



TRABALHO DE CONCLUSÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**DESENVOLVIMENTO DE UMA ESTRATÉGIA DE CONTROLE PARA  
COLUNAS DE SEPARAÇÃO PROPENO-PROPANO**

Suzana Fuchs  
00140025

Orientador: Prof. Dr. Jorge Otávio Trierweiler  
Co-orientador: Eng. Vanessa Konz

Novembro, 2010

# SUMÁRIO

<b>1 INTRODUÇÃO</b> .....	<b>1</b>
<b>2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b> .....	<b>2</b>
2.1 COMPORTAMENTO DE COLUNAS DE DESTILAÇÃO .....	2
2.1.1 Comportamento não linear .....	2
2.1.2 Acoplamento e interação .....	2
2.1.3 Dinâmicas complexas .....	3
2.1.4 Comportamento não-estacionário .....	3
2.1.5 Distúrbios severos .....	3
2.2 ASPECTOS RELEVANTES PARA O CONTROLE EM UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO .....	4
2.2.1 Balanço material .....	4
2.2.2 Balanço energético .....	5
2.2.3 Colunas recheadas .....	5
2.3 DISTÚRBIOS QUE O CONTROLE OPERACIONAL ESTÁ SUJEITO .....	5
2.3.1 Composição de entrada .....	6
2.3.2 Vazão de carga .....	6
2.3.3 Subresfriamento do refluxo .....	6
2.3.4 Entalpia da carga .....	7
2.3.5 Pressão da coluna .....	7
2.3.6 Carga térmica do <i>reboiler</i> .....	7
2.4 OBJETIVOS DE CONTROLE .....	8
2.4.1 Controle de pressão .....	8
2.4.2 Controle de nível .....	9
2.4.3 Controle de composição .....	10
2.5 ESTRATÉGIAS DE CONTROLE .....	10
2.6 RESTRIÇÕES .....	15
<b>3. METODOLOGIA</b> .....	<b>17</b>
3.1 OBJETIVOS OPERACIONAIS DA COLUNA .....	17
3.1.1 Conhecendo o processo petroquímico .....	17
3.1.2 Conhecendo a torre de <i>Green-oil</i> T06 .....	20
3.1.3 Conhecendo a Fracionadora de Propeno T07 .....	22
3.2 GRAUS DE LIBERDADE OPERACIONAL (MV'S) .....	24
3.3 INSTRUMENTAÇÕES DISPONÍVEIS (CV'S) .....	24
3.4 OS PRINCIPAIS DISTÚRBIOS .....	25
3.5 O CONTROLE DO INVENTÁRIO .....	25
3.6 O CONTROLE DA COMPOSIÇÃO .....	26
<b>4. PROPOSIÇÃO DE UMA NOVA ESTRATÉGIA DE CONTROLE</b> .....	<b>27</b>

4.1 NOVA CONFIGURAÇÃO DE CONTROLE PARA A T06 .....	27
4.2 NOVA CONFIGURAÇÃO DE CONTROLE PARA A T07 .....	28
<b>5. COMPARAÇÃO DOS DADOS DA PLANTA DO PERÍODO PRÉ E PÓS ÀS ALTERAÇÕES REALIZADAS NOS CONTROLADORES .....</b>	<b>30</b>
5.1 DADOS DA T06 .....	31
5.2 DADOS DA T07 .....	32
<b>6. IMPLANTAÇÃO DO <i>DMCplus</i> .....</b>	<b>36</b>
6.1 DETERMINAÇÃO DOS MODELOS .....	37
6.1.1 Modelo da Torre de <i>Green-oil</i> .....	38
6.1.6 Modelo da Fracionadora de propeno T07 .....	38
<b>7. RESULTADOS E CONCLUSÕES .....</b>	<b>40</b>
<b>8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>41</b>

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Coluna com produto de topo e de fundo .....	4
Figura 2 - Estratégias de controle dual de composição. (a) Tipo L,V; (b) Tipo L,B; (c) Tipo L/D,V; (d) Tipo L/D,V/B.....	11
Figura 3 - Estratégias de controle simples de composição por balanço material. (a) Controle indireto, composição regula refervimento L,V; (b) Controle indireto, composição regula refluxoL,V; (c) Controle direto, composição controla vazão de destilado D,V; (d) Controle direto, composição controla vazão de fundo L,B.....	13
Figura 4 - Fluxograma do processo petroquímico .....	17
Figura 5 - Fluxograma da etapa do fracionamento criogênico e morno .....	19
Figura 6 - Fluxograma da Torre de <i>Green-oil</i> .....	21
Figura 7 - Fluxograma da Fracionadora de Propeno T07 .....	23
Figura 8 - Configuração da nova estratégia de controle para a coluna de <i>Green-oil</i> .....	28
Figura 9 - Configuração da nova estratégia de controle para a Fracionadora .....	30
Figura 10 - Dados comparativos para o refluxo interno da T06 .....	31
Figura 11 - Dados comparativos para o delta de pressão da T06.....	31
Figura 12 - Dados comparativos para a carga da T07 .....	32
Figura 13 - Dados comparativos para o delta de pressão da T07.....	32
Figura 14 - Dados comparativos para a pressão de topo da T07 .....	33
Figura 15 - Dados comparativos para o subresfriamento da T07 .....	33
Figura 16 - Dados comparativos para o nível do V18 e do refluxo interno da T07 ....	34
Figura 17 - Dados comparativos para o teor de Propano no topo da T07 .....	34
Figura 18 - Dados comparativos para o nível da coluna e refervimento da T07 .....	35
Figura 19 - Dados comparativos para o teor de Propeno e a vazão de fundo da T07 .....	35
.....	35
Figura 20 - Localização do controle multivariável nas camadas de controle .....	36
Figura 21 - Metodologia para implantação do DMC .....	37
Figura 22 - Modelo da Torre de <i>Green-oil</i> .....	38
Figura 23 - Modelo da Fracionadora de Propeno .....	39

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Variáveis manipuladas disponíveis das colunas de <i>Green-oil</i> e da Fracionadora .....	24
Tabela 2 - Variáveis controladas disponíveis das colunas de <i>Green-oil</i> e da Fracionadora .....	25
Tabela 3 - Principais distúrbios existentes nos sistemas .....	25
Tabela 4 - Parâmetros do bloco de cálculo FDC43 .....	27
Tabela 5 - Parâmetros dos blocos FC50 e FC49 .....	29
Tabela 6 - Parâmetros dos blocos LC56, QC47 e FC47 .....	29

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

<b>F</b>	Vazão de alimentação
<b>L</b>	Vazão de refluxo
<b>V</b>	Vazão de fluido de aquecimento
<b>B</b>	Vazão de produto de fundo
<b>D</b>	Vazão de destilado
<b>BM</b>	Balanço material
<b>BE</b>	Balanço de energia
<b>z</b>	Composição da carga
<b>x</b>	Composição do produto de fundo
<b>y</b>	Composição do destilado
<b>AT</b>	Transmissor de análise
<b>PT</b>	Transmissor de pressão
<b>LT</b>	Transmissor de nível
<b>Cp</b>	Calor específico
<b>T<sub>topo</sub></b>	Temperatura de topo
<b>T<sub>refluxo</sub></b>	Temperatura de refluxo
<b><math>\Delta H_v</math></b>	Calor de vaporização
<b>SP</b>	<i>Set point</i>
<b>PV</b>	<i>Process Variable</i>
<b>OP</b>	<i>Out put</i>
<b>CV</b>	Variável controlada
<b>MV</b>	Variável manipulada
<b>Q</b>	Troca térmica
<b>U</b>	Coefficiente global de transferência de calor
<b>A</b>	Área disponível para troca térmica no trocador de calor
<b><math>\Delta T_{LMTD}</math></b>	Diferença média logarítmica de temperatura
<b>GLP</b>	Gás liquefeito de petróleo
<b>COT</b>	Temperatura de radiação do forno
<b>FR</b>	Registrador de vazão
<b>PC</b>	Controlador de pressão
<b>FDC</b>	Bloco de controle de cálculo de vazão
<b>LC</b>	Controlador de nível
<b>FC</b>	Controlador de vazão
<b>FV</b>	Válvula de controle
<b>DMC</b>	<i>Dynamic Matrix Control</i>
<b>T</b>	Torre
<b>V18</b>	Vaso 18
<b>HC</b>	Hidrocarboneto
<b>Corte C2</b>	Hidrocarbonetos formados por 2 átomos de carbono
<b>Corte C2+</b>	Hidrocarbonetos formados por a partir de 2 átomos de carbono
<b>Corte C3</b>	Hidrocarbonetos formados por 3 átomos de carbono
<b>Corte C3+</b>	Hidrocarbonetos formados por a partir de 3 átomos de carbono
<b>Corte C4</b>	Hidrocarbonetos formados por 4 átomos de carbono
<b>Corte C4+</b>	Hidrocarbonetos formados por a partir de 4 átomos de carbono
<b>MAPD</b>	Metil acetileno e propadieno
<b>AR</b>	Água de Resfriamento
<b>AQ</b>	Água de <i>Quench</i>

## 1 INTRODUÇÃO

Atualmente a *performance* requerida para os processos químicos e petroquímicos tornou-se difícil de se satisfazer. As pressões do mercado competitivo, as rígidas questões ambientais, as regulamentações de segurança e as rápidas mudanças das condições econômicas têm sido fatores essenciais para o alvo da especificação dos produtos. Uma complicação maior é o aumento na integração energética entre as unidades do processo e conseqüentemente das interações entre estas, sendo um desafio prevenir os distúrbios.

Tendo em vista todos esses fatores, o tema do controle de processos tem se tornado cada vez mais importante nos últimos anos. Sem sistemas digitais de controle de processos seria impossível operar plantas modernas com segurança e de maneira proveitosa enquanto satisfaz a qualidade dos produtos e os requisitos ambientais, (Seborg *et al*, 2004).

Portanto, será apresentada uma proposta de estratégia de controle para uma Fracionadora de Propeno após esta apresentar uma série de problemas devido aos distúrbios inerentes ao sistema e discutido os resultados oriundos de tais modificações. Para isso, serão estudadas estratégias em colunas de destilação a fim de determinar àquela mais apropriada para uma superfracionadora.

## 2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

De acordo com uma estimativa, cerca de 40.000 colunas de destilação estão operando somente nos EUA em indústrias de processo químico (Riggs, 1998 apud Humphrey *et al*, 1991). Além disso, a destilação constitui 95% dos processos de separação em tais indústrias. O controle de destilação afeta diretamente a qualidade do produto, taxa de produção e o uso de utilidades (Riggs, 1998). Em torno de 40 por cento da energia consumida na planta estão alocadas para a destilação (Shinsky, 1979). Portanto, a importância econômica do controle em colunas de destilação é clara.

### 2.1 COMPORTAMENTO DE COLUNAS DE DESTILAÇÃO

O controle de destilação é um problema desafiador devido aos seguintes fatores:

- Não-linearidade dos processos;
- Substantial acoplamento das variáveis manipuladas;
- Dinâmicas complexas;
- Comportamento não-estacionário;
- Distúrbios severos (Riggs, 1998).

#### 2.1.1 Comportamento não linear

Colunas de destilação exibem não-linearidade no estado estacionário porque menor variação de entrada de calor é necessária para aumentar o nível de impurezas no produto do que diminuí-lo. Colunas com elevado nível de pureza no produto exibem a maior não-linearidade no estado estacionário assim como dinâmicas não lineares (Riggs, 1998).

Jesus (2000) citou em sua dissertação de mestrado o estudo de McDonald e McAvoc (1987) no qual caracterizaram a não-linearidade de colunas de alta pureza, tanto qualitativa quanto quantitativamente. Eles quantificam diferentes ganhos estáticos e constantes de tempo para diferentes pontos de operação, assim como para diferentes intensidades de perturbação degrau. Em particular, McDonald e McAvoc (1987) simularam situações em que a fração molar de impureza em uma das correntes de produto (topo ou fundo) aproximava-se de zero, enquanto a impureza da outra corrente era aumentada (que é o efeito típico de perturbações em que o perfil de composição é deslocado). Nestas simulações, eles observaram que os ganhos, correspondentes à corrente que se torna mais pura, diminuem com o aumento de sua pureza, enquanto que os ganhos, para a corrente que se torna mais impura, vão aumentando.

#### 2.1.2 Acoplamento e interação

Acoplamento é a interferência entre controladores de composição em uma coluna cuja estratégia de controle de composição é dual, ou seja, há controladores de

composição de produto de topo e de fundo, que deveriam agir independentemente, entretanto, enquanto o de topo está buscando a especificação, por exemplo, interfere no objetivo do de fundo.

### **2.1.3 Dinâmicas complexas**

A dinâmica do vapor geralmente é mais rápida que a dinâmica do líquido; esta é a razão principal do porque a dinâmica da composição é tão complexa (Riggs, 1998). Para as colunas que operam com pressão muito elevada (aquelas que operam perto da pressão crítica dos componentes chaves), uma variação no fluxo de vapor no *reboiler* pode ser visto em uma questão de alguns segundos no topo da coluna, enquanto que uma variação no refluxo requer alguns minutos para ser observado no fundo. A resposta hidráulica da bandeja depende do acúmulo de líquido nela (*hold up*), que, por sua vez depende do projeto de cada prato. A constante de tempo hidráulica para um prato industrial varia tipicamente entre 3 e 10 segundos – no entanto, quando 50 ou mais pratos são empilhados em cima uns dos outros, o tempo de resposta hidráulica total é na ordem de muitos minutos.

Como exemplo do efeito da diferença entre as dinâmicas do líquido e do vapor, considera-se o nível de impureza do produto de topo depois de um aumento de fluxo de vapor no *reboiler* (Riggs, 1998). O vapor adicionado se move para o topo de coluna rapidamente, enquanto que a vazão de refluxo (fixado pelo controlador de nível do vaso de condensado) permanece constante. Na seção de retificação, a razão L/V determina o poder de separação. Como resultado, devido ao aumento de V, a impureza do produto de topo irá aumentar inicialmente. O aumento de fluxo de vapor causará a subida do nível do vaso de condensado, que depois de algum tempo conduzirá para um correspondente aumento na vazão de refluxo. Este aumento no refluxo se encaminhará para o fundo da coluna e resultará na redução de impurezas no produto de topo.

### **2.1.4 Comportamento não-estacionário**

Comportamento não-estacionário pode ser resultado de alterações na eficiência de bandeja devido ao arrastamento ou incrustações (Riggs, 1998).

### **2.1.5 Distúrbios severos**

Colunas são afetadas por uma variedade de distúrbios, com os mais comuns sendo composição de entrada e vazão de carga.

Os distúrbios serão discutidos mais adiante.

## 2.2 ASPECTOS RELEVANTES PARA O CONTROLE EM UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO

### 2.2.1 Balanço material

A composição relativa das duas correntes de produto está intimamente ligada às suas vazões relativas. Um determinado componente não pode ser mais retirado do que está sendo alimentado na coluna: o balanço material (BM) deve ser satisfeito (Shinsky, 1979).

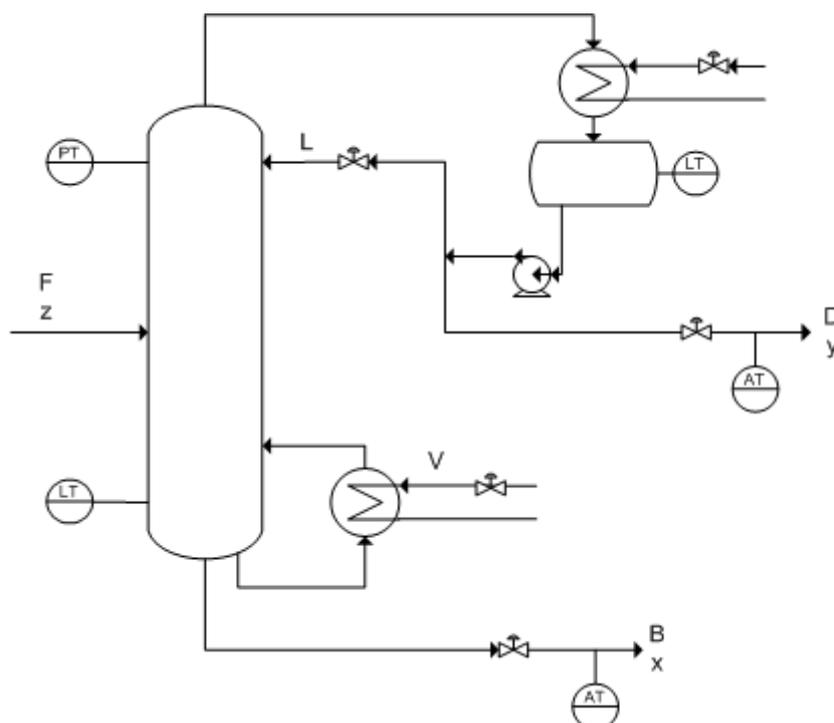


Figura 1 – Coluna com produto de topo e de fundo

De acordo com a Figura 1 a alimentação  $F$  entra na coluna com composição  $z$ , a coluna produz um produto de topo  $D$  com uma composição  $y$  dos componentes leves, e um produto de fundo  $B$  com composição  $x$  deste componente. Combinando um balanço material total tem-se pela equação 1:

$$D/F = (z-x)/(y-x) \quad (1)$$

Note que ao aumentar  $y$  (mantendo  $z$  e  $x$  fixos),  $D/F$  diminui. Portanto, se  $D/F$  é diminuído, a pureza do produto de topo aumenta. Do mesmo modo, se  $B/F$  reduz, a pureza do produto de fundo (isto é,  $1-x$ ) aumenta. Devido à soma das vazões dos produtos deve ser igual à vazão de alimentação no estado estacionário, quando um produto torna-se mais puro, o outro deve tornar-se mais impuro. Ou seja, a pureza do produto varia inversamente com a correspondente vazão de produto, enquanto, reciprocamente, o nível de impureza varia diretamente com ele (Riggs, 1998).

A grande maioria das colunas de destilação utiliza estratégias de controle de BM (Kister, 1990). Talvez o maior obstáculo em apreciar uma estratégia de controle por

este balanço seja a crença comum de que para obter um produto especificado, o refluxo precisa ser controlado. Esta razão está amparada por uma prática de projeto de coluna: a fim de alcançar a pureza do produto com um número desejado de estágios, o refluxo é aumentado até que o produto atinja a especificação. Mesmo com elevadas vazões de refluxo, pode acontecer de a coluna não alcançar a especificação do produto.

Uma implicação para utilizar regime de controle de BM é que a vazão de produto não pode ser variável livre, senão levará a um pobre controle de pureza (Kister, 1990). Se as vazões de alimentação e de um dos produtos são fixadas, então a vazão do outro produto deve ser a diferença entre eles, ou acúmulo irá ocorrer.

O controle de BM pode ser feito de forma direta ou indireta. No controle direto, o controle de composição (ou temperatura) regula diretamente a vazão de um dos produtos, enquanto que o outro produto é regulado por um nível ou pressão (Kister, 1990). Já no controle indireto, o controle de composição regula a vazão de refluxo ou de *refervimento* ou de condensação; a outra vazão de produto é controlada por um nível ou pressão.

### **2.2.2 Balanço energético**

À medida que a entrada de calor na coluna aumenta, a separação dos componentes leves e pesados geralmente aumenta (Riggs, 1998). Se a vazão de vapor no *reboiler* é aumentada enquanto se mantém B e D constantes, o refluxo irá aumentar o mesmo montante que a vazão de vapor. Como resultado, ambas as razões de refluxo (L/D) e de *refervimento* (V/B) irão subir. Este aumento nas vazões de vapor e de líquido dentro da coluna resulta na redução do nível de impurezas em ambos os produtos.

### **2.2.3 Colunas recheadas**

Colunas que usam seções de recheio estruturado oferecem vantagens em eficiência em relação à coluna de bandejas para aplicações em baixas pressões. Devido a pouca retenção de líquido no recheio estruturado, estas colunas têm rápidas dinâmicas de composição comparada com a de pratos. O volume de líquido retido no recheio é pequeno o suficiente para que o perfil de composição ao longo do recheio alcance um perfil de estado estacionário mais rápido do que o *reboiler* e o nível do vaso de condensado fazem em uma coluna de pratos (Riggs, 1998).

## **2.3 DISTÚRBIOS QUE O CONTROLE OPERACIONAL ESTÁ SUJEITO**

Considerando a operação de um processo auto-regulatório em dado estado estacionário, a utilização de um sistema de controle seria desnecessária no caso ideal de ausência de perturbações (Riggs, 1998). Processos reais, no entanto, apresentam muitas perturbações, o que, no caso de uma coluna de destilação, provoca muitas variações na composição de seus produtos. Dentre estas perturbações, as principais variáveis que afetam a operação de uma coluna são:

- composição de entrada;
- vazão de carga;
- subresfriamento do refluxo;
- entalpia da carga;
- pressão da coluna e
- carga térmica do refeedor.

O tipo de perturbação e magnitude tem um efeito direto na maneira como a composição dos produtos da coluna é afetada, como será discutido a seguir.

### **2.3.1 Composição de entrada**

Esta representa o distúrbio mais significativo que o sistema de controle de destilação deve lidar. Uma variação na composição de alimentação irá deslocar o perfil de composição através da coluna, resultando num grande distúrbio na composição dos produtos. A maioria das colunas industriais não tem analisadores disponíveis na vazão de alimentação, portanto distúrbios na composição de carga geralmente aparecem como distúrbios não mensurados. Quando é disponibilizado um analisador, um controlador *feedforward* pode ser projetado utilizando suas atualizações. A escolha do emparelhamento da variável manipulada/variável controlada tem uma grande influência na sensibilidade do distúrbio na carga (Riggs, 1998).

### **2.3.2 Vazão de carga**

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

### **2.3.3 Subresfriamento do refluxo**

Considerando que uma tempestade passe pelo processo, a temperatura do refluxo pode cair abruptamente, causando um aumento rápido no refluxo interno, o que pode provocar um grande distúrbio na composição do produto. Isto é particularmente significativo para colunas que utilizam ventiladores como condensadores. Estes ventiladores geralmente causam perturbações no subresfriamento do refluxo maiores que nos condensadores com água de resfriamento. Variações no subresfriamento podem ser rejeitadas mantendo o refluxo interno constante.

Quando o refluxo subresfriado entra na coluna no topo do prato, ele condensa uma porção do vapor para aumentar sua temperatura para aquela do ponto de bolha respectiva da bandeja. O vapor condensado soma-se com o refluxo externo formando o refluxo interno. O refluxo interno pode ser estimado utilizando a capacidade do calor

de refluxo,  $C_p$ , a média do calor de vaporização do refluxo,  $\Delta H_v$ , a temperatura de topo,  $T_{\text{Topo}}$ , e a temperatura de refluxo,  $T_{\text{Refluxo}}$ , através da equação 2 (Riggs, 1998):

$$L_{\text{int}} = L_{\text{ext}} \times (1 + C_p (T_{\text{Topo}} - T_{\text{Refluxo}}) / \Delta H_v) \quad (2)$$

Onde  $L_{\text{int}}$  é o refluxo interno e  $L_{\text{ext}}$  é o refluxo externo, o qual é setado pelo controlador de vazão do refluxo. Portanto, quando ocorre uma variação no subresfriamento do refluxo,  $L_{\text{ext}}$  é ajustado para manter  $L_{\text{int}}$  constante, o que reduzirá consideravelmente o efeito da perturbação do subresfriamento do refluxo por toda a coluna.

### 2.3.4 Entalpia da carga

Para baixas razões de refluxo, variações na entalpia da carga podem alterar significativamente a taxa de vapor/líquido dentro da coluna, causando um grande deslocamento do perfil de composição e, dessa forma, causar distúrbio na composição dos produtos. Esta perturbação pode ser difícil de identificar porque a temperatura da alimentação geralmente não é medida e, quando é medida, a carga da coluna pode ser uma mistura de duas fases. Além disso, é difícil distinguir esse distúrbio daqueles que ocorrem com a composição da carga sem maiores detalhes com analisadores. Em certos casos, é possível instalar um pré-aquecedor de carga ou condensador para reduzir o impacto desse distúrbio.

### 2.3.5 Pressão da coluna

A pressão da coluna tem um efeito direto sobre a volatilidade relativa dos componentes chaves da coluna (Riggs, 1998). Então, variações na pressão podem afetar significativamente a composição do produto. A implantação apropriada de uma estratégia de controle irá manter a pressão da coluna próxima ao seu set point (SP) com apenas desvios de curto prazo de pequena amplitude. Uma grande classe de colunas é operada com capacidade máxima do condensador para minimizar o uso de utilidades. Assim, a pressão da coluna aumenta durante o dia quando a temperatura ambiente é mais elevada e diminui durante a noite, mas a variação de pressão resultante é lenta o suficiente que os controladores de composição podem eficientemente controlá-la.

### 2.3.6 Carga térmica do *reboiler*

Se houver uma queda abrupta de pressão no header de vapor, certas colunas – aquelas que operam com a válvula de controle da vazão de vapor para o *reboiler*, quase totalmente aberta – podem experimentar um grande decréscimo da capacidade do revedor. Isto resultará num aumento significativo de impurezas nos produtos depois de um curto tempo. Quando a pressão do *header* de vapor se recupera, o sistema de controle tenta retornar a coluna para seu ponto de operação normal. Devido à severidade dessa perturbação, se o controlador de composição não estiver adequadamente sintonizado, o distúrbio poderá ser amplificado pelo controlador,

exigindo que os operadores coloquem os controladores em manual a fim de estabilizar manualmente a coluna, o que poderá aumentar o tempo fora de especificação dos produtos. Este distúrbio, em geral, é o mais severo que a coluna pode suportar, e pode requerer *overrides* que gradualmente retornem às condições normais de operação da coluna ao invés de esperar que o controlador retorne desse grave distúrbio por ele mesmo.

## **2.4 OBJETIVOS DE CONTROLE**

O sistema de controle de uma coluna tem três principais objetivos:

- promover condições estáveis para a operação da coluna;
- regular as condições na coluna a fim de que os produtos sempre alcancem as especificações requeridas;
- alcançar os objetivos acima mais eficientemente. Isso pode significar maximizar recuperação de produto, minimizar o consumo de energia, e freqüentemente os dois (Kister, 1990).

O mau funcionamento de um sistema de controle causa instabilidade. A instabilidade pode adversamente afetar a pureza do produto, a capacidade da coluna, a economia, e a facilidade de operação. Instabilidades são freqüentemente transmitidas a unidades à jusante ou à montante, ou podem amplificar pequenos distúrbios. Em casos extremos, uma instabilidade pode também conduzir a avaria na coluna ou a riscos para a segurança (Kister, 1990).

Segundo Kister (1990), cinco variáveis são controladas em uma coluna típica, como a representada na Figura 1: pressão, nível de fundo, nível do vaso de refluxo, composição do produto de topo e composição do produto de fundo. Três delas (pressão e os dois níveis) são *setadas* para controlar as condições estáveis, e duas (composições) são controladas para alcançar a pureza do produto desejado. As variáveis manipuladas são vazões que ao serem manipuladas variando a abertura de sua válvula de controle, controlam a variável desejada.

A essência do sistema de controle é o adequado emparelhamento das variáveis controladas com as variáveis manipuladas (Kister, 1990).

### **2.4.1 Controle de pressão**

A pressão é considerada uma das variáveis controladas mais importante em uma coluna de destilação (Kister, 1990). A pressão afeta a condensação, a vaporização, as temperaturas, as composições, as volatilidades, e quase todo o processo que ocorre na coluna. Um controle de pressão insatisfatório implica em pobre controle da coluna. A pressão é, portanto, emparelhada com uma vazão manipulada que é a mais eficiente por prover um controle de pressão rigoroso. Quando o produto de topo é líquido, essa corrente é quase sempre a vazão de fluido de condensação; quando o produto de topo é vapor, essa corrente é quase sempre a vazão de produto de topo. Buckley et al. ((1985), apud Riggs, 1998) apresentam uma variedade de estratégias para controle de pressão em colunas. Estas usam *hot bypass*, ventilação ou injeção de inertes no topo, ou inundação parcial do condensador. Ainda, quando ejetores de vapor mantêm vácuo na coluna, uma variável

de fluxo de reciclo de volta para a entrada dos ejetores pode ser usada para controlar a pressão.

Conforme foi visto nas aulas de instrumentação, ministradas pelo professor Trierweiler, controlar a pressão da coluna em cascata com a vazão de fluido de resfriamento não é uma boa estratégia, pois, como pode ser observado através da equação:

$$Q = m \times C_p \times \Delta T \quad (3)$$

Onde Q é a troca térmica, m é a vazão do fluido de resfriamento,  $C_p$  é o calor específico da água e  $\Delta T$  é a diferença de temperatura entre o fluido que está saindo do condensador e o fluido que está entrando ( $T_{saída} - T_{entrada}$ ).

- Quanto maior é a vazão de fluido de resfriamento, mais baixa é a sua temperatura de saída resultando em menor  $\Delta T$ .
- A relação entre Q e  $\Delta T$  não é linear por consequência do motivo acima citado.
- De acordo com Riggs (1998), este método, utilizando como fluido de resfriamento a água, quase nunca é utilizado, pois podem ocorrer problemas de deposição na superfície de troca térmica para certos níveis de velocidade (aproximadamente  $5 \text{ ft.s}^{-1}$ ).

Já para a estratégia de controle *hot bypass* obtém-se maior linearidade e resposta mais rápida à ação de controle visto que, nessa configuração, atua-se na área disponível para a troca térmica no condensador. Quanto maior é a área para troca, obtida através da redução da abertura da válvula de controle do *hot bypass*, maior é o calor transferido do fluxo de vapor do topo da coluna para a água de resfriamento, resultando em aumento de condensação e de queda de pressão de topo da coluna. A equação mostrada a seguir explana essa situação:

$$Q = U \times A \times \Delta T_{LMTD} \quad (4)$$

Onde Q é o calor trocado, U o coeficiente global de transferência de calor, A é a área de troca térmica disponível, e  $\Delta T_{LMTD}$  é a diferença média logarítmica de temperatura entre o fluido de resfriamento que está entrando e aquele está saindo.

#### 2.4.2 Controle de nível

Controladores de nível são utilizados para manter o nível no vaso de condensado e no fundo da coluna (Riggs,1998). A perda destes níveis tem se mostrado como um agravante para o controle de composição, particularmente para as configurações de controle por balanço material (isto é, quando D ou B são utilizados para o controle de composição). A variação do tráfego interno de vapor/ líquido será afetada somente depois quando o correspondente controlador de nível agir como resposta à variação em D ou B. Por outro lado, se o controlador de nível for muito rígido, passará excessivamente as variações de volta para a coluna ou unidades à jusante. Sintonias impróprias ao controlador de nível podem resultar em oscilações nas vazões manipuladas, o que é particularmente ruim se esta for a vazão de vapor para o *reboiler*.

### 2.4.3 Controle de composição

Segundo Kister (1990), idealmente, ambas as composições do produto de topo e de fundo deveriam ser controladas para manter cada uma dentro de suas especificações. Na prática, o controle de composição simultâneo de ambos os produtos sofre seriamente de acoplamento entre os dois controladores, resultando em instabilidade. No sistema de controle básico, a instabilidade é evitada controlando somente uma das duas composições de produto. Isso reduz uma variável controlada.

O controle simples de composição é muito mais fácil de ser implantado, sintonizado e mantido do que o controle dual de composição (Riggs 1998). A escolha entre os dois tipos baseia-se em um dilema entre a variabilidade do produto desejado e questões econômicas tais como a recuperação do produto, custos com analisadores e o uso de utilidades. Para colunas de refinaria e aquelas que produzem grande quantidade de produtos, o controle dual de composição é mais comumente utilizado porque a economia de energia associada é significativa.

Níveis de impurezas nos produtos medidos *on-line* ou no laboratório são usados por controladores *feedback* para ajustar as condições operacionais da coluna a fim de buscar as especificações dos produtos. Em certos casos a temperatura do prato pode ser usada para inferir a composição dos produtos (Riggs, 1998).

Os analisadores *on-line* são utilizados quando a dinâmica do processo é lenta e, portanto, o tempo morto intrínseco a este procedimento (devido ao tempo de ciclo para a análise ser feita no equipamento assim como ao atraso do transporte da amostra) não afeta a *performance* do controle.

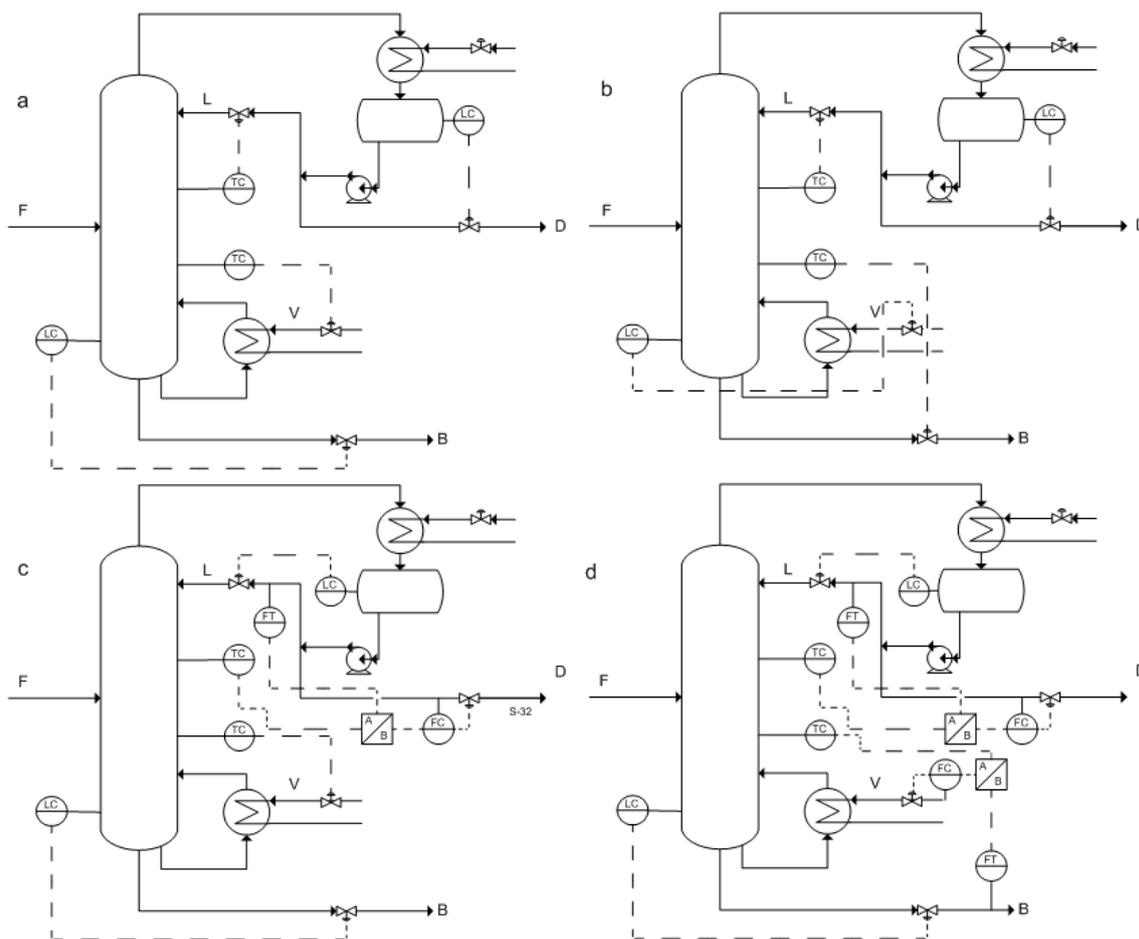
Colunas que são empregadas para separar componentes cuja volatilidade relativa é superior a 2 ou que possuem dinâmicas rápidas exibem significativa variação de temperatura de um prato para outro como resultado de uma variação de composição ao longo da coluna. Nesses casos, a temperatura do prato é utilizada no controle de composição dos produtos.

## 2.5 ESTRATÉGIAS DE CONTROLE

Conforme Riggs (1998), a questão mais importante para o controle em destilação é a seleção da configuração, isto é, a escolha de quais variáveis manipuladas serão pareadas com os controladores de nível e os controladores de composição de produto. Há uma grande variedade de possibilidades para as variáveis manipuladas (oito normalmente consideradas, sendo quatro delas independentes): L (refluxo), D (destilado), L/D, V (corrente de fluido de aquecimento do refeedor), B (corrente de fundo), V/D, B/L e D/V.

O desempenho da configuração de controle pode ser determinado por três fatores:

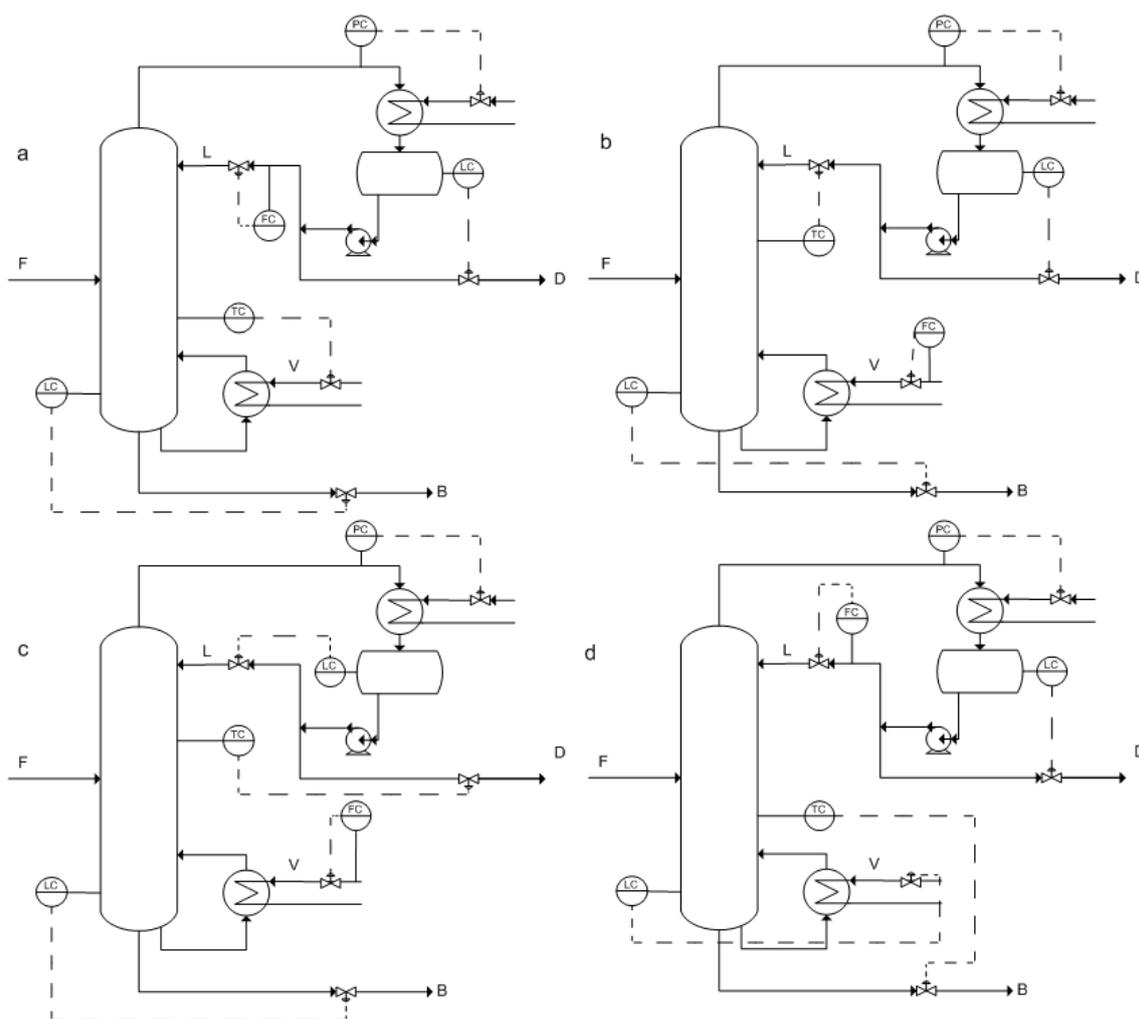
- A suscetibilidade da configuração para acoplamento;
- A sensibilidade da configuração para perturbações;
- A rapidez da coluna para responder a mudanças nas variáveis manipuladas da configuração.



**Figura 2 - Estratégias de controle dual de composição. (a) Tipo L,V; (b) Tipo L,B; (c) Tipo L/D,V; (d) Tipo L/D,V/B**

1. A configuração de controle proposta na figura 2.a é do tipo L,V, ou seja, a vazão de refluxo controla a composição do destilado, enquanto que a entrada de calor controla a composição de fundo (Riggs, 1998). Por padrão, o controle do inventário utiliza a vazão do destilado para segurar o nível do vaso de condensado e a vazão de fundo para controlar o nível de fundo da coluna. Esta configuração tem uma boa característica dinâmica, já que manipula diretamente os fluxos de líquido e de vapor no interior da coluna, é menos sensível aos distúrbios da composição de carga, mas é altamente acoplável. Já para a configuração proposta na figura 2.d, do tipo L/D, V/B, geralmente sofre menor acoplamento, mas é bem mais sensível às perturbações de composição de carga.
2. Para uma coluna cujas características são elevada razão de refluxo, baixa volatilidade relativa entre os componentes, e dinâmica de composição lenta como, por exemplo, uma fracionadora de propeno, a configuração L,B apresentada na figura 2.b é a que fornece a melhor performance, caracterizada pelo BM (Riggs, 1998). Estratégias que levam em conta o balanço energético para esse tipo de coluna proporcionam fraco desempenho. Ainda, este cenário é utilizado quando a razão de entrada de calor é elevada (V/B), a vazão de fundo deve ser usada para controlar a composição do produto de fundo e a entrada de calor deve controlar o nível da coluna. Entretanto, em algumas





**Figura 3 - Estratégias de controle simples de composição por balanço material. (a) Controle indireto, composição regula refervimento L,V; (b) Controle indireto, composição regula refluxo L,V; (c) Controle direto, composição controla vazão de destilado D,V; (d) Controle direto, composição controla vazão de fundo L,B**

6. A configuração 3.a tem uma boa característica dinâmica, já que manipula diretamente os fluxos de líquido e de vapor no interior da coluna, é menos sensível aos distúrbios da composição de carga, mas é altamente acoplável (Riggs, 1998). Devido às características acima citadas, esta estrutura de controle é provavelmente a mais empregada.
7. Estratégias das figuras 3.a, b e d são adequadas quando o produto de topo é líquido ou vapor, já para a da figura 2.2c não é adequada quando produto de topo é somente vapor (Kister, 1990).
8. Estratégias 3.a e d favorecem quando a pureza do produto de fundo é mais importante. Já para as estratégias 3.b e d, favorecem quando a especificação do produto de topo é a mais importante (Kister, 1990).
9. Quando as vazões de produto são muito diferentes, o controle de composição manipulando a maior vazão de produto pode causar grandes oscilações na composição da menor vazão de produto. É recomendado que a vazão mais baixa de produto seja manipulada pelo controle de composição. Estratégias mostradas em 3.a e d são, portanto, favorecidas quando a vazão de produto de

- fundo é menor, enquanto que as 3.b e c são favorecidas quando a vazão de destilado é menor (Kister, 1990).
10. A velocidade de resposta para uma variação na composição é melhor com a estratégia 3.a, boa com a 3.d e bastante lenta com as 3.b e c. As estratégias 3.a e d respondem a um distúrbio na composição mudando a vazão de vapor no *reboiler* que se propaga quase instantaneamente. Por outro lado, as cenas 3.b e c respondem a um distúrbio na composição variando o fluxo de líquido no prato, resposta mais lenta (Kister, 1990).
  11. Geralmente, as cenas 3.a e d são favorecidas quando o melhor controle do prato é abaixo da alimentação, enquanto que para as cenas 3.b e c o melhor controle é acima da alimentação. Isso é especialmente importante quando a vazão de alimentação é elevada comparada aos fluxos internos da coluna, ou quando ocorre um gradiente elevado de temperatura perto do ponto de alimentação. O calor sensível armazenado na alimentação e no gradiente de temperatura irão amortecer uma variação de líquido ou de vapor (Kister, 1990).
  12. A principal força do controle de balanço material direto é sua habilidade em minimizar o impacto de distúrbios na condensação (cena 3.c) e *refervimento* (cena 3.d) ou nas perdas de energia (ambas as cenas 3.c e d) na operação da coluna. Considere uma reação na configuração 3.c para um repentino aumento de resfriamento (devido a uma chuva). A pressão da coluna cairá, e o controle de pressão reduzirá a vazão de fluido de resfriamento. O nível do vaso de condensado cairá, e o controle de nível reduzirá o refluxo. Reduzir o refluxo é a ação desejada e mantém o refluxo interno da coluna constante. O distúrbio não se propaga além do *overhead loop*. Além disso, esta ação será aumentada pelo controle de temperatura, que aumentará a vazão de produto, reduzindo ainda mais o nível do vaso de condensado e o refluxo (Kister, 1990).
  13. A configuração 3.d se torna instável ou insatisfatória quando a coluna e/ou o *reboiler* experimentam uma resposta inversa. Essa é a grande deficiência e é responsável pela baixa popularidade desse cenário. Em um regime de espuma, uma elevação no fluxo de vapor reduz a densidade do prato espumoso. A altura de espuma acima da bandeja aumenta, e parte do inventário de líquido é derramado por cima da bandeja pelo *downcomer*. O líquido expelido termina no fundo da coluna, e o nível aumenta. Este por sua vez, aumenta o fluxo de entrada de calor e de vapor, e assim por diante, e uma resposta instável irá se desenvolver (Kister, 1990).
  14. Nos cenários 3.a, b e c flutuações no nível de fundo causam oscilações na vazão de fundo acarretando perturbações a outra unidade que requer uma vazão estável, caso esta seja sua alimentação, como um forno, um reator, ou às vezes mesmo outra coluna. A instabilidade pode ser também perturbadora quando ela pré-aquece uma corrente alimentando uma unidade, ou mesmo pré-aquece a alimentação da coluna, provocando a reentrada do distúrbio no sistema e interagindo com o controle de temperatura. Oscilações na vazão de fundo podem ser particularmente enérgicas quando a corrente de fundo é apenas uma pequena fração do líquido chegando na base da coluna. Flutuações no nível são mais prováveis de originar de distúrbios no fluxo de líquido na coluna, e estes vão amplificar quando transmitidos a vazão de produto de fundo. Por exemplo, 5% de distúrbio no fluxo de líquido na coluna será refletida como 50% de distúrbio na vazão de fundo quando aquele é 10

vezes maior que este. Nessas condições, não somente as oscilações serão grandes, mas mudanças na vazão de fundo seriam bastante ineficientes para controlar o nível de fundo (Kister, 1990).

15. O controle do balanço material da coluna pode ser dificultado quando a vazão de destilado é pequena comparada ao refluxo. A menos que grandes oscilações no fluxo de destilado são aceitáveis, as mudanças no pequeno fluxo de destilado terá pouco impacto sobre o nível de condensado e nas configurações 3.a, b e d não manterá um nível constante no acumulador. Na maioria dos casos, o nível do vaso de refluxo está permitido à deriva e será periodicamente ajustado, manualmente, mudando o refluxo, a vazão no *refervedor* ou no condensador. Entretanto, essa forma de controle faz pouco para manter o balanço material da coluna, e durante um período de tempo pode causar acúmulo ou esgotamento dos componentes leves. A configuração 3.c não sofre desse problema e é freqüentemente favorecida com pequenas vazões de destilado (Kister, 1990).
16. Quando a vazão de refluxo é pequena comparada à de destilado, a estratégia 3.a é a mais satisfatória, enquanto que a 3.c é a menos. Com o cenário 3.c, o nível do vaso de refluxo irá amplificar pequenos distúrbios no fluxo de vapor da coluna em grandes oscilações na vazão de refluxo. Por exemplo, considerando 5% de distúrbio no fluxo de vapor da coluna operando com uma razão refluxo destilado de 1 para 4. Isso irá gerar 5% de distúrbio de todo o líquido condensado. Com o cenário 3.c, todo esse distúrbio será transmitido para a vazão de refluxo, desde que a vazão de destilado não seja afetada pelo nível do vaso de condensado. Desde que o refluxo seja somente um quinto da vazão total de líquido, o distúrbio será refletido como uma variação de 25% da vazão total de líquido (Kister, 1990).

## 2.6 RESTRIÇÕES

As restrições existem em qualquer situação de controle observada na prática. Em diversos processos o ótimo operacional das plantas está na intersecção das restrições. Ignorar as restrições significa, portanto, forçar o processo a operar a uma distância segura dos limites de restrição, e, portanto, sub-otimizada, resultando em certa ineficiência do sistema de controle. As restrições mais comuns na operação das colunas são (Riggs, 1998):

- Capacidade do *refervedor*. Esta restrição pode ser consequência de: um aumento na pressão da coluna que reduza o diferencial de temperatura para a troca térmica; *fouling* (ou entupimento) de tubos no *refervedor*; aumento da carga processada tal que a carga térmica requerida do *refervedor* seja menor do que a disponível; limitação da válvula de admissão de vapor para o *reboiler*.
- Capacidade do condensador. Esta restrição pode ser devido à: uma alteração nas condições do fluido refrigerante que diminua o diferencial de temperatura para a troca térmica; *fouling* de tubos no condensador, cargas que exijam taxas de retirada de calor maiores que as disponíveis; limitação da válvula de controle de admissão do fluido refrigerante para o condensador.
- *Flooding* (ou inundação). A inundação é definida como acúmulo excessivo de líquido dentro da coluna. A tentativa de reverter essa situação

inadequadamente, através de aumento excessivo de vazão de vapor no *reboiler* causa contaminação no produto de topo, pois todo o líquido sobe e a separação dos componentes não é realizada. O correto é fazer ajustes da vazão de vapor em degraus.

- *Weeping* (ou gotejamento). Este fenômeno ocorre quando a vazão de vapor é tão baixa que o gotejamento da massa líquida nas bandejas da coluna não é evitado.
- Temperatura de controle máxima. Temperaturas são limitadas a certos valores para evitar que sejam alcançadas as temperaturas críticas, em que ocorre a reação de polimerização e conseqüente deposição de material no *reboiler* reduzindo.

### 3. METODOLOGIA

A seguir será apresentada a metodologia para implantação de uma estratégia de controle em colunas de destilação vista nas aulas de instrumentação ministradas pelo Professor Trierweiler. Basicamente, esta é composta por etapas estrategicamente elaboradas de maneira a conduzir ao objetivo adequadamente, contemplando todos os aspectos importantes. Paralelamente a isso será abordada a estratégia antiga das Fracionadoras de Propileno.

As etapas empregadas compõem-se pelos seguintes conhecimentos:

- objetivos operacionais da coluna;
- grau de liberdade operacional (variáveis manipuladas – MV's);
- as instrumentações disponíveis (variáveis controladas – CV's);
- os principais distúrbios;
- o controle do inventário;
- o controle da composição.

#### 3.1 OBJETIVOS OPERACIONAIS DA COLUNA

Primeiramente o processo petroquímico será explanado a fim de compreender a localização dos sistemas do escopo desse trabalho e sua relevância em uma petroquímica. Mais adiante será abordada a descrição detalhada do funcionamento das colunas foco. Todas as informações a seguir foram obtidas a partir de estudo aos manuais de operação, conversa com os engenheiros de produção, de processo e de automação, bem como os operadores.

##### 3.1.1 Conhecendo o processo petroquímico

A figura abaixo sucinta o processo petroquímico e realça o bloco fracionamento criogênico e morno, onde está localizada a Fracionadora.

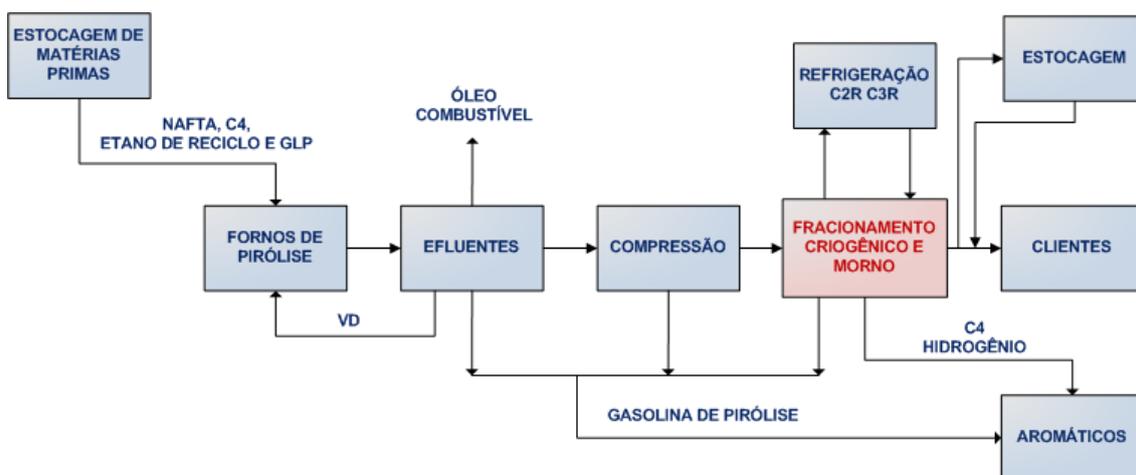


Figura 4 - Fluxograma do processo petroquímico

O processo petroquímico pode ser dividido em três etapas:

- área de fornos (Fornos de Pirólise e Efluentes);
- compressão;
- fracionamento Criogênico e Morno.

#### **3.1.1.1 Área de fornos**

Nos fornos ocorre o processo conhecido como *pirólise* ou *craqueamento* térmico de hidrocarbonetos (nafta, condensado, *cocraque* de etano e GLP), para produção de Eteno e Propeno. Este processo consiste em, a uma temperatura entre 700 e 850°C, decompor os hidrocarbonetos de cadeia maior através do *craqueamento*, para outros de cadeia menor. Esta reação se verifica no interior dos tubos da serpentina dos fornos, em presença de vapor de diluição.

Algumas variáveis como severidade, COT's são parâmetros de controle que atendem às exigências de mercado, ou seja, dependendo da procura por Eteno ou Propeno, que são os principais produtos, as condições operacionais serão ajustadas nos fornos com a finalidade de favorecer a formação do produto mais procurado pelo mercado.

O efluente dos fornos é composto por frações pesadas, as quais devem ser extraídas dos gases, e estes devem ser resfriados. A Fracionadora primária remove o óleo de *quenck* do efluente. A torre de água de *quenck* separa a água e a gasolina de *pirólise* dos gases antes de eles atingirem a área de compressão. A água de *quenck* é aproveitada como fluido de aquecimento em trocadores e *refervedores* ao longo do processo, sendo um deles o da Fracionadora de Propeno (T07).

#### **3.1.1.2 Compressão**

O principal equipamento integrante dessa fase é o compressor, denominado compressor gás de carga. O objetivo desta fase é elevar a pressão até aproximadamente 35 a 40 kgf/cm<sup>2</sup>, a fim de facilitar a separação e a purificação dos compostos na etapa seguinte. A compressão dos gases é realizada em vários estágios. O gás comprimido em cada um desses estágios é resfriado em trocadores e o condensado formado retorna para etapas anteriores ao processo.

#### **3.1.1.3 Fracionamento criogênico e morno**

Essa etapa é constituída basicamente por colunas de destilação. Primeiramente, tem-se interesse em separar da corrente do processo o metano e o hidrogênio, etapa denominada desmetanização. O hidrogênio, após ser purificado, é utilizado para a hidrogenação de contaminantes do processo (acetileno, metil-acetileno e propadieno). O metano é utilizado como combustível nos fornos.

O efluente da etapa de desmetanização segue para uma coluna denominada desetanizadora, que separa os compostos com dois carbonos, corte C2, dos demais, corte C3+. A corrente do corte C2 é hidrogenada em reatores, a fim de eliminar o

acetileno presente, passando para a Fracionadora de Eteno, responsável pela separação do etano do etileno.

O corte C3+ é separado em duas novas correntes: o corte C3 e o corte C4+. A coluna responsável por esta separação é a despropanizadora. O corte C3 é também hidrogenado em um reator para eliminar o metil-acetileno e o propadieno (MAPD). Como subproduto, a reação de hidrogenação promove a formação de oligômeros indesejáveis no processo. Estes são separados por uma coluna denominada Torre de *Green-oil*, "óleo verde". O efluente da lateral desta coluna é o Propeno de baixa pureza (95% molar), o Propeno Grau Químico (PGQ). A maior parte deste propeno segue como carga para as Fracionadoras de Propeno, duas em paralelo, para obtenção de propeno com um grau de pureza mais elevado (99,5%), o chamado Propeno Grau Polímero (PGP).

A corrente de fundo da despropanizadora, o corte C4+, segue para a desbutanizadora, cujos produtos são matéria-prima para obtenção de seus produtos finais (por exemplo, 1,3 butadieno, buteno 1, isopreno, etc) na área de aromáticos.

A seguir serão descritas as Unidades que contemplam a Torre de *Green-oil* (T06) e a Fracionadora de Propeno T07, localizadas na etapa do fracionamento criogênico e morno como mostra a Figura 5 na qual estão em destaque vermelho. A principal razão para incluir a T06 no escopo deste trabalho decorre da instabilidade operacional desse sistema que se propaga para as Fracionadoras de Propeno cujo produto é de grande valor comercial. Conforme visto no capítulo anterior, a carga é uma propagadora de distúrbio de considerável relevância em colunas de destilação. Mais adiante, nas Figuras 6 e 7, os sistemas da Torre de *Green-oil* e a Fracionadora são representados de maneira mais detalhada. A segunda Fracionadora, T10, não será contemplada neste trabalho.

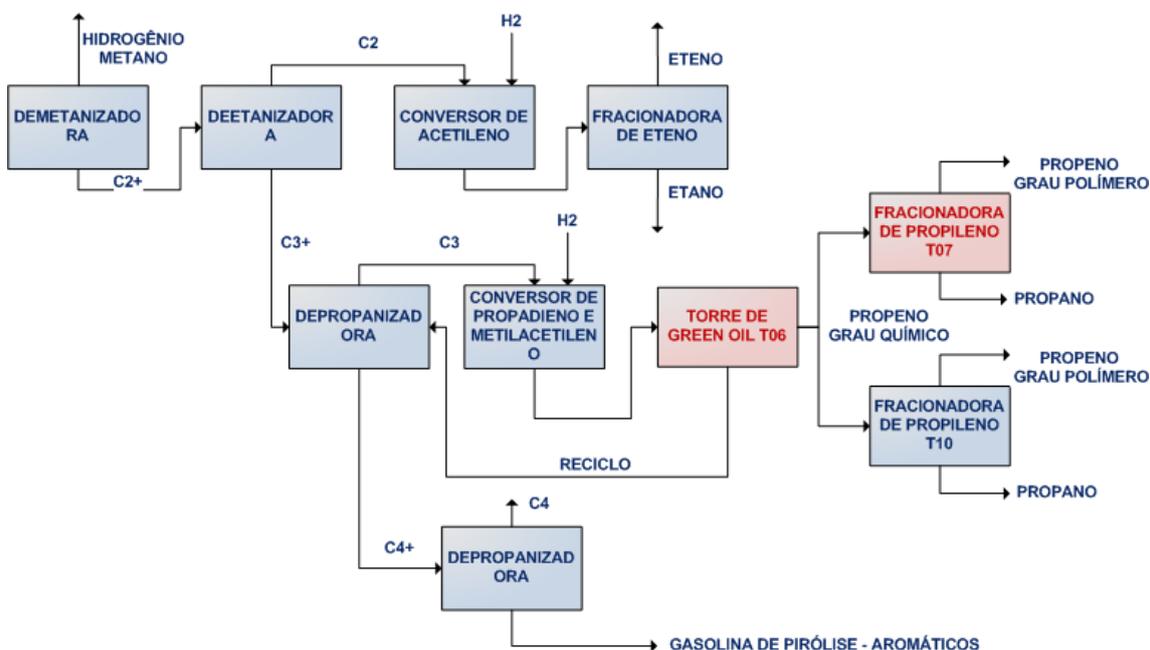


Figura 5 - Fluxograma da etapa do fracionamento criogênico e morno

### 3.1.2 Conhecendo a torre de *Green-oil* T06

A T06 tem duas funções básicas: remover o *Green-oil* resultante da conversão do MAPD nos reatores, assim como os Hidrocarbonetos (HC'S) leves e incondensáveis oriundos do uso de H<sub>2</sub> nos reatores de MAPD.

O efluente dos reatores de MAPD entra no prato 17 da T06. A corrente de fundo da T06, rica em *Green-oil*, é reciclada para a despropanizadora para eliminar este resíduo do Propeno. A corrente de C3 do topo é condensada e acumulada no vaso de refluxo V18 do qual os HC'S e incondensáveis são eliminados para a sucção do 4º estágio dos Compressores de Gás de Carga, com opção de ser alinhado para Gás Combustível. O produto final é retirado no prato 27 que de acordo com o perfil da Torre, tem o melhor ponto de especificação do produto em PGQ, livre de pesados e de leves.

O PGQ, a partir da retirada lateral da T06, é bombeado e resfriado no P48 com Água de Resfriamento (AR) até aproximadamente 30°C, e enviado para o vaso V19 para remoção da umidade, e, posteriormente, para o V44 a fim de reter o Metanol.

Na saída do V44 a carga é dividida em duas correntes. Uma parte é enviada para a T10. A outra parte vai para a T07 sob controle do refluxo interno da T06. Esta vazão varia de acordo com a carga de Gás Seco para a Área Fria.

O fundo é refervido no *reboiler* P46 com uso de AQ.

A especificação do PGQ quanto ao MAPD não é muito rigorosa, uma vez que o mesmo não é consumido pelos clientes. O que limita o MAPD é o Aromático pela formação de *Green-oil* no Reator.

As condições operacionais da coluna são:

- Pressão no topo 21,5 kg/cm<sup>2</sup>;
- Temperatura no topo 53 °C;
- Temperatura no fundo 57 °C;
- ΔP normal 0,22 kg/cm<sup>2</sup>.

#### 3.1.2.1 Malhas de controle da T06

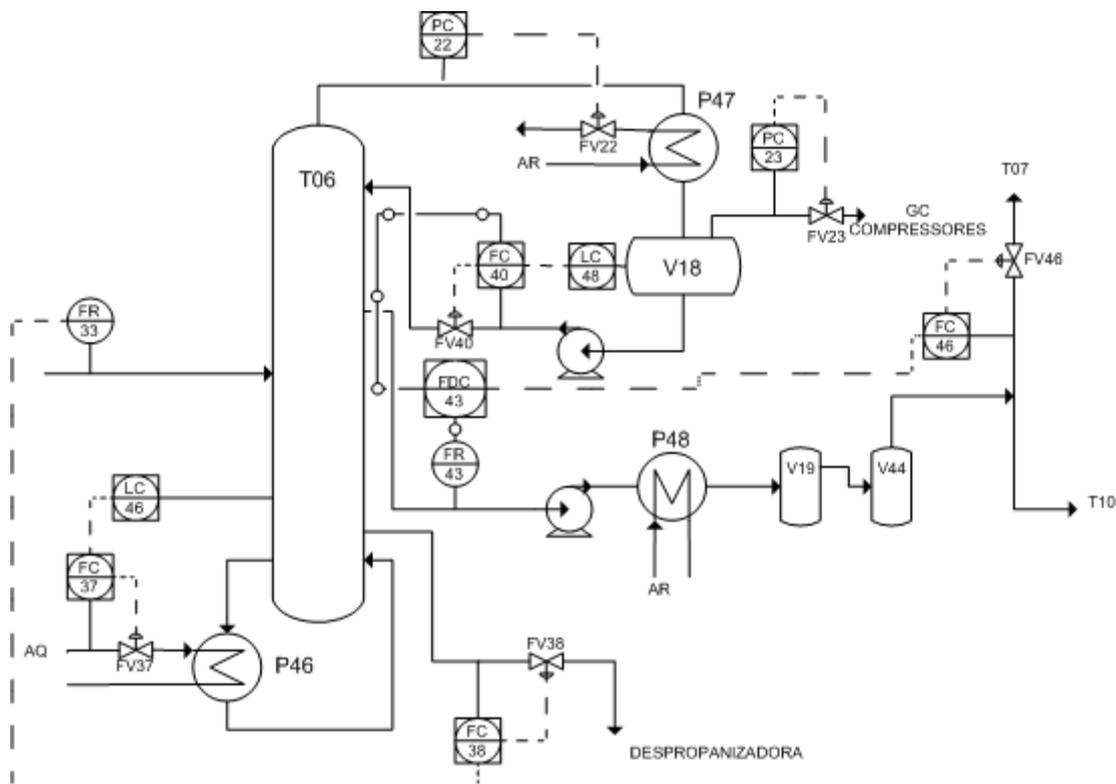
**Nível de fundo** - O controle do nível de fundo é feito através da LC46 em cascata com a FC37 atuando na vazão de Água de Quench (AQ) para o P46.

**Reciclo de *Green-oil*** - A FC38 é um feedforward, ou seja, recebe indicação de vazão de carga para a T06 (FR33) e através de um cálculo (multiplicação da FR33 por um fator que corresponde ao teor de *Green-oil* na carga) atua na vazão de reciclo para a despropanizadora.

**Nível do V18 e a retirada lateral** – O controle do nível é feito pelo LC48 em cascata com o FC40 gerando uma retirada lateral que é controlada no FDC43 que toma por base o cálculo do FDR43. Este controlador recebe um sinal gerado pelo FC40 (refluxo) e a vazão de retirada lateral (FR43) e realiza a diferença entre eles. Estes valores são enviados para o FDC43 que subtrai o valor de SP dado pelo operador gerando um sinal para o FC46 aumentar ou diminuir a vazão para a T07.

**Controle da pressão da T06** – É feito pela PC22 que atua na vazão de Água de Refrigeração (AR).

**Controle da pressão do V18** – É feito pela PC23 alivia para Gás Combustível ou para Tocha.



**Figura 6 - Fluxograma da Torre de Green-oil**

Como os componentes da carga dessa coluna possuem volatilidade relativa muito elevada, a separação destes é realizada facilmente. Por isso não temos uma estratégia de controle complexa. O que se busca é a separação do *Green-oil* do Propeno, principalmente. Seu objetivo é alcançado através de uma estratégia de balanço material simples. Entretanto, devido aos problemas operacionais declarados abaixo, a configuração atual não é adequada. Outra informação importante é que não se tem DMC implantado nesta coluna.

### 3.1.2.2 Problemas operacionais da T06

- O principal problema identificado nesta configuração é a alta variabilidade da retirada lateral da T06, carga da T07, de maneira que a malha FDC43 permaneça quase o tempo inteiro em manual. Aumentando o nível da T06, aumenta-se a vazão de AQ no *reboiler*. Com carga térmica mais elevada, o líquido evapora e sobe, condensando no V18 e aumentando o nível deste. Como o LC48 está em cascata com o FC40, a vazão de refluxo aumenta. Dessa forma, o refluxo novamente aumenta o nível da coluna e assim as ações continuam sucessivamente. Em consequência disso, o refluxo interno da coluna varia constantemente, assim como a retirada lateral, carga da T07.

### 3.1.3 Conhecendo a Fracionadora de Propeno T07

O objetivo da C3 *Splitter* ou Fracionadora de Propeno é produzir Propeno Grau Polímero, cuja pureza corresponde a 99,5%, a partir de PGQ, advindo da T06. O PGP é separado pelo topo da Fracionadora e o Propano pelo fundo.

A T07 possui 158 pratos valvulados e recebe carga da T06 atualmente no prato 55. O produto de fundo rico em Propano é resfriado em trocadores com AR e enviado para Esfera de GLP, cocraqueado nos fornos ou enviado a Aromático. Os vapores de topo são condensados e depois acumulados no V20.

No V20 a maior parte do condensado volta como refluxo. A outra parte da produção de PGP é resfriado no P51 até próximo de 32°C e enviado aos consumidores.

O *refervimento* da Torre é feito com AQ no P49.

O AR15D analisa a corrente de fundo da Torre.

O controle da pureza do PGP é feito no AR12A que monitora a concentração de Propano no Propeno e o AR12B que indica a pureza do PGP. O ajuste da pureza pode ser efetuado pelo Técnico de Operação ou pelo DMC.

As condições operacionais desta coluna são:

- Pressão no topo - 18,5 Kg/cm<sup>2</sup>;
- Temperatura no topo - 45 °C;
- Temperatura no fundo - 60 °C;
- $\Delta P$  máximo – 1,1 Kg/cm<sup>2</sup>;
- Especificação - Propeno - 99,5 % (Mínimo)

#### 3.1.3.1 Malhas de controle da T07

**Nível de fundo** - O controle do nível de fundo é feito através da LC56 em cascata com a FC47 atuando na vazão de AQ para o P49.

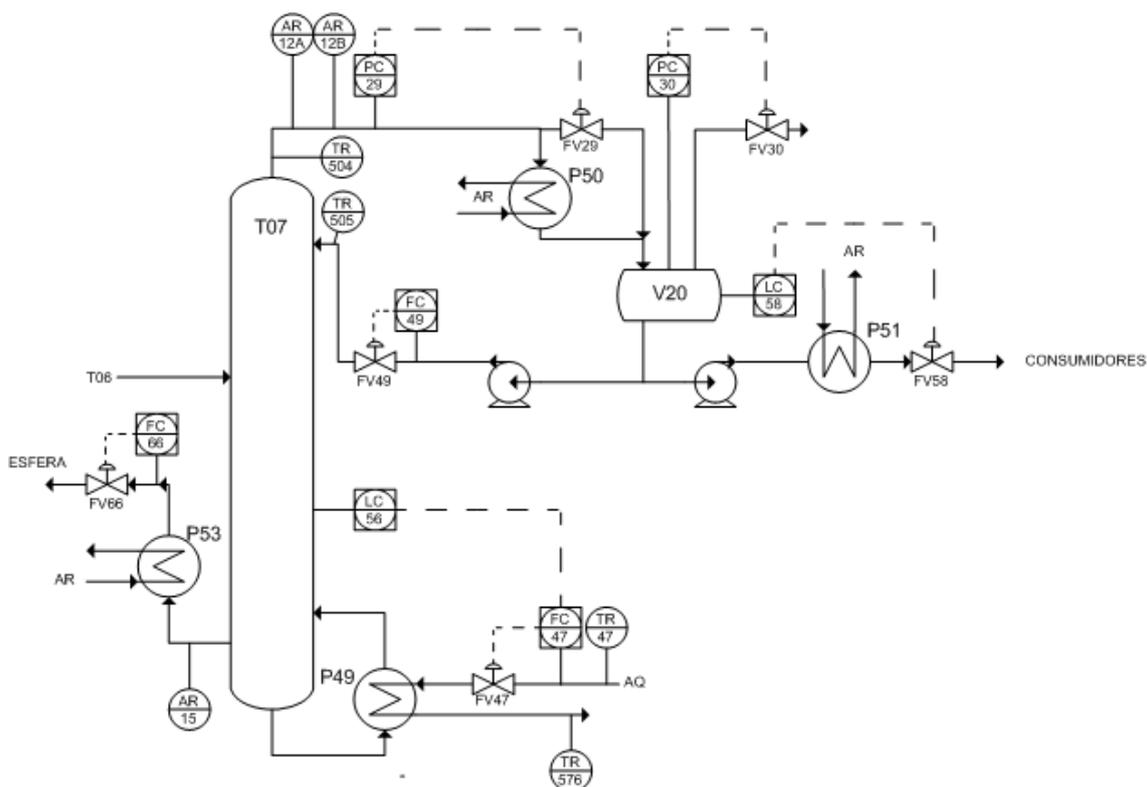
**Vazão de fundo** - A FC66 atua como uma variável livre, cujo SP é determinado pelo operador ou pelo DMC.

**Nível do V20** – O controle do nível é feito pelo LC58 que comanda na abertura da válvula FV15.

**Refluxo** – A FC49 é uma variável livre e o seu SP é fixado pelo operador ou DMC.

**Controle da pressão da T07** – É um *hot bypass* controlado pela PC29.

**Controle da pressão do V20** – É feito pela PC30 que alivia para Tocha.



**Figura 7 - Fluxograma da Fracionadora de Propeno T07**

Na T07 o controle das principais variáveis de processo, tais como especificação de topo e de fundo, diferencial de pressão, temperatura, refluxo de topo e retirada de fundo são efetuados pelo DMC. Dessa forma, como o DMC, através das leituras dos analisadores de topo e fundo, envia um SP para os controladores de refluxo e retirada de fundo, respectivamente, ele opera similarmente como uma estratégia de controle do tipo L,B. Conforme visto no capítulo anterior, essa é a melhor configuração para Fracionadoras de Propeno.

### **3.1.3.2 Problemas operacionais da T07**

A dificuldade em se obter um controle desejável a esta coluna é devido a:

- Variabilidade da T06 que se propaga para a T07;
- Variações na temperatura de AQ que provocam oscilações no nível da coluna e conseqüentemente na composição do fundo, acarretando numa perda elevada de Propeno;
- Distúrbios causados pelas variações na temperatura de AR se propagam para o interior da coluna afetando consideravelmente o perfil de temperatura e de composições acarretando em ações/oscilações constantes na abertura da válvula de controle do refluxo a fim de compensar os desvios em especificação;
- Restrição física da coluna quanto à sua capacidade hidráulica de maneira que freqüentemente opera-se com o delta de pressão da coluna elevado.

### 3.2 GRAUS DE LIBERDADE OPERACIONAL (MV'S)

Na Tabela 1 abaixo estão apresentados os graus de liberdade disponíveis dos sistemas.

**Tabela 1 - Variáveis manipuladas disponíveis das colunas de *Green-oil* e da Fracionadora**

T06		
VÁLVULA	CONTROLADOR	DESCRIÇÃO
FV22		Válvula de vazão de AR para o condensador.
FV23		Válvula da retirada de incondensáveis do vaso V18.
FV37	FC37	Válvula da entrada de AQ para o reboiler (V).
FV38	FC38	Válvula da retirada de <i>Green-oil</i> no fundo da coluna (B).
FV40	FC40	Válvula da vazão de refluxo (L).
FV46	FC46	Válvula da retirada de C3 para a fracionadora T07 (D).
T07		
VÁLVULA	CONTROLADOR	DESCRIÇÃO
FV29		Válvula do <i>Hot Bypass</i> .
FV30		Válvula da retirada de incondensáveis no V20.
FV47	FC47	Válvula da entrada de AQ para o reboiler (V).
FV49	FC49	Válvula da vazão de refluxo (L).
FV58		Válvula da vazão de Propeno para os consumidores (D).
FV66	FC66	Válvula da retirada de Propano no fundo da coluna (B).

### 3.3 INSTRUMENTAÇÕES DISPONÍVEIS (CV'S)

As variáveis controladas estão representadas na Tabela 2.

**Tabela 2 - Variáveis controladas disponíveis das colunas de Green-oil e da Fracionadora**

T06	
PC22	Pressão de topo da coluna.
PC23	Pressão do V18.
LC46	Nível da coluna.
LC48	Nível do vaso de condensado V18.
T07	
PC29	Pressão do topo da coluna.
PC30	Pressão do vaso de condensado V20.
LC56	Nível da coluna.
LC58	Nível do vaso de condensado.
AR12A	Teor de Propano no Propeno.
AR15	Teor de Propeno no Propano.
TR47	Temperatura da AQ entrando no P49.
TR576	Temperatura da AQ saindo do P49.

### 3.4 OS PRINCIPAIS DISTÚRBIOS

Os distúrbios existentes nos sistemas em questão estão explicitados na Tabela

3.

**Tabela 3 - Principais distúrbios existentes nos sistemas**

T06
Vazão de carga.
Composição da carga.
Vazão de AQ para o reboiler.
Vazão de AR para o condensador.
T07
Vazão de carga.
Composição da carga.
Vazão de AQ para o reboiler.
Vazão de AR para o condensador.

### 3.5 O CONTROLE DO INVENTÁRIO

Como já foi dito anteriormente, o controle do inventário da T06 é realizado por:

- **Nível de fundo** - LC46 em cascata com a FC37.
- **Nível do V18** – LC48 em cascata com o FC40.

E o controle do inventário da T07 é realizado através:

- **Nível de fundo** - LC56 em cascata com a FC47.

- **Nível do V20** – LC58 que comanda na abertura da válvula FV15.

### **3.6 O CONTROLE DA COMPOSIÇÃO**

Para a T06 não há uma preocupação quanto a elaborar uma estratégia de controle que seja mais rígido às composições dos produtos, visto que, conforme abordado anteriormente, a volatilidade relativa é muito diferente da unidade, o que facilita a separação do componente realmente desejado, o PGQ. Satisfazendo o BM o objetivo é atingido.

Para a T07, enquanto o controle regulatório garante a estratégia de BM, o controle avançado é construído a operar similarmente a uma configuração do tipo L,B, ou seja, os SP's da vazão de refluxo e a de retirada de fundo são manipulados de maneira a satisfazer a especificação dos produtos através das medidas dos analisadores *on-line*.

## 4. PROPOSIÇÃO DE UMA NOVA ESTRATÉGIA DE CONTROLE

Baseados no conhecimento do processo e seu objetivo, nos problemas de controle apresentados, nas variáveis manipuladas e controladas disponíveis e, finalmente, nos distúrbios intrínsecos a uma operação normal, foi proposta uma nova estratégia de controle para cada sistema.

### 4.1 NOVA CONFIGURAÇÃO DE CONTROLE PARA A T06

A proposta para estabilizar a Torre de *Green-oil* e conseqüentemente a carga da Fracionadora é:

1. Controlar o nível do V18 através de uma cascata com a carga da T07, ou seja, o LC58 em cascata com o FC46. Porque o volume do vaso de condensado é grande de forma que absorve as oscilações do sistema variando lentamente o seu nível. Quando o nível começa a subir suavemente, a válvula da carga da T07 recebe esta informação e sua abertura torna-se maior.
2. Controlar o refluxo interno da coluna para torná-lo o mais constante possível alterando o bloco FDC43. Este será um PID cujos parâmetros serão os seguintes:

**Tabela 4 - Parâmetros do bloco de cálculo FDC43**

FDC43	
PV	FC40.SP - FR43.AO
SP	Refluxo interno abaixo do prato de retirada definido pelo operador ou pelo controle avançado.
OP	Saída do bloco que será convertida em unidades de engenharia de vazão de refluxo no bloco FC40.

Para elucidar o resultado supõe-se que o nível da coluna passa para um valor mais elevado, logo, a vazão de AQ aumenta evaporando mais. Por conseguinte, o nível do V18 também aumenta assim como a abertura da válvula que comanda vazão de carga para a T07. A fim de manter o refluxo interno constante já que a retirada lateral tornou-se maior, o refluxo deve ser mais elevado.

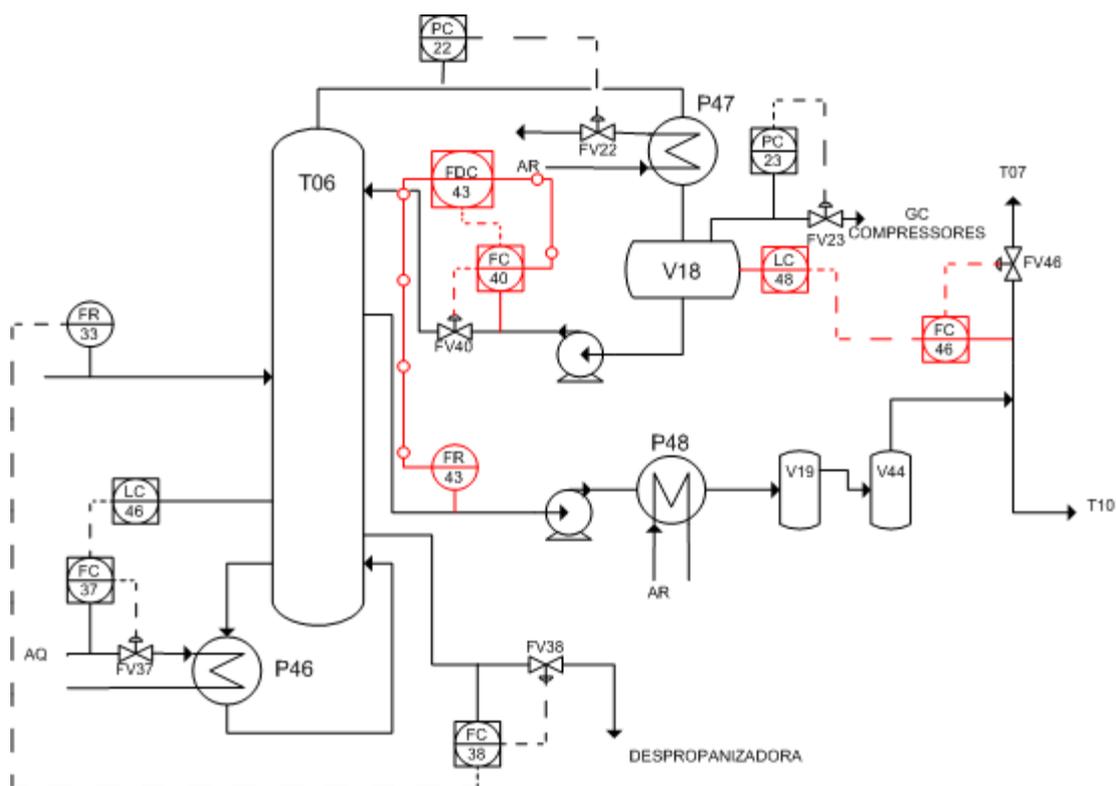


Figura 8 - Configuração da nova estratégia de controle para a coluna de *Green-oil*

#### 4.2 NOVA CONFIGURAÇÃO DE CONTROLE PARA A T07

Será proposta uma nova estratégia de controle para a coluna T07 com o objetivo de buscar a estabilidade do sistema, entretanto, a essência desta permanece como sendo L,B através do DMC.

Essa proposição baseia-se em:

1. Compensar a vazão de refluxo de acordo com o grau de subresfriamento que ocorre neste, através de um bloco de cálculo, FC50, criado para controlar o refluxo interno, enviando um SP para o FC49. Primeiramente, o FC50 calcula a diferença de temperatura entre o topo da coluna e o refluxo ( $TR504 - TR505$ ). Essa diferença é o grau de subresfriamento. Multiplica esta diferença por um coeficiente para gerar um pequeno incremento proporcional ao grau de subresfriamento na vazão de refluxo. O valor desse coeficiente é 0,1, determinado através da simulação da coluna. A seguir, determina o refluxo interno, ajustado pelo incremento. Este bloco está em cascata com o PID de refluxo, FC49. Desta forma, a vazão de refluxo sempre é corrigida de acordo com o delta de temperatura resultando em estabilidade para as composições de topo e de fundo da coluna. Os parâmetros dos blocos são:

Tabela 5 - Parâmetros dos blocos FC50 e FC49

FC50	
PV	$FC49.SP \times (1 + (TR504 - TR505) \times 0,1)$
SP	Refluxo interno definido pelo operador ou pelo controle avançado.
OP	Saída do bloco que será convertida em unidades de engenharia de vazão de refluxo no bloco FC49.
FC49	
PV	FC49.PV
SP	Definido pelo FC50.
OP	Porcentagem de abertura da válvula FV49.

2. Com a finalidade de minimizar as perturbações provocadas na coluna pelo distúrbio temperatura da AQ, foi inserido um bloco de cálculo, QC47, que determina a carga térmica entregue ao sistema. Ou seja, caso a AQ advinda da Torre de AQ para o *reboiler* P49, se dirija a este com uma temperatura superior, o bloco QC47 impõe a FC47 reduzir a abertura da válvula FV47, caso o nível deva permanecer o mesmo, de modo a manter a mesma carga térmica fornecida à coluna e, assim, evitar a transmissão desse distúrbio e oscilação do nível da coluna. Os parâmetros desses blocos podem ser observados a seguir:

Tabela 6 - Parâmetros dos blocos LC56, QC47 e FC47

LC56	
PV	LC56.PV
SP	Nível da coluna definido pelo operador ou pelo controle avançado.
OP	Saída do bloco que será convertida em unidades de engenharia de energia no bloco QC47.
QC47	
PV	$FC47.SP \times C_p \times (TC47 - TR576)$
SP	Definido pelo FC56.
OP	Saída do bloco que será convertida em unidades de engenharia de vazão de AQ no bloco FC47.
FC47	
PV	FC47.PV
SP	Definido pelo QC47.
OP	Porcentagem de abertura da válvula FV47.

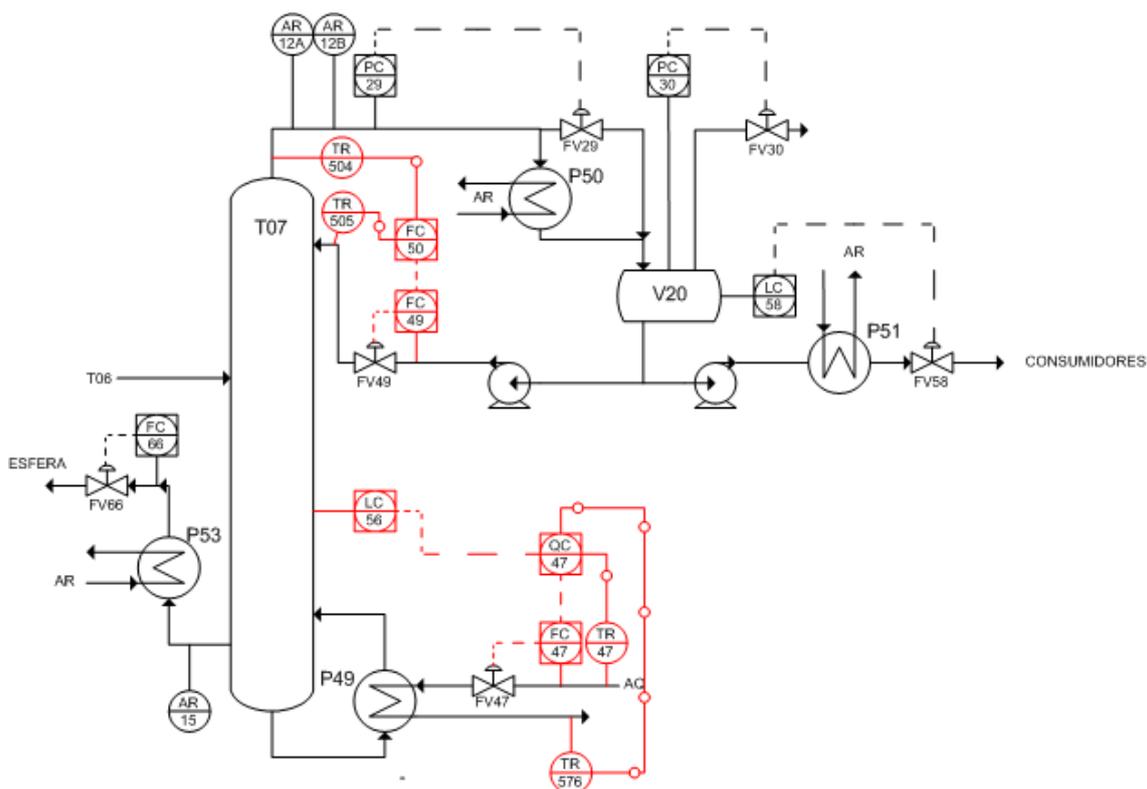


Figura 9 - Configuração da nova estratégia de controle para a Fracionadora

Para a T07 não foi elaborada uma configuração de controle regulatório na qual a composição fosse o objetivo primordial a ser satisfeita, e sim a pressão e os níveis. Neste caso, a responsabilidade da especificação ser atingida fica a cargo do DMC.

## 5. COMPARAÇÃO DOS DADOS DA PLANTA DO PERÍODO PRÉ E PÓS ÀS ALTERAÇÕES REALIZADAS NOS CONTROLADORES

A discussão a seguir tem o intuito de analisar se as modificações na estrutura do controle regulatório de ambos os sistemas surtiu o efeito esperado, considerando que o DMC apresentou-se ligado para a T07 em ambos os períodos com o mesmo modelo. É importante ressaltar que durante o período pós-modificações a temperatura ambiente apresentou-se mais elevada.

### 5.1 DADOS DA T06

Como pode ser observado na Figura 10, é evidente a melhoria do controle do refluxo interno da T06 após a modificação de estratégia de controle, tornando-o mais constante, reduzindo sua variabilidade. Assim como na Figura 11 que demonstra uma redução na variabilidade do delta de pressão, na média desse delta deslocando a operabilidade numa região mais segura quanto à possibilidade de inundação e a obtenção da estabilidade operacional.

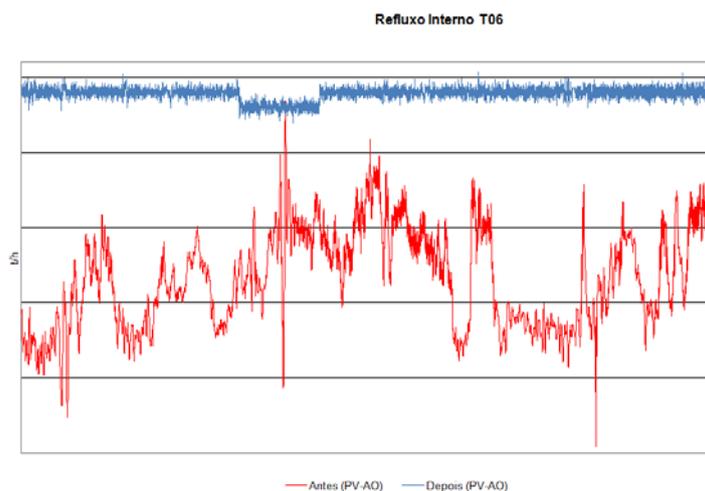


Figura 10 - Dados comparativos para o refluxo interno da T06

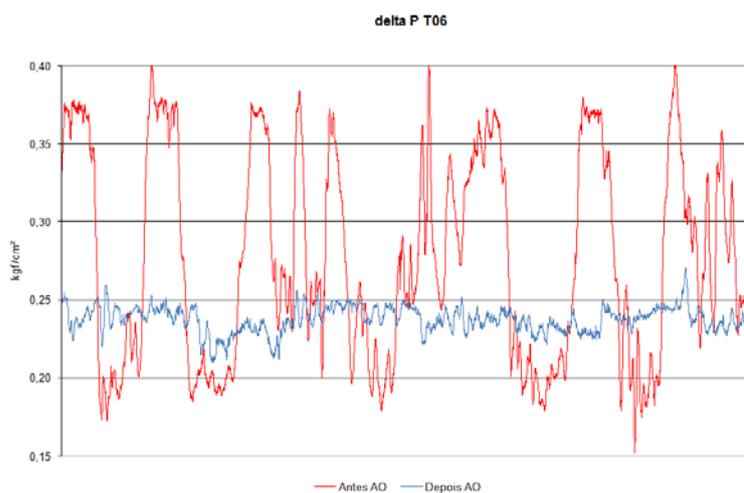


Figura 11 - Dados comparativos para o delta de pressão da T06

## 5.2 DADOS DA T07

Conforme a Figura 12, pode-se afirmar que, apesar de a melhoria não ser tão significativa, pelo menos neste período analisado, a variabilidade da carga da T07 reduziu.

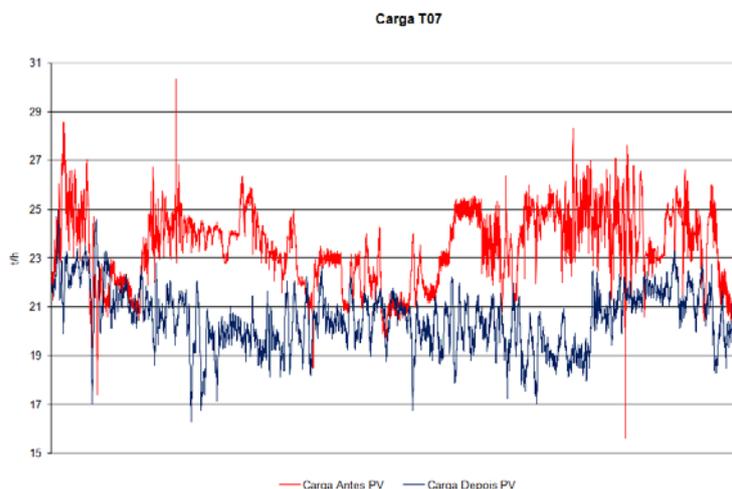


Figura 12 - Dados comparativos para a carga da T07

O delta de pressão demonstrou resultados consideráveis após a modificação, revelando operar estável, com nenhuma inundação, enquanto que anteriormente isso ocorria com bastante frequência, ou com elevada propensão a tal. A inundação ocorre a deltas superiores a 1,1 kgf/cm<sup>2</sup>. A variabilidade da pressão reduziu, assim como seu valor na média.

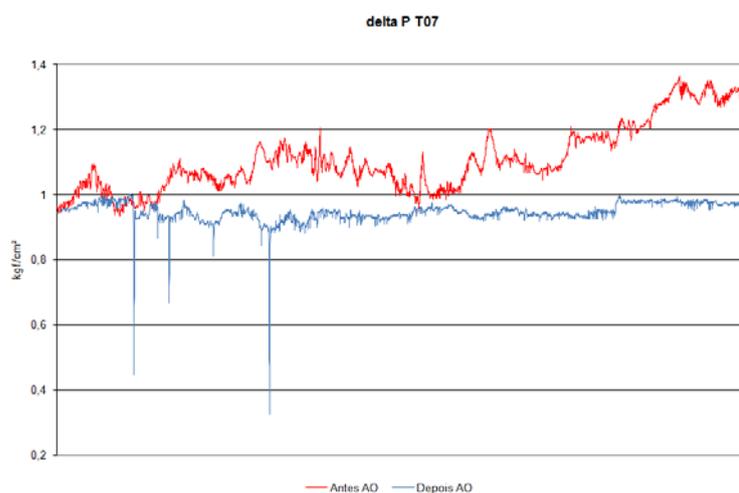


Figura 13 - Dados comparativos para o delta de pressão da T07

Devido à migração dos controladores antigos para os novos, alguns dados como o SP e a abertura da válvula da PC29 no período anterior às modificações foram perdidos, e essa é a justificção para não estarem representados na Figura 14. Porém, é notável que a pressão de topo da coluna também teve melhorias quanto à

sua variabilidade. Observa-se um pico na sua PV devido à temperatura de AR ter-se elevado e, dessa forma, mesmo com toda a válvula fechada forçando condensação total para reduzir a pressão, não foi o suficiente. Eis uma importante restrição operacional em dias mais quentes, no qual o condensador, com sua capacidade máxima disponível, não consegue atingir o objetivo de reduzir a pressão.

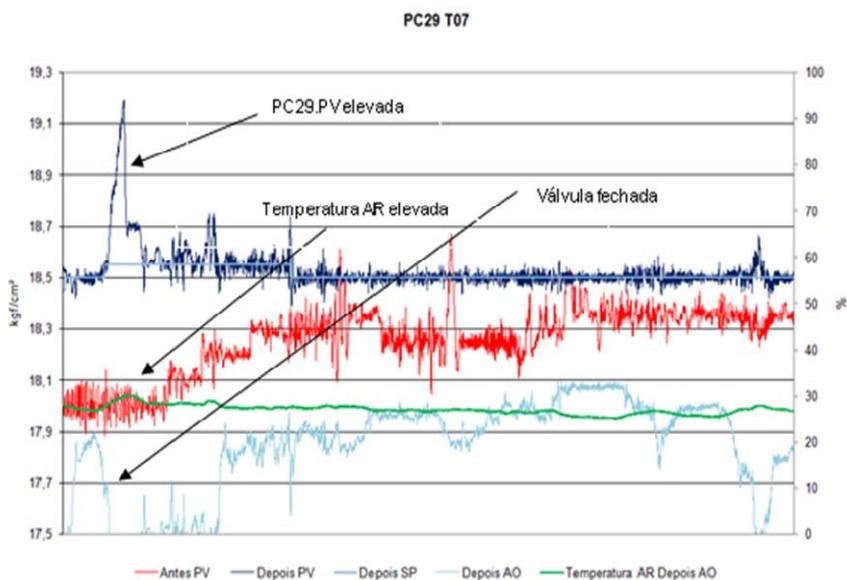


Figura 14 - Dados comparativos para a pressão de topo da T07

A diferença de temperatura entre a do topo e a do refluxo demonstrou-se com redução em sua variabilidade e foi observado também que esta diferença tornou-se menor na média. Isso se deve ao fato que ao a temperatura de AR apresentar-se mais elevada, o delta diminui, o bloco FC50 calcula um novo refluxo maior. Então se tem uma vazão de refluxo maior e mais quente entrando na coluna o que reduz o delta de temperatura.

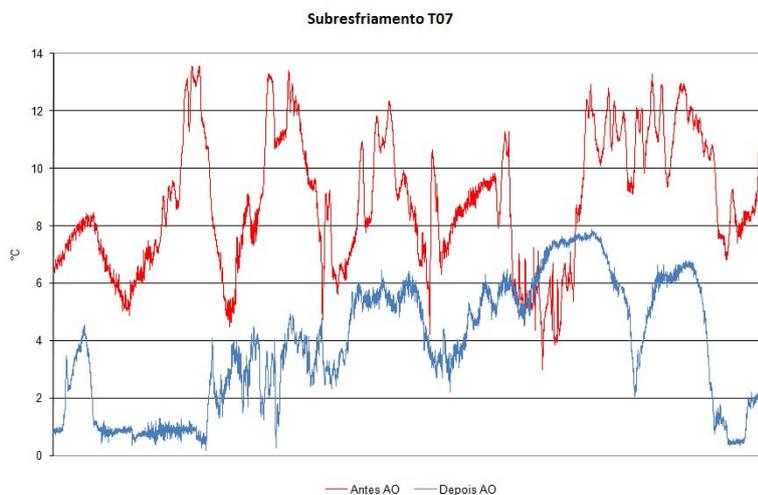


Figura 15 - Dados comparativos para o subresfriamento da T07

O objetivo da Figura 16 é retratar a melhoria do refluxo interno no que diz respeito à sua constância, redução de variabilidade, promovendo maior estabilidade operacional para a coluna. Apesar de que, segundo a Figura 17, não é nítido o beneficiamento dessa melhoria para a composição de topo. Mas como já foi dito, a responsabilidade das composições fica ao cargo do DMC. Ainda na Figura 16 pode-se perceber uma sutil redução da variabilidade do nível do vaso de condensado.

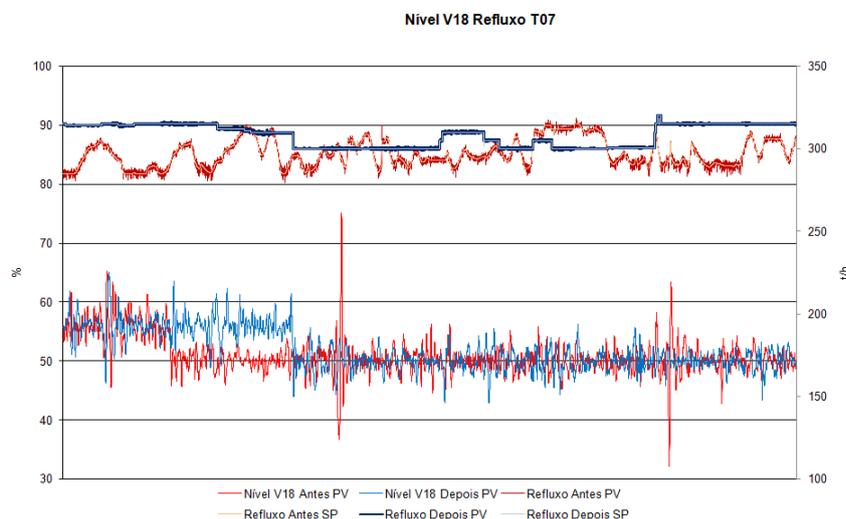


Figura 16 - Dados comparativos para o nível do V18 e do refluxo interno da T07

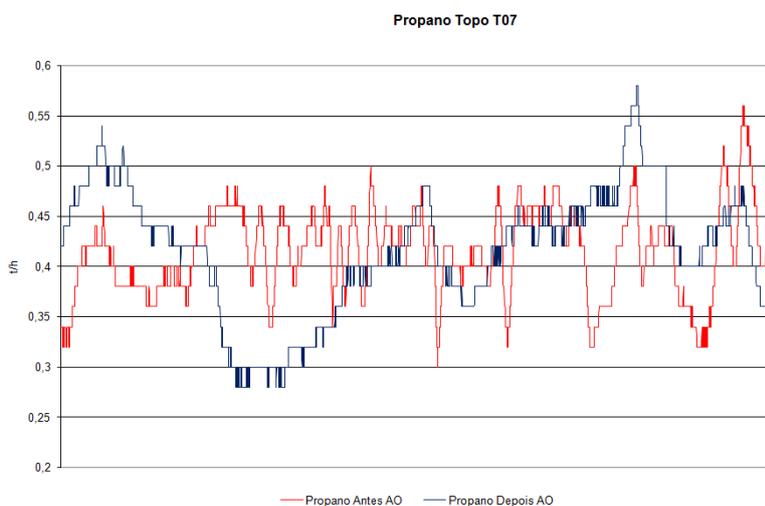
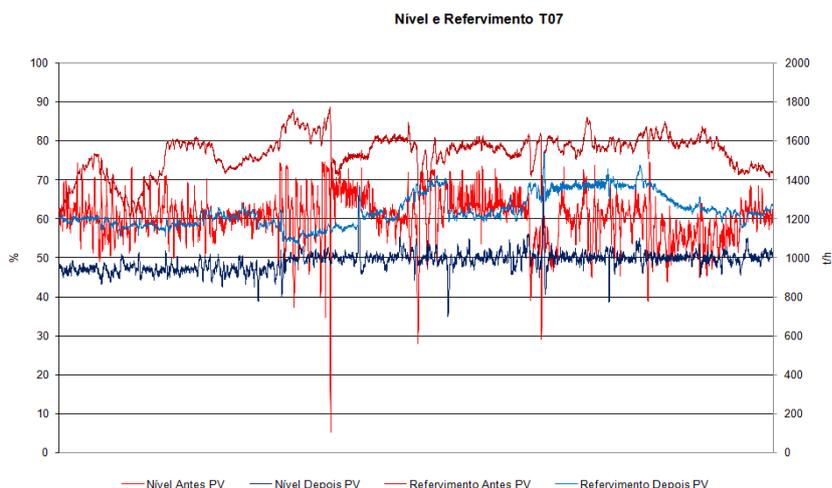


Figura 17 - Dados comparativos para o teor de Propano no topo da T07

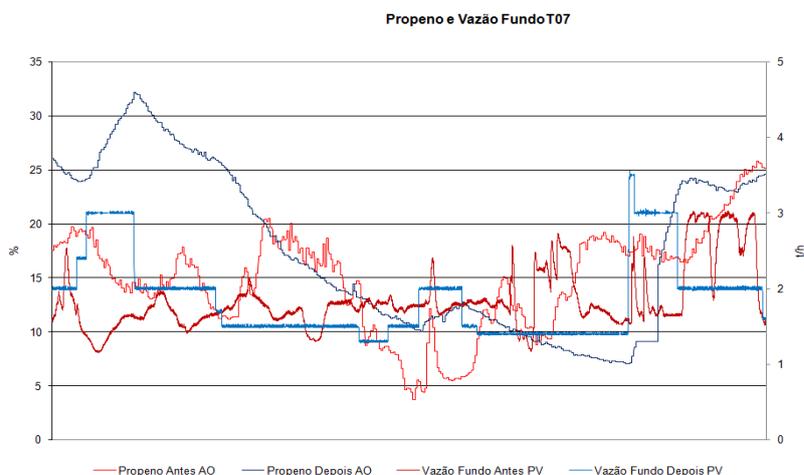
O que se pode perceber na Figura 18 é que ambos o nível da coluna e a vazão de AQ para o reboiler P49 tiveram uma notável redução de variabilidade favorecendo a estabilidade da coluna.



**Figura 18 - Dados comparativos para o nível da coluna e refervimento da T07**

Em Fracionadoras como a T07 não se trabalha com o nível da coluna, por exemplo, em cascata com a vazão de retirada de fundo, tendo em vista a ordem de grandeza da vazão desta ser praticamente cem vezes menor que a de refluxo. Da mesma forma, uma malha de controle de temperatura de fundo em cascata com esta vazão de retirada de fundo, pois para um delta de nível ou de temperatura, a vazão de produto de fundo não tem range o suficiente para suportar e corrigir essas variações. Entretanto, esta vazão é utilizada para o controle de composição do produto de fundo. No entanto, não é visível se houve algum incremento neste controle. Espera-se que seja significativo com o novo modelo do DMC quando este for implantado.

A preocupação com a composição de fundo é muito maior que a de topo porque as impurezas do topo estão em alguns ppm's, enquanto que as do fundo podem chegar até 30% de representatividade da corrente de fundo. Isto é, o Propeno está sendo tratado como Propano, sendo queimado, utilizado como combustível em fornos ao invés de ser vendido como produto significativamente lucrativo.



**Figura 19 - Dados comparativos para o teor de Propeno e a vazão de fundo da T07**

## 6. IMPLANTAÇÃO DO DMCplus

O *DMCplus* é um aplicativo de controle avançado desenvolvido pela *Aspen Tech* que utiliza modelos dinâmicos lineares, os quais descrevem matematicamente o comportamento do sistema, a fim de prever a trajetória do loop aberto das variáveis controladas e assim determinar o ponto ótimo de operação a fim de alcançá-lo. A cada minuto o controlador determina este ponto ótimo considerando os efeitos de todas as mudanças de *setpoints* das MV's em todas as CV's e encontrando a melhor solução que satisfaça o *target* do estado estacionário, que é o ponto mais lucrativo sujeito aos limites das MV's e CV's. Isso significa que ele é multivariável.

MV's para o DMC são os *setpoints* das MV's do controle regulatório, como por exemplo, o SP do refluxo, da vazão de produto de fundo ou de topo, do fluxo de calor para o *reboiler*, enquanto que as CV's são medições que representam importantes limites de operação como delta de pressão da coluna, composição dos produtos, posição de uma válvula. Há também as variáveis *feedforwards* que afetam o processo, mas o controlador não pode manipular, como a temperatura ambiente.

Os benefícios que o controle multivariável traz revelam a importância em implantá-lo: permite o aumento da produção da unidade, do rendimento, a maximização da recuperação de produto, a minimização do consumo de utilidades, a estabilização da operação da unidade. Dentro da hierarquia de negócios de operações na indústria de processos, o controle multivariável se localiza na camada supervisória, acima da camada regulatória, como representado na Figura 20 a seguir:

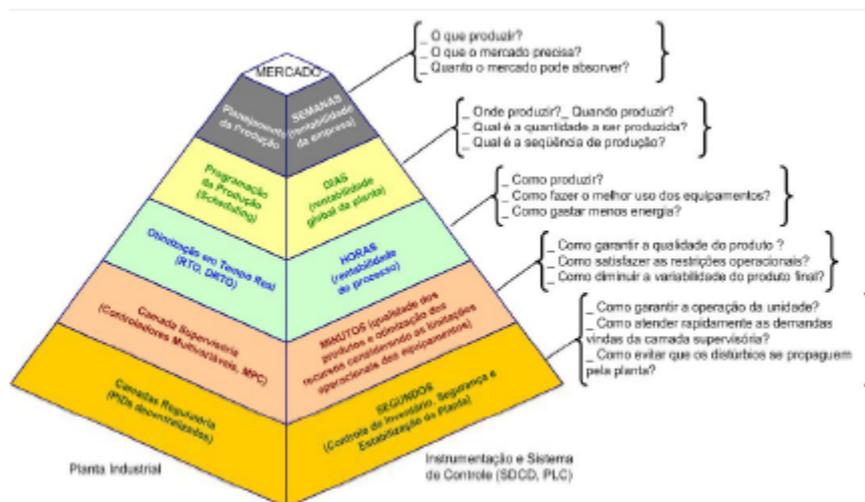


Figura 20 - Localização do controle multivariável nas camadas de controle

Para a implantação do DMC é necessário seguir uma metodologia como demonstrada na Figura 21:

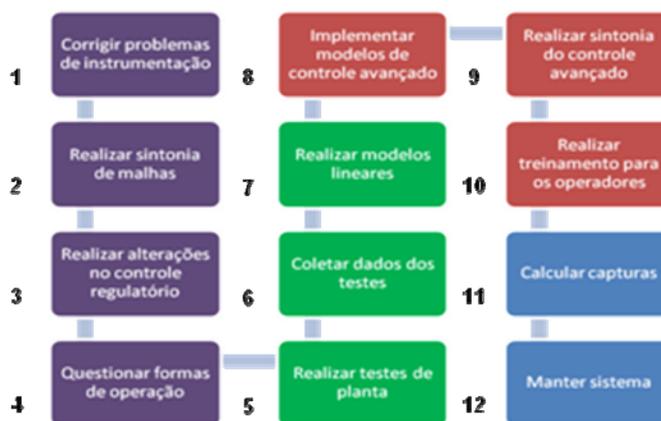


Figura 21 - Metodologia para implantação do DMC

As etapas de 1 a 4 já foram contempladas a medida em que o controle regulatório foi revisto e a nova estratégia proposta. No capítulo 6 serão abordadas as etapas 5 a 8. As demais não estão incluídas no projeto desse trabalho.

### 6.1 DETERMINAÇÃO DOS MODELOS

Os modelos das T06 e T07 foram determinados através de *step-test* em ambos os sistemas, no qual consiste em realizar um degrau numa variável e analisar o comportamento de todas as outras variáveis do mesmo a fim de verificar a interação entre elas.

Para qualquer sistema, a primeira análise que deve ser feita quando este é submetido a um *step-test*, é verificar o tempo que ele leva para atingir o estado estacionário. Para determiná-lo, normalmente é feito *steps*, uns mais seguidos, outros menos. Os menos seguidos auxiliam a fazer uma análise a respeito do ganho e os mais seguidos a analisar o comportamento de sua resposta que ocorre logo em seguida. O tamanho dos *steps* varia de sistema a sistema, portanto, deve-se conhecê-lo a fim de respeitar seus limites.

Os dados dos testes são coletados e enviados a um aplicativo onde é avaliada a resposta da ação numa variável em todas as outras nas quais se pretende determinar se há interação. Depois dessa análise, parte-se para a escolha dos modelos. A simulação da Fracionadora de Propeno também foi realizada com o intuito de certificar-se quanto aos ganhos do modelo obtidos no aplicativo.

Os modelos dos sistemas são apresentados em seguida no formato de matriz. Nas colunas estão as CV's e nas linhas as MV's para o *DMC plus*. As células que possuem linhas azuis possuem ganho positivo ou inclinação nula no estado estacionário, já as células com linhas vermelhas possuem ganho negativo. As células preenchidas com a cor cinza significam que não há interação considerável entre as variáveis das respectivas linha e coluna. O número localizado aproximadamente no centro da célula é o ganho no estado estacionário e o localizado no canto direito central é o tempo em minutos para atingir o estado estacionário determinado no aplicativo.

### 6.1.1 Modelo da Torre de Green-oil

As CV's do modelo da T06 são a PV do nível do V18, o delta de pressão da coluna e o C3SDIFF, enquanto que as MV's são o SP do bloco de cálculo FDC43 do refluxo interno, o SP da vazão de carga para a T07, o SP da carga da T10 e o SP da vazão de alimentação.

Com a finalidade de distribuir a carga para as colunas T07 e T10, de acordo com o a respectiva capacidade hidráulica, foi inserida no modelo da T06 uma CV, C3SDIFF, que significa a subtração entre a carga para a T10 e a carga para a T07. Dessa forma, quando a carga para a T07 aumenta em 1 t/h, a diferença diminui 1 unidade, Por outro lado, quando a carga para a T10 aumenta 1 t/h, essa diferença aumenta também uma unidade, como pode ser observado nas células cuja a coluna é a terceira e as linhas a segunda e a terceira, respectivamente.

Para as células que possuem modelo rampa entre as variáveis, no caso todas da primeira coluna, o valor anunciado no centro destas é a inclinação. Para ilustração, a célula da segunda linha, primeira coluna será descrita. Para um degrau positivo de 1 t/h do refluxo interno da coluna, a carga para a T07 sofre uma perturbação rampa com inclinação negativa no valor de  $-0,417234$  no estado estacionário.

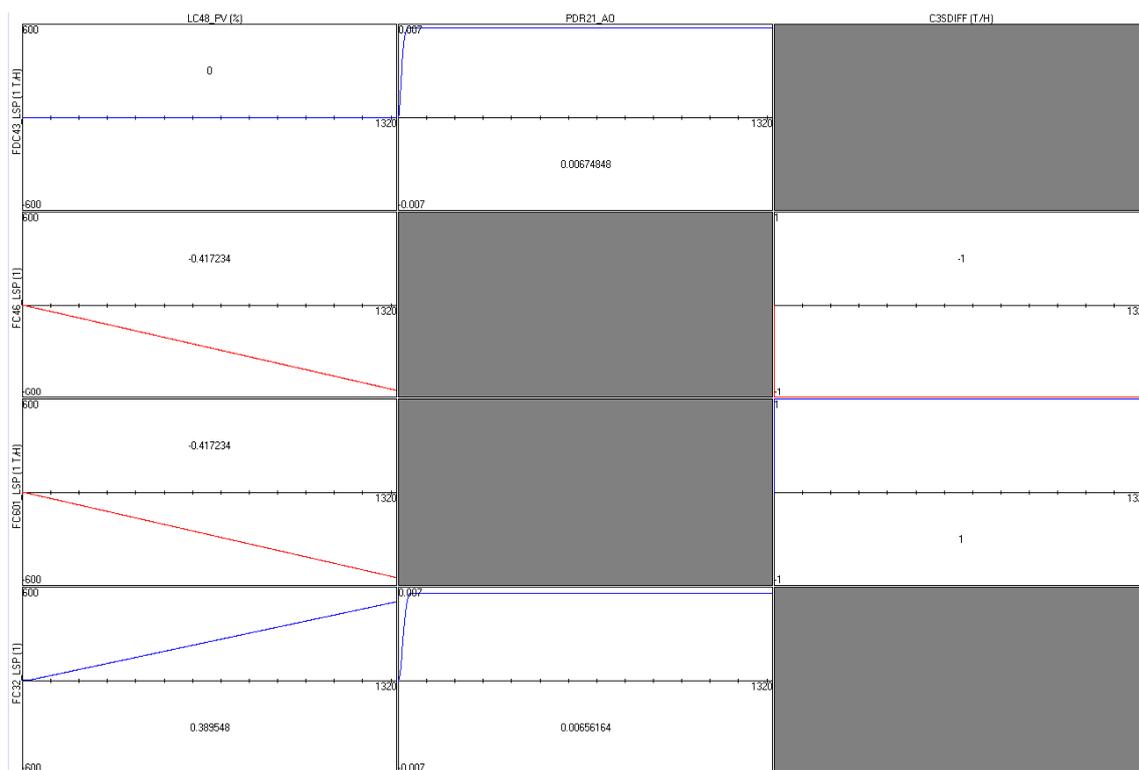


Figura 22 - Modelo da Torre de Green-oil

### 6.1.6 Modelo da Fracionadora de propeno T07

As CV's do modelo da T07 são a concentração de Propano no topo da coluna, o teor de Propeno no fundo, o delta de pressão, a abertura da válvula que controla a pressão de topo e o subresfriamento. As MV's são o SP do refluxo interno, o SP da

retirada de produto de fundo, o SP da pressão de topo e a concentração de Propano na vazão de alimentação.

A célula, cuja linha é a primeira e a coluna também, revela que a resposta da concentração de Propano no topo da coluna decresce 76,8256 ppm's ao incrementar 1 t/h de refluxo interno. Já para a célula da segunda linha e primeira coluna, um aumento de 1 t/h na retirada de fundo, reduz em 1512,78 ppm's de Propano no topo. Isso se deve ao fato que a variação de composição referente a modificações no BM afeta de maneira mais intensa que as realizadas no BE. Aumentando o refluxo, ambas as composições de topo e de fundo ficam mais limpas, enquanto que aumentando a retirada de fundo, a composição de topo fica mais limpa e a de fundo mais suja.

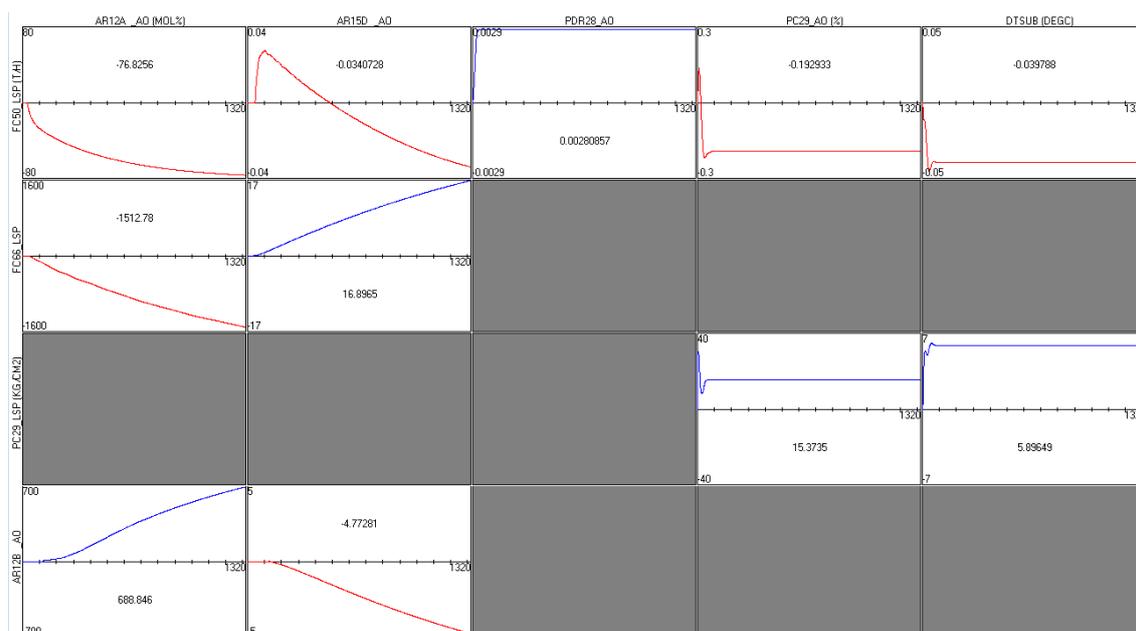


Figura 23 - Modelo da Fracionadora de Propeno

Na primeira linha segunda coluna tem-se a resposta do teor de Propeno no fundo à variação de refluxo interno. Quando a vazão do refluxo interno aumenta em 1 t/h, o Propeno contido neste desce até o fundo da coluna e, inicialmente, observa-se um aumento de concentração de Propeno no produto de fundo, entretanto, o nível aumenta e com isso a vazão de AQ também, evaporando mais e reduzindo esta concentração no fundo.

A célula da primeira linha, quarta coluna, refere-se à resposta da abertura da válvula do *hot bypass* quando o refluxo interno aumenta 1 t/h. Primeiramente o nível do *reboiler* diminui provocando a redução temporária da pressão de topo por aumentar a área de troca térmica e aumentar a condensação. Por isso, a abertura da válvula aumenta. Entretanto, o volume de refluxo interno adicional que entrou na coluna evapora e eleva a pressão de topo da coluna, levando a válvula a diminuir sua abertura para promover um aumento de condensação e reduzir a pressão de topo.

Para as demais células se faz o mesmo procedimento de leitura.

## 7. RESULTADOS E CONCLUSÕES

A partir da revisão bibliográfica realizada para a discussão a respeito de estratégias de controle regulatório para colunas de destilação foi constatado que a configuração de controle L,B é a mais utilizada e de melhor desempenho para superfracionadoras como a de Propeno.

A estabilidade operacional garantida com uma estratégia de controle regulatória adequada revela sua importância em indústrias químicas e petroquímicas de maneira a operar mais próximo às restrições, maximizando os lucros e tornando a empresa mais competitiva no mercado. Implantando o DMC pode-se ainda ser mais agressivo nesse quesito, pois reduz a variabilidade das variáveis-chave, deslocando a região de operabilidade bem próxima aos limites de especificação, e garante uma segurança maior por trabalhar respeitando as restrições, assim como otimiza os processos.

Os resultados apresentados através dos dados da planta apresentam ganhos qualitativos significativos. O próximo passo é verificar os benefícios com os novos modelos dos sistemas implantados no DMC e realizar o mesmo procedimento para a T10 a fim de obter o máximo benefício nesses sistemas, cujo objetivo é a produção de Propeno Grau Polímero, a 99,5% de pureza.

## 8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- DORNELES, S. *Curso de formação de operadores: Olefinas I*. Braskem S/A. 2004.
- JESUS, N.J.C. Modelagem e Controle de uma Superfracionadora Industrial de Propeno. Campinas: 2000. Dissertação de Mestrado, Departamento de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, 2000.
- KISTER, H.Z. Distillation Operation. McGraw Hill, Nova York , (1990).
- LUYBEN, W.L; TYRÉUS, B.D; LUYIBEN, M.L. Plantwide Process Control. United State of America. Ed. ATLAS. 1998. 395 p.
- RIGGS, J.B. Improve Distillation Column Control, Chemical Engineering Process, outubro, pag. 31-47, (1998).
- SEBORG, D.E.; EDGAR, T.F.; MELLICHAMP, D.A. Process Dynamics and Control, 2ª Ed., John Wiley & Sons, (2004).
- SHINSKEY, F.G. Process Control Systems. McGraw Hill, Nova York , (1979).
- TRIERWEILER, J.O. Malhas de Controle e Estratégias Básicas de Controle. Porto Alegre: 2010. Apostila utilizada em aula de Instrumentação, Departamento de Engenharia Química, Unversidade Federal do Rio Grande do Sul, 2010.