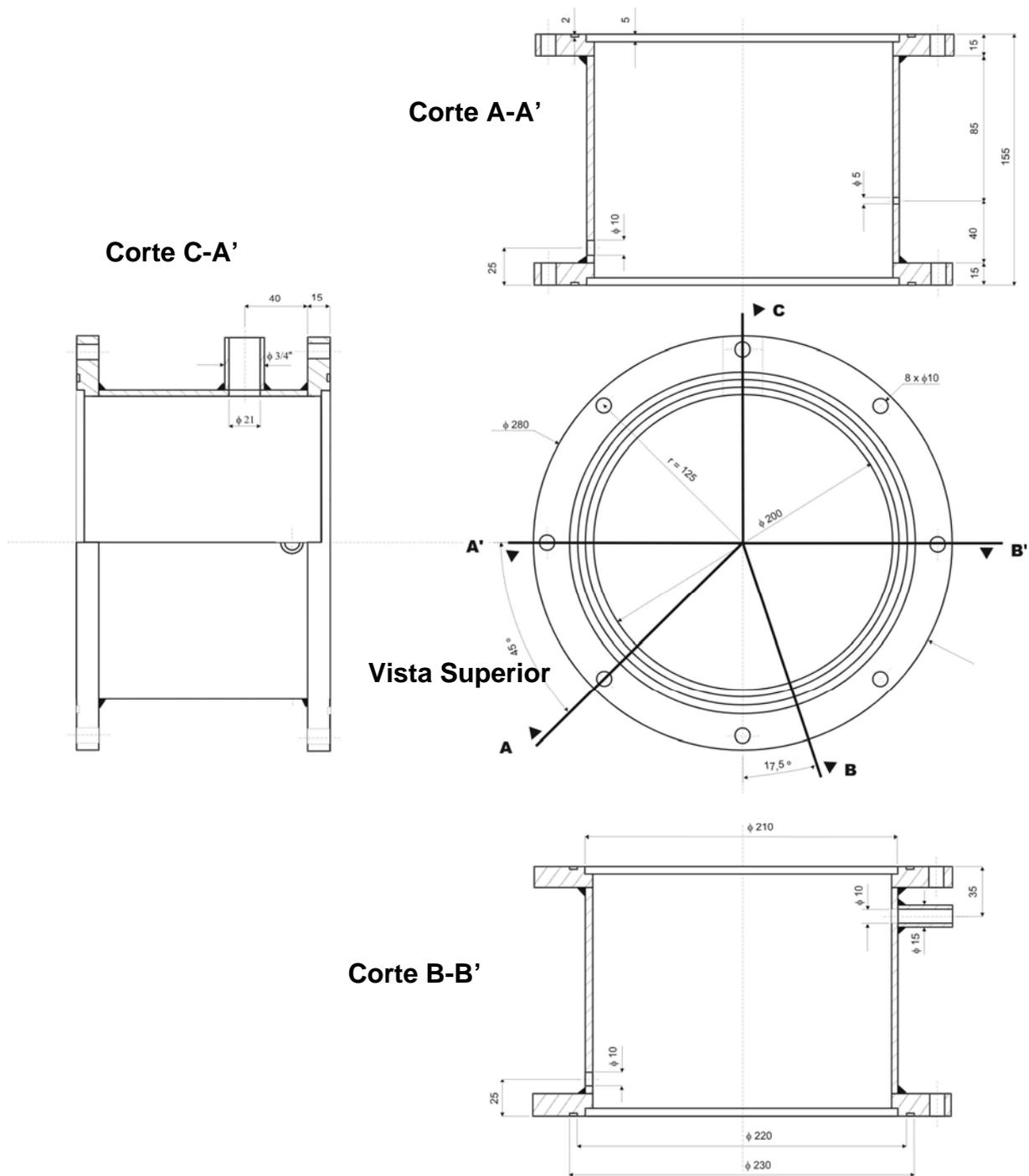


Figura B.3 Desenho de projeto do módulo da alimentação..

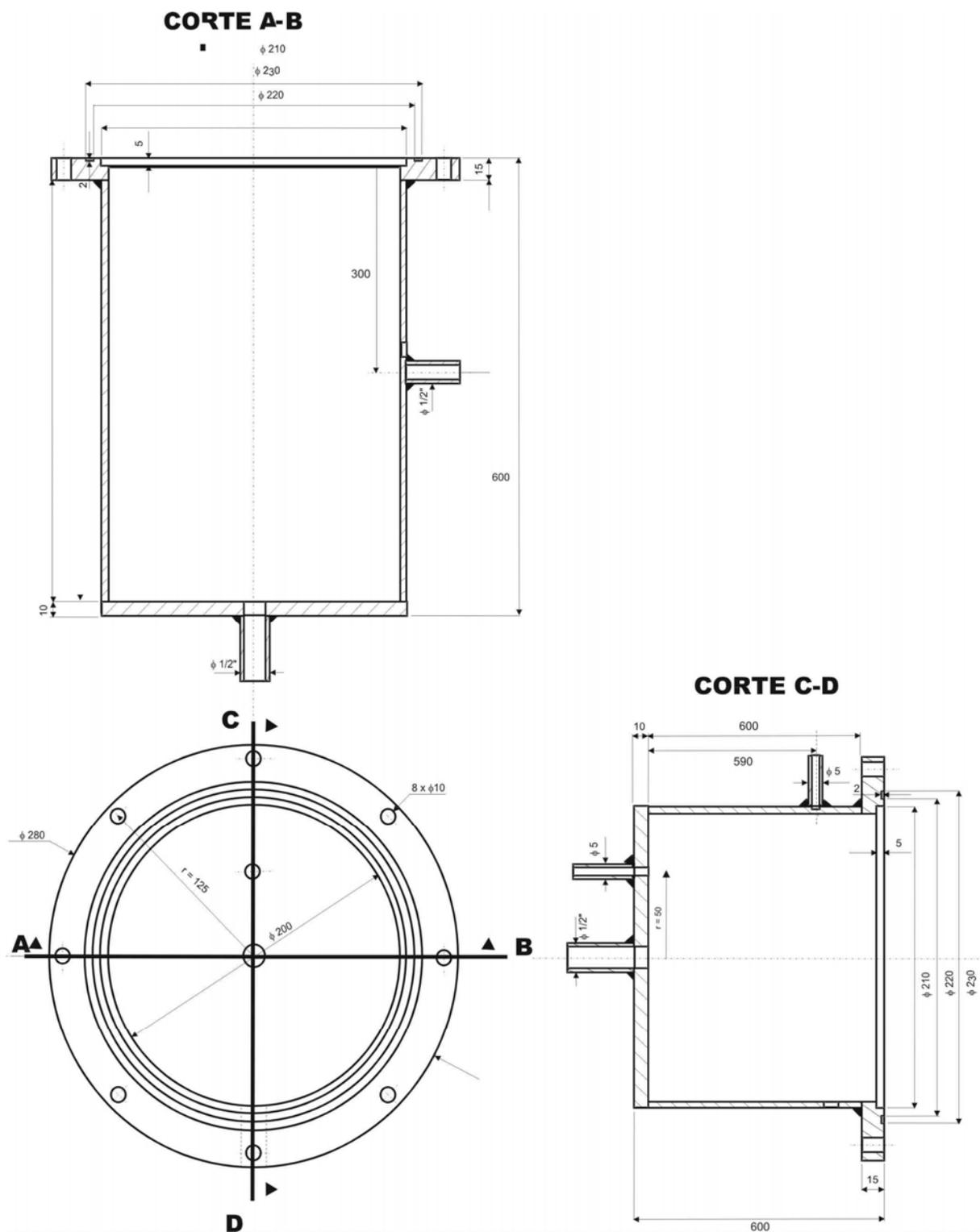


Figura B.4 Desenho de projeto do módulo do refeedor.

# Apêndice C

## Instrumentação

*Science is what you know. Philosophy is what you don't know.*

*Russel*

Neste apêndice é apresentado o desenho completo da instrumentação da planta piloto de destilação.

