



UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE

CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

*CONTROLE DE COLUNAS DE DESTILAÇÃO DE ALTA PUREZA  
UM CASO INDUSTRIAL*

LEOPOLDO RODRIGUES BRAGA JÚNIOR

CAMPINA GRANDE – PARAÍBA

MARÇO DE 2003



B813c Braga Junior, Leopoldo Rodrigues  
Controle de colunas de destilacao de alta pureza : um caso industrial / Leopoldo Rodrigues Braga Junior. - Campina Grande, 2003.  
96 f.

Dissertacao (Mestrado em Engenharia Quimica) - Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciencias e Tecnologia.

1. Destilacao 2. Controle 3. Modelagem 4. Simulacao 5. Dissertacao I. Vasconcelos, Luis Gonzaga Sales II. Brito, Romildo Brito III. Universidade Federal de Campina Grande - Campina Grande (PB) IV. Título

CDU 66.012(043)

***CONTROLE DE COLUNAS DE DESTILAÇÃO DE ALTA PUREZA  
UM CASO INDUSTRIAL***

**LEOPOLDO RODRIGUES BRAGA JÚNIOR**

DISSERTAÇÃO APRESENTADA À  
UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE  
COMO PARTE DOS REQUISITOS EXIGIDOS PARA  
OBTENÇÃO DO TÍTULO DE  
MESTRE EM ENGENHARIA QUÍMICA

ÁREA DE CONCENTRAÇÃO : OPERAÇÕES E PROCESSOS

ORIENTADORES : PROF. DR. LUÍS GONZAGA SALES VASCONCELOS

PROF. DR. ROMILDO PEREIRA BRITO

**CAMPINA GRANDE – PARAÍBA**

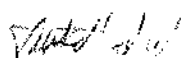
**MARÇO DE 2003**

**CONTROLE DE COLUNAS DE DESTILAÇÃO DE ALTA PUREZA  
UM CASO INDUSTRIAL**

**LEOPOLDO RODRIGUES BRAGA JÚNIOR**

DISSERTAÇÃO APROVADA EM : 28 / MARÇO / 2003

BANCA EXAMINADORA :



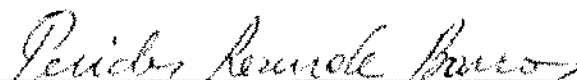
\_\_\_\_\_  
PROF. DR. LUÍS GONZAGA SALES VASCONCELOS

ORIENTADOR



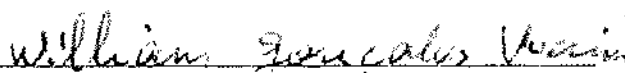
\_\_\_\_\_  
PROF. DR. ROMILDO PEREIRA BRITO

ORIENTADOR



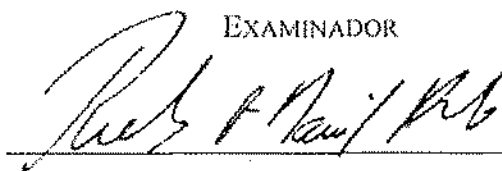
\_\_\_\_\_  
PROF. DR. PÉRICLES RESENDE BARROS

EXAMINADOR



\_\_\_\_\_  
PROF. DR. WILLIAM GONÇALVES VIEIRA

EXAMINADOR



\_\_\_\_\_  
PROF. DR. RUBENS MACIEL FILHO

EXAMINADOR

A meus pais, Leopoldo e Inez, por terem guiado meus passos e iluminado meu caminho

A Cris e Laís, pela compreensão e tolerância

## AGRADECIMENTOS

Aos professores Luis Vasconcelos e Romildo Brito, pela orientação, incentivo e diretrizes impostas ao trabalho.

A Adriana, pelo empenho na obtenção do modelo rigoroso.

A John, pelas calorosas discussões e valiosas sugestões.

Aos operadores e gestores da planta de MVC, pela cooperação no planejamento e execução dos testes na coluna.

A Braskem, pelo apoio logístico e suporte financeiro.

## RESUMO

Colunas de destilação, em geral, constituem uma fração significativa do investimento de capital e do custo de produção de plantas químicas. Portanto, necessitam ser projetadas e controladas para manterem-se nas condições operacionais ótimas. Desenvolveu-se uma estratégia de controle de composição para uma coluna de destilação pertencente a uma planta comercial de produção de cloreto de vinila. Algumas particularidades dessa coluna e dos requisitos do sistema de controle propiciam a este estudo de caso aspectos não usuais. Trata-se de destilação multicomponente de alta pureza, com alta razão de refluxo, onde a mistura comporta-se de forma azeotrópica. As respostas em malha aberta a uma perturbação na carga térmica do refeedor são caracterizadas por substancial sobrelevação e inversão. Os requisitos do sistema de controle são incomuns por incluírem controle de concentração de dois componentes, em níveis de concentração de partes por milhão, em uma mesma corrente, sendo que um deles tem volatilidade intermediária na mistura. A coluna apresenta dificuldades de estabilização da concentração desse componente. Evidenciou-se esta dificuldade através da avaliação das condições operacionais atuais da coluna. O projeto de um sistema de controle para um processo com as características citadas representa um imenso desafio. Apresentou-se uma breve revisão da literatura sobre as estruturas de controle em colunas de destilação e, através de decomposição por valores singulares e matriz de ganhos relativos, estabeleceu-se a segunda variável a ser controlada e definiu-se o emparelhamento que proporciona a melhor controlabilidade. Partindo-se de dados discretos, resultantes de respostas em malha aberta do modelo rigoroso, obteve-se um modelo dinâmico linearizado, na forma de oito funções de transferência. Demonstrou-se que o ajuste das funções de transferência proporcionou suficiente precisão, mesmo para a resposta que é intensamente inversa. A estratégia de controle por realimentação descentralizado foi utilizada. Para fins de sintonia e síntese de controladores desacopladores e antecipatórios fisicamente realizáveis, reduziu-se a ordem de duas das funções de transferência. Para a sintonia dos controladores Proporcional-Integral, comparou-se o desempenho de cinco métodos que se baseiam em modelos aproximados para primeira ordem mais tempo morto. No simulador Aspen Dynamics™, verificou-se o desempenho da sintonia obtida, frente a assimetria e a não linearidade do modelo rigoroso. Os casos simulados com as duas malhas fechadas não apresentam resultados satisfatórios em função do forte acoplamento. Avaliou-se o desempenho de controladores desacopladores com a finalidade de reduzir a

interação entre as malhas. Evidenciou-se que desacopladores explícitos não proporcionam respostas satisfatórias para este processo. O caso estudado enquadra-se na categoria daqueles que o emparelhamento de variáveis recomendado pelos métodos baseados em ganhos de estado estacionário não é adequado. Demonstrou-se que a implementação de controladores antecipatórios projetados individualmente leva o sistema à instabilidade e que a resposta apresenta desempenho muito superior se esses controladores forem projetados conjuntamente. Concluiu-se por recomendar a implementação da estratégia de controle de concentração apenas do principal componente de interesse, utilizando controladores por realimentação e antecipatórios.



## ABSTRACT

Distillation columns usually constitute a significant fraction of capital investment and production cost in chemical plants. Therefore, they need to be properly designed and controlled to achieve optimum operating conditions. A composition control strategy for a Distillation column, which is part of a vinyl chloride commercial plant, was developed. Some special properties of this column and of its control system requirements make this case study exhibit unusual aspects. This process is a high purity multicomponent distillation column, with a very high reflux ratio, where the mixture shows an azeotropic behavior. The open loop responses to a disturbance in reboiler heat duty are characterized by huge overshoot and inverse response. Control system requirements are uncommon for including two components concentration control in the same stream, where components concentration is in parts per million and one of the components has intermediate volatility in the mixture. The column has difficulties for keeping key component concentration steady and this is shown through current operational conditions evaluation. Designing a control system for such a process may represent a huge challenge. A brief literature review on Distillation columns control structures is presented and, using singular values decomposition and relative gains matrix tools, it was established a second controlled variable and a pairing that provides best controllability. An eight transfer function linearized dynamic model was identified from a rigorous dynamic model open loop responses discrete data. It was demonstrated that transfer functions fitting provided accurate results when compared to rigorous model data, even for the strongly inverse response. Decentralized feedback control was used. For purpose of tuning and synthesis of physically realizable decoupling and feedforward controllers, two out of eight transfer functions had their order decreased. For Proportional-Integral controllers tuning, performance of five first order more dead time model based tuning methods were compared. Using a commercial simulator, performance of those tuning parameters were checked against rigorous model asymmetry and non linearity in a very wide range of setpoint changes. Most cases simulated with both control loops closed do not show satisfactory responses due to very strong interaction. Explicit decouplers were evaluated to reduce the degree of interaction between the loops. They do not provide satisfactory performances for this process. This case study fits in the category of those processes where recommended pairing by methods based on steady-state gains is not suitable. It was shown that use of individually designed feedforward controllers takes this process to instability, while jointly designed feedforward

controllers exhibit much superior performance responses. Finally, this case study conclude that decentralized feedback control strategy do not perform well if both loops are closed in this column and recommends the use of composition control only for the key component, in a single loop fashion with feedback and feedforward controllers.

## NOMENCLATURA

B	vazão de produto de base (kg/h)
CV	variável controlada
D	vazão de destilado ou vazão de retirada de topo (kg/h)
d	vazão de retirada de água pelo decantador (kg/h)
DV	variável de distúrbio
e	erro ou diferença entre o ponto de referência e a variável de processo
E	erro quadrático
$E_T$	erro quadrático total
$f(t)$	função de transferência no domínio do tempo
F	vazão de alimentação (kg/h)
$G_{ci}$	função de transferência do controlador por realimentação
$G_{ff}$	função de transferência do controlador antecipatório
$G_L$	função de transferência de distúrbio ou carga
$G_p$	função de transferência de processo
$G'_p$	função de transferência de processo desacoplado
$K_c$	ganho do controlador
$K_{cu}$	ganho crítico ou ganho máximo do controlador
$K'$	ganho de processo sem a aplicação dos fatores de escala
K	ganho de processo normalizado (após aplicação dos fatores de escala) (%/%)
L	vazão de refluxo (kg/h)
$M_B$	inventário ou nível da base da coluna
$M_D$	inventário ou nível do vaso de refluxo
MV	variável manipulada
$P_o$	período crítico ou período correspondente a $K_{cu}$
$Q_c$	carga térmica do condensador (kcal/h)
$Q_r$	carga térmica do refeedor (kcal/h)
R	ponto de referência
t	tempo (h)
U	matriz que contém os vetores singulares esquerdos
V	vazão de vaporização ou matriz cuja transposta contém vetores singulares direito

$X(t)$	perturbação aplicada, normalmente degrau
$x_B$	composição da fase líquida da base (ppm ou % p/p, dependendo do componente)
$x_{B1}$	concentração de $CCl_4$ (tetracloreto de carbono) na fase líquida da base (ppm p/p)
$x_{B2b}$	concentração de $CHCl_3$ (clorofórmio) na fase líquida da base (ppm p/p)
$x_D$	composição da fase líquida do destilado (% p/p)
$x_{D2a}$	concentração de 1,2-EDC (1,2 dicloroetano) na fase líquida do topo (% p/p)
$x_{F1}$	concentração de $CCl_4$ (tetracloreto de carbono) na alimentação (ppm p/p)
$x_{F2a}$	concentração de 1,2-EDC (1,2 dicloroetano) na alimentação (% p/p)
$x_{F2b}$	concentração de $CHCl_3$ (clorofórmio) na alimentação (ppm p/p)
$x_{F3}$	concentração de benzeno na alimentação (ppm p/p)
$x_{F4}$	concentração de água na alimentação (ppm p/p)
$Y_{MR,abs}$	valor previsto pelo modelo rigoroso (absoluto)
$Y_{MR}$	valor previsto pelo modelo rigoroso (desvio)
$Y_{ML}$	valor previsto pelo modelo linear simplificado (funções de transferência) (desvio)

### Letras Gregas

$\Sigma$	matriz dos valores singulares
$\Lambda$	matriz de ganhos relativos (RGA)
$\lambda_{ij}$	elementos da matriz de ganhos relativos (RGA)
$\Delta$	desvio ou diferença entre dois valores de uma mesma variável
$\tau$	constante de tempo do processo (h)
$\tau_c$	constante de tempo desejada para a resposta em malha fechada (h)
$\tau_D$	tempo derivativo (h)
$\tau_I$	tempo integral ou tempo de reinício ("reset") (h)
$\theta$	tempo morto ou atraso por transporte (h)
$\theta'$	fração de tempo morto ou atraso por transporte (h)

### Subscrito

$i$	índice da variável controlada
$j$	índice da variável manipulada

## ÍNDICE

	pág.
1. OBJETIVO E MOTIVAÇÃO.....	1
2. INTRODUÇÃO.....	2
2.1. ESTRUTURA DO TRABALHO.....	2
2.2. DESTILAÇÃO.....	3
2.3. CONTROLE POR REALIMENTAÇÃO ("FEEDBACK").....	5
3. CARACTERIZAÇÃO DO PROBLEMA.....	7
3.1. DESCRIÇÃO DO PROCESSO.....	8
3.2. DESCRIÇÃO DA OPERAÇÃO DA COLUNA DE SECAGEM.....	10
3.3. ESPECIFICAÇÃO PRELIMINAR DOS OBJETIVOS DO SISTEMA DE CONTROLE.....	18
4. VARIÁVEIS CONTROLADAS E MANIPULADAS.....	19
4.1. ESTRUTURAS DE CONTROLE DE COLUNAS DE DESTILAÇÃO.....	19
4.2. ESTUDO DA CONTROLABILIDADE.....	26
4.2.1. <i>Julgamento de Engenharia</i> .....	26
4.2.2. <i>Determinação dos Ganhos do Processo</i> .....	28
4.2.3. <i>Decomposição por Valores Singulares</i> .....	30
4.2.4. <i>Matriz de Ganhos Relativos</i> .....	32
4.2.5. <i>Índices MRI e NI</i> .....	34
4.2.6. <i>Emparelhamento das Variáveis</i> .....	35
4.3. ESPECIFICAÇÃO DOS OBJETIVOS DO SISTEMA DE CONTROLE.....	35
5. MODELO DINÂMICO.....	36
5.1. MODELO DINÂMICO RIGOROSO.....	36
5.2. RESPOSTAS EM MALHA ABERTA.....	38
5.3. OBTENÇÃO DAS FUNÇÕES DE TRANSFERÊNCIA.....	40
5.4. MODELO DINÂMICO LINEARIZADO.....	43

6.	SIMULAÇÕES EM MALHA FECHADA.....	44
6.1.	SINTONIA SISO.....	44
6.1.1.	<i>Sintonia do Controlador de CCl<sub>4</sub></i> .....	46
6.1.2.	<i>Sintonia do Controlador de CHCl<sub>3</sub></i> .....	49
6.2.	GRADE DE SIMULAÇÕES.....	51
7.	CONTROLE SERVO.....	54
7.1.	CCl <sub>4</sub> EM MALHA FECHADA.....	54
7.2.	CHCl <sub>3</sub> EM MALHA FECHADA.....	56
7.3.	CCl <sub>4</sub> E CHCl <sub>3</sub> EM MALHA FECHADA.....	58
7.4.	DESACOPLADORES.....	61
7.5.	CCl <sub>4</sub> E CHCl <sub>3</sub> EM MALHA FECHADA COM DESACOPLADORES.....	63
7.6.	CONSIDERAÇÕES QUANTO AOS DESACOPLADORES.....	66
8.	DISTÚRBIOS NA COMPOSIÇÃO DE ALIMENTAÇÃO (X <sub>F</sub> ).....	68
8.1.	CCl <sub>4</sub> EM MALHA FECHADA.....	68
8.2.	CCl <sub>4</sub> E CHCl <sub>3</sub> EM MALHA FECHADA.....	69
8.3.	CCl <sub>4</sub> E CHCl <sub>3</sub> EM MALHA FECHADA COM DESACOPLADORES.....	70
9.	DISTÚRBIOS NA VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO (F̄).....	73
9.1.	CCl <sub>4</sub> EM MALHA FECHADA.....	73
9.2.	CONTROLADORES ANTECIPATÓRIOS.....	74
9.3.	CCl <sub>4</sub> EM MALHA FECHADA COM CONTROLADORES ANTECIPATÓRIOS.....	75
9.4.	CCl <sub>4</sub> E CHCl <sub>3</sub> EM MALHA FECHADA.....	82
9.5.	CCl <sub>4</sub> E CHCl <sub>3</sub> EM MALHA FECHADA COM CONTROLADORES ANTECIPATÓRIOS.....	83
10.	CONCLUSÕES.....	86
11.	SUGESTÕES PARA FUTUROS TRABALHOS.....	91
12.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	93

## ÍNDICE DE FIGURAS

	pág.
Figura 1 - Controle por realimentação descentralizado (TITO).....	6
Figura 2 - Diagrama de blocos do processo de produção de MVC.....	8
Figura 3 - Fluxograma simplificado para purificação do 1,2-EDC.....	10
Figura 4 - Instrumentação atual para controle da coluna de secagem.....	12
Figura 5 - Balanço de $\text{CCl}_4$ nas correntes de 1,2-EDC da torre de pesados.....	14
Figura 6 - Concentração de $\text{CCl}_4$ na alimentação e na base da coluna de secagem.....	15
Figura 7 - Concentração de $\text{CHCl}_3$ na alimentação e na base da coluna de secagem.....	16
Figura 8 - Concentração de 1,2-EDC na alimentação e no topo da coluna de secagem.....	17
Figura 9 - Esquema LV (Shinskey, 1984).....	20
Figura 10 - Esquema DV (Shinskey, 1984).....	21
Figura 11 - Esquema LB (Shinskey, 1984).....	22
Figura 12 - Esquema LD com $x_B$ manipulando D (Shinskey, 1984).....	22
Figura 13 - Esquema [D/(L+D), V] (Waller, 1992).....	23
Figura 14 - Esquema [D/(L+D), V/B] (Waller, 1992).....	24
Figura 15 - Exemplos de esquemas de controle para colunas de destilação.....	25
Figura 16 - Sistema de controle genérico 5 x 5 para destilação.....	26
Figura 17 - Sistema de controle específico 2 x 2 proposto para a torre de secagem.....	28
Figura 18 - Caso base para as simulações em estado estacionário.....	29
Figura 19 - Resultados da decomposição por valores singulares.....	31
Figura 20 - Resultados da matriz RGA estacionária.....	33
Figura 21 - Resultados do Índice de Resiliência de Morari.....	34
Figura 22 - Resultados do Índice de Niederlinski.....	34
Figura 23 - Impacto dos controladores de nível na resposta de $\text{CCl}_4$ em malha aberta.....	37
Figura 24 - Impacto dos controladores de nível na resposta de $\text{CHCl}_3$ em malha aberta.....	38
Figura 25 - Respostas em malha aberta a um degrau nas variáveis manipuladas.....	39
Figura 26 - Respostas em malha aberta a um degrau nas variáveis de distúrbio.....	39
Figura 27 - Determinação dos parâmetros de $G_{p12}$ .....	42
Figura 28 - Determinação de modelos de 1ª ordem para sintonia do $\text{CCl}_4$ .....	47
Figura 29 - Parâmetros do controlador de $\text{CCl}_4$ obtidos por vários métodos de sintonia.....	47
Figura 30 - Controle servo de $\text{CCl}_4$ com várias sintonias (Tabela 8).....	48

## ÍNDICE DE TABELAS

	Pág.
Tabela 1 - Controle atual de composição da torre de secagem.....	12
Tabela 2 - Determinação dos ganhos de processo em estado estacionário no caso base.....	29
Tabela 3 - Tipos de função de transferência utilizados para os processos e os distúrbios .....	42
Tabela 4 - Funções de transferência de processo para a configuração $DQ_r$ modificada.....	43
Tabela 5 - Funções de transferência de distúrbio para a configuração $DQ_r$ modificada. ....	43
Tabela 6 - Expressões para a integral do erro. ....	45
Tabela 7 - Correlações utilizadas para a busca da melhor sintonia dos controladores PI. ....	46
Tabela 8 - Comparação de métodos de sintonia para o problema servo do $CCl_4$ . ....	48
Tabela 9 - Comparação de métodos de sintonia para o problema servo do $CHCl_3$ .(modelo <i>A</i> )... ..	50
Tabela 10 - Comparação de métodos de sintonia para o problema servo do $CHCl_3$ .(modelo <i>B</i> ). ..	50
Tabela 11 - Grade de simulações realizadas em malha fechada no Simulink™. ....	52
Tabela 12 - Funções de transferência modificadas por desacopladores perfeitos. ....	63
Tabela 13 - Desempenho dos desacopladores no controle servo do $CHCl_3$ .....	66
Tabela 14 - Desempenho dos controladores antecipatórios no controle regulador F de $CCl_4$ . ...	82
Tabela 15 - Grade com os resultados das estratégias de controle simuladas.....	86
Tabela 16 - Comparação entre os objetivos e os resultados alcançados.....	87



## 1. OBJETIVO E MOTIVAÇÃO

O objetivo deste trabalho é desenvolver e propor uma estratégia de controle de processo, preferencialmente utilizando a abordagem de controle clássico, para uma coluna de destilação multicomponente de alta pureza, que apresenta um comportamento azeotrópico.

A referida coluna faz parte do sistema de purificação do 1,2-dicloroetano<sup>1</sup> (1,2-EDC ou  $C_2H_4Cl_2$ ) de uma planta comercial de produção de cloreto de vinila<sup>2</sup> (MVC ou  $C_2H_3Cl$ ). Cloreto de vinila é a principal matéria prima para a produção de policloreto de vinila (PVC), um dos termoplásticos mais consumidos no mundo.

Os principais problemas relacionados à coluna em estudo são :

- Dificuldade de estabilização da concentração de um dos componentes de interesse (de ponto de ebulição intermediário) no produto de base ;
- Corrosão no corpo da torre, bandejas, condensador, vaso e tubulações de refluxo.

Este estudo contempla o primeiro problema acima indicado e utiliza um modelo dinâmico rigoroso proposto em Silva (2002). A motivação pela abordagem de controle clássico é decorrente do fato da planta onde a coluna estudada encontra-se instalada possuir um sistema digital de controle distribuído<sup>3</sup> (SDCD) que suporta essas técnicas.

---

<sup>1</sup> Peso molecular 99 ; Densidade 1,26 (20/20) ; Temperatura de ebulição 83,7°C (1 atm). As propriedades físicas citadas neste trabalho foram obtidas em Perry, R.H., Green, D.W., *Chemical Engineers Handbook*, 7<sup>th</sup> Ed., McGraw-Hill.

<sup>2</sup> Peso molecular 62,5 ; Densidade 0,91 (25/25) ; Temperatura de ebulição -12,9°C (1 atm).

<sup>3</sup> O referido sistema digital possui limitada capacidade de programação em seu Fortran residente, o que impede a implementação de algoritmos mais elaborados rodando nele próprio. Seu protocolo de comunicação é proprietário e sua interface para protocolos abertos teve a comercialização descontinuada, impedindo o uso de plataformas PC a ele acoplada.

## 2. INTRODUÇÃO

Este capítulo apresenta como esta dissertação encontra-se estruturada, bem como uma revisão bibliográfica introdutória sobre colunas de destilação e controle de processo por realimentação.

### **2.1. Estrutura do Trabalho**

Ao invés de dedicar um capítulo específico para a revisão da literatura, as citações ocorrem ao longo do desenvolvimento do trabalho. No Capítulo 3 o processo em estudo é descrito e as condições operacionais atuais da coluna são analisadas detalhadamente. Alguns aspectos incomuns são destacados, de forma a caracterizar adequadamente o problema e estabelecer os objetivos do sistema de controle.

O Capítulo 4 concentra-se na escolha das variáveis controladas e manipuladas. Uma revisão da literatura sobre as estruturas de controle em colunas de destilação é apresentada. A redução da dimensão do sistema multivariável é realizada através de um julgamento de engenharia. Algumas técnicas quantitativas baseadas em dados da coluna em estado estacionário, tais como Decomposição por Valores Singulares e Matriz de Ganhos Relativos, são utilizadas para a escolha das variáveis e para o melhor emparelhamento.

O modelo dinâmico da coluna de destilação em estudo é abordado no Capítulo 5, iniciando-se com uma breve descrição dos tipos mais frequentes de simplificações e as respostas em malha aberta do modelo rigoroso. O modelo dinâmico linearizado, na forma de funções de transferência, e o procedimento utilizado para a obtenção das mesmas são também apresentados.

A sintonia dos controladores por realimentação é vista em detalhes no Capítulo 6, assim como a visão geral das várias situações simuladas nos capítulos subseqüentes. Os capítulos 7, 8 e 9 apresentam as respostas para os problemas servo e regulador para diversas situações e estratégias de controle, ou seja, com a presença ou ausência de controladores desacopladores e

controladores antecipatórios, controle de composição de um componente ou de dois componentes.

Finalmente, um balanço entre os objetivos e os resultados alcançados, as principais conclusões deste trabalho, algumas recomendações para futuros estudos e as referências bibliográficas estão nos Capítulos 10, 11 e 12, respectivamente.

## 2.2. Destilação

Apesar de muitas previsões contrárias ao longo dos anos, destilação permanece o método de separação mais importante na indústria química e petroquímica (Luyben, 1992). Apesar de sua maturidade tecnológica, a diversidade de misturas, especificações e configurações encontradas na engenharia química tornam o processo de separação um problema específico para cada situação (Luyben, 1987). Talvez por esta razão, o número de publicações sobre colunas de destilação mantém-se elevado. Os artigos abrangem desde a modelagem matemática até o estudo de processos específicos. Entretanto, apenas uma pequena fração desses artigos trata de sistemas onde ocorre a presença de azeótropos.

Na destilação azeotrópica convencional é adicionado um componente, chamado de agente de arraste, cuja finalidade é formar um novo azeótropo com um dos componentes inicialmente presentes na mistura. Este novo azeótropo formado é removido como produto de topo ou de base, dependendo do tipo do azeótropo (de mínimo ou de máximo), enquanto que a outra mistura é removida na extremidade oposta. Em um grande número de situações, é conveniente que o novo azeótropo formado seja heterogêneo (duas fases líquidas) nas condições existentes no vaso de refluxo para que ocorra uma separação por decantação. Em geral, a utilização de uma segunda coluna faz-se necessária para proceder com a recuperação do agente de arraste, o qual retorna à primeira. Entretanto, em alguns processos o agente de arraste não é adicionado e o azeótropo (ou a mistura com comportamento azeotrópico) forma-se apenas no interior da coluna.

Enquanto a formação de duas fases líquidas no tambor de refluxo ou decantador pode ser muito conveniente, o seu aparecimento no interior da coluna pode vir a ser um grande

problema<sup>4</sup>, por reduzir drasticamente a eficiência dos pratos (Davies *et al.*, 1987). Todavia, esta posição é contestada por outros autores (Ashton *et al.*, 1987, Herron *et al.*, 1988, Davies *et al.*, 1991). As referências deste parágrafo foram citadas por Widagdo e Seider (1996), em um artigo de revisão bibliográfica sobre destilação azeotrópica.

Apesar de ser atrativa do ponto de vista energético, a destilação azeotrópica pode apresentar alguns inconvenientes relacionados à operação, tais como múltiplos estados estacionários e alta instabilidade quando submetido a pequenas variações nas condições operacionais (Magnussen *et al.*, 1979, Prokopakis e Seider, 1983, Rovaglio e Doherty, 1990).

Colunas de destilação, em geral, constituem uma fração significativa do investimento de capital e do custo de produção de plantas químicas e refinarias. A disponibilidade de técnicas práticas para auxílio ao desenvolvimento de sistemas de controle eficazes e confiáveis para uma operação eficiente e segura é, portanto, muito importante. Colunas de destilação representam problemas de controle desafiantes. Elas são altamente multivariáveis, usualmente muito não lineares, apresentam restrições e são sujeitas a muitos distúrbios. Portanto, o projeto de seus sistemas de controle não é uma tarefa trivial (Luyben, 1992).

Destilação é uma operação unitária de alto consumo energético e necessita, portanto, alcançar e manter as condições operacionais ótimas. O objetivo do controle é cancelar ou minimizar os efeitos de distúrbios sobre as variáveis controladas através de variações mínimas nas variáveis manipuladas. Outras vezes esta operação tem sido considerada como desafiante aplicação de otimização e controle avançado, visto que o ponto de operação ótimo normalmente localiza-se próximo às restrições e a operação da coluna neste ponto é um objetivo importante.

A necessidade de pesquisa percebida pela indústria está mais relacionada à engenharia de controle do que simplesmente ao desenvolvimento de algoritmos. Geralmente os problemas encontrados são : definição das variáveis de controle, avaliação do modelo empírico a partir de identificação de sistemas, definição das fontes de um problema de falhas de controle,

---

<sup>4</sup> Coluna com decantador interno não está sendo considerada.

projeto de um sistema de controle para a planta inteira e estimativa quantitativa dos benefícios na implementação de um sistema de controle.

### 2.3. Controle por Realimentação ("feedback")

Exceto onde indicado o contrário, esta subseção baseou-se no artigo de Åström e Hägglund (2001). O controlador Proporcional-Integral-Derivativo (PID) é, de longe, a forma predominante de controle por realimentação em uso atualmente. Mais de 90 % de todas as malhas de controle são PID<sup>5</sup>. As ações de controle por realimentação proporcional, integral e derivativa atestam que o algoritmo PID considera implicitamente os erros de controle do presente, passado e futuro. É a primeira solução a ser tentada quando controle por realimentação é usado e, se os requisitos de performance não forem extremos, é surpreendente o quanto pode ser obtido com uma estratégia tão simples. Muitas estratégias de controle mais elaboradas podem ser eliminadas se elas forem comparadas com PID bem sintonizados.

A partir da década de 1980, a proliferação de computadores digitais cada vez mais poderosos e baratos, tanto na indústria como para uso pessoal, vem permitindo o surgimento de técnicas mais sofisticadas de controle, tais como o controle preditivo e o controle com inteligência artificial. Todavia, na maioria das vezes, esses controladores são usados como uma camada supervisora, em uma estrutura cascata, estabelecendo pontos de referência ("setpoints") para controladores PID que constituem uma camada mais inferior. Isto requer que esses blocos PID estejam bem sintonizados. Parte das melhorias creditadas a estratégias mais avançadas aplicadas na indústria deve-se, de fato, à adequada sintonia das malhas básicas, à especificação e manutenção mais cuidadosas de sensores e elementos finais de controle.

Além do crescente interesse pelas técnicas mais elaboradas de controle, que demandam malhas básicas PID melhor projetadas e sintonizadas, o surgimento da sintonia automática tem renovado o interesse pelo controle PID nos últimos 10 anos. Controladores PID não são adequados para sistemas fortemente não lineares. No entanto, podem tornar-se atrativos quando usados em conjunto com procedimentos de auto-sintonia, reduzindo o esforço requerido para aplicação de ganho programável ("gain schedule").

---

<sup>5</sup> A maioria dos controladores instalados é, na realidade, PI, porque a ação derivativa não é muito usada.

Em processos multivariáveis, tais como colunas de destilação, a utilização de controladores PID resulta uma estrutura descentralizada ou malhas múltiplas (“multi-loop”), conforme exemplificado na Figura 1 para um sistema 2x2, onde  $G_{C_i}$  representa os controladores PID,  $G_{p_{ij}}$  as funções de transferência do processo e  $CV_i$  as variáveis controladas.

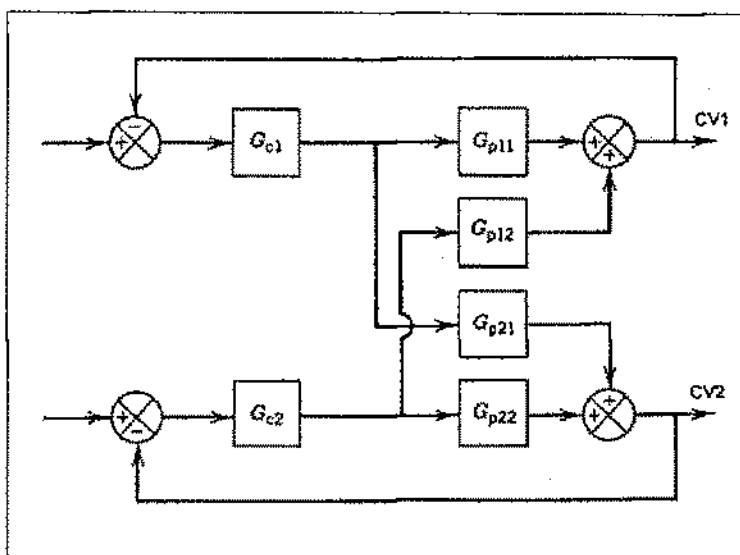


Figura 1 - Controle por realimentação descentralizado (TITO<sup>6</sup>).

A maioria das colunas de destilação na indústria são controladas por sistemas deste tipo, que são mais fáceis de serem compreendidos e resintonizados<sup>7</sup>. No entanto, implicam em correspondências fixas entre as variáveis controladas e manipuladas. Outro problema com controle descentralizado é a falta de tratamento as restrições. Esses dois aspectos podem limitar o desempenho do sistema (Lundström e Skogestad, 1995). Todavia, mesmo que a aplicação de outras estratégias de controle cresça, o controle PID continuará, certamente, sendo usado.

Este capítulo apresentou sucintamente como esta dissertação encontra-se estruturada, bem como revisões bibliográficas introdutórias sobre colunas de destilação e controle de processo por realimentação. No próximo capítulo o problema é caracterizado e os objetivos do sistema de controle são estabelecidos.

<sup>6</sup> TITO – “two inputs two outputs”.

<sup>7</sup> O problema de sintonia representa uma dificuldade considerável em todas as estratégias de controle concorrentes do PID.

### 3. CARACTERIZAÇÃO DO PROBLEMA

Neste capítulo o processo de produção o qual a coluna em estudo está inserida é descrito, dados da operação atual da coluna são apresentados, o problema é caracterizado detalhadamente e os objetivos do sistema de controle são estabelecidos.

Este trabalho aborda um estudo de caso de controle de composição não convencional de uma coluna de destilação de alta pureza que apresenta um comportamento azeotrópico. A referida coluna é parte de um trem de purificação de 1,2-EDC de uma planta comercial de produção de MVC e é dita não convencional pelo fato do comportamento azeotrópico ocorrer sob condições não convencionais :

- Não há adição de um agente de arraste;
- A mistura comporta-se como azeótropo, estando, porém, longe do ponto azeotrópico.

Todos os componentes dessa mistura, a qual se comporta de modo azeotrópico no interior da coluna, estão presentes na alimentação, que é constituída por 1,2-EDC e outras substâncias organocloradas saturadas com água. Para esta mistura, o ponto verdadeiramente azeotrópico é atingido com concentrações de água entre 2 e 9 %, porém a máxima concentração deste componente no interior da coluna é 0,4 %. Este comportamento azeotrópico é o responsável pela retirada de água pelo topo da coluna, por onde também são retirados os componentes organoclorados de alta volatilidade, enquanto o 1,2-EDC ( $T_{eb} = 83^{\circ}\text{C}$ ), seco e com alta pureza, é retirado como produto de base. Os aspectos termodinâmicos desta coluna são abordados em detalhes em Silva (2002) e os aspectos operacionais são tratados na seção 3.2.

Na imensa maioria dos casos, o controle de composição em colunas de destilação de alta pureza refere-se ao controle do componente-chave leve no produto de base ou ao controle do componente-chave pesado no produto de topo, ou a ambos. O controle de composição, neste trabalho, é considerado não convencional pelo fato de :

- O componente-chave pesado que se deseja controlar possuir ponto de ebulição intermediário em relação aos demais componentes presentes.

- O controle de composição que se deseja obter ser duplo, mas poder estar no mesmo produto de base (controle de concentração de dois componentes em uma mesma corrente). Na literatura consultada, não foi encontrada referência a um problema similar. A seleção das variáveis a serem controladas é abordada na seção 4.2.

### 3.1. Descrição do Processo

Os processos industriais atuais de produção de MVC consistem na produção de um intermediário, 1,2-EDC, através de uma reação de oxicloração, seguido da pirólise deste intermediário. A Figura 2 apresenta o diagrama de blocos da produção do MVC: etapas de síntese e purificação do 1,2-EDC, craqueamento térmico do 1,2-EDC, destilação fracionada dos produtos da pirólise para separação do ácido clorídrico (HCl) e MVC, bem como do 1,2-EDC não convertido.

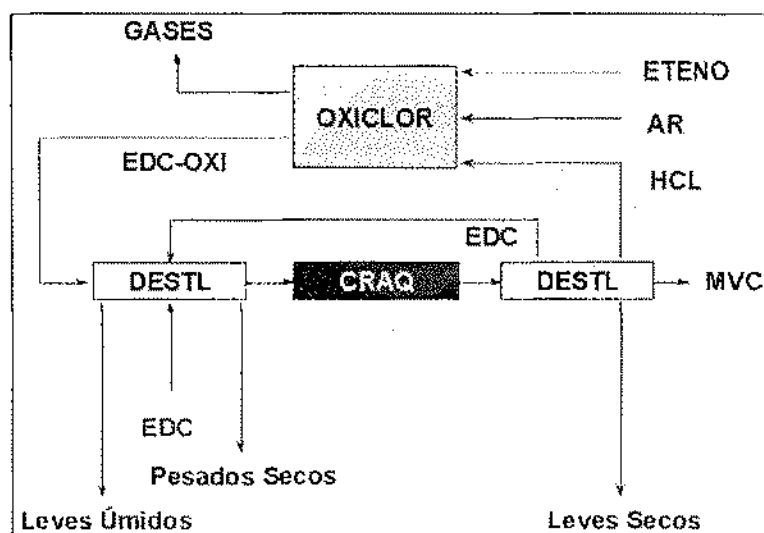
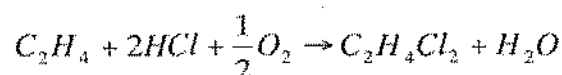


Figura 2 - Diagrama de blocos do processo de produção de MVC

A reação de oxicloração ocorre na presença de um catalisador a base de cloreto cúprico. Dependendo da tecnologia utilizada, reatores de leito fluidizado ou leito fixo são usados, onde, através de uma reação catalítica entre eteno, HCl e oxigênio, é produzido o 1,2-EDC, de acordo com a seguinte reação :





Devido a inúmeras reações secundárias, dezenas de substâncias além do 1,2-EDC são formadas, sendo as mais importantes : cloral, clorofórmio<sup>8</sup> ( $\text{CHCl}_3$ ), tetracloreto de carbono<sup>9</sup> ( $\text{CCl}_4$ ), tricloroetileno, tricloroetano, tetracloroetileno, tetracloroetano e 1,1-dicloroetano. Esses contaminantes são nocivos ao processo de craqueamento térmico do 1,2-EDC e, portanto, necessitam ser removidos (Kirk-Othmer, 1997). O 1,2-EDC a ser craqueado para cloreto de vinila necessita estar seco ( $< 10$  ppm de água) para prevenir corrosão excessiva e ter alta pureza (tipicamente maior que 99,5 % p/p<sup>10</sup>), visto que o processo de craqueamento é altamente suscetível à inibição e deposição por traços de impurezas (McPherson *et al.*, 1979). Os efeitos mais sentidos devido à presença de contaminantes são :

- inibição parcial da reação, resultando em redução da conversão e instabilidade do processo a jusante;
- aceleração da formação de coque sobre as paredes do tubo do forno, o que causa a parada prematura do equipamento para a remoção do coque por oxidação.

A purificação do 1,2-EDC é realizada por destilação fracionada em 3 etapas, conforme fluxograma da Figura 3. Na primeira coluna (torre de secagem ou de "heads"), onde apenas o 1,2-EDC produzido por oxidação é alimentado<sup>11</sup>, são removidas água e substâncias cloradas de baixo ponto de ebulição como produto de topo. Essa corrente de organoclorados saturados com água é, posteriormente, incinerada. A torre de secagem é a coluna em estudo neste trabalho.

O 1,2-EDC, na base da torre de secagem, bem como o 1,2-EDC produzido através de uma reação de cloração direta, isentos de leves e água, são enviados para a segunda coluna de destilação (torre de pesados), onde os produtos de alto ponto de ebulição separam-se do 1,2-EDC que, saindo como produto de topo, puro e seco, está especificado para ser craqueado. Nesta torre também é alimentado o 1,2-EDC não convertido no processo de craqueamento, sendo esta uma importante corrente de reciclo devido ao seu volume.

---

<sup>8</sup> Peso molecular 119,4 ; Densidade 1,49 (20/20) ; Temperatura de ebulição 61,2°C (1 atm).

<sup>9</sup> Peso molecular 153,8 ; Densidade 1,59 (20/4) ; Temperatura de ebulição 76,8°C (1 atm).

<sup>10</sup> Todas as concentrações citadas no texto são peso/peso.

<sup>11</sup> Esta configuração pode variar conforme o grau de integração com outros processos.

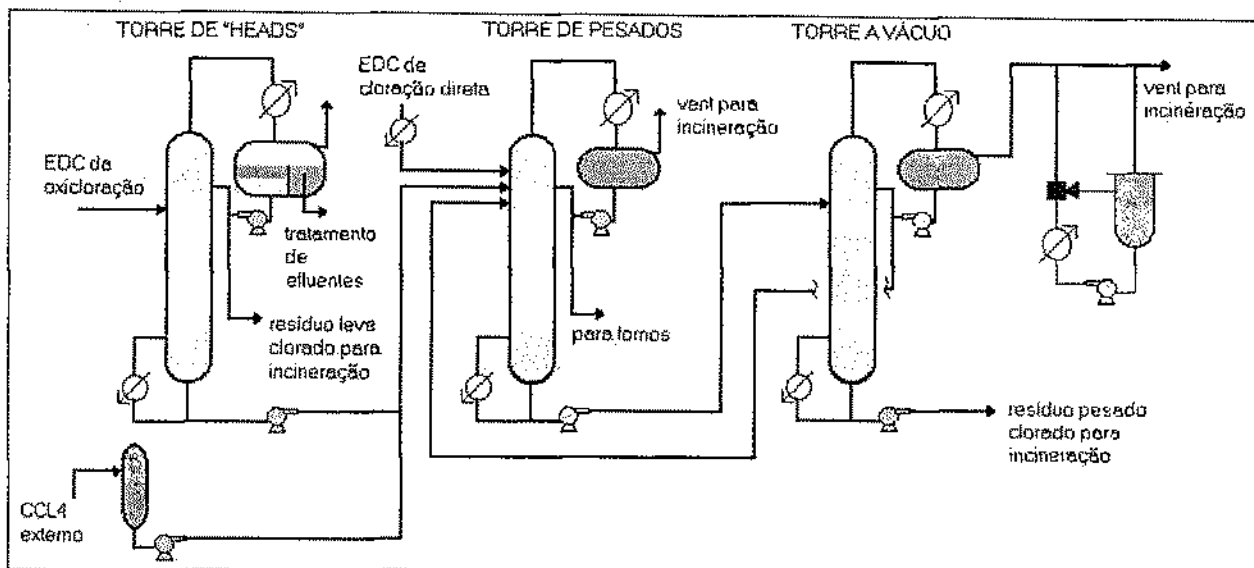


Figura 3 - Fluxograma simplificado para purificação do 1,2-EDC

O produto de base da coluna de pesados, ainda muito rico em 1,2-EDC, é enviado para a torre a vácuo, onde o 1,2-EDC novamente purificado é separado como produto de topo, retornando à torre de pesados. Pela base da coluna a vácuo as substâncias cloradas de alto ponto de ebulição são removidas e enviadas para incineração. Uma revisão recente dos principais avanços tecnológicos ocorridos nos processos de produção de MVC e PVC pode ser encontrada em Saeki e Emura (2002).

### 3.2. Descrição da Operação da Coluna de Secagem

A corrente de alimentação (F) da coluna industrial em estudo (primeira torre da Figura 3) é composta por 98 a 99% de 1,2-EDC saturado, além de outras substâncias organocloradas, sendo que  $\text{CCl}_4$  e  $\text{CHCl}_3$  são os componentes de interesse para fins desse estudo. A finalidade desta coluna é secar o 1,2-EDC e remover a maior parte dos componentes leves do produto de base (B). A coluna possui 70 pratos, um refeedor do tipo termosifão, um condensador total e um tambor de decantação como vaso de refluxo.

Apesar de ser menos volátil do que o 1,2-EDC, a água sai pelo destilado (D) devido à formação de uma mistura de comportamento azeotrópico dentro da coluna (Seção 3). O destilado, composto basicamente por  $\text{CHCl}_3$ ,  $\text{CCl}_4$  e 1,2-EDC, é separado da água no vaso decantador de refluxo e é um resíduo industrial a ser incinerado. A presença do 1,2-EDC neste

resíduo representa um custo não apenas pela perda de matéria prima, como também pelo aumento do volume de resíduo a ser destruído. A água, saturada com contaminantes organoclorados, é enviada para a unidade de tratamento de efluentes líquidos onde os organoclorados são removidos em uma coluna de desorção.

Caracterizada como uma coluna de destilação de alta pureza, o produto de base é essencialmente 1,2-EDC (99 %). Devido ao seu efeito catalítico em uma reação química que ocorre em uma etapa posterior do processo (pirólise de 1,2-EDC), a presença de uma determinada concentração de  $\text{CCl}_4$ , quando bem controlada, é desejável no produto de base da coluna (Kirk-Othmer, 1997). No entanto, a presença de  $\text{CHCl}_3$  não o é, visto o mesmo ser um inibidor de craqueamento de 1,2-EDC. Flutuações excessivas na concentração de  $\text{CCl}_4$  no produto de base causam variações no teor deste componente na alimentação dos fornos de craqueamento de 1,2-EDC provocando variações na taxa de conversão e afetando todo o processo a jusante. O adequado controle da composição de  $\text{CCl}_4$  na alimentação dos fornos estabiliza a conversão do 1,2-EDC e potencialmente reduz a formação de coque que leva à parada prematura da planta. Para obtenção da concentração desejada de  $\text{CCl}_4$  no produto de base, a coluna opera, ocasionalmente, próxima dos limites quanto aos teores de  $\text{CHCl}_3$  e sempre afastada dos limites que possam provocar a presença de água no produto de base. Portanto, a água não será objeto deste estudo.

Em resumo, o teor de  $\text{CCl}_4$  no produto de base é a principal variável a ser controlada. No entanto, o teor de  $\text{CHCl}_3$  na base da coluna (ou o teor de 1,2-EDC no destilado) deve ser mantido em sua respectiva faixa de controle. Atualmente, a coluna em estudo tem a instrumentação e os controles indicados na Figura 4, ou seja :

- Controle automático de nível da base e do vaso de refluxo, manipulando-se a vazão da base e a vazão de refluxo, respectivamente;
- Controle de vazão de vapor para o refeedor;
- Controle de razão de retirada de topo;
- Indicadores de temperatura em 5 estágios (não representados);
- Indicadores de pressão de topo e base (não representados).

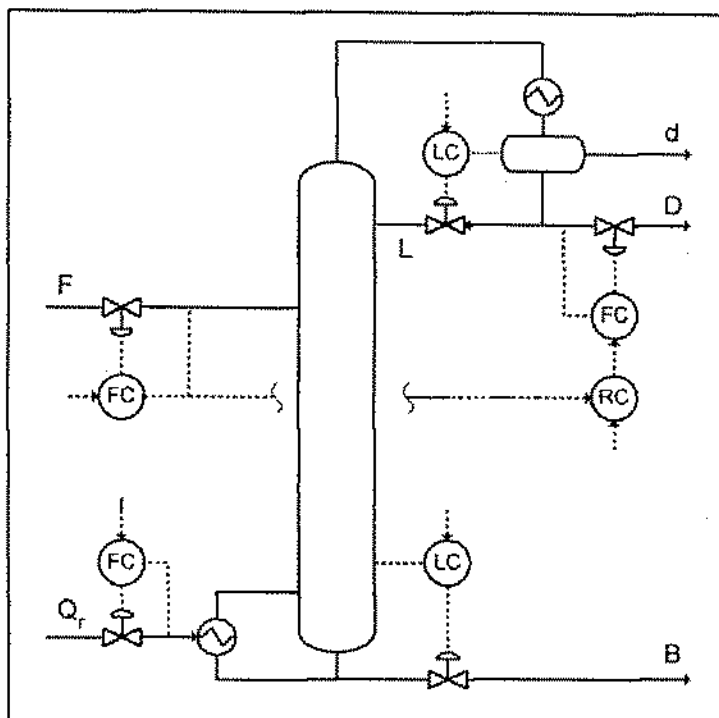


Figura 4 - Instrumentação atual para controle da coluna de secagem

O controle de composição é manual. As composições da alimentação, do produto de topo e base são obtidas através de análises de laboratório, realizadas em uma frequência conforme o ponto de amostragem. Na Tabela 1 está indicado como as composições de topo e base da coluna, em condições normais, são atualmente controladas (condições normais aqui referem-se à existência de pequenos desvios em relação aos valores ou faixas desejados, decorrentes de distúrbios pequenos ou moderados).

Tabela 1 - Controle atual de composição da torre de secagem

Componente	Concentração Desejada	Forma de Controle
$\text{CCl}_4$ na base	3.000 ppm	Vazão (ou razão <sup>12</sup> ) de retirada de topo
$\text{CHCl}_3$ na base	< 400 ppm	Vazão (ou razão) de vapor para o refeedor
1,2-EDC no topo	< 10%	Vazão (ou razão) de retirada de topo

Os teores de  $\text{CHCl}_3$  na base e 1,2-EDC no topo são deixados variar dentro dos limites indicados. Em situações de desvio elevado em relação aos valores desejados ou limites

<sup>12</sup> "Razão" é definida como o quociente entre a vazão em questão e a vazão de alimentação da coluna.

estabelecidos para  $\text{CCl}_4$  e  $\text{CHCl}_3$  é utilizada a vazão (ou razão) de vapor para o refeedor como uma forma de correção rápida.

O operador também utiliza os resultados de um cromatógrafo de processo instalado no produto de topo da coluna de pesados (Figura 3), que indica, a cada dez minutos, a concentração de  $\text{CCl}_4$  e  $\text{CHCl}_3$ . O operador infere o teor destes componentes na base da coluna de secagem através deste analisador CG, embora a coluna de pesados receba outras alimentações além do produto de base da torre de secagem. A concentração de 1,2-EDC no topo é inferida através das temperaturas do tambor de refluxo, do topo e do décimo prato abaixo do topo.

Devido à limitada frequência de análises de laboratório, o cromatógrafo de processo e o perfil de topo são verificados pelo operador, que os utiliza para atuar na vazão (ou razão) de retirada de topo ou de vapor para o refeedor em uma frequência, se necessário, acima da frequência de análises de laboratório.

Como na maioria dos processos químicos sem otimização em tempo real, a mudança de ponto de referência ("setpoint") ocorre ocasionalmente. O distúrbio mais freqüente nesta coluna é a mudança em sua vazão de alimentação para administração dos inventários de 1,2-EDC úmido e 1,2-EDC seco da planta onde está inserida.

Para o processo de craqueamento de 1,2-EDC, o objetivo final do controle de  $\text{CCl}_4$  é obter uma concentração deste componente de cerca de 800 ppm na alimentação dos fornos de pirólise. Um balanço de  $\text{CCl}_4$  na coluna de pesados, que alimenta os fornos, é mostrado na Figura 5 e indica que o produto de base da torre de secagem deveria conter cerca de 3.000 ppm. No entanto, a alimentação da coluna contém apenas 2.785 ppm de  $\text{CCl}_4$  e, levando-se em consideração as perdas deste componente pelo destilado, não é possível tecnicamente obter 3.000 ppm no produto de base se a concentração média deste componente na alimentação situar-se no valores constantes na Figura 6. De qualquer forma, a implementação de um controle mais eficaz reduzirá a variabilidade do  $\text{CCl}_4$  na base e possibilitará um valor de referência mais próximo de 3.000 ppm.

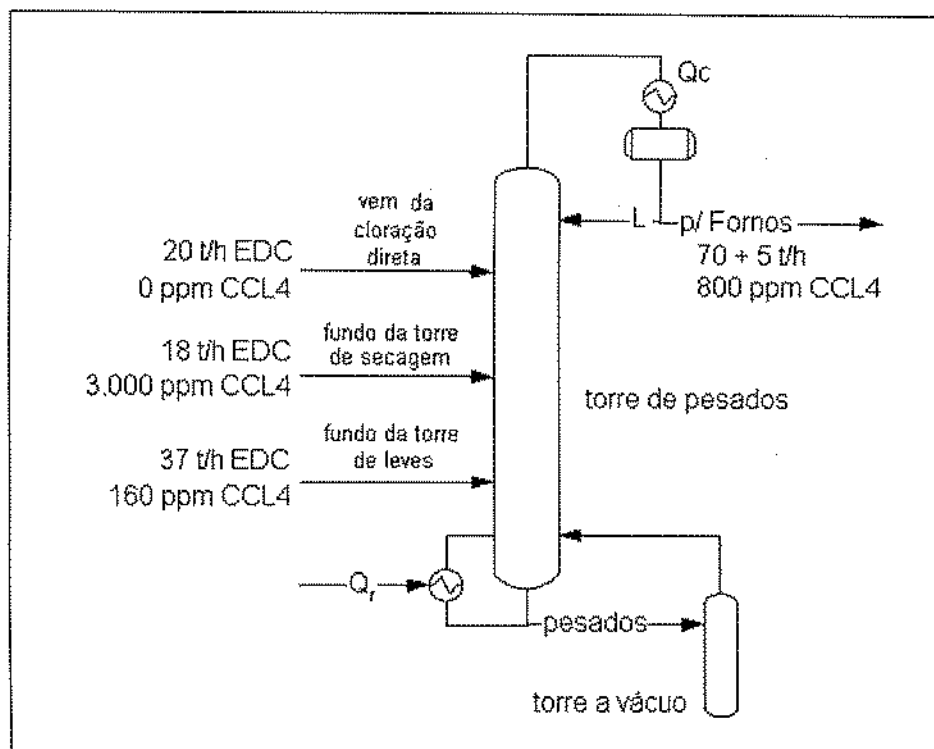


Figura 5 - Balanço de  $\text{CCl}_4$  nas correntes de 1,2-EDC da torre de pesados

O texto a seguir analisa os valores discretos das concentrações de  $\text{CCl}_4$ ,  $\text{CHCl}_3$  e 1,2-EDC na alimentação,  $\text{CCl}_4$  e  $\text{CHCl}_3$  na base e 1,2-EDC no destilado da coluna de secagem em um período de 60 dias, correspondentes a resultados de cromatografia gasosa realizadas em laboratório. São analisadas 3 amostras por semana da alimentação e do destilado e 2 amostras por dia do produto de base. Nos três gráficos que se seguem, a linha cheia representa a média móvel de 5 valores. O limite superior de controle ( $\text{LSC}^{13}$ ) é calculado considerando-se um grau de confiança de 99,73%. Esta abordagem não tem o propósito de correlacionar os desvios com suas causas comuns ou especiais. Mesmo assim, ela é útil para verificar o desempenho da atual forma de controle da coluna frente aos requisitos ou especificações da planta constantes na Tabela 1, bem como gerar dados históricos para comparação futura, caso a estratégia de controle proposta neste trabalho venha a ser implementada.

<sup>13</sup> O limite superior de controle ( $\text{LSC}$ ) normalmente é calculado como a média da amostra somada a duas ou três vezes o valor do desvio padrão, dependendo se deseja-se um grau de confiança de 95 ou de 99,73%. Para que um processo seja considerado estatisticamente controlado, o  $\text{LSC}$  deve apresentar-se menor ou igual ao  $\text{LSE}$ .

Na Figura 6 a concentração média calculada de  $\text{CCl}_4$  na base da coluna de secagem é de 1.681 ppm, contra 2.785 ppm na alimentação, enquanto os desvios padrão são 810 ppm e 355 ppm, respectivamente. A concentração de  $\text{CCl}_4$  está estatisticamente variando entre zero e 4.114 ppm. Quando confrontados com as especificações desejadas da Tabela 1, esses resultados atestam que a concentração de  $\text{CCl}_4$  no produto de base não está controlada satisfatoriamente.

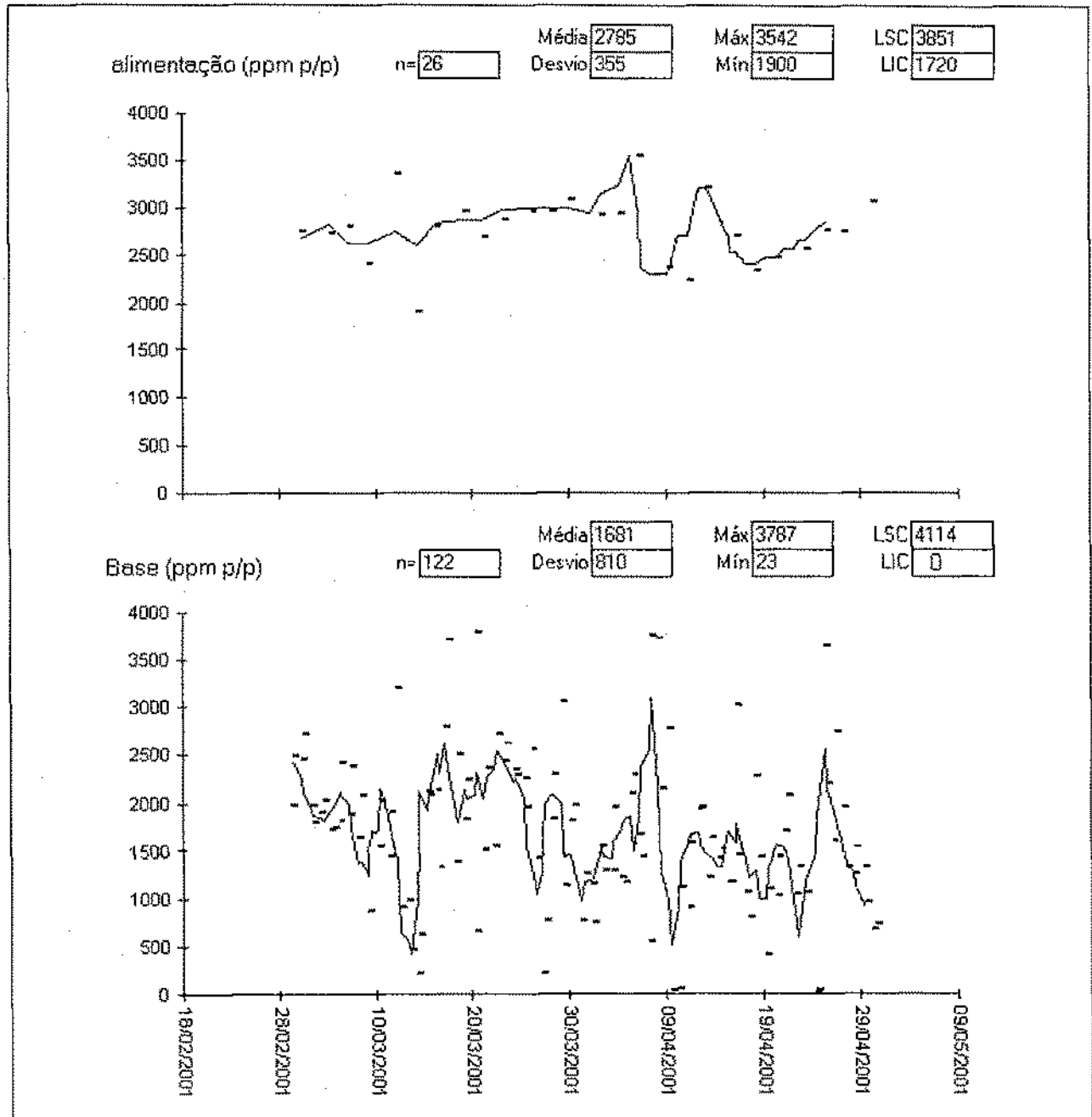


Figura 6 - Concentração de  $\text{CCl}_4$  na alimentação e na base da coluna de secagem.

Os valores da concentração de  $\text{CHCl}_3$  são apresentados na Figura 7. A concentração média calculada na base da coluna é de apenas 26 ppm, contra 1.891 ppm na alimentação. Os desvios padrão são 45 ppm e 436 ppm, respectivamente. O LSC desta amostra é 161 ppm. Entre as 122 amostras, há 3 valores acima do LSC, mas nenhum deles ultrapassa o limite superior de especificação ( $\text{LSE}^{14}$ ), que é de 450 ppm. Esses resultados sugerem que a concentração de  $\text{CHCl}_3$  no produto de base está controlada satisfatoriamente.

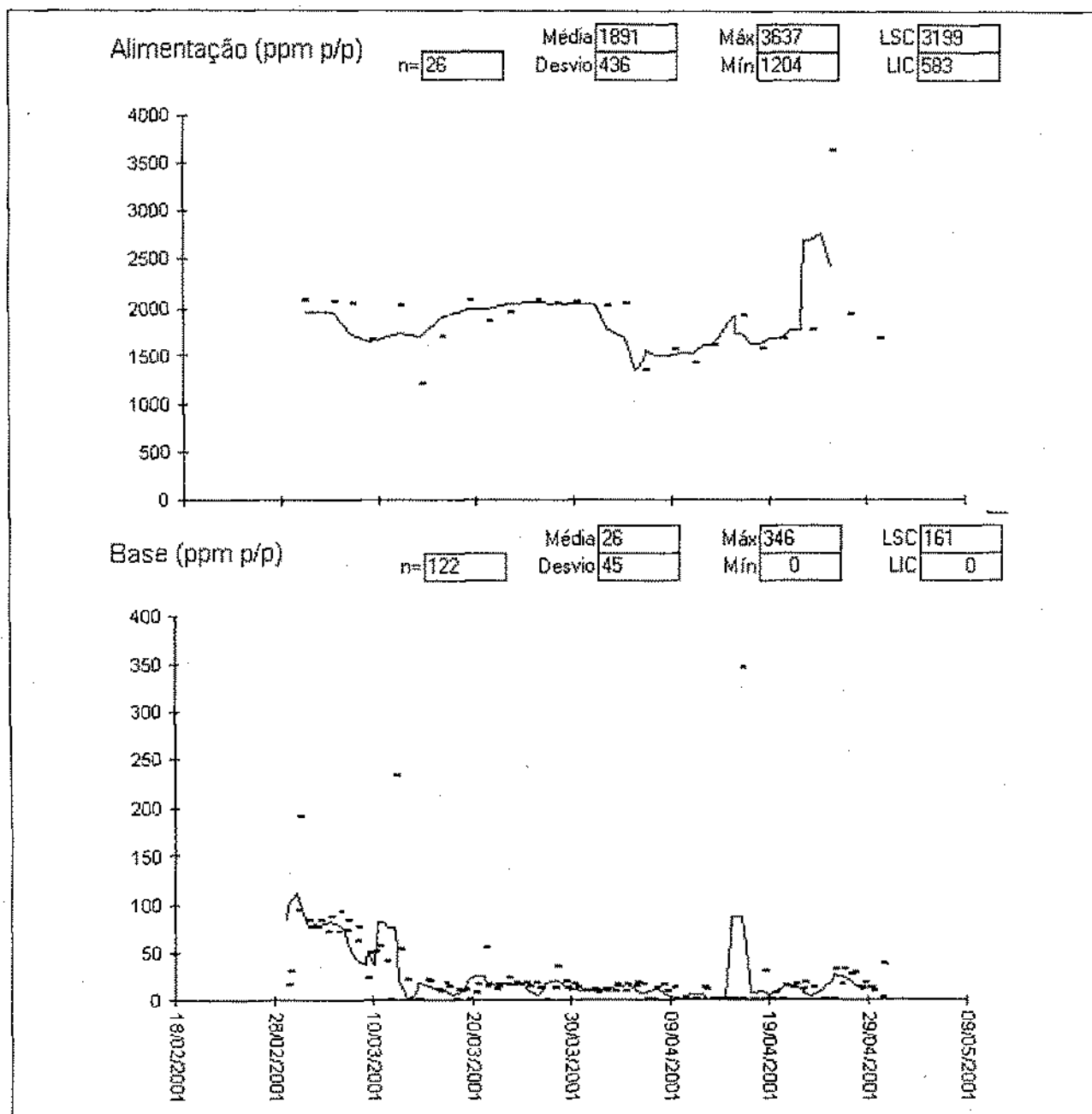


Figura 7 - Concentração de  $\text{CHCl}_3$  na alimentação e na base da coluna de secagem.

<sup>14</sup> O limite superior de especificação (LSE) é uma restrição imposta pelo processo ou pela legislação.



Os resultados de concentração de 1,2-EDC na alimentação e no destilado da coluna de secagem são apresentados na Figura 8. A concentração no destilado varia estatisticamente entre zero e 24,4%, com uma média calculada de 11,2%. Mais de 50% dos pontos amostrados estão acima do LSE (10%). Esses resultados indicam que a concentração de 1,2-EDC no destilado não está satisfatoriamente controlada. Este diagnóstico não muda mesmo se o grau de confiança for reduzido de 99,73 para 95%, que é o mínimo aceitável para os objetivos da planta.

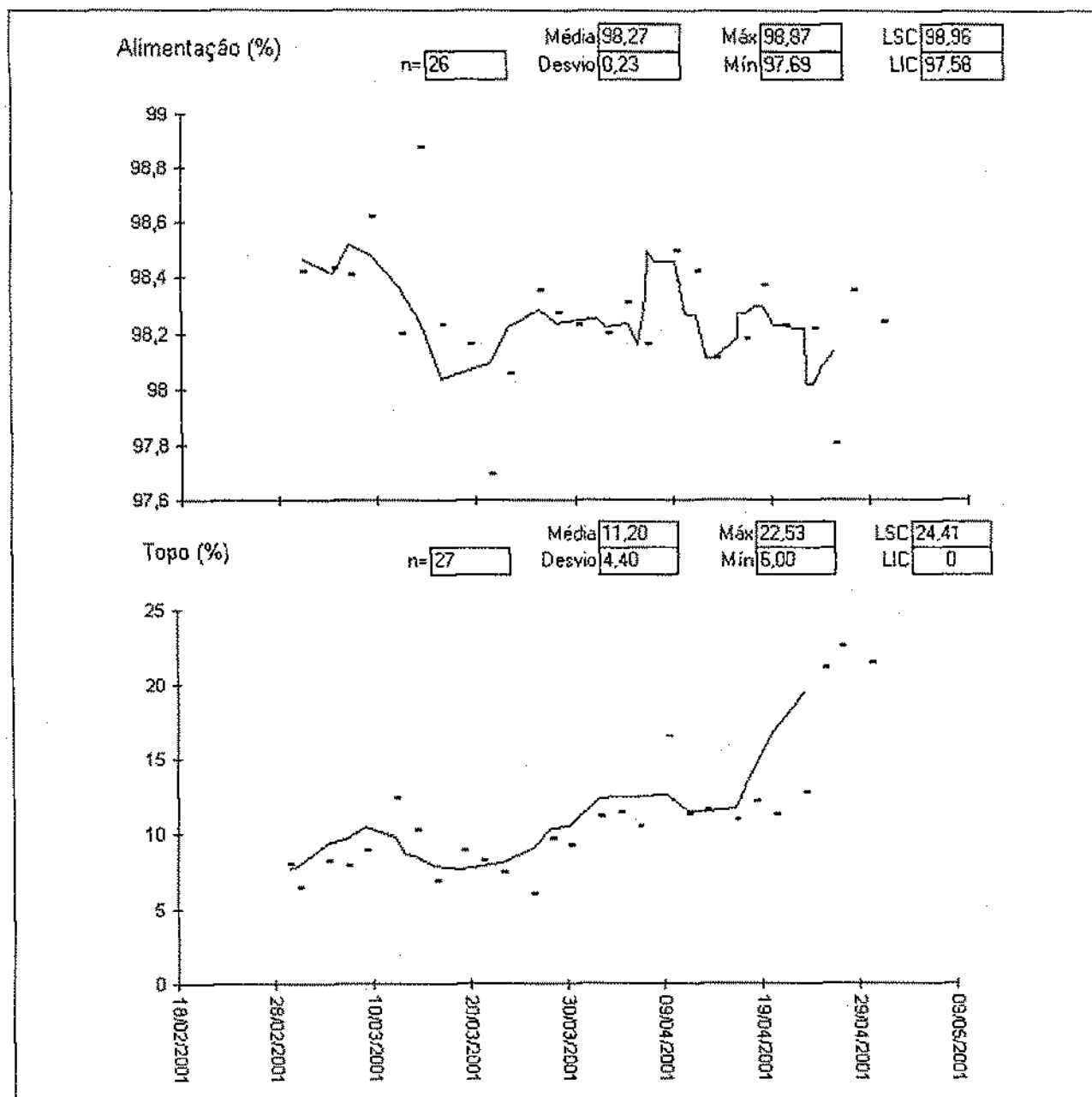


Figura 8 - Concentração de 1,2-EDC na alimentação e no topo da coluna de secagem.

### 3.3. Especificação Preliminar dos Objetivos do Sistema de Controle

Baseado nos requisitos de processo (Seção 3.1) e na operação atual da planta (Seção 3.2), o sistema de controle deve ter os seguintes objetivos, em ordem decrescente de prioridade :

- Manter a concentração de  $\text{CCl}_4$  na base o mais próximo possível do seu ponto de referência (“setpoint”), demonstrando adequada capacidade de rejeitar distúrbios (“load rejection”), em especial quanto às alterações na vazão de alimentação da coluna;
- Manter as concentrações de  $\text{CHCl}_3$  na base ou de 1,2-EDC no topo, ou ambas, abaixo de seus limites superiores de especificação;
- Ser simples e, preferencialmente, descentralizado.

Da forma como a coluna é operada atualmente, o  $\text{CHCl}_3$  não é uma variável a ser controlada, e sim a ser mantida dentro de sua faixa de especificação (seção 4.3). Além disto, os resultados da Figura 7 podem sugerir ser desnecessário incluir o segundo requisito acima dentro dos objetivos do sistema de controle. No entanto, uma vez que a concentração de  $\text{CHCl}_3$  no produto de base ultrapasse o limite superior de especificação, uma ação de controle, seja manual ou automática, necessita ser tomada. Uma outra situação, potencialmente atrativa, em que a carga térmica seria usada como variável manipulada em uma estratégia de controle, é a otimização dos custos operacionais (custos com vapor utilizado no refeedor, perda de 1,2-EDC no destilado e custo de destruição do destilado). Este aspecto sugere que o  $\text{CHCl}_3$  poderia ter um ponto de referência determinado por uma rotina de otimização<sup>15</sup> de custo operacional.

No capítulo que se encerra, através da descrição do processo e dos dados da operação atual da coluna, o problema foi devidamente caracterizado e os objetivos do sistema de controle foram estabelecidos. No capítulo subsequente, é apresentada uma revisão bibliográfica das estruturas de controle mais usuais em colunas de destilação, bem como a utilização de algumas ferramentas para seleção das variáveis controladas e manipuladas.

---

<sup>15</sup> Quanto mais próximo do limite superior de especificação o  $\text{CHCl}_3$  for mantido, menor a razão de refluxo, menor o consumo de vapor, porém maior a perda de 1,2-EDC e maior a vazão de destilado. Ou seja, o custo com vapor reduz-se, mas o custo da perda de matéria prima e o custo de destruição do destilado aumentam.

## **4. VARIÁVEIS CONTROLADAS E MANIPULADAS**

A seleção das variáveis controladas e manipuladas, bem como o melhor emparelhamento são apresentados neste capítulo, iniciando por uma revisão bibliográfica das estruturas de controle mais usuais em colunas de destilação, seguida da redução do sistema multivariável, determinação dos ganhos de processo em estado estacionário, aplicação de análise por decomposição por valores singulares e matriz de ganhos relativos.

### **4.1. Estruturas de Controle de Colunas de Destilação**

Exceto onde indicado, o texto desta subseção é uma adaptação de Skogestad (1997), Waller (1992) e Shinskey (1984). Existem inúmeras estratégias de controle para colunas de destilação e as respostas em malha aberta são completamente diferentes para composição, especialmente se o interesse for pelo controle de qualidade de ambos os produtos. Não existe uma estratégia única que seja adequada a todo tipo de coluna. Em geral, a melhor estratégia é aquela que resulta em um adequado equilíbrio entre redução do acoplamento (entre as malhas de controle de composição), aumento da capacidade de rejeitar distúrbios<sup>16</sup>, redução da não-linearidade do processo e simplicidade do sistema de controle.

As composições dos produtos de uma coluna de destilação são afetadas por duas variáveis manipuladas fundamentais. A primeira é a divisão da alimentação ("feed split"), representando a fração da alimentação que é retirada como produto de topo ou de base. A segunda variável é o fracionamento, que está relacionado à energia que é colocada na coluna para obter a separação. Em geral, a divisão da alimentação tem um impacto muito maior sobre a composição dos produtos que o fracionamento, exceto para colunas de baixa pureza.

As diversas estruturas possíveis costumam ser representadas por siglas onde a primeira letra representa a variável que é manipulada para controle da composição do destilado e a segunda letra representa a variável que é manipulada para controle da composição do produto

---

<sup>16</sup> A capacidade de rejeitar distúrbios é função dos tipos de distúrbios considerados. Portanto, o tipo de distúrbio a ser considerado deve ser explicitado nos objetivos do sistema de controle.

da base. Tradicionalmente, a vazão de refluxo (L), a vazão de destilado (D) ou a razão de refluxo ( $L/D$ ) é usada para controle da composição, enquanto a carga térmica ( $Q_r$  ou  $V$ )<sup>17</sup>, a vazão de produto da base (B) ou mesmo a razão entre elas ( $V/B$ ) é manipulada para controle da composição de base.

A estrutura LV, apresentada na Figura 9, é conhecida como controle por balanço energético, enquanto as demais são variantes de controle por balanço material. A estrutura LV é a mais usual, especialmente quando é requerido controle de qualidade de apenas um dos produtos<sup>18</sup>. Tem a vantagem de ser simples e pouco suscetível à sintonia dos controladores de nível, mas é inadequada quando os fluxos internos são elevados, pois o controle dos inventários, utilizando D ou B, é difícil. A composição da base é controlada ajustando-se a vaporização ("boilup", V), via  $Q_r$ , relativo a um refluxo constante. Para controle de composição em ambos os produtos, este esquema em geral não é adequado, pois permite que os fluxos de energia e massa interajam em detrimento da qualidade do produto. Ambos os produtos encontram-se sob controle de nível, influenciados por todos os distúrbios que possam afetar a coluna. Neste arranjo, alterações na vazão de vaporização causam a desejada alteração na composição da base, embora também causem alterações na vazão de destilado e de produto de base. Portanto, um ajuste na vazão de vaporização produz dois efeitos interativos. Para colunas de destilação de alta pureza, que normalmente são muito afetadas por pequenos desbalanceamentos, esta configuração costuma apresentar forte acoplamento, com elevados valores RGA ("Relative Gain Array") em baixas frequências, implicando na inviabilidade do uso de controladores desacopladores.

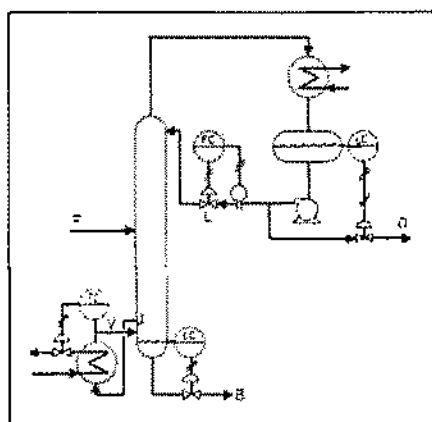


Figura 9 - Esquema LV (Shinskey, 1984)

<sup>17</sup> Como a imensa maioria dos modelos dinâmicos de colunas de destilação despreza a capacitância do reboiler e as perdas de calor para o ambiente, é assumido que  $Q_r$  e  $V$  são diretamente proporcionais e tem o mesmo comportamento dinâmico (subseção 5.1).

<sup>18</sup> O arranjo LV é usado na torre de pesados do trem de purificação de 1,2-EDC da planta de MVC que apoiou este trabalho (Figura 3), onde apenas a composição de topo é de interesse.

Em um sistema de controle por balanço material, o fluxo de um produto é sempre manipulado para controle de composição. Em geral, o produto de menor vazão é usado como variável manipulada para controle de composição, enquanto a vazão do outro produto é manipulada pelo controlador de nível, fechando o balanço material. No esquema DV, exemplificado na Figura 10, a vazão de destilado é manipulada para controle da composição de topo. Geralmente a composição controlada e o fluxo manipulado pertencem ao mesmo produto. Shinskey (1984), exemplifica um caso em que o controle por balanço material reduz a sensibilidade da coluna a distúrbios no balanço de energia por um fator de 20. Segundo Balchen e Mummé (1988), o esquema DV é muito mais estável que o LV se a vazão de refluxo for muito maior que a vazão de destilado. No entanto, este arranjo é suscetível à sintonia do controlador de nível do condensador, que, se não for bem ajustada, pode resultar em uma séria sobrelevação ("overshoot") na composição de produto de base quando uma perturbação é aplicada em V. Outra variante é a estrutura VD, que é a inversão de malhas em relação à estrutura DV.

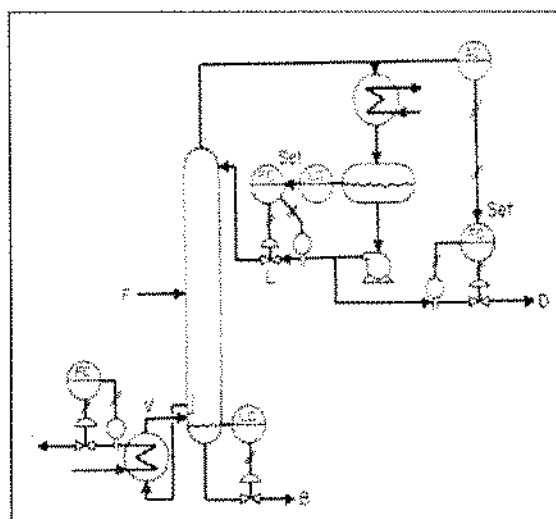


Figura 10 - Esquema DV (Shinskey, 1984)

Um outro esquema de controle por balanço material é o LB, apresentado na Figura 11, onde a vazão do produto de base é ajustada para controlar a sua composição. Este arranjo é usado quando a vazão da base é menor do que a de destilado e propicia uma menor sensibilidade da composição a distúrbios no balanço material<sup>19</sup>. Todavia, segundo os autores Balchen e Mummé (1988) e Shinskey (1984), o controle de nível da base pela carga térmica do

<sup>19</sup> O arranjo LB é atualmente usado na torre a vácuo do trem de purificação de 1,2-EDC da planta de MVC que apoiou este trabalho (Figura 3).

refervedor é pouco utilizado visto que pode trazer problemas associados à turbulência, ressonância hidráulica e resposta inversa, tornando esta malha instável.

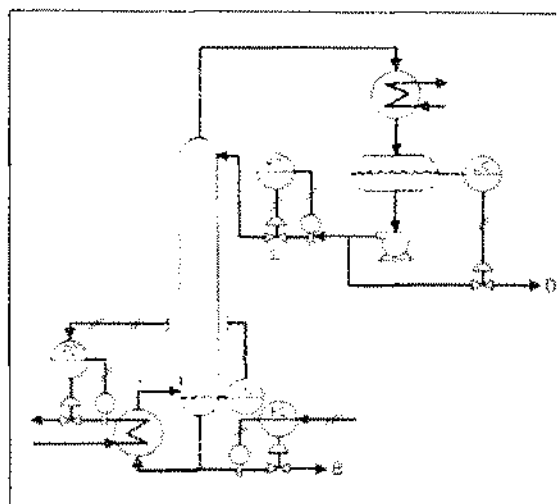


Figura 11 - Esquema LB (Shinskey, 1984)

Nem sempre a composição a ser controlada e o fluxo manipulado pertencem ao mesmo produto. Sensibilidade em excesso à ação de controle, por exemplo, pode forçar combinações alternativas. Como exemplo, quando a composição de produto de base necessita ser controlada mas  $D/F$  é menor que  $B/F$ , a melhor escolha pode recair sobre o esquema LD exemplificado na Figura 12. A carga térmica deve ser ajustada pelo controlador de nível do tambor de refluxo.

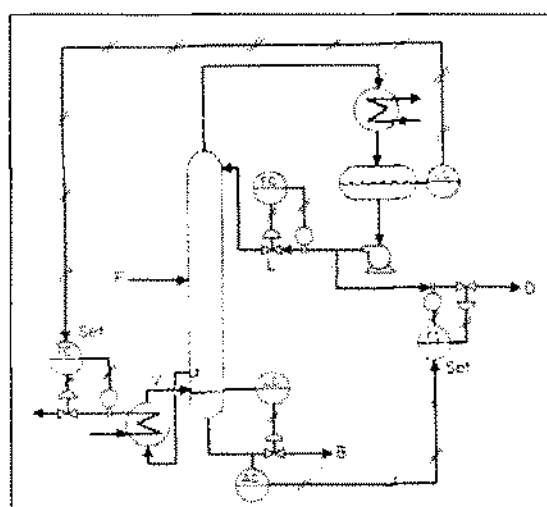


Figura 12 - Esquema LD com  $N_B$  manipulando D (Shinskey, 1984)

Outra configuração convencional é a  $[D/L, V/B]$ , considerada uma boa escolha para altas vazões de refluxo, mas de difícil implementação. Ryskamp (1980) propõe o esquema  $[D/(L+D), V]$  da Figura 13, que mantém a razão de refluxo constante se a saída do controlador de composição de destilado for constante. Um aumento na carga térmica ocasionado pelo controlador de composição de base não resulta em uma alteração de qualidade do destilado de mesma magnitude como ocorre se o refluxo fosse mantido constante (esquema LV) ou se a vazão de destilado fosse mantida constante (esquema DV). Este esquema pode resultar em um desacoplamento implícito, o que permite sintonizar os controladores por métodos SISO<sup>20</sup>.

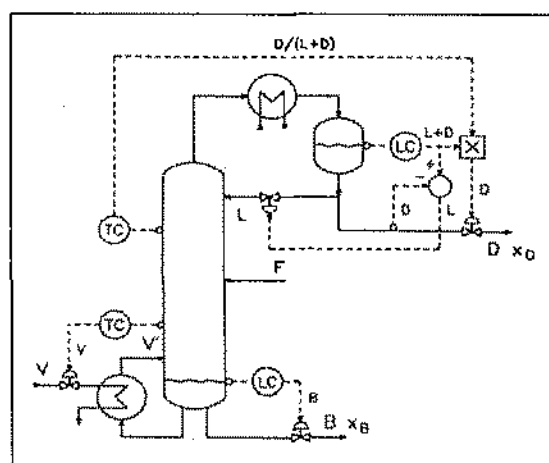


Figura 13 - Esquema  $[D/(L+D), V]$  (Waller, 1992)

Takamatsu *et al.* (1982) e Shinsky (1984) estendem o esquema de Ryskamp (1980) e propõem o esquema  $[D/(L+D), V/B]$  da Figura 14. Em oito casos estudados o acoplamento entre as malhas de controle de composição mostra-se ainda menor que no esquema  $[D/(L+D), V]$ . No entanto, o uso de  $V/B$  (ou  $Q_r/B$ ) como variável manipulada resulta em um acoplamento entre o nível e a composição da base, tornando esta configuração difícil de implementar (Luyben, 1992), tal como no esquema LB da Figura 11.

As estruturas mostradas anteriormente são ditas convencionais e aparecem, para melhor comparação, de forma consolidada na Figura 15. Häggblom e Waller (1990), propõem um método não convencional que consiste na dedução de duas variáveis manipuladas que são combinações lineares de  $D$ ,  $L$ ,  $B$  e  $V$ . Este esquema (DRD, “disturbance rejection and

<sup>20</sup> SISO – “single input single output”.

decoupling”), em estado estacionário, pode desacoplar não apenas as duas malhas de composição, mas também eliminar distúrbios na vazão e composição de alimentação.

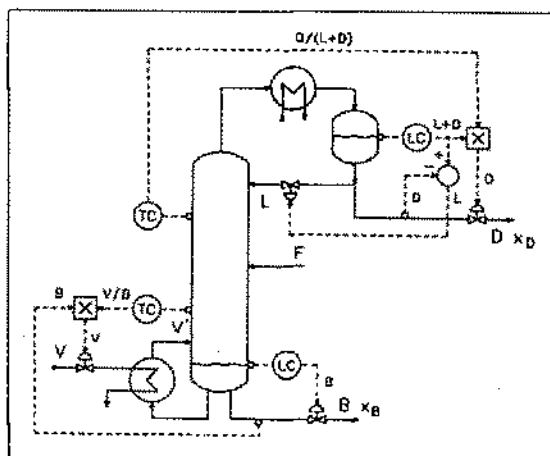


Figura 14 - Esquema  $[D/(L+D), V/B]$  (Waller, 1992)

Uma desvantagem do controle por balanço material é o atraso na correção das vazões de vapor e líquido internas, as quais são as determinantes das composições em uma coluna. No entanto, a adição de controladores antecipatórios ("feedforward") pode reduzir este inconveniente.

Se o destilado é usado para controle de composição e o refluxo manipulado para controle do nível do condensador conforme o esquema da Figura 15-B, um controlador antecipatório pode reduzir o atraso na correção da vazão de refluxo em até 10 vezes. Como o distúrbio mais freqüente em uma coluna de destilação é uma mudança na vazão de alimentação, um controle antecipatório entre esta variável e a vazão de retirada de produto poderá trazer grandes benefícios.

Distúrbios na composição da alimentação normalmente não requerem controle antecipatório pois esta composição, em geral, varia menos e de forma lenta, quando comparada à variação na vazão de alimentação. A implementação deste controlador exige um analisador em linha na corrente de alimentação. Para garantir uma separação constante, a vaporização (se a vazão de destilado é manipulada para controlar a composição) ou o refluxo (se a vazão do produto de base é manipulada para controlar a composição) deve também ser manipulado por um controlador antecipatório.



Outras combinações são possíveis: as vazões de destilado e de refluxo podem estar em controle de razão com a alimentação, com a carga térmica manipulada pelo controle de nível do condensador. Este arranjo, que é uma modificação da configuração apresentada na Figura 15-D, pode ser preferível quando a carga térmica não é mensurável ou quando a composição da base precisa ser controlada manipulando-se D/F. Ainda com o intuito de controlar as vazões internas de uma coluna, que são as responsáveis primárias pelo grau de separação obtido, Balchen e Mummé (1988) sugerem a implementação de um controlador de entalpia na alimentação e um esquema de compensação de temperatura de sub-resfriamento para o refluxo.

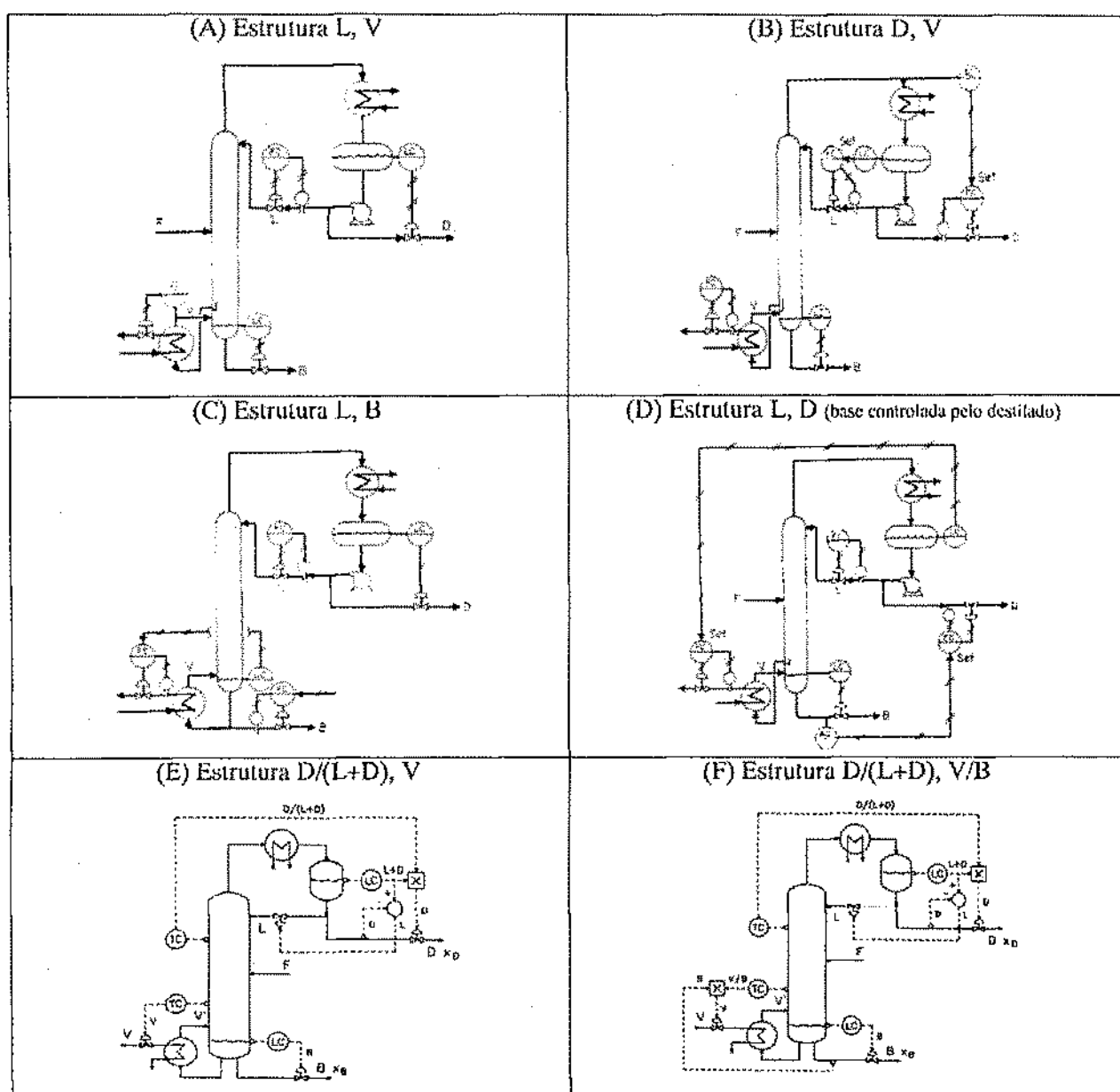


Figura 15 - Exemplos de esquemas de controle para colunas de destilação.

## 4.2. Estudo da Controlabilidade

Os objetivos do sistema de controle foram expostos na seção 3.3. A principal variável a ser controlada é a concentração de  $\text{CCl}_4$  no produto de base. O estudo de controlabilidade permite determinar, através de técnicas que utilizam informações do processo em estado estacionário :

- qual a outra variável a ser controlada, se a concentração de 1,2-EDC no destilado ou o teor de  $\text{CHCl}_3$  no produto de base ;
- qual a melhor paridade entre variáveis controladas e manipuladas.

A análise de controlabilidade deve ser iniciada pelo julgamento de engenharia (Luyben, 1990). Neste trabalho, o julgamento de engenharia foi seguido pelo uso das técnicas de decomposição por valor singular ("Singular Value Decomposition", SVD), RGA, MRI ("Morari Resilience Index" ou Índice de Resiliência de Morari) e NI ("Niederlinski Index" ou Índice de Niederlinski).

### 4.2.1. Julgamento de Engenharia

Em colunas de destilação com uma alimentação e 2 produtos, o sistema de controle mais genérico é  $5 \times 5$ , ou seja, 5 variáveis controladas e 5 variáveis manipuladas, conforme esquematizado na Figura 16 :

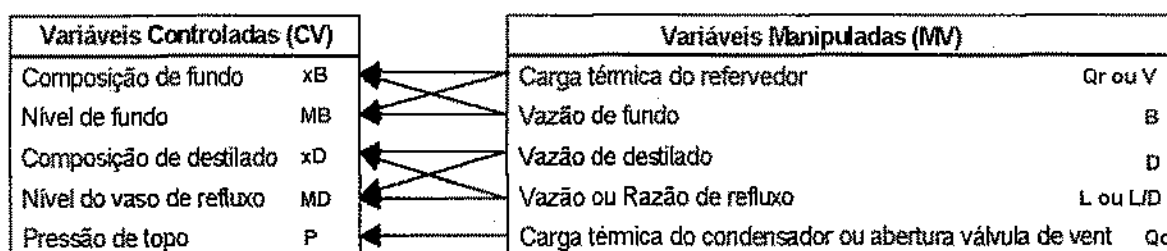


Figura 16 - Sistema de controle genérico  $5 \times 5$  para destilação

Na maioria dos sistemas, a composição da base ou o nível da base da coluna é controlado pela carga térmica do refeedor ou vazão de base. Da mesma forma, a composição

do destilado ou o nível do vaso de refluxo é controlado pela vazão de destilado ou vazão de refluxo (Seção 4.1).

A utilização de  $Q_c$  (carga térmica do condensador) como uma variável independente implica em assumir que o processo de condensação não é auto-regulado, ou seja,  $Q_c$  não é afetado por variações de pressão e temperatura na coluna. Esta premissa não é adequada para a maioria dos processos, onde o condensador trabalha sem mudança de fase no fluido de resfriamento. Utilizar  $Q_c$  como variável manipulada nesses casos leva a um comportamento irreal na resposta da pressão em malha aberta. Seria recomendável utilizar a vazão do fluido refrigerante como variável independente. Por esta razão, a maioria dos modelos de destilação assume pressão constante, resultando em sistemas 4x4 (Lundström e Skogestad, 1995).

O julgamento de engenharia toma por base o entendimento, o conhecimento e a experiência existente sobre o sistema em estudo ou outros sistemas similares. Na coluna em questão, a ordem de grandeza da vazão de destilado ( $D$ ) é cerca de 2 a 3 vezes menor que a ordem de grandeza da vazão de refluxo ( $L$ ). Portanto, a única forma prática de controlar o nível de vaso de refluxo é através da vazão de refluxo, visto que o nível é muito pouco sensível a variações na vazão de destilado (subseção 4.1). Como consequência, a vazão de base ( $B$ ) obrigatoriamente deve ser usada para fechar o balanço de massa da coluna, ou seja, controlar o nível de base. À vazão de destilado ( $D$ ) e à carga térmica do refeedor ( $Q_r$ ), restam controlar as composições de topo e/ou base, sendo que esta avaliação é realizada posteriormente neste trabalho utilizando-se as técnicas de SVD e RGA (subseções 4.2.3 e 4.2.4).

A coluna opera a pressão próxima a atmosférica, sendo os incondensáveis, em quantidade desprezível, direcionados para um sistema de purga ("vent") úmido. O condensador utiliza água para resfriamento. Portanto, é assumido que a pressão de topo da coluna é auto-regulada, varia muito pouco e não necessita ser controlada. Segundo Luyben (1992), em algumas colunas onde mudanças bruscas na pressão são pouco prováveis, a pressão é deixada flutuar de forma a ser a menor possível e reduzir o consumo energético, ou seja, nessas colunas não há controle de pressão. Este é o caso da coluna em estudo.

Em geral, as constantes de tempo da dinâmica de controle dos inventários de topo e base são pequenas quando comparadas as constantes de tempo das malhas de controle de

composição. Com o objetivo de reduzir a ordem do sistema e simplificar a solução do controle multivariável, as duas malhas de controle de nível são assumidas como SISO. Portanto, o sistema MIMO<sup>21</sup>, referente à composição, é limitado como 2x2, ou seja, TITO. Após a avaliação de engenharia, o sistema de controle fica assim definido :

Variáveis Controladas (CV)		Variáveis Manipuladas (MV)		Controle
Nível de fundo	$M_B$	Vazão de fundo	B	SISO
Nível do vaso de refluxo	$M_D$	Vazão de refluxo	L	SISO
Composição	$x_{B1}$ e ( $x_{D2a}$ ou $x_{B2b}$ )	Vazão de destilado e Carga térmica refeedor	D e $Q_r$	TITO

Figura 17 - Sistema de controle específico 2 x 2 proposto para a torre de secagem.

As variáveis manipuladas selecionadas são às utilizadas atualmente na coluna industrial em estudo, ou seja, vazão de destilado e carga térmica do refeedor. As etapas seguintes permitem definir qual será a segunda variável controlada ( $x_{D2a}$  ou  $x_{B2b}$ ), bem como qual a melhor paridade entre as duas variáveis controladas de composição e as duas variáveis manipuladas.

#### 4.2.2. Determinação dos Ganhos do Processo

Todas as ferramentas de análise de controlabilidade utilizadas adiante necessitam da matriz de ganhos de processo em estado estacionário. Para a obtenção desses ganhos, a coluna é simulada em estado estacionário, utilizando-se o simulador comercial AspenPlus 10.2<sup>TM</sup>. A coluna tem 71 estágios teóricos com eficiência global de 70%. A eficiência foi determinada utilizando-se, inicialmente, o bloco RateFrac<sup>TM</sup> de estágios de não-equilíbrio. A correlação NRTL-HOC foi utilizada como modelo para ELLV. Uma descrição completa do modelo e resultados encontra-se em Silva (2002). O caso base e a nomenclatura utilizada encontram-se na Figura 18. Na Tabela 2 estão indicadas e classificadas as variáveis (tipo e índice) de controle, os valores de vazão, carga térmica e composição referentes ao caso base e a mais quatro estados estacionários (numerados de EE1 a EE4).

<sup>21</sup> MIMO – “multiple inputs multiple outputs”.

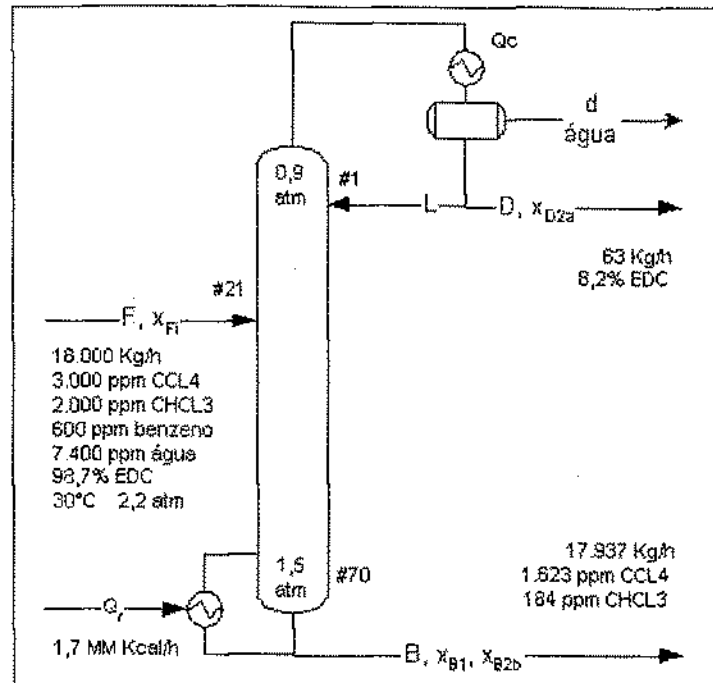


Figura 18 - Caso base para as simulações em estado estacionário.<sup>22</sup>

Tabela 2 - Determinação dos ganhos de processo em estado estacionário no caso base

				ESTADOS ESTACIONÁRIOS				
VARIÁVEL DE CONTROLE		VARIÁVEL DE PROCESSO	CASO BASE	UNID.	EE1	EE2	EE3	EE4
Variáveis Manipuladas	MV <sub>1</sub>	D	63	Kg/h	60	-	-	-
	MV <sub>2</sub>	Q <sub>r</sub>	1,70	MMKcal/h	-	1,75	-	-
Variáveis Distúrbio	DV <sub>1</sub>	F	18.000	Kg/h	-	-	19.000	-
	DV <sub>2</sub>	X <sub>F1</sub>	3.000	ppm	-	-	-	2.850
		X <sub>F2b</sub>	2.000	ppm	-	-	-	2.150
		X <sub>F3</sub>	600	ppm	-	-	-	-
		X <sub>F4</sub>	7.400	ppm	-	-	-	-
X <sub>F2a</sub>	98,70	%	-	-	-	-		
Variáveis Controladas	CV <sub>1</sub>	X <sub>B1</sub>	1.623	ppm	1.745	1.639	1.719	1.575
	CV <sub>2a</sub>	X <sub>D2a</sub>	8,20	%	7,6	7,9	8,1	7,3
	CV <sub>2b</sub>	X <sub>B2b</sub>	184	ppm	197	159	257	201
Ganhos de Processo Adimensionais			K <sub>1</sub>	%/%	-1,356	0,352		
			K <sub>2a</sub>	%/%	0,400	-0,396		
			K <sub>2b</sub>	%/%	-1,444	-5,5		

Ganho da válvula de D =	2	Kg/h/%
Ganho da válvula de F =	600	Kg/h/%
Ganho da válvula de Q <sub>r</sub> =	0,066	MMKcal/h/%
Alcance do analisador de CCL4 =	60	ppm/%
Alcance do analisador de EDC =	1	%/%
Alcance do analisador de CHCL3 =	6	ppm/%

<sup>22</sup> Propriedades físicas principais do Benzeno : Peso molecular 78 ; Densidade 0,88 (20/4) ; Temperatura de ebulição 80,1°C (1 atm).

Os estados estacionários correspondem as quatro alterações realizadas nas duas variáveis manipuladas (vazão de destilado e carga térmica, seção 4.2.1) e nas duas variáveis de distúrbio (vazão e composição da alimentação). As simulações estacionárias permitem calcular os ganhos de processo no estado estacionário. Algumas técnicas, como SVD, requerem que os ganhos estejam normalizados. No rodapé da Tabela 2 estão indicados os ganhos das válvulas e os alcances (“spans”) dos analisadores, que são utilizados para o cálculo dos ganhos de processo adimensionais.

Com base na Tabela 2, a matriz de ganhos de processo adimensionais, em estado estacionário, para as duas variáveis manipuladas e as três variáveis controladas candidatas (uma a ser eliminada após as técnicas de análise de controlabilidade a seguir) é :

$K = \begin{matrix} \dots & \Delta D & \dots & \Delta Q_r \\ \begin{pmatrix} -1.356 & 0.352 \\ 0.4 & -0.396 \\ -1.444 & -5.5 \end{pmatrix} & \dots & \Delta CCL_4 \text{ no produto} \\ & \dots & \Delta EDC \text{ no destilado} \\ & \dots & \Delta CHCl_3 \text{ no produto} \end{matrix}$	<p>onde</p> <p><math>\Delta D</math> é o desvio de D</p> <p><math>\Delta Q_r</math> é o desvio <math>Q_r</math></p> <p><math>\Delta CCl_4</math> é o desvio de <math>x_{B1}</math></p> <p><math>\Delta EDC</math> é o desvio de <math>x_{D2a}</math></p> <p><math>\Delta CHCl_3</math> é o desvio de <math>x_{B2b}</math></p>
---	---

### 4.2.3. Decomposição por Valores Singulares

A técnica SVD ajuda a definir a melhor paridade entre variáveis manipuladas (entradas) e variáveis controladas (saídas). Quando o número de entradas e saídas é diferente (que é o presente caso), esta técnica auxilia na definição de quais variáveis devem ser desconsideradas.

A técnica SVD é sensível às escalas das variáveis controladas e manipuladas (Deshpande, 1989 e Luyben, 1990). Portanto, são utilizados os ganhos adimensionais. Partindo da matriz de ganhos de estado estacionário (K), a decomposição por valores singulares gera três outras matrizes (U,  $V^T$  e  $\Sigma$ ) :

$$\vec{K} = \vec{U} \cdot \vec{\Sigma} \cdot \vec{V}^T$$

A matriz "U" contém colunas que são chamadas vetores singulares esquerdos. O elemento de maior valor absoluto do 1º vetor desta matriz indica a variável mais sensível, ou seja, a mais fácil de ser controlada. O elemento de maior valor absoluto do 2º vetor indica a 2ª variável mais sensível, e assim por diante. A transposta da matriz "V" contém colunas que são chamadas vetores singulares direitos. O elemento de maior valor absoluto do 1º vetor desta matriz indica a variável manipulada para a qual a 1ª variável controlada é mais afetada, ou seja, a melhor paridade. O elemento de maior valor absoluto do 2º vetor indica a variável manipulada para a 2ª variável controlada, e assim por diante. A matriz  $\Sigma$  é diagonal e contém os valores singulares em ordem decrescente. O quociente entre o maior e o menor valor singular é chamado número de condição ("condition number", CN) e é uma medida da dificuldade relativa do controle, ou do quanto mal condicionada é a matriz de ganhos K. O CN pode ser interpretado como um índice de controlabilidade (Moore, 1986). A SVD foi aplicada neste trabalho para apontar qual variável, entre a concentração de  $\text{CHCl}_3$  na base ou a de 1,2-EDC no topo, tem maior controlabilidade. A decomposição também recomenda a melhor paridade. Por requerer uma complexa álgebra matricial, o tratamento matemático para a decomposição não é tratado em detalhes pela imensa maioria dos textos sobre teoria de controle de processos. Neste trabalho, são utilizadas as funções residentes no aplicativo MathCad™ para tal. Os resultados estão indicados na Figura 19 :

$$\begin{array}{l}
 U = \begin{pmatrix} -0 & 0.945 \\ 0.05 & -0.328 \\ 0.999 & 0.017 \end{pmatrix} \quad \begin{array}{l} \dots \Delta \text{CCL}_4 \text{ no produto} \\ \dots \Delta \text{EDC no destilado} \\ \dots \Delta \text{CHCl}_3 \text{ no produto} \end{array} \\
 \\
 \Sigma = \begin{pmatrix} 5.69 & 0 \\ 0 & 1.48 \end{pmatrix} \quad \text{CN} = 3.84 \\
 \\
 V = \begin{pmatrix} -0.25 & -0.968 \\ -0.968 & 0.25 \end{pmatrix} \quad \begin{array}{l} \dots \Delta D \text{ no destilado} \\ \dots \Delta Q_r \text{ no produto} \end{array}
 \end{array}$$

Figura 19 - Resultados da decomposição por valores singulares

De acordo com a SVD, entre as três candidatas a variável controlada, a concentração de  $\text{CHCl}_3$  na base é a variável de maior controlabilidade, visto que 0,999, que é o maior valor absoluto do 1º vetor da matriz U, corresponde à linha do  $\text{CHCl}_3$ . A concentração de  $\text{CHCl}_3$  no produto de base deve ser controlada manipulando-se a carga térmica do refeedor ( $Q_r$ ), visto que o módulo de -0,968 é o maior valor absoluto do 1º vetor da matriz V, correspondente a linha da carga térmica. A concentração de  $\text{CCl}_4$  na base deve ser controlada

manipulando-se a vazão de destilado (D), visto que 0,945, que é o maior valor absoluto do 2º vetor da matriz U, corresponde à linha do  $\text{CCl}_4$  e o módulo de -0,968, que é o maior valor absoluto do 2º vetor da matriz V, corresponde à linha da vazão de destilado. O teor de 1,2-EDC no destilado não tem boa controlabilidade, seja através da vazão de destilado (D), seja pela carga térmica do refeedor ( $Q_r$ ). O CN sugere que a concentração de  $\text{CHCl}_3$  na base será quase quatro vezes mais fácil de ser controlada do que a concentração de  $\text{CCl}_4$  na base.

#### 4.2.4. Matriz de Ganhos Relativos

A análise por RGA estacionária, também conhecida como Matriz de Bristol (Bristol, 1966), é, de longe, a técnica mais utilizada para indicar o grau de interação e qual o melhor casamento entre variável manipulada e controlada. Apesar de sua popularidade, vários autores<sup>23</sup> (Skogestad, 1997, Seborg et al., 1989) consideram RGA como uma ferramenta apenas para seleção preliminar, pelo fato desta técnica não levar em consideração qualquer informação sobre distúrbios e comportamento dinâmico. Luyben (1990) vai mais além e questiona a própria utilidade da RGA para processos químicos, onde o controle deve ser projetado para a rejeição a distúrbios prioritariamente, e nestes casos, o acoplamento não é, necessariamente, ruim.

Normalmente esta técnica exige que as variáveis já estejam definidas. Portanto, para comparação com a técnica SVD, serão avaliados os dois sistemas possíveis: A 1ª variável controlada é a concentração de  $\text{CCl}_4$  no produto de base. A outra variável controlada será a concentração de 1,2-EDC no destilado ou a concentração de  $\text{CHCl}_3$  no produto de base.

Ao contrário da SVD, a técnica RGA não é sensível às unidades dos ganhos de processo (Seborg *et al.*, 1989), porém como os ganhos de processo adimensionais já estão disponíveis, os mesmos serão utilizados. As matrizes calculadas para os dois casos estão simbolizadas como  $\Lambda_i$  na Figura 20:

---

<sup>23</sup> RGA é às vezes citada como não confiável, como para o caso da configuração DB, cujo  $\lambda$  é infinito (Skogestad, 1997).



$K_1 := \begin{pmatrix} \dots & \Delta D & \dots & \Delta Q_r \\ -1.356 & 0.352 & \dots & \Delta CCl_4 \text{ no produto} \\ 0.4 & -0.396 & \dots & \Delta EDC \text{ no destilado} \end{pmatrix}$	$\Lambda_1 = \begin{pmatrix} 1.36 & -0.36 \\ -0.36 & 1.36 \end{pmatrix}$
$K_2 := \begin{pmatrix} \dots & \Delta D & \dots & \Delta Q_r \\ -1.356 & 0.352 & \dots & \Delta CCl_4 \text{ no produto} \\ -1.444 & -5.5 & \dots & \Delta CHCl_3 \text{ no produto} \end{pmatrix}$	$\Lambda_2 = \begin{pmatrix} 0.94 & 0.06 \\ 0.06 & 0.94 \end{pmatrix}$

Figura 20 - Resultados da matriz RGA estacionária.

A melhor paridade entre variável controlada e manipulada é aquela em que o correspondente elemento da matriz RGA é positivo e o mais próximo possível de 1. Quanto mais próximo a 1, menor o impacto gerado pelo fechamento da outra malha sobre a malha em questão. Shinskey (1984) considera que uma estratégia de controle pode gerar bons resultados quando o elemento RGA da diagonal situa-se entre 0,9 e 4.

Na primeira opção, concentração de  $CCl_4$  no Produto de Base e 1,2-EDC no destilado, a melhor paridade é  $CCl_4$ -D / EDC- $Q_r$ , mas há um grau de interação significativo entre essas 2 malhas. Na segunda opção, concentração de  $CCl_4$  e  $CHCl_3$  no produto de base, a melhor paridade é  $CCl_4$ -D /  $CHCl_3$ - $Q_r$ , ou seja, a concentração de  $CCl_4$  no produto de base deve ser controlada manipulando-se a vazão de destilado, enquanto a concentração de  $CHCl_3$  nesta mesma corrente deve ser controlada manipulando-se a carga térmica do refeedor. Há um grau de interação desprezível entre essas duas malhas e isto é uma grande diferença em relação à primeira opção. Portanto, as avaliações por RGA e SVD mostram-se consistentes entre si, no entanto, ambas carregam apenas informações de estado estacionário.

Para contemplar efeitos dinâmicos neste tipo de análise, a matriz RGA pode ser calculada para várias frequências, muito embora este procedimento não é em nada tão popular quanto a matriz estacionária. De acordo com Skogestad (1997), plantas com elevados valores de elemento RGA na frequência próxima ao tempo de resposta em malha fechada representam sérios problemas, sendo fundamentalmente difíceis de serem controladas.

#### 4.2.5. Índices MRI e NI

O MRI - índice de resiliência de Morari (Morari, 1983), fornece uma indicação da controlabilidade inerente de um processo. Este índice não é afetado pela paridade nem pela sintonia do controlador, mas sim pelas variáveis controladas e manipuladas envolvidas (Luyben, 1990). O MRI é o menor valor singular da matriz das funções de transferência do processo em malha aberta. Quanto maior o MRI, mais controlável (resiliente) é o processo. Neste trabalho, é utilizado o MRI apenas para a frequência zero, utilizando o aplicativo MathCad®. Como as duas variáveis manipuladas e uma das variáveis controladas já foram estabelecidas no início deste trabalho, aqui o MRI serve para ajudar a selecionar a segunda variável controlada, entre as duas possíveis. Os resultados estão indicados na Figura 21. O segundo sistema, ou seja,  $\text{CCl}_4\text{-D} / \text{CHCl}_3\text{-Q}_r$ , por ter o maior MRI, é mais fácil de controlar (mais resiliente) que o sistema  $\text{CCl}_4\text{-D} / \text{EDC-Q}_r$ . Este resultado está em concordância com aqueles apresentados pelas técnicas SVD e RGA.

$\text{MRI}_1 := \min(\text{svds}(K_1))$	$\text{MRI}_2 := \min(\text{svds}(K_2))$
$\text{MRI}_1 = 0.267$	$\text{MRI}_2 = 1.401$

Figura 21 - Resultados do Índice de Resiliência de Morari.

Para um sistema de controle  $2 \times 2$ , um índice de Niederlinski positivo é condição necessária mas não suficiente para que o sistema em malha fechada seja estável (Niederlinsky, 1971). Abaixo é feita a verificação do 2º sistema, ou seja, o sistema  $\text{CCl}_4\text{-D} / \text{CHCl}_3\text{-Q}_r$ , por ter sido apontado pelas técnicas de SVD, RGA e MRI como o de melhor controlabilidade. Os resultados encontram-se na Figura 22. Portanto, segundo o índice de Niederlinski, o sistema de controle  $2 \times 2$   $\text{CCl}_4\text{-D} / \text{CHCl}_3\text{-Q}_r$  pode ser estável.

$K_2 = \begin{matrix} \dots \Delta D & \dots \Delta Q_r \\ \begin{pmatrix} -1.356 & 0.352 \\ -1.444 & -5.5 \end{pmatrix} & \begin{matrix} \dots \Delta \text{CCL4 no produto} \\ \dots \Delta \text{CHCL3 no produto} \end{matrix} \end{matrix}$	$\text{NI}_2 := \frac{ K_2 }{\prod_{j=1}^2 K_{2,j,j}} \quad \text{NI}_2 = 1.068$
--	--

Figura 22 - Resultados do Índice de Niederlinski.

#### 4.2.6. Emparelhamento das Variáveis

Baseado nas técnicas de análise de controlabilidade anteriores, que utilizam apenas informações de estado estacionário, pode-se afirmar que :

- O teor de 1,2-EDC no destilado não tem boa controlabilidade por qualquer das duas variáveis manipuladas escolhidas;
- A melhor paridade corresponde ao sistema  $\text{CCl}_4\text{-D} / \text{CHCl}_3\text{-Q}_r$  ;
- Há concordância entre as 3 técnicas utilizadas;
- O sistema  $\text{CCl}_4\text{-D} / \text{CHCl}_3\text{-Q}_r$  pode ser estável, de acordo com o índice de Niederlinski.

As técnicas aqui utilizadas não levam em conta aspectos tais como existência de tempo morto, diferenças significativas entre constantes de tempo do processo e respostas inversas. A confirmação da melhor paridade deve ser obtida através de simulação dinâmica.

#### 4.3. Especificação dos Objetivos do Sistema de Controle

Na seção 3.3 os objetivos do sistema de controle foram definidos preliminarmente. Com o conhecimento que é mais fácil controlar o  $\text{CHCl}_3$  na base do que o 1,2-EDC no topo (de acordo com os resultados de SVD, RGA e MRI), as características desejadas ficam assim consolidadas, em ordem decrescente de prioridade :

- Manter a concentração de  $\text{CCl}_4$  na base a mais próxima possível do seu ponto de referência, demonstrando adequada capacidade de rejeitar distúrbios, em especial quanto às alterações na vazão de alimentação da coluna.
- Manter a concentração de  $\text{CHCl}_3$  na base abaixo de seu limite superior de especificação.
- Ser simples e, preferencialmente, descentralizado.

A seleção das variáveis controladas e manipuladas, o melhor emparelhamento e a especificação final dos objetivos do sistema de controle foram apresentados. Foram utilizadas ferramentas que se baseiam exclusivamente em informações de estado estacionário. O capítulo subsequente concentra-se na obtenção do modelo dinâmico simplificado.

## 5. MODELO DINÂMICO

Este capítulo concentra-se na obtenção do modelo dinâmico simplificado, iniciando-se por uma análise do impacto dos ajustes dos controladores de inventário sobre as respostas em malha aberta do modelo dinâmico rigoroso desenvolvido em um trabalho anterior, seguida da determinação das funções de transferência.

### 5.1. Modelo Dinâmico Rigoroso

Em geral, ao modelar uma determinada coluna de destilação, as simplificações aceitáveis e, portanto, adotadas no modelo estacionário são estendidas ao modelo dinâmico. De acordo com Skogestad (1997), praticamente todos os modelos dinâmicos de colunas de destilação consideram algum tipo de simplificação adicional, referente aos aspectos transientes. Conforme o propósito do modelo, algumas das seguintes simplificações costumam estar presentes, em combinações variadas :

- Quanto à dinâmica do vapor :
  - inventário (“holdup”) do vapor negligenciado;
  - inventário do vapor negligenciado e pressão fixa;
  - pressão fixa.
- Quanto ao balanço de energia :
  - mudanças no inventário de energia negligenciadas;
  - mudanças na entalpia do líquido negligenciadas;
  - fluxo molar constante;
  - capacitância do refeedor desprezada.
- Quanto à dinâmica do fluxo de líquido :
  - inventário de líquido constante;
  - inventário de líquido no vertedor descendente (“downcomer”) constante;

- o inventário do refeedor e/ou condensador constante (controle perfeito<sup>24</sup>);
- o dinâmica do líquido linearizada.

Modelos que assumem inventário de líquido constante não são recomendados para fins de controle, enquanto aqueles que assumem fluxo molar constante podem ser usados para misturas ideais. É freqüente desconsiderar o inventário da fase vapor para pressões baixas e assumir pressão constante (Skogestad, 1997). Outras simplificações são aceitáveis conforme o sistema em estudo.

A simulação em regime transiente da coluna em estudo foi realizada utilizando-se o modelo rigoroso RadFrac<sup>TM</sup> (estágio de equilíbrio), presente no simulador comercial Aspen Dynamics<sup>TM</sup>. A capacitância do refeedor é desprezada. A descrição detalhada do modelo rigoroso e da simulação encontra-se em Silva (2002). As duas variáveis manipuladas selecionadas para controle de composição correspondem às mesmas utilizadas por um esquema de controle DV (Figura 15-B). De acordo com Skogestad (1997), a sintonia dos controladores de nível pode afetar drasticamente os resultados do modelo e a escolha da configuração adequada, especialmente na configuração DV (o arranjo LV é pouco afetado pela sintonia desses controladores). Para avaliar o impacto da sintonia sobre os resultados gerados pela simulação, as respostas da concentração de  $\text{CCl}_4$  e  $\text{CHCl}_3$  no produto de base a uma perturbação degrau de -5% na vazão de destilado e na carga térmica são obtidas para os controladores de nível sintonizados em valores extremos : muito lentos e muito rápidos. Para uma redução de 5 % na carga térmica, os resultados encontram-se na Figura 23 e Figura 24 :

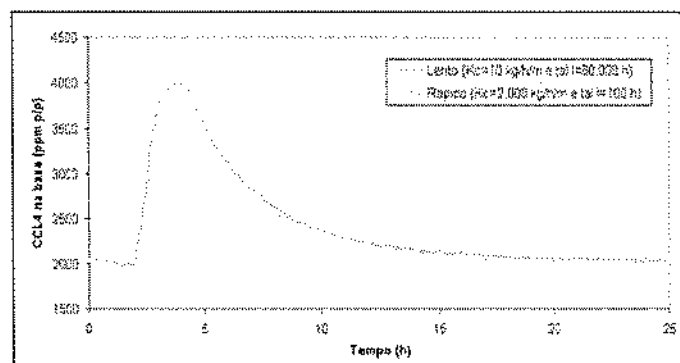


Figura 23 - Impacto dos controladores de nível na resposta de  $\text{CCl}_4$  em malha aberta.

<sup>24</sup> As leis de controle das malhas de controle de nível são substituídas por valores de inventários constantes.

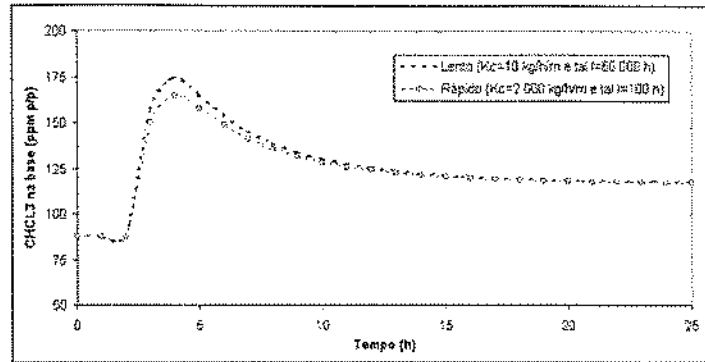


Figura 24 - Impacto dos controladores de nível na resposta de CHCl<sub>3</sub> em malha aberta.

Apesar de graficamente visível, os resultados são similares e mantêm suas características determinantes, ou seja, forte sobrelevação, resposta inversa e elevadas constantes de tempo. Para uma perturbação degrau (-5 %) na vazão de destilado nenhuma diferença graficamente visível ocorre, por este motivo os resultados não estão apresentados. Com base nesta avaliação, para obtenção das respostas em malha aberta, os controladores de inventário foram ajustados para respostas mais lentas, por serem mais conservativas e refletirem mais fielmente as plantas comerciais.

## 5.2. Respostas em Malha Aberta

Foram obtidos resultados discretos para perturbações em forma de degrau nas duas variáveis manipuladas (vazão de destilado e carga térmica) e nas duas variáveis de distúrbio (vazão de alimentação e composição da alimentação). Os valores dos degraus são aqueles indicados na Tabela 2. Esses resultados, apresentados como variáveis desvio, encontram-se na Figura 25 e Figura 26.

A simulação dinâmica da coluna em estudo mostra que as constantes de tempo do processo em malha aberta, tanto para variações nas variáveis manipuladas quanto para os distúrbios, são muito elevadas, da ordem de dezenas de horas. Este comportamento é típico de colunas de destilação de alta pureza, especialmente se ambos os produtos são puros (Stathaki *et al.*, 1985, Luyben, 1992). Outra característica desta coluna, evidenciado em Silva (2002), é a não linearidade dos ganhos de estado estacionário e a dinâmica assimétrica, a qual, segundo Skogestad (1997), é originada a partir do equilíbrio líquido-vapor.

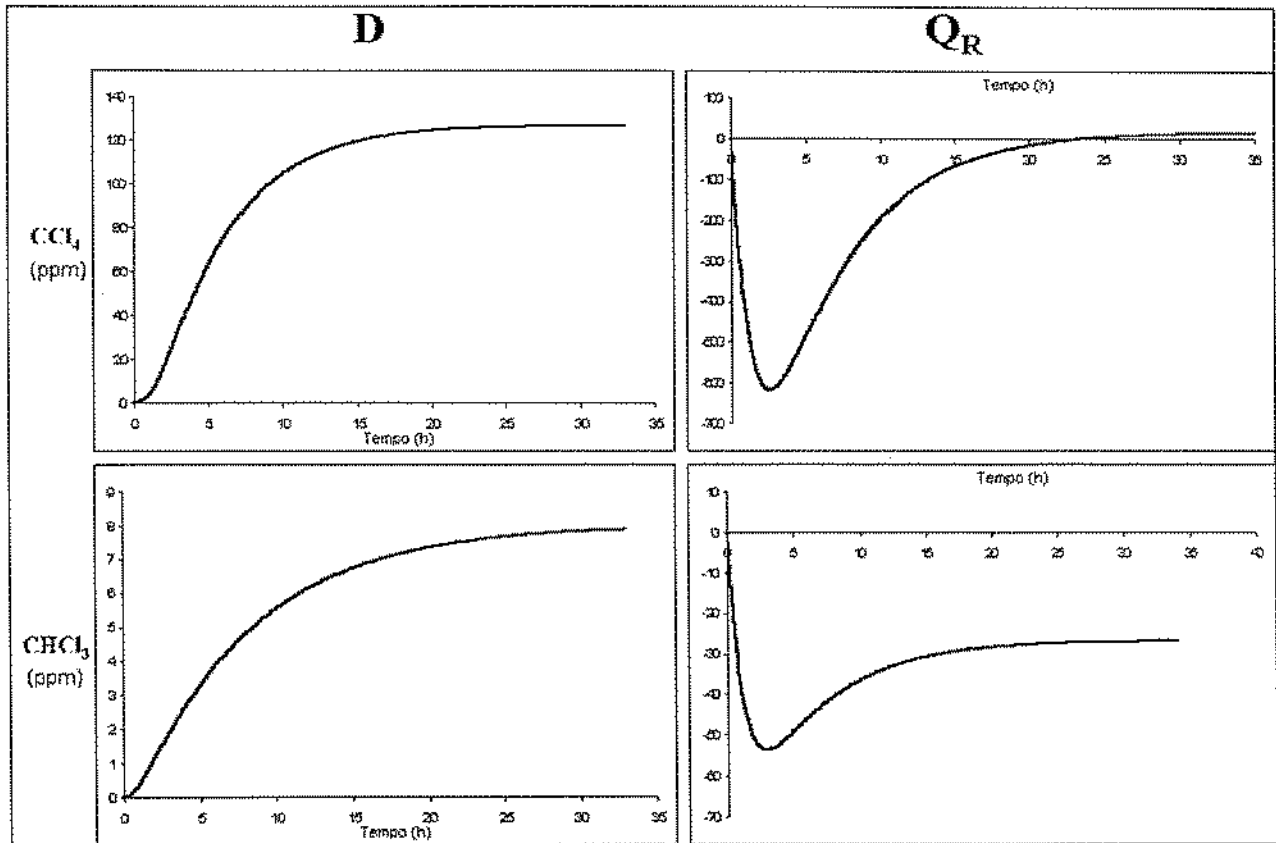


Figura 25 - Respostas em malha aberta a um degrau nas variáveis manipuladas.

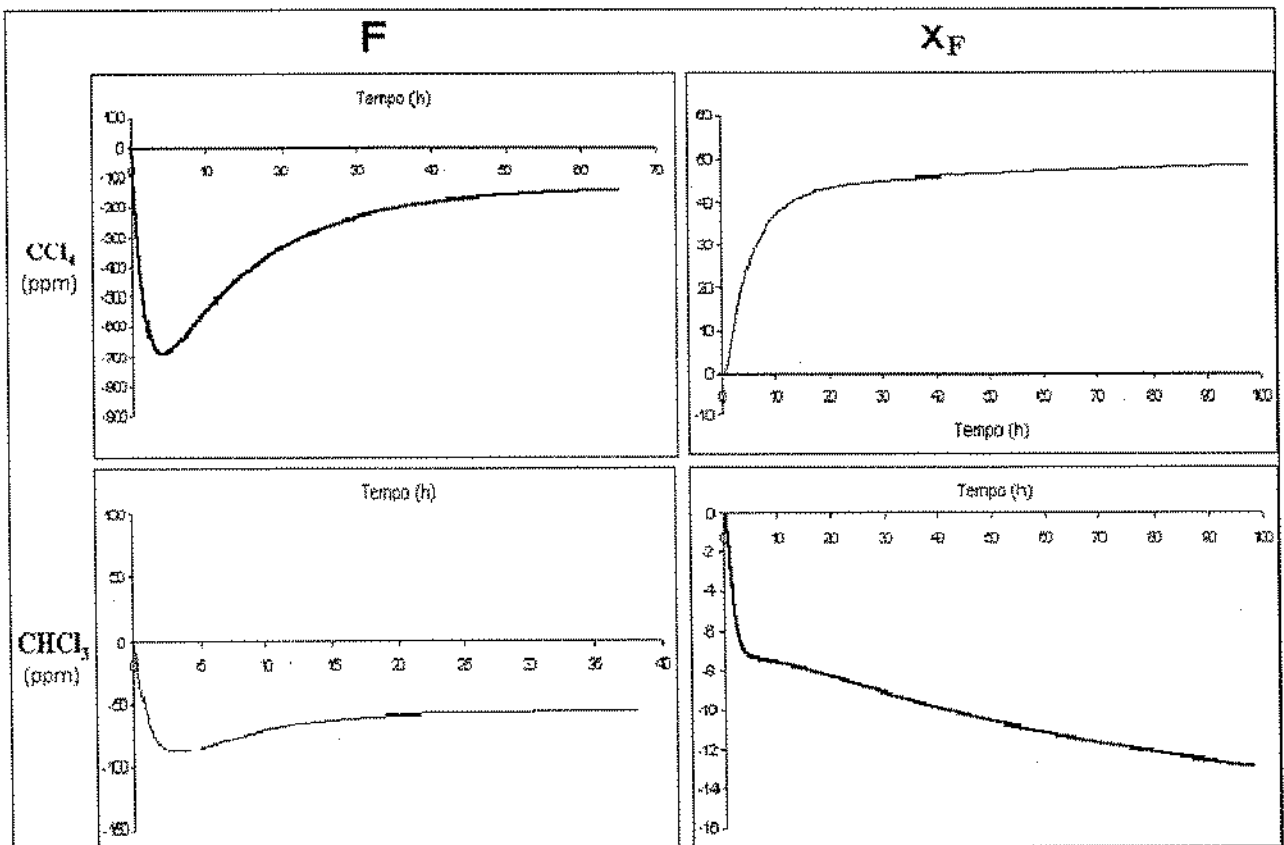


Figura 26 - Respostas em malha aberta a um degrau nas variáveis de distúrbio.

A resposta de  $\text{CCl}_4$  a um degrau em  $Q_r$  é fortemente inversa (a magnitude da inversão é cerca de 30 vezes o ganho do estado estacionário), aponta a presença de um zero no semiplano direito (RHP, "right half plane") e sugere uma possível inversão no sinal do ganho em outras regiões da janela operacional. Respostas inversas implicam em redução no desempenho do sistema de controle (Luyben, 1992), podem ser observadas em casos de destilação multicomponente quando se controla um componente intermediário e é altamente indesejada para controle do tipo malha única ("single-loop") (Skogestad, 1997). Portanto, o comportamento do  $\text{CCl}_4$  frente a alterações na carga térmica pode limitar seriamente o atingimento de alguns objetivos do sistema de controle. A resposta de  $\text{CCl}_4$  a um degrau em  $F$  apresenta uma forte sobrelevação sem, todavia, ocorrer resposta inversa, ao menos em torno do caso base.

### 5.3. Obtenção das Funções de Transferência

O modelo dinâmico linearizado simplificado, no domínio de Laplace, foi obtido através do ajuste dos parâmetros (ganho, constantes de tempo do processo e tempo morto) de funções de transferência a partir dos dados discretos resultante do modelo rigoroso RadFrac<sup>TM</sup>, presente no simulador comercial Aspen Dynamics<sup>TM</sup> (subseção 5.1), apresentado em Silva (2002). O critério para o ajuste desses parâmetros foi a minimização do erro entre os valores oriundos do modelo rigoroso e aqueles preditos pelo modelo simplificado. A obtenção de cada função de transferência seguiu o procedimento descrito abaixo. Há várias ferramentas dedicadas que realizam a identificação do modelo de forma eficaz. Neste trabalho foi utilizado um aplicativo de planilha eletrônica não específico :

- a) A partir do modelo rigoroso, são gerados os dados discretos absolutos  $[Y_{\text{MR abs}}(t)]$  das respostas em malha aberta reproduzidas na Figura 25 e Figura 26.
- b) Os dados discretos absolutos,  $Y_{\text{MR abs}}(t)$ , são convertidos para valores de desvio,  $Y_{\text{MR}}(t)$  :

$$Y_{\text{MR}}(t) = Y_{\text{MR abs}}(t) - Y_{\text{MR abs}}(0)$$

onde  $Y_{\text{MR abs}}(0)$  é o valor no estado estacionário inicial ( $t = 0$ ).

- c) O problema básico consiste em encontrar uma função de transferência  $G(s)$  cuja correspondente no domínio do tempo,  $f(t)$ , melhor satisfaz a igualdade :



$$Y_{MR}(t) = X(t) \cdot f(t)$$

onde  $X(t)$  é a perturbação aplicada, neste caso, um degrau.

- d) A análise visual do gráfico de  $Y_{MR}(t)$  permite, inicialmente, selecionar uma função de transferência  $G(s)$ , cuja correspondente no domínio do tempo,  $f(t)$ , pode ser uma das exemplificadas na Tabela 3.
- e) O ganho de processo é calculado diretamente das informações de estado estacionário, ou seja :

$K = K' \cdot \frac{\text{GanhoVálvula}}{\text{AlcanceAnalizador}}$	$K' = \frac{Y_{MR}(t_f) - Y_{MR}(0)}{X}$	$Y_{MR}(0) = 0$
---	--	-----------------

onde  $K'$  é o ganho de processo antes da aplicação dos fatores de escala dos sensores e elementos finais (rodapé da Tabela 2).

- f) Para um determinado conjunto de parâmetros ( $K$ ,  $\tau_i$  e  $\theta$ ), obtém-se  $Y_{ML}(t)$ , o valor previsto pela função de transferência para cada valor discreto de  $t$ .
- g) Para cada par  $Y_{MR}(t)$  e  $Y_{ML}(t)$ , é calculado um erro quadrático segundo a equação abaixo. Para a janela de tempo de interesse, é calculado o erro quadrático total :

$E(t) = (Y_{MR}(t) - Y_{ML}(t))^2$	$E_T(t) = \sum E(t)$
------------------------------------	----------------------

- h) Utilizando-se a rotina de otimização Solver®, residente no aplicativo MS-Excel®, os parâmetros ( $\tau_i$  e  $\theta$ ) da função de transferência (etapa “f”) acima) são ajustados de forma a minimizar  $E_T(t)$ .
- i) Uma vez minimizado  $E_T(t)$ , o gráfico de  $Y_{MR}(t)$  e  $Y_{ML}(t)$  contra  $t$  permite avaliar se a escolha de  $G(s)$  na etapa “d)” está apropriada. A função de transferência mais adequada é aquela que tem a menor ordem e representa o processo com a precisão requerida. Caso necessário, uma outra função de transferência de maior ordem é testada e os passos “d)” a “i)” repetidos.

A título de ilustração do procedimento anterior, na Figura 27 está indicada parte da planilha eletrônica para obtenção de  $G_{p12}$  (função de transferência que relaciona a concentração de  $\text{CCl}_4$  no produto de base com a carga térmica  $Q_r$ ). A qualidade do ajuste dessa função de transferência pode ser comprovada através do gráfico dessa figura.

Tabela 3 - Tipos de função de transferência utilizados para os processos e os distúrbios

DOMÍNIO DE LAPLACE	DOMÍNIO DO TEMPO
$G(s) = \frac{K \cdot e^{-\theta \cdot s}}{\tau \cdot s + 1}$	$f(t) = \frac{K}{\tau} \cdot e^{-\frac{(t-\theta)}{\tau}}$
$G(s) = \frac{K \cdot e^{-\theta \cdot s}}{(\tau_1 \cdot s + 1)(\tau_2 \cdot s + 1)}$	$f(t) = \frac{K}{\tau_1 - \tau_2} \cdot \left[ e^{-\frac{(t-\theta)}{\tau_1}} - e^{-\frac{(t-\theta)}{\tau_2}} \right]$
$G(s) = \frac{K \cdot (\tau_3 \cdot s + 1) \cdot e^{-\theta \cdot s}}{(\tau_1 \cdot s + 1)(\tau_2 \cdot s + 1)}$	$f(t) = K \cdot \left[ \frac{1}{\tau_1} \cdot \frac{\tau_1 - \tau_3}{\tau_1 - \tau_2} \cdot e^{-\frac{(t-\theta)}{\tau_1}} + \frac{1}{\tau_2} \cdot \frac{\tau_2 - \tau_3}{\tau_2 - \tau_1} \cdot e^{-\frac{(t-\theta)}{\tau_2}} \right]$

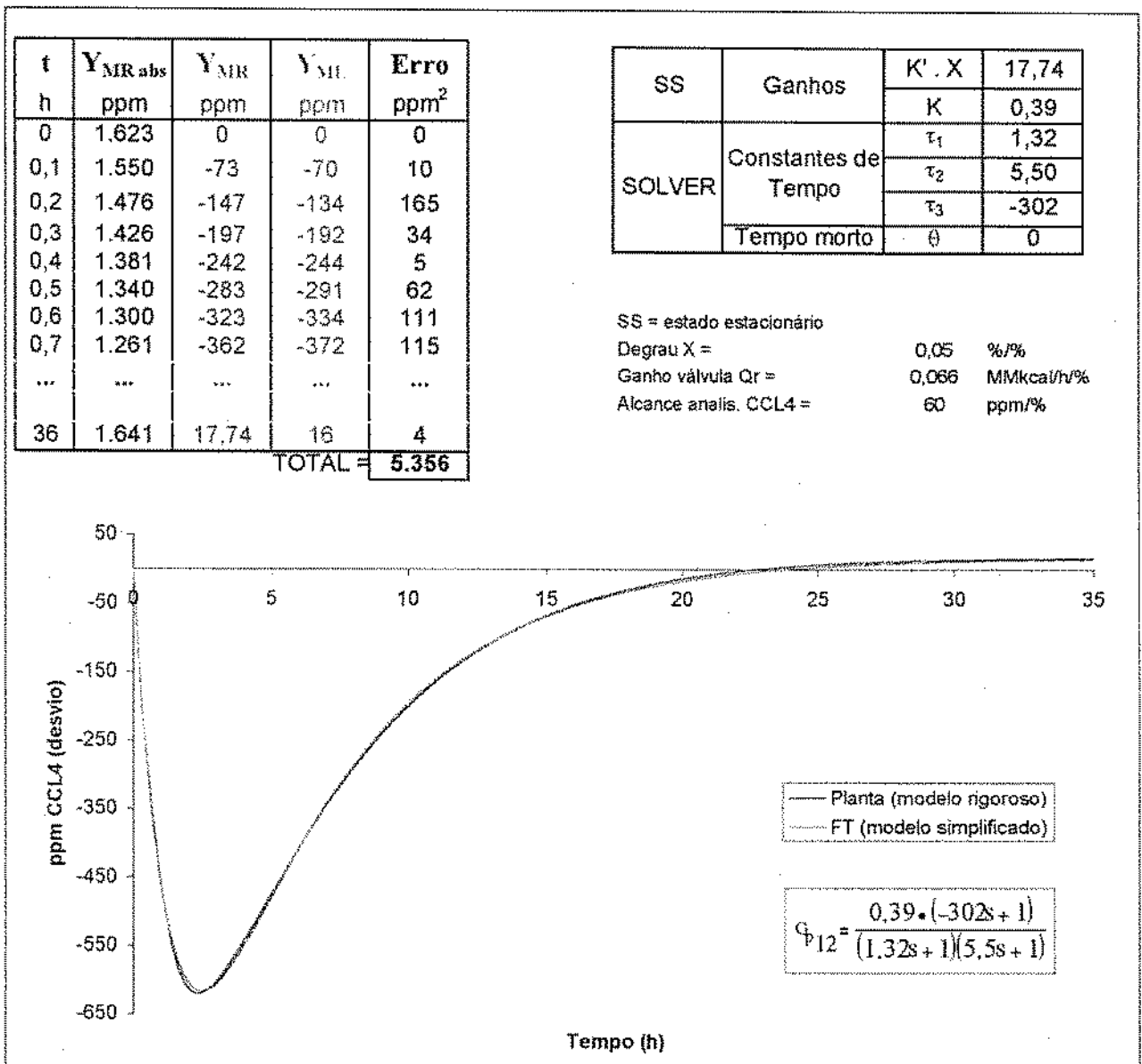


Figura 27 - Determinação dos parâmetros de G<sub>p12</sub>.

#### 5.4. Modelo Dinâmico Linearizado

O procedimento descrito na subseção 5.3 foi repetido para cada uma das oito respostas em malha aberta, gerando oito funções de transferência, que estão indicadas na Tabela 4 e Tabela 5. De forma a simplificar as etapas posteriores desse trabalho, os ganhos dessas funções de transferência já incorporam os fatores de escala dos elementos primários (sensores) e elementos finais (válvulas), conforme indicado no rodapé da Tabela 2. O modelo linearizado despreza a dinâmica desses elementos, visto que suas constantes de tempo, neste caso, são desprezíveis quando comparadas às constantes da coluna, exceto no caso dos cromatógrafos de processo, os quais serão tratados na subseção 6.1.

Tabela 4 - Funções de transferência de processo<sup>25</sup> para a configuração DQ, modificada.

$G_{P11} = \frac{-1,41}{(1,98S + 1)(4,29S + 1)}$	$G_{P12} = \frac{0,39 \cdot (-302S + 1)}{(1,32S + 1)(5,5S + 1)}$
$G_{P21} = \frac{-0,89}{(0,85S + 1)(7,73S + 1)}$	$G_{P22} = \frac{-5,88 \cdot (15,19S + 1)}{(1,16S + 1)(5,69S + 1)}$

Tabela 5 - Funções de transferência de distúrbio para a configuração DQ, modificada.

$G_{L11} = \frac{1,35 \cdot (92,96S + 1)}{(1,49S + 1)(14,46S + 1)}$	$G_{L12} = \frac{0,32 \cdot (81,14S + 1)}{(4,98S + 1)(100S + 1)}$
$G_{L21} = \frac{5,7 \cdot (12,11S + 1)}{(1,22S + 1)(6,24S + 1)}$	$G_{L22} = \frac{-1,61 \cdot (93,26S + 1)}{(1,05S + 1)(3482S + 1)}$

Também foram obtidas versões de primeira ordem das funções de transferência  $G_{P11}$  e  $G_{P22}$ , para fins de sintonia dos controladores PI ou para a síntese de controladores desacopladores e antecipatórios fisicamente realizáveis. Este assunto é abordado nos capítulos subsequentes.

Este capítulo concentrou-se na obtenção do modelo dinâmico simplificado na forma de funções de transferência. O próximo capítulo apresenta a sintonia dos controladores e a grade geral de simulações realizadas e apresentadas nos capítulos subsequentes.

<sup>25</sup> Para efeito de sintonia, acrescentar um tempo morto de 0,2 h em cada função de transferência da Tabela 4, de forma a refletir o tempo de amostragem e processamento do cromatógrafo CG em linha na base da coluna.

## 6. SIMULAÇÕES EM MALHA FECHADA

Os critérios e as diversas correlações utilizadas para a sintonia dos controladores são mostradas neste capítulo. A redução da ordem de duas funções de transferência, para este propósito, é apresentada, bem como a grade de simulações realizadas e apresentadas nos capítulos subseqüentes.

### 6.1. Sintonia SISO

Exceto onde indicado ao contrário, todas as simulações em malha fechada baseiam-se na seguinte padronização :

- As simulações são realizadas com o modelo simplificado linearizado, ou seja, com as funções de transferência, no ambiente Simulink<sup>TM</sup>.
- Os ganhos estão normalizados pelos alcances dos sensores e ganhos dos elementos finais de controle, conforme abordado na seção 4.2.2. Como consequência, o eixo da ordenada representa o percentual da escala das diversas variáveis, conforme rodapé da Tabela 2.
- A janela de tempo total estudada é de 25 horas. As perturbações aplicadas são do tipo degrau unitário na 2ª hora. Como referência, um degrau unitário corresponde, nas diversas situações simuladas :

PROBLEMA	DEGRAU UNITÁRIO
Servo $\text{CCl}_4$	60 ppm
Servo $\text{CHCl}_3$	6 ppm
Regulador Composição ( $x_F$ )	60 ppm $\text{CCl}_4$ / 6 ppm $\text{CHCl}_3$
Regulador Vazão (F)	600 kg/h

- Todos os controladores implementados são do tipo PI, sendo esta a escolha mais usual para controle de composição (Buckley, 1992). De acordo com

Åström e Hägglund (2001), apesar da ação derivativa gerar benefícios substanciais para sistemas com elevada constante de tempo, que é o caso da coluna em estudo, é difícil encontrar valores apropriados para seu ajuste, o que termina por aumentar consideravelmente a complexidade do projeto. Neste trabalho, devido à presença dos analisadores que geram resultados discretos de composição, a implementação da ação derivativa causa variações bruscas indesejáveis na variável manipulada, requerendo a implementação de filtros.

- São testados seis métodos de sintonia : Ziegler-Nichols (Z-N) em malha fechada (“continuous cycling”), Cohen-Coon (C-C), ITAE<sub>L</sub><sup>26</sup>, ITAE<sub>R</sub><sup>27</sup>, IMC<sub>I</sub><sup>28</sup> e Ciancone<sub>L</sub>. As correlações para os cinco primeiros foram obtidas de Seborg *et al.* (1989), enquanto as correlações para o último são aproximações, realizadas especificamente para este trabalho, dos gráficos constantes em Marlin (1995). Todas as correlações estão apresentadas na Tabela 7.
- Os analisadores de CCl<sub>4</sub> e CHCl<sub>3</sub> são considerados como cromatógrafos de fase gasosa modelados como um bloco discretizador com tempo morto (0,2 h).
- Como critérios de desempenho, são utilizadas as integrais do erro IAE, ISE e ITAE (definidas segundo a Tabela 6), o valor absoluto da sobrelevação e o tempo de estabilização (ou de acomodação), definido como sendo o tempo requerido para que a resposta alcance e mantenha-se dentro de uma banda de ± 5 % do valor final. Em algumas situações, quando a estabilização não pode ser evidenciada, é usado o valor do Desvio Final, definido como sendo o valor da variável controlada ao final da janela de tempo de interesse.

Tabela 6 - Expressões para a integral do erro.

Integral do Erro Absoluto	Integral do Erro Quadrático	Integral do Erro Ponderado <sup>29</sup>
$IAE = \int_0^{\infty}  e(t)  dt$	$ISE = \int_0^{\infty} e(t)^2 dt$	$ITAE = \int_0^{\infty} t  e(t)  dt$

<sup>26</sup> ITAE – “Integral of the Time-weighted Absolute Error”. O subscrito L é uma referência a distúrbio (“load”).

<sup>27</sup> O subscrito R é uma referência a ponto de referência (“setpoint”).

<sup>28</sup> IMC – “Internal Model Control”. O subscrito I<sup>a</sup> é uma referência a uma resposta de 1<sup>a</sup> ordem, em malha fechada.

<sup>29</sup> Neste trabalho, o ITAE é calculado considerando-se que  $t_0=2h$ .

A partir desta subseção, as referências ao controle da concentração de  $\text{CCl}_4$  no produto de base da coluna são simplesmente denominadas  $\text{CCl}_4$ . Idem para o  $\text{CHCl}_3$ .

Tabela 7 - Correlações utilizadas para a busca da melhor sintonia dos controladores PI.

MÉTODO	$K_c$	$\tau_I$	REFERÊNCIA
Z-N	$0,45K_{cu}$	$P_u / 1,2$	Ziegler e Nichols (1942)
C-C	$\frac{1}{K} \frac{\tau}{\theta} [0,9 + \theta/12\tau]$	$\frac{\theta[30 + 3(\theta/\tau)]}{9 + 20(\theta/\tau)}$	Cohen e Coon (1953)
ITAE <sub>L</sub>	$\frac{0,859}{K} (\theta/\tau)^{-0,977}$	$\frac{\tau}{0,674} (\theta/\tau)^{0,68}$	Lopez <i>et al.</i> (1967) Murrill (1967) Rovira <i>et al.</i> (1969)
ITAE <sub>R</sub>	$\frac{0,586}{K} (\theta/\tau)^{-0,916}$	$\frac{\tau}{1,03 - 0,165(\theta/\tau)}$	
IMC <sub>1</sub> <sup>a</sup>	$\frac{1}{K} \frac{\tau}{\theta + \tau_c}$	$\tau_c$	Rivera <i>et al.</i> (1986)
Ciancone <sub>L</sub> <sup>30</sup>	$1,4 / K$ se $\theta' < 0,1$ $\frac{3\theta' + 1,1}{K}$ se $0,1 \leq \theta' \leq 0,2$ $\frac{0,0711 - 1,0596 \ln \theta'}{K}$ se $\theta' > 0,2$ onde $\theta' = \frac{\theta}{\theta + \tau}$	$0,23(\theta + \tau)$ se $\theta' < 0,1$ $(2,75\theta' - 0,04)(\theta + \tau)$ se $0,1 \leq \theta' \leq 0,3$ $(0,9374 - 0,4771\theta')(\theta + \tau)$ se $\theta' > 0,3$ onde $\theta' = \frac{\theta}{\theta + \tau}$	Ciancone e Marlin (1992)

### 6.1.1. Sintonia do Controlador de $\text{CCl}_4$

Para a sintonia do controlador de  $\text{CCl}_4$  no problema servo, a função de transferência de segunda ordem  $G_{p11}$  foi aproximada para uma função de primeira ordem com tempo morto, conforme indicado no modelo A (ou  $G_{p11a}$ ) na Figura 28, através da mesma metodologia indicada na seção 5.3. Este modelo ajusta-se perfeitamente ao modelo da planta após a 2ª hora de perturbação. O modelo B (ou  $G_{p11b}$ ), correspondente à função de transferência de 1ª ordem sem tempo morto que melhor representa a planta, é utilizado nas seções

<sup>30</sup> O menor coeficiente de regressão linear ( $R^2$ ) é 0,93, aceitável para os propósitos deste trabalho.

subseqüentes para a obtenção de controladores antecipatórios e desacopladores fisicamente realizáveis.

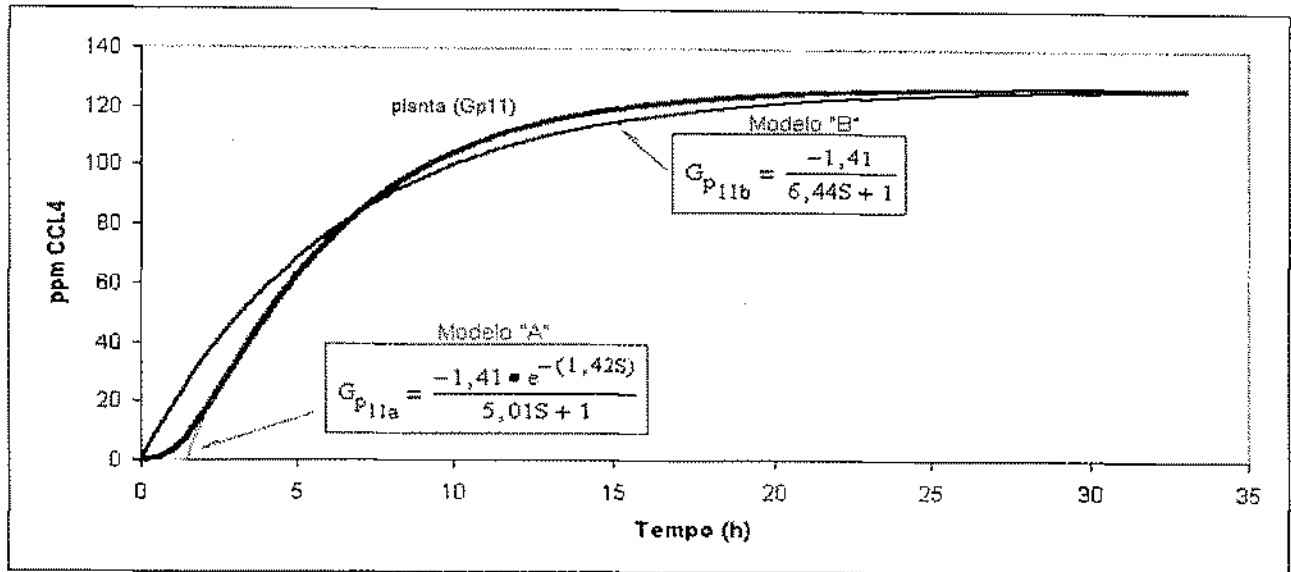


Figura 28 - Determinação de modelos de 1ª ordem para sintonia do CCl<sub>4</sub>.

Os 3 parâmetros de processo da função de transferência de primeira ordem mais tempo morto G<sub>p11a</sub> (Figura 28) foram alimentados na planilha eletrônica reproduzida na Figura 29 e os valores de P e I, para cada método de sintonia<sup>31</sup>, usados no Simulink™ (Figura 33).

Método	Algoritmo	PID Ideal			Simulador		
		K <sub>c</sub>	τ <sub>i</sub>	τ <sub>d</sub>	P	I	D
Ziegler-Nichols	P	-8,10			-8,10		
	PI	-7,29	3,33		-7,29	-2,19	
	PID Original	-9,72	2,00	0,50	-9,72	-4,86	-4,86
	PID Algum overshoot	-5,35	2,00	1,33	-5,35	-2,67	-7,13
	PID Sem overshoot	-3,24	2,00	1,33	-3,24	-1,82	-4,32
Cohen-Coon	P	-2,43			-2,43		
	PI	-2,03	3,24		-2,03	-0,53	
	PID	-3,10	3,53	0,56	-3,10	-0,86	-1,73
ITAE Load	PI	-1,84	3,45		-1,84	-0,53	
	PID	-2,80	2,59	0,62	-2,80	-1,06	-1,74
ITAE Setpoint	PI	-1,17	5,13		-1,17	-0,23	
	PID	-1,79	6,69	0,54	-1,79	-0,27	-0,97
IMC 1ª ordem	PI	1,296	-1,22	5,01	-1,22	-0,24	
	PID (θ ≠ 0)	0,501	-1,96	5,82	0,70	-0,34	-1,37
Ciancone Load	PI		-1,11	4,19	-1,11	-0,26	
	PID						

Figura 29 - Parâmetros do controlador de CCl<sub>4</sub> obtidos por vários métodos de sintonia

<sup>31</sup> Este procedimento não se aplica para o método de Ziegler-Nichols.

É mostrado na Figura 30 o controle servo do  $\text{CCl}_4$  para as sintonias testadas, exceto para o método Ziegler-Nichols, por este ter apresentado resultados excessivamente oscilatórios. Este comportamento se repetiu nas demais simulações. As regras Z-N para sintonia são conhecidas por gerarem resultados pobres em muitos casos. Segundo Åström e Häggglund (2001), métodos que se baseiam apenas em dois parâmetros de processo, tais como o Z-N ( $K_{cu}$  e  $P_u$ ), não geram boas regras de sintonia. O desempenho para cada método é confrontado (Tabela 8) e a sintonia de melhor desempenho escolhida. Este procedimento é adotado para cada caso simulado em malha fechada, embora apenas o resultado com a melhor sintonia esteja apresentado neste trabalho.

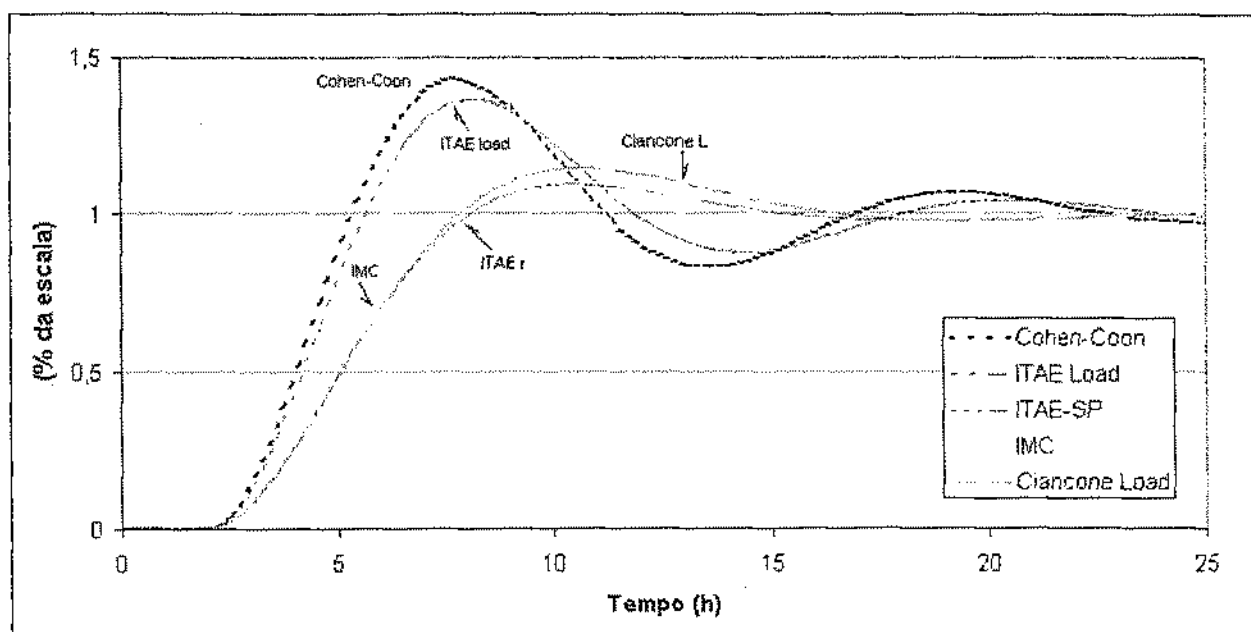


Figura 30 - Controle servo de  $\text{CCl}_4$  com várias sintonias (Tabela 8).

Tabela 8 - Comparação de métodos de sintonia para o problema servo do  $\text{CCl}_4$ .

SINTONIA		C-C	$ITAE_L$	$ITAE_R$	$IMC_{12}$	$Ciancone_L$
$P = K_c$		-2,03	-1,84	-1,17	-1,22	-1,11
$I = K_c/\tau_I$		-0,63	-0,53	-0,23	-0,24	-0,26
Integral do Erro	IAE	4,7	4,4	3,9	3,8	4,2
	ISE	2,4	2,3	2,6	2,5	2,6
	ITAE	34,7	30,8	20,3	20,2	24,1
Sobrelevação (%)		1,42	1,37	1,09	1,11	1,15
Estabilização (h)		19	15	11	11	12,5

Métodos que resultam em resposta mais suaves são preferíveis para colunas de destilação, onde as condições não podem ser mudadas rapidamente. Mudanças bruscas na



vaporização, por exemplo, podem causar inundação ou gotejamento momentâneos (Buckley, 1992). Ainda quanto a Figura 29, os métodos Cohen-Coon e  $ITAE_L$  resultam em, neste caso, sobrelevação e tempo de estabilização elevados. Os métodos de  $ITAE_R$  e  $IMC_{1^a}$  geram desempenhos idênticos. O método Ciancone $_L$ , em todas as simulações testadas neste trabalho, confere desempenho ligeiramente inferior ao dois últimos métodos citados. Este método leva em conta, implicitamente, erros de até 25% no modelo do processo, o que, segundo os autores, lhe confere uma maior robustez em detrimento de uma pequena perda de desempenho (Marlin, 1995).

### 6.1.2. Sintonia do Controlador de $CHCl_3$

A função de transferência  $G_{p22}$  não é apropriada para o projeto do controlador PI utilizando-se de métodos de sintonia que assumem que o processo pode ser aproximado para uma função de transferência de primeira ordem com tempo morto. Para efeito de sintonia, dois modelos de 1ª ordem + tempo morto foram obtidos, conforme apresentado na Figura 31. O modelo "A" ( $G_{p22a}$ ) foi obtido a partir do ajuste dos parâmetros  $K$ ,  $\tau$  e  $\theta$  de forma a obter-se o menor erro quadrático total entre os valores da planta e os calculados a partir do modelo, considerando o intervalo de tempo entre zero e  $2,8 \text{ h}^{32}$ , ou seja, priorizando-se a dinâmica inicial deste processo. O modelo "B" ( $G_{p22b}$ ) foi obtido a partir do ajuste dos parâmetros  $\tau$  e  $\theta$ , estando  $K$  fixado como igual ao ganho da planta ( $G_{p22}$ ), de forma a obter-se o menor erro quadrático total entre os valores da planta e os calculados a partir do modelo, considerando toda a janela de tempo de interesse, ou seja, priorizando-se os valores de estado estacionário.

Para cada um dos modelos *A* e *B*, foram determinados os parâmetros de sintonia utilizando-se os métodos citados na seção 6.1. Os desempenhos dos controladores foram obtidos por simulação em malha fechada (com o controlador de  $CCl_4$  em malha aberta), para cada conjunto de parâmetros de sintonia e estão registrados nas Tabela 9 e Tabela 10.

<sup>32</sup> 2,8 h corresponde ao tempo de resposta mínima, considerando que a perturbação ocorreu no instante zero.

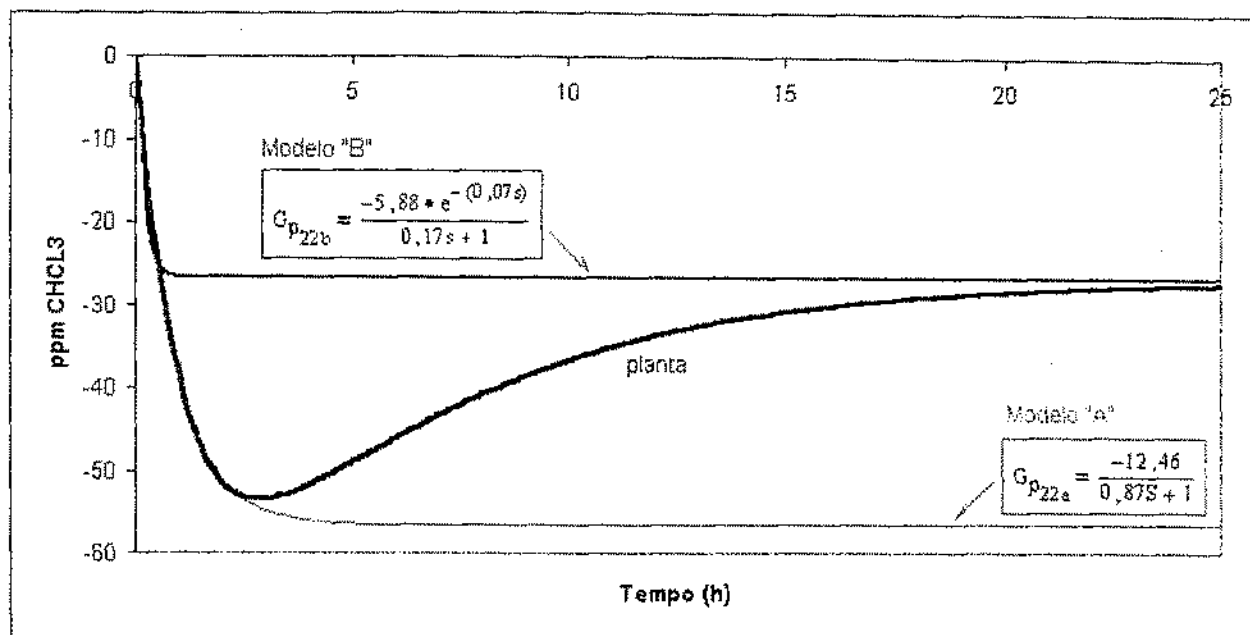


Figura 31 - Determinação de modelos de 1ª ordem para sintonia do  $\text{CHCl}_3$ .

Tabela 9 - Comparação de métodos de sintonia para o problema servo do  $\text{CHCl}_3$  (modelo A)

SINTONIA		C-C	ITAE <sub>L</sub>	ITAE <sub>R</sub>	IMC <sub>1<sup>a</sup></sub>	Ciancone <sub>L</sub>	Tentativa e Erro
P = K <sub>c</sub>		-0,32	-0,29	-0,18	-0,19	-0,13	-0,1
I = K <sub>v</sub> /τ <sub>1</sub>		-0,71	-0,61	-0,21	-0,22	-0,26	-0,1
Integral do Erro	IAE	Oscilatório		1,0	1,0	1,1	1,4
	ISE			0,5	0,5	0,6	0,6
	ITAE			5,6	5,4	5,6	10,5
Sobrelevação (%)				1,3	1,3	1,4	-
Estabilização (h)				2	2	3	1,5

Tabela 10 - Comparação de métodos de sintonia para o problema servo do  $\text{CHCl}_3$  (modelo B)

SINTONIA		C-C	ITAE <sub>L</sub>	ITAE <sub>R</sub>	IMC <sub>1<sup>a</sup></sub>	Ciancone <sub>L</sub>	Tentativa e Erro
P = K <sub>c</sub>		-0,11	-0,09	-0,07	-0,06	-0,1	-0,1
I = K <sub>v</sub> /τ <sub>1</sub>		-0,48	-0,27	-0,29	-0,35	-0,35	-0,1
Integral do Erro	IAE	3,4	1,5	2,0	3,5	1,8	1,4
	ISE	1,6	0,7	0,9	1,6	0,8	0,6
	ITAE	21,8	7,1	10,0	24,0	8,3	10,5
Sobrelevação (%)		1,9	1,5	1,6	1,8	1,6	-
Estabilização (h)		14,0	4,5	6,5	14,5	5,5	1,5

Na Figura 32 é exibido o controle servo do  $\text{CHCl}_3$  para a sintonia de melhor desempenho do modelo A (IMC<sub>1<sup>a</sup></sub>, Tabela 9), para a sintonia de melhor desempenho do modelo B

( $ITAE_L$ , Tabela 10) e para uma sintonia obtida por tentativa e erro, que resulta em menor tempo de estabilização e ausência de sobrelevação, embora apresente um erro integral ITAE mais elevado, penalizado pela demora em atingir-se o ponto de referência. Como, para o caso específico da concentração de  $CHCl_3$  no produto de base, não há a necessidade de um controle justo (seção 3.2), a sintonia obtida por tentativa e erro resulta em um desempenho mais satisfatório. A coluna em estudo apresenta tempos de resposta extremamente elevados, da ordem de dezenas de horas, como visto nas subseções 5.1 e 5.3. Esta característica inviabiliza a sintonia por tentativa e erro diretamente na planta. O controlador deve receber a sintonia determinada por simulação. A sintonia baseada no modelo A é adotada nas seções subsequentes deste trabalho, por ter sido oriunda de uma metodologia consagrada.

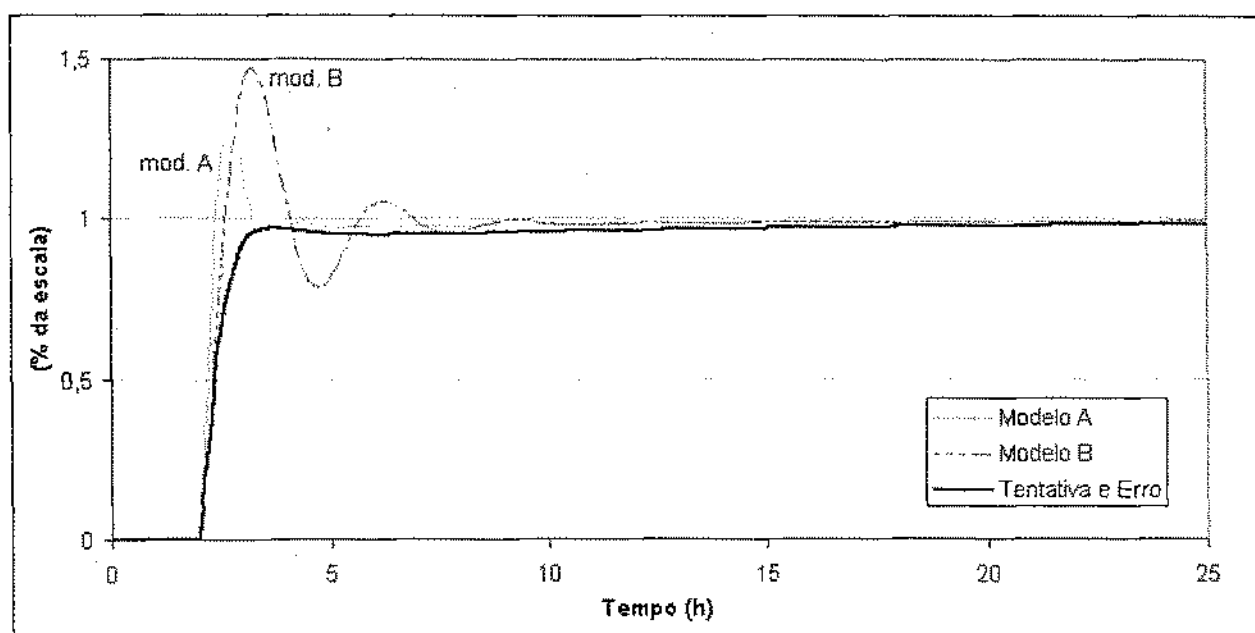


Figura 32 - Controle servo de  $CHCl_3$  para 3 sintonias.

## 6.2. Grade de Simulações

As simulações realizadas em malha fechada contemplam combinações de fatores e estratégias tais como controlador de  $CHCl_3$  em automático ou manual e a presença ou ausência de controladores desacopladores e antecipatórios, conforme a grade da Tabela 11. Algoritmos para tratamento de tempo morto, tais como "Smith predictor", não foram considerados em função de tempo morto ser quase inexistente neste trabalho (exceção aos cromatógrafos, com 0,2 h).

Tabela 11 - Grade de simulações realizadas em malha fechada no Simulink™.

	CONTROLADOR						SUBSEÇÃO
	PI		Desacoplador		Antecipatório		
	CCl <sub>4</sub>	CHCl <sub>3</sub>	D <sub>21</sub>	D <sub>12b</sub>	ff <sub>11</sub>	ff <sub>12</sub>	
SERVO	•						7.1
		•					7.2
	•	•					7.3
	•	•	•				7.5
	•	•		•			
	•	•	•	•			
REGULADOR X <sub>F</sub> (Composição da Alimentação)	•						8.1
	•	•					8.2
	•	•	•				8.3
	•	•		•			
	•	•	•	•			
REGULADOR F (Vazão da Alimentação)	•						9.1
	•				•		9.3
	•					•	
	•				•	•	
	•	•					9.4
	•	•			•	•	9.5

Legenda :

•	Recurso utilizado na estratégia de controle da subseção.
---	--

	Recurso não utilizado.
--	------------------------

Na Figura 33 é apresentada a estratégia de controle geral utilizada no Simulink™, gerando as respostas ao problema servo e ao problema regulador constantes nas subseções seguintes deste trabalho. Em cada simulação que se segue, um diagrama específico, mais simplificado, é apresentado, onde apenas os blocos utilizados naquela simulação em particular são evidenciados.

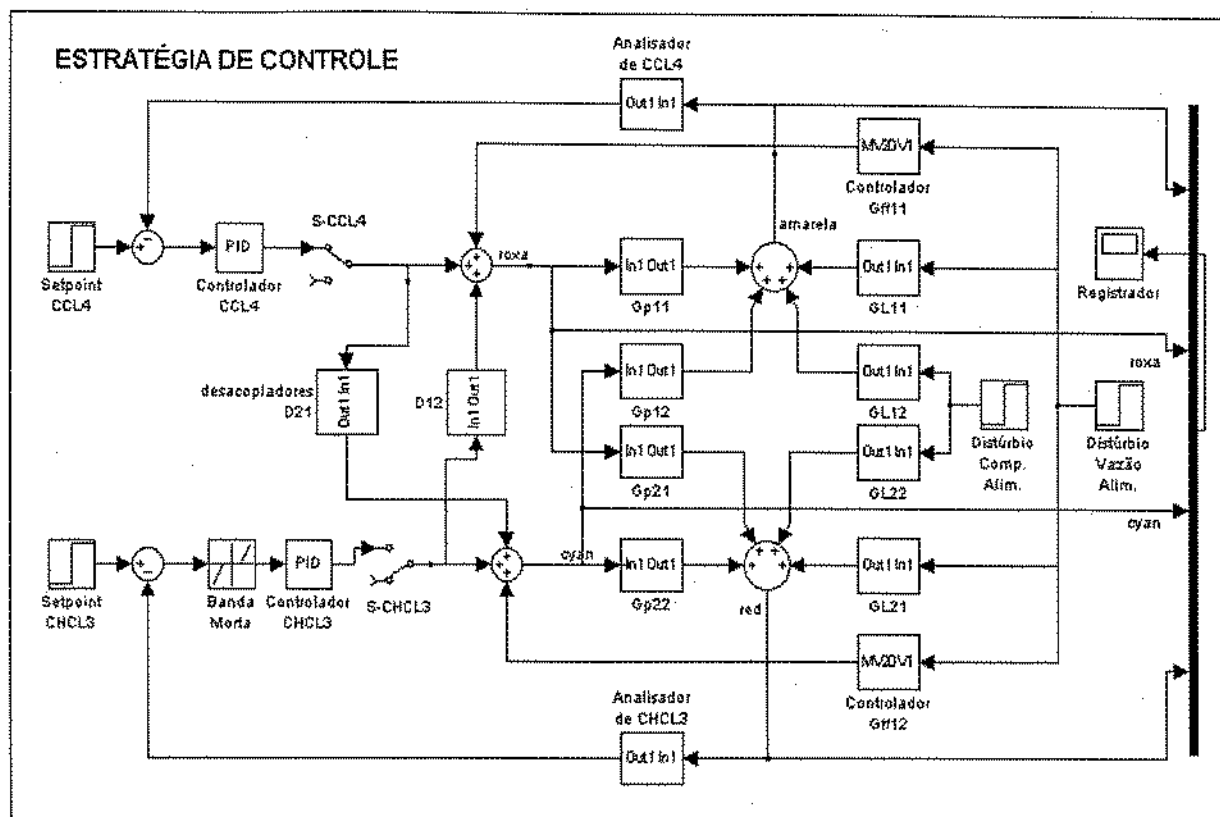


Figura 33 - Diagrama de blocos global para simulação no Simulink™.

Este capítulo apresentou os critérios de desempenho, as diversas correlações e a redução da ordem de duas funções de transferência, utilizadas para a sintonia dos controladores. Nas simulações seguintes, a sintonia utilizada foi a que gerou o melhor desempenho, segundo critérios estabelecidos na subseção 6.1. Os parâmetros de sintonia utilizados estão indicados no rodapé da página onde o resultado da simulação é mostrado. O capítulo seguinte concentra-se nas respostas do sistema ao problema servo.

## 7. CONTROLE SERVO

Este capítulo aborda as respostas dos sistemas SISO e TITO ao problema servo, tanto para o  $\text{CCl}_4$  quanto para o  $\text{CHCl}_3$ , na ausência e na presença de controladores desacopladores.

### 7.1. $\text{CCl}_4$ em Malha Fechada

São exibidos, na Figura 34, o diagrama de controle e a resposta do teor de  $\text{CCl}_4$  no produto de base, ao ser aplicada uma perturbação em forma de degrau no ponto de referência, estando o  $\text{CHCl}_3$  em malha aberta. O ambiente de simulação é o Simulink™, tendo as funções de transferência como modelo dinâmico linearizado da planta.

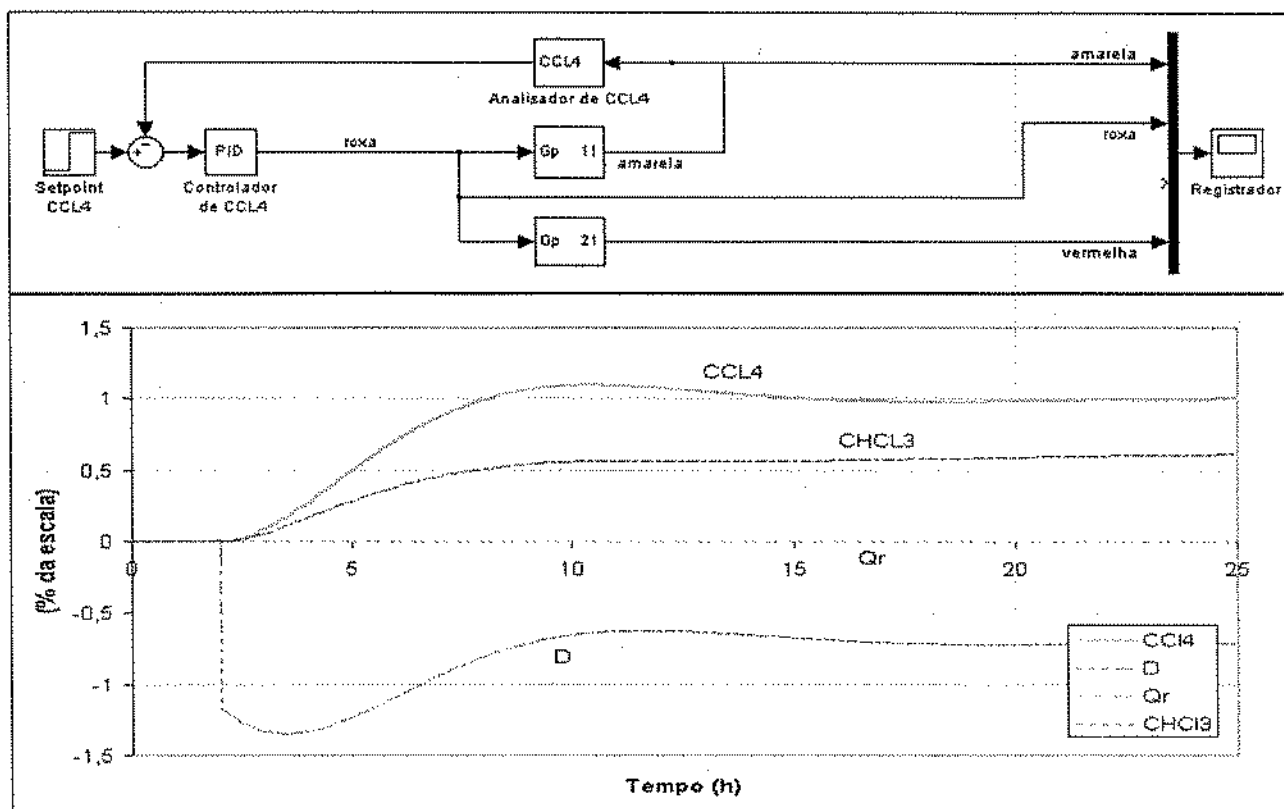


Figura 34 - Controle servo de  $\text{CCl}_4$  com  $\text{CHCl}_3$  em malha aberta.<sup>33</sup>

<sup>33</sup>  $K_C = -1,17 \text{ \%/\%}; \tau_I = 5,13 \text{ h}.$

Ocorre uma pequena sobrelevação de 1,1 % da escala no  $\text{CCl}_4$ . O novo estado estacionário é alcançado cerca de 11 h após, com os parâmetros do controlador PI obtidos pelas correlações que resultam nas respostas mais estáveis e de melhor desempenho, ou seja,  $\text{ITAE}_R$  ou  $\text{IMC}_{1^a}$  (Tabela 8). O  $\text{CHCl}_3$ , por estar em malha aberta, estabiliza-se em um valor 0,6 % da escala, acima do estado estacionário inicial.

No entanto, partindo-se dos valores obtidos através dessas correlações, é possível chegar a ajustes que resultam em um melhor desempenho, através de tentativa e erro. No intuito de testar a sintonia com um modelo não linear, a resposta da concentração de  $\text{CCl}_4$  na base da coluna após uma perturbação degrau de 100 ppm no ponto de referência utilizando-se o simulador Aspen Dynamics™, com o  $\text{CHCl}_3$  em malha aberta, é apresentada na Figura 35 :

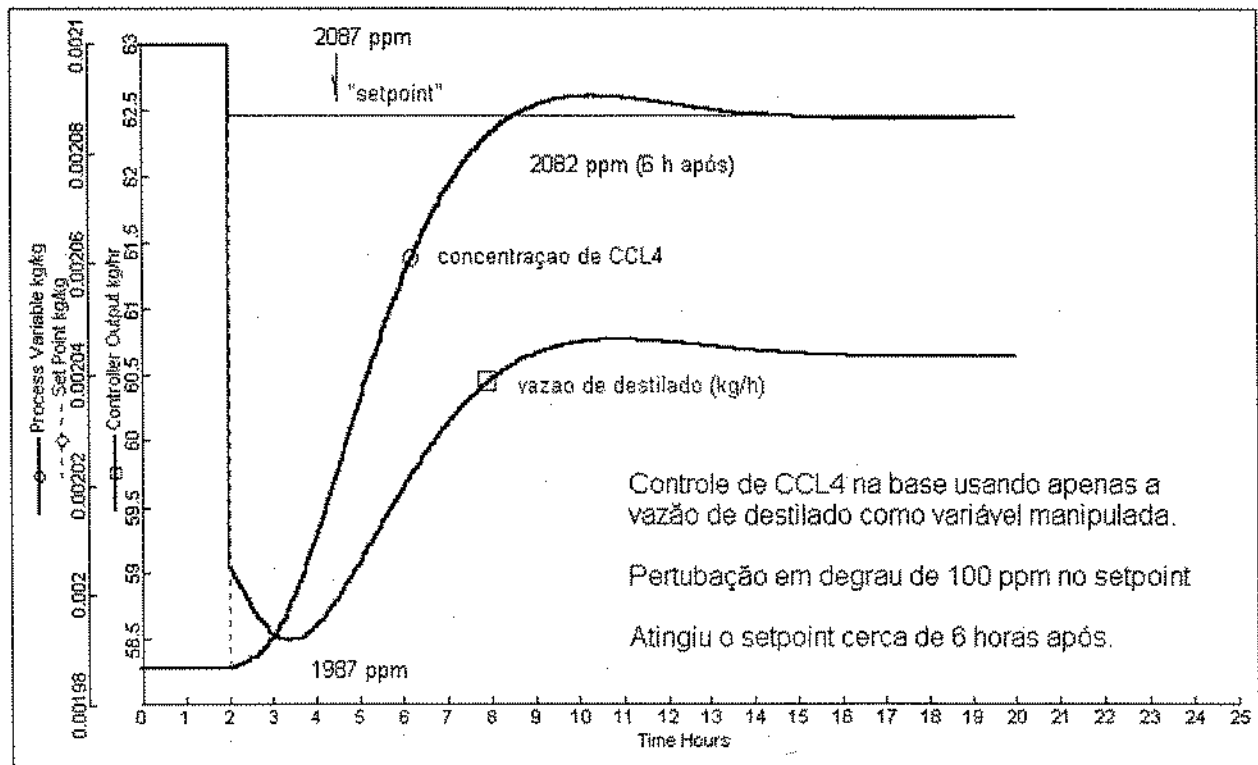


Figura 35 - Controle servo de  $\text{CCl}_4$  com  $\text{CHCl}_3$  em malha aberta no Aspen Dynamics™.

Para avaliar os efeitos da não linearidade do processo observada em Silva (2002) sobre o desempenho do controlador de  $\text{CCl}_4$ , mudanças de 1.000 ppm são aplicadas ao seu ponto de referência, com o  $\text{CHCl}_3$  em malha aberta, utilizando-se o simulador Aspen Dynamics™. Conforme apresentado na Figura 36, não há perda apreciável de desempenho, em

que pese a grande magnitude dos degraus aplicados, correspondentes a +50 % e -33 % , em relação ao valor de ponto de referência do estado estacionário inicial (1.987 ppm).

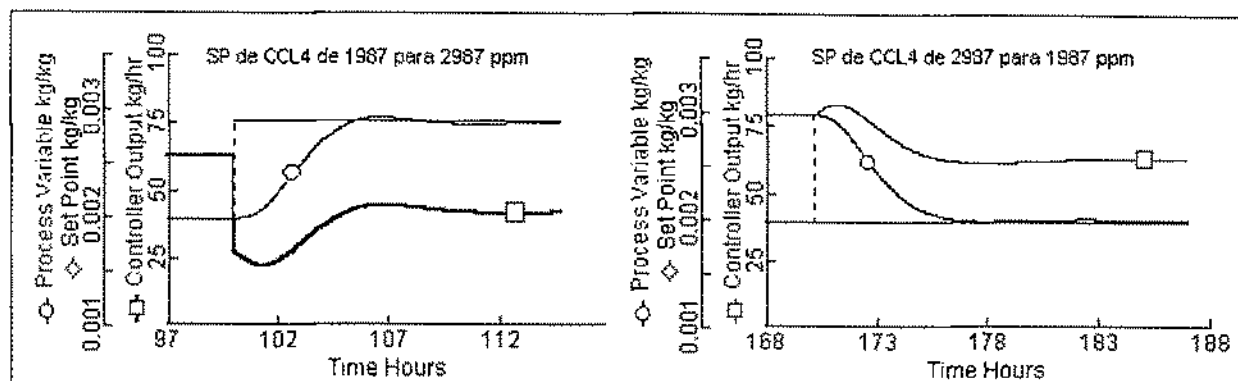


Figura 36 - Efeitos da não linearidade sobre o desempenho do controlador de  $\text{CCl}_4$ .

Com base nas simulações realizadas, tanto no SimuLink™ quanto no Aspen Dynamics™, este último em condições bastante severas, o controle servo da concentração de  $\text{CCl}_4$  na base da coluna, estando o controlador de  $\text{CHCl}_3$  em manual, é considerado satisfatório.

## 7.2. $\text{CHCl}_3$ em Malha Fechada

A necessidade do controle da concentração de  $\text{CHCl}_3$  foi comentada na seção 3.3. Embora este componente esteja, atualmente, mantido dentro de sua especificação (Figura 7), é esperado que a implementação do controle da concentração de  $\text{CCl}_4$  afete este quadro. Foi verificado o desempenho de uso de um controlador por realimentação para o  $\text{CHCl}_3$  e suas implicações no controle do  $\text{CCl}_4$ . O diagrama de controle e a resposta do  $\text{CHCl}_3$  a uma perturbação no ponto de referência, estando o  $\text{CCl}_4$  em malha aberta, são apresentados na Figura 37. A sintonia do controlador de  $\text{CHCl}_3$  utilizada em todas as simulações a partir deste ponto corresponde aquela obtida do modelo A da Figura 32, embora uma sintonia obtida por tentativa e erro tenha resultado em uma resposta mais suave (seção 6.1.2).

Apesar da sobrelevação de quase 30 %, o  $\text{CHCl}_3$  entra em controle cerca de 2 h após a perturbação. Há um acoplamento considerável entre as malhas, observado pela grande sobrelevação (acima mesmo daquela observada para o  $\text{CHCl}_3$ ) e desvio no  $\text{CCl}_4$  dentro da janela de tempo. O comportamento da variável manipulada  $Q_r$  mostra-se suave, sendo sua variação



máxima de 0,2 % apenas. Variações pequenas de  $Q_r$  são vistas praticamente em todas as demais simulações deste trabalho, o que sugere que o ganho da válvula de vapor para o refeedor pode estar excessivamente elevado para os propósitos deste sistema de controle, requerendo a instalação de uma válvula de ajuste fino (“trim valve”).

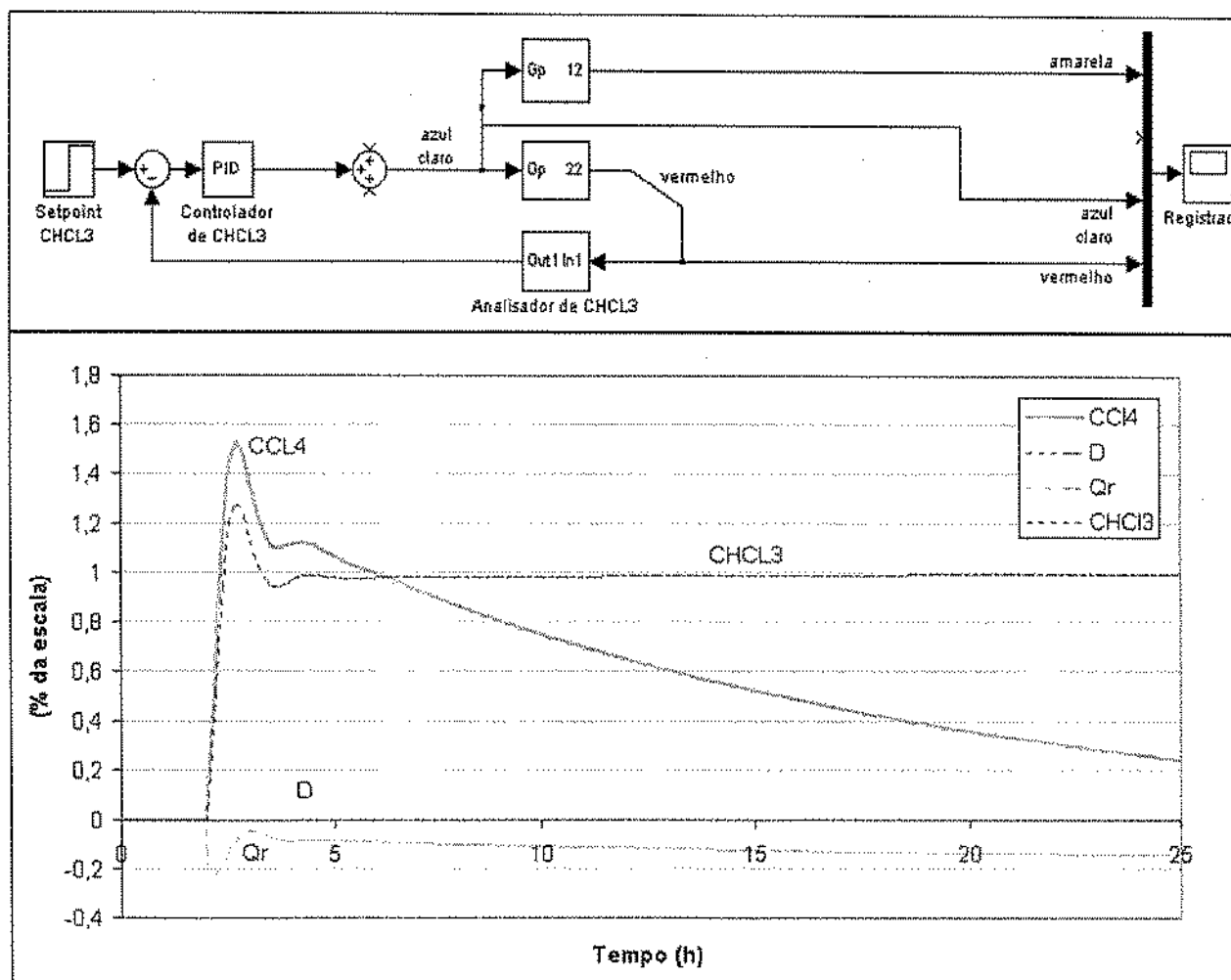


Figura 37 - Controle servo de  $\text{CHCl}_3$  com  $\text{CCl}_4$  em malha aberta.<sup>34</sup>

Com o intuito de verificar os efeitos da assimetria e não linearidade do processo, observadas em Silva (2002), e dos parâmetros da sintonia, sobre o desempenho do controlador de  $\text{CHCl}_3$ , mudanças de grande magnitude ( $174 \rightarrow 74 \rightarrow 174 \rightarrow 374 \rightarrow 174$  ppm) são aplicadas ao seu ponto de referência, com o  $\text{CCl}_4$  em malha aberta, utilizando-se o simulador Aspen Dynamics™. Conforme apresentado na Figura 38, não há perda significativa de desempenho, em que pese a grande magnitude dos degraus aplicados, correspondentes a -57% e +115%, em

<sup>34</sup>  $K_C = -0,18 \text{ %/}%$ ;  $\tau_I = 0,88 \text{ h}$ .

relação ao valor de ponto de referência do estado estacionário inicial. Todavia, é visível a diferença de resposta entre os casos de mudança simétrica no ponto de referência.

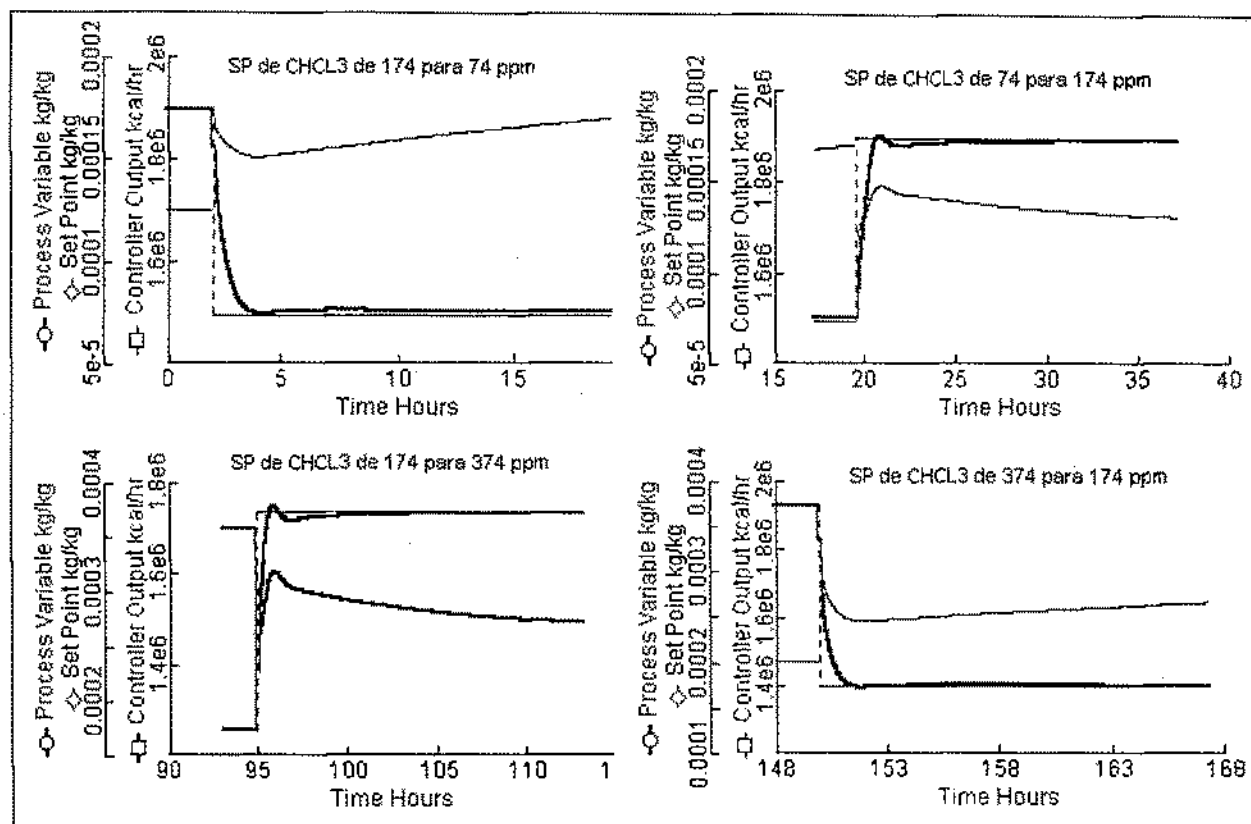


Figura 38 - Efeitos da assimetria e não linearidade sobre o controle de  $\text{CHCl}_3$ .

Com base nas simulações realizadas, tanto no SimuLink™ quanto no Aspen Dynamics™, este último em condições bastante severas, o controle servo da concentração de  $\text{CHCl}_3$  na base da coluna, estando o controlador de  $\text{CCl}_4$  em manual, é considerado satisfatório. A sobrelevação, provavelmente, pode ser reduzida pela determinação dos parâmetros do controlador PI através de métodos de sintonia mais elaborados, tendo em vista as características da resposta em malha aberta (Figura 31).

### 7.3. $\text{CCl}_4$ e $\text{CHCl}_3$ em Malha Fechada

O diagrama de controle e a resposta a uma perturbação em degrau no ponto de referência do  $\text{CCl}_4$ , com o  $\text{CHCl}_3$  também em malha fechada, sem a implementação de controladores desacopladores, estão indicados na Figura 39. Uma comparação entre esta figura e

a Figura 34 permite perceber, sem esforço, como o desempenho do controle servo de  $\text{CCl}_4$  é severamente afetado : o tempo de ascensão aumenta de 6 para 11 horas e, ao término do tempo de simulação, ainda resta um desvio de  $+0,20\%$ .

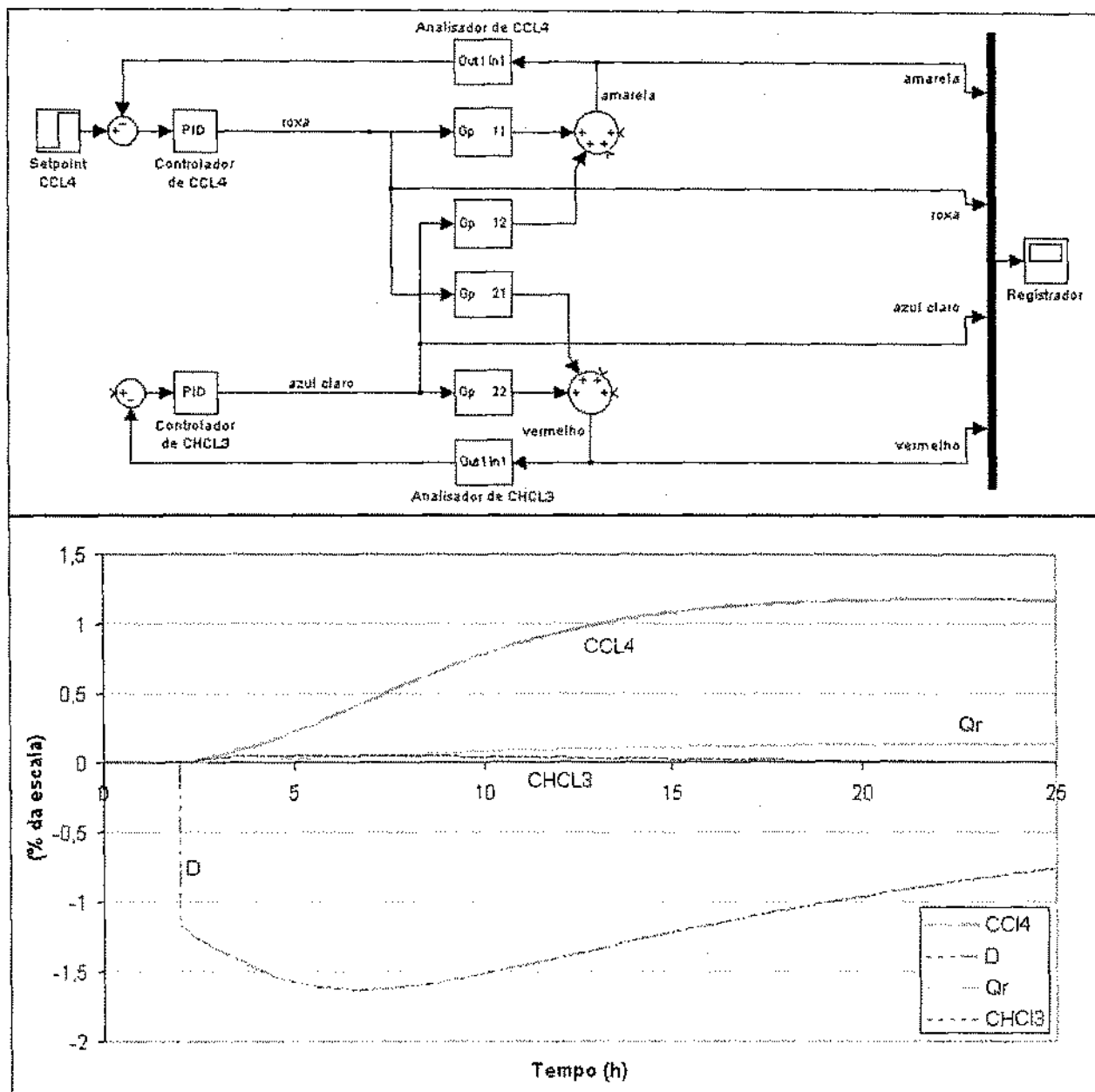


Figura 39 - Controle servo de  $\text{CCl}_4$  com  $\text{CHCl}_3$  em malha fechada.<sup>35</sup>

Na Figura 40 são mostrados o diagrama de controle e a resposta do  $\text{CHCl}_3$  e  $\text{CCl}_4$  a uma perturbação no ponto de referência do  $\text{CHCl}_3$ , estando o controlador de  $\text{CCl}_4$  também em malha fechada :

<sup>35</sup>  $\text{CCl}_4$  ( $K_C = -1,17\%$ ;  $\tau_I = 5,13$  h),  $\text{CHCl}_3$  ( $K_C = -0,18\%$ ;  $\tau_I = 0,88$  h).

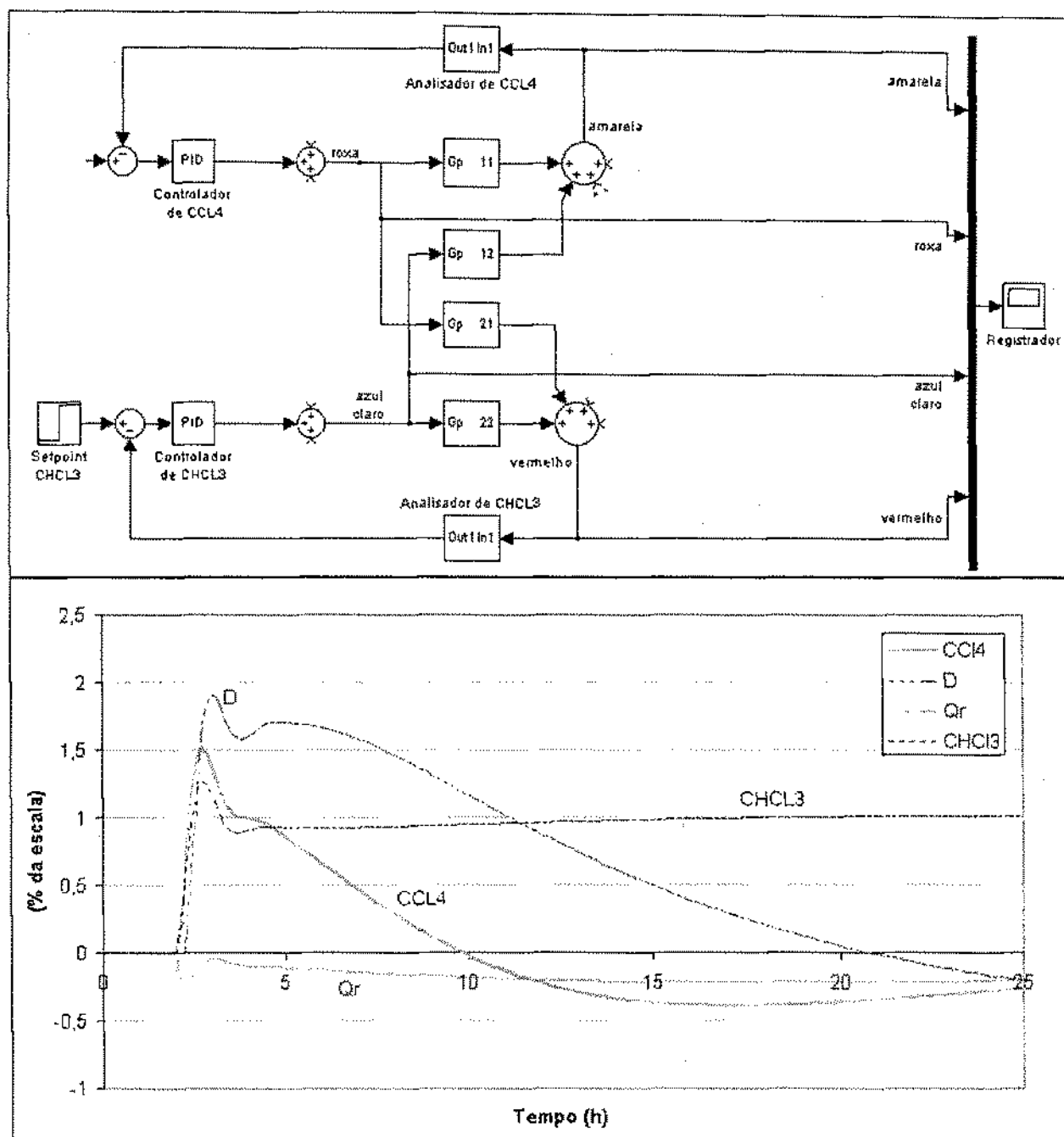


Figura 40 - Controle servo de  $\text{CHCl}_3$  com  $\text{CCl}_4$  em malha fechada.<sup>36</sup>

A comparação entre a Figura 40 e a Figura 37 destaca que o desempenho do controle de  $\text{CHCl}_3$  é pouco afetado pelo fato do  $\text{CCl}_4$  estar em malha fechada. A sobrelevação mantém-se e a eliminação do desvio ocorre de forma mais lenta. Por outro lado, o controlador de  $\text{CCl}_4$  não demonstra capacidade de reduzir o distúrbio causado pela alteração no valor do ponto

<sup>36</sup>  $\text{CHCl}_3$  ( $K_C = -0,18 \%$ ;  $\tau_1 = 0,88$  h),  $\text{CCl}_4$  ( $K_C = -1,17 \%$ ;  $\tau_1 = 5,13$  h).

de referência do  $\text{CHCl}_3$  : a sobrelevação mantém-se em 1,5 %, e 23 horas após a aplicação da perturbação ainda resta um desvio de -0,25 %. Este desvio é o mesmo da Figura 37, porém com sinal invertido, demonstrando um processo mais oscilatório.

O controle servo da concentração dos dois componentes no produto de base da coluna de secagem, com as respostas apresentadas na Figura 39 e na Figura 40, não atende aos objetivos do sistema de controle em função do desempenho insatisfatório da malha de  $\text{CCl}_4$  . A implementação de controladores desacopladores para reduzir a forte interação da malha de  $\text{CHCl}_3$  sobre a de  $\text{CCl}_4$  é abordada nas subseções seguintes.

#### 7.4. Desacopladores

Quando, apesar da aplicação do melhor emparelhamento entre variáveis manipuladas e variáveis controladas e sintonia, o desempenho de um sistema 2 x 2 não é satisfatório, devido a interações desfavoráveis, uma solução potencial é o desacoplamento. Há três formas principais de desacoplamento (Marlín, 1995) :

- Alteração das variáveis manipuladas : consiste na manipulação de outras variáveis, geralmente combinações das variáveis manipuladas originais. Para o caso de colunas de destilação, alguns exemplos são representados na Figura 15;
- Alteração das variáveis controladas : altera as variáveis controladas substituindo variáveis medidas por variáveis calculadas. Esta forma de desacoplamento é bem menos utilizada que a anterior, pois requer que as variáveis de saída medidas respondam aos ajustes das variáveis manipuladas com aproximadamente a mesma dinâmica, de maneira que os cálculos mantenham-se sincronizados;
- Desacoplamento explícito : mantém as mesmas variáveis manipuladas e controladas, implementando controladores chamados de desacopladores.

O desacoplamento explícito é testado neste trabalho. Desacopladores são controladores adicionais cujo objetivo é reduzir a interação entre malhas de controle em uma

estratégia de controle clássico malha múltipla. Potencialmente, os desacopladores podem eliminar completamente a interação. Na prática, esta eliminação nunca é completa devido a imperfeições do modelo. Os desacopladores podem ser dinâmicos ou estáticos, total ou parcial. O esquema de desacoplamento, aqui implementado, é dinâmico simplificado, apresentado na Figura 41, por permitir que os controladores PI possam ser sintonizados por métodos padrões malha única e serem mais fáceis de ser entendidos pelo pessoal de operação.

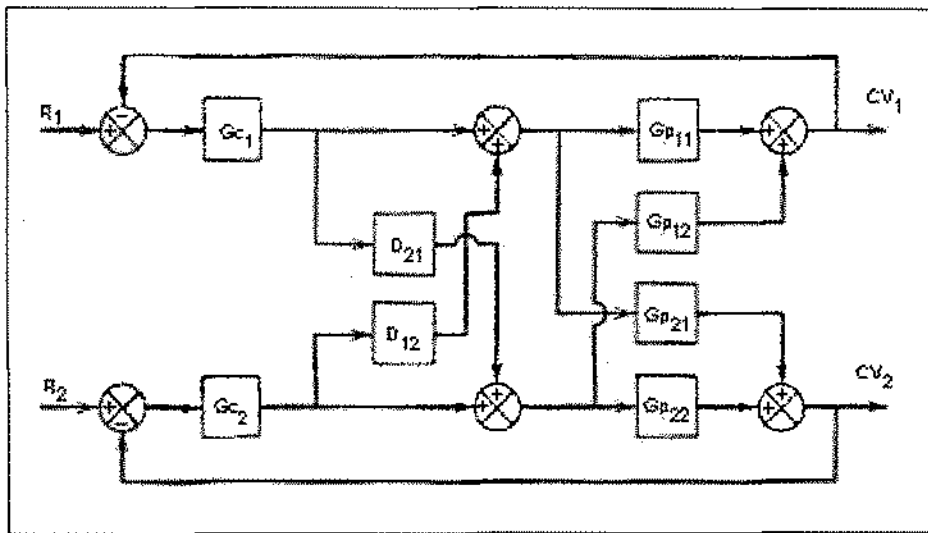


Figura 41 - Sistema de controle 2 x 2 com desacopladores explícitos

onde :

$$D(s)_{ij} = \frac{-G_p(s)_{ij}}{G_p(s)_{ii}}$$

O controlador desacoplador para manipular a carga térmica do refeedor em função da ação de controle do controlador de  $\text{CCl}_4$  é obtido pelo quociente entre as funções de transferência  $G_{p21}$  e  $G_{p22}$  (Tabela 4), conforme Eq. 1 :

$$D_{21} = \frac{-G_{p21}}{G_{p22}} = \frac{0,15}{(15,19S + 1)} \cdot \frac{(1,16S + 1)(5,69S + 1)}{(0,85S + 1)(7,73S + 1)} \quad \text{Eq. 1}$$

O controlador desacoplador  $D_{12}$  para manipular a vazão de destilado em função da ação de controle do controlador de  $\text{CHCl}_3$ , calculado utilizando-se as funções de transferência exatas ( $G_{p12}$  e  $G_{p11}$ , Tabela 4), é fisicamente não realizável. A função de transferência de segunda ordem  $G_{p11}$  pode ser razoavelmente bem representada pela função de transferência de primeira ordem  $G_{p11b}$  conforme indicado na Figura 28 (modelo B), resultando no desacoplador  $D_{12b}$  representado pela Eq. 2 :

$$D_{12b} = \frac{-G_{p12}}{G_{p11b}} = \frac{0,28 \cdot (-302 \cdot S + 1) \cdot (6,44 \cdot S + 1)}{(1,32 \cdot S + 1) \cdot (5,5 \cdot S + 1)} \quad \text{Eq. 2}$$

Com a incorporação dos desacopladores na estratégia de controle, o processo efetivo que passa a ser controlado é alterado e a sintonia dos controladores deve também ser alterada em relação aos valores anteriormente calculados considerando-se malha única. Se o desacoplamento for perfeito, as funções de transferência do processo modificado passam a ser (Marlin, 1995) :

Tabela 12 - Funções de transferência modificadas por desacopladores perfeitos.

PROCESSO ACOPLADO	PROCESSO PERFEITAMENTE DESACOPLADO	OBSERVAÇÕES
$G_{p11}$	$G_{p'11} = G_{p11} / \lambda_{11}$	$\lambda_{11}$ e $\lambda_{22}$ são os elementos da diagonal da matriz RGA
$G_{p22}$	$G_{p'22} = G_{p22} / \lambda_{22}$	

No presente trabalho, a única aproximação relacionada aos desacopladores calculados envolve a substituição de  $G_{p11}$  por  $G_{p11b}$  para obtenção de  $D_{12}$ , ou melhor,  $D_{12b}$ . Como  $G_{p11b}$  é a função de primeira ordem sem tempo morto que melhor representa o modelo do processo  $G_{p11}$  (Figura 28), assumindo que esta representação é satisfatória, é válido assumir, também, que o desacoplamento resulta aproximadamente perfeito e, conseqüentemente, que a Tabela 12 aplica-se a esta situação. A matriz RGA está calculada na subseção 4.2.4. Como  $\lambda_{11} = \lambda_{22} = 0,94$  (Figura 20), a sintonia dos controladores  $G_{C1}$  e  $G_{C2}$ , segundo este critério, sofre uma correção de apenas 6% no seu ganho proporcional e, portanto, não necessita ser modificada.

### 7.5. $CCl_4$ e $CHCl_3$ em Malha Fechada com Desacopladores

Foram verificadas as respostas com a implementação individual dos desacopladores  $D_{21}$  e  $D_{12b}$  e também de ambos simultaneamente, conforme o diagrama de

controle da Figura 42. A resposta a uma perturbação em degrau no ponto de referência do  $\text{CCl}_4$ , com o  $\text{CHCl}_3$  também em malha fechada e utilizando-se apenas o desacoplador  $D_{21}$ , está indicada na Figura 43-A. A comparação entre esta figura e a Figura 39 permite concluir que a implementação deste desacoplador não surte qualquer efeito apreciável na resposta do  $\text{CCl}_4$  (a sobrelevação e o desvio final são os mesmos), embora cause uma discreta perda de desempenho na resposta do  $\text{CHCl}_3$ . A resposta a uma perturbação em degrau no ponto de referência do  $\text{CCl}_4$ , com o  $\text{CHCl}_3$  também em malha fechada e utilizando-se o desacoplador  $D_{12b}$ , está indicada na Figura 43-B. A comparação desta figura com a Figura 43-A destaca que a implementação de  $D_{12b}$  torna o processo em malha fechada bastante oscilatório quanto à concentração de  $\text{CCl}_4$  e a vazão de destilado. A resposta a uma perturbação em degrau no ponto de referência do  $\text{CCl}_4$ , com o  $\text{CHCl}_3$  também em malha fechada e utilizando-se ambos desacopladores  $D_{21}$  e  $D_{12b}$  simultaneamente, está indicada na Figura 43-C. A implementação simultânea desses desacopladores resulta em um processo em malha fechada ainda mais oscilatório do que quando do uso de apenas  $D_{12b}$ .

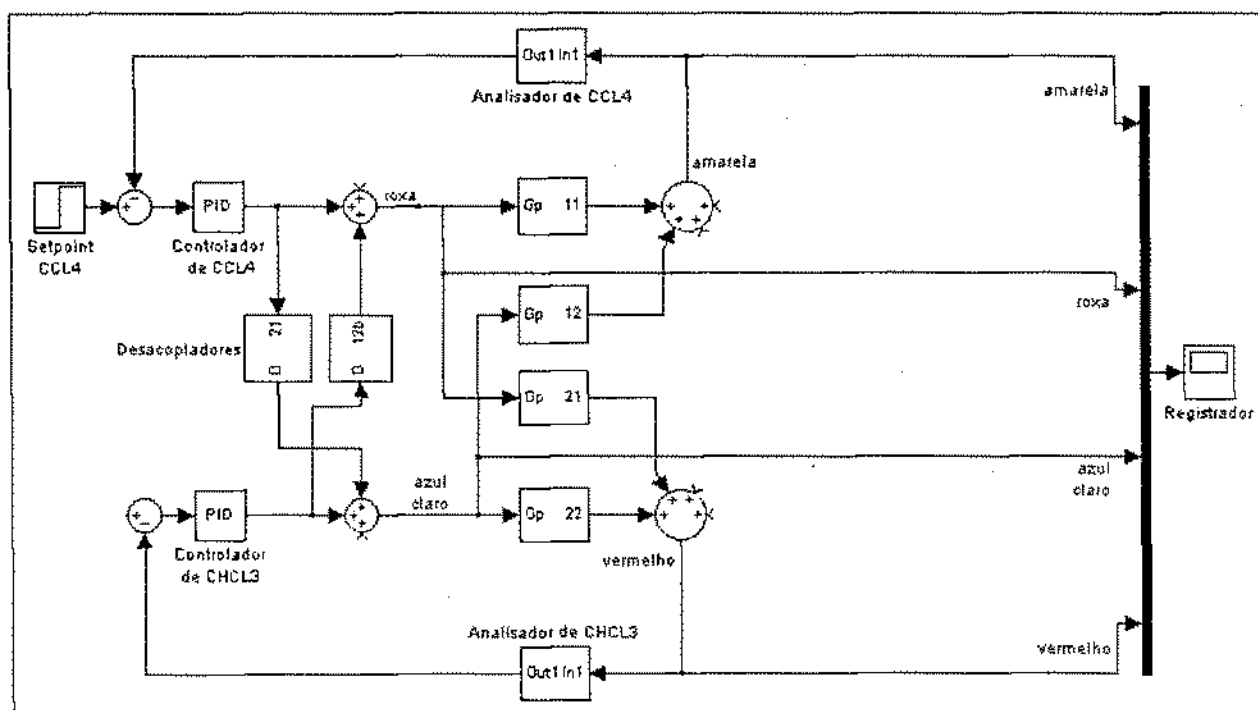


Figura 42 - Diagrama de blocos da estratégia de controle servo com desacopladores.



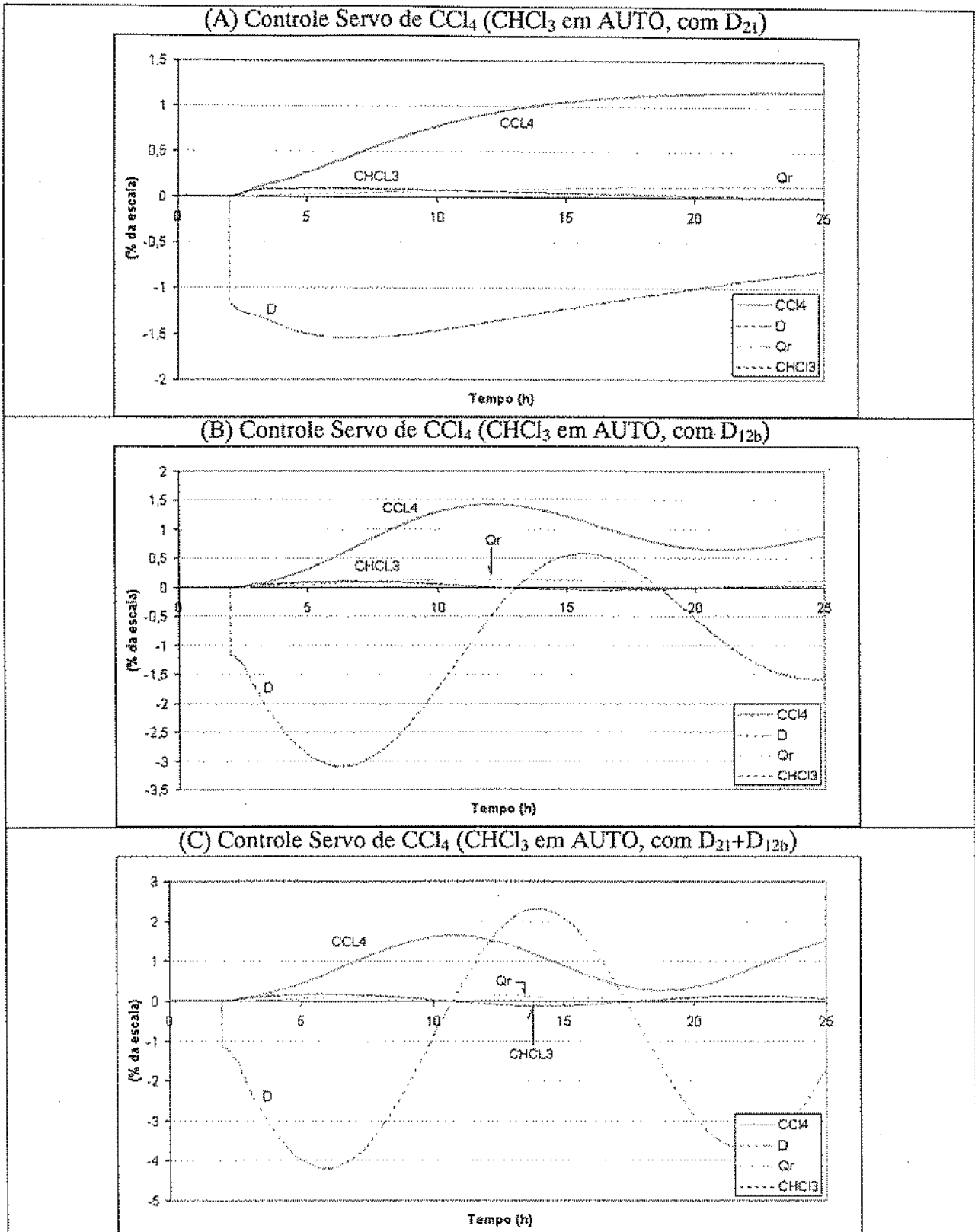


Figura 43 - Controle Servo de  $\text{CCl}_4$  ( $\text{CHCl}_3$  em malha fechada, com desacopladores).<sup>37</sup>

<sup>37</sup> AUTO = refere-se ao controlador em modo automático, ou malha fechada.  $\text{CCl}_4$  ( $K_C = -1,17 \text{ %/}%$ ;  $\tau_1 = 5,13 \text{ h}$ ),  $\text{CHCl}_3$  ( $K_C = -0,18 \text{ %/}%$ ;  $\tau_1 = 0,88 \text{ h}$ )

### 7.6. Considerações Quanto aos Desacopladores

Os desacopladores calculados na seção 7.4 foram testados no intuito de melhorar a resposta do  $\text{CCl}_4$  no problema servo do  $\text{CHCl}_3$ , com ambas as malhas fechadas. Na Tabela 13 estão indicados o erro integral, a sobrelevação e o tempo decorrido para a estabilização nas configurações “sem” e “com” desacopladores.

Tabela 13 - Desempenho dos desacopladores no controle servo do  $\text{CHCl}_3$ .

CONFIGURAÇÃO	Sem $D_{ij}$		Com $D_{21}$		Com $D_{12b}$		Com $D_{21}+D_{12b}$	
	$\text{CCl}_4$	$\text{CHCl}_3$	$\text{CCl}_4$	$\text{CHCl}_3$	$\text{CCl}_4$	$\text{CHCl}_3$	$\text{CCl}_4$	$\text{CHCl}_3$
Variável								
ITAE	109	8	100	13	136	20	202	37
Sobrelevação (%)	1,5	1,25	1,5	1,25	1,15	1,1	1,15	1,2
Estabilização <sup>38</sup> (h)	$\infty$	8,5	$\infty$	10,5	$\infty$	14	$\infty$	$\infty$

O desacoplador  $D_{21}$  resulta em uma melhora desprezível da resposta. O desacoplador  $D_{12b}$  e a implementação de ambos desacopladores simultaneamente resultam em uma menor sobrelevação, mas um erro integral maior. Além dos esquemas indicados na Tabela 13, também foram testados os respectivos desacopladores estáticos, ou seja, considerando-se apenas os ganhos das funções de transferência e desprezando-se a dinâmica. A implementação de todos esses desacopladores, individualmente ou simultaneamente, dinâmicos ou estáticos, não surte resultado satisfatório.

O desacoplamento total é muito suscetível a erros de modelo, especialmente quando o ganho relativo é maior que 1 (Marlin, 1995). De acordo com Seborg *et al.* (1989), para alguns sistemas, o desacoplamento pode até degradar o desempenho, mesmo se um bom modelo do processo estiver disponível. Weischedel e McAvoy (1980) indicam que colunas de destilação de alta pureza com expressivos ganhos relativos são pobres candidatas à implementação de desacopladores convencionais. De acordo com Luyben (1990), outros tipos de desacopladores são possíveis, todavia, como os mesmos podem corromper a capacidade do sistema em rejeitar

<sup>38</sup> O símbolo “ $\infty$ ” denota que a variável não se estabilizou ou não atingiu o ponto de referência dentro da janela de tempo considerada.

## 8. DISTÚRBIOS NA COMPOSIÇÃO DE ALIMENTAÇÃO ( $x_F$ )

Neste capítulo são exibidas as respostas do sistema SISO e TITO ao problema regulador para distúrbios na composição da alimentação da coluna, na ausência e na presença de controladores desacopladores.

### 8.1. $CCl_4$ em Malha Fechada

A composição da alimentação não é conhecida em linha ("on-line"), portanto não é possível a implementação de controle antecipatório. O diagrama de um sistema de controle utilizando apenas controladores por realimentação e a resposta da composição da base frente a um distúrbio na concentração de  $CCl_4$  na alimentação da coluna de secagem são mostrados na Figura 44, estando o  $CHCl_3$  em malha aberta :

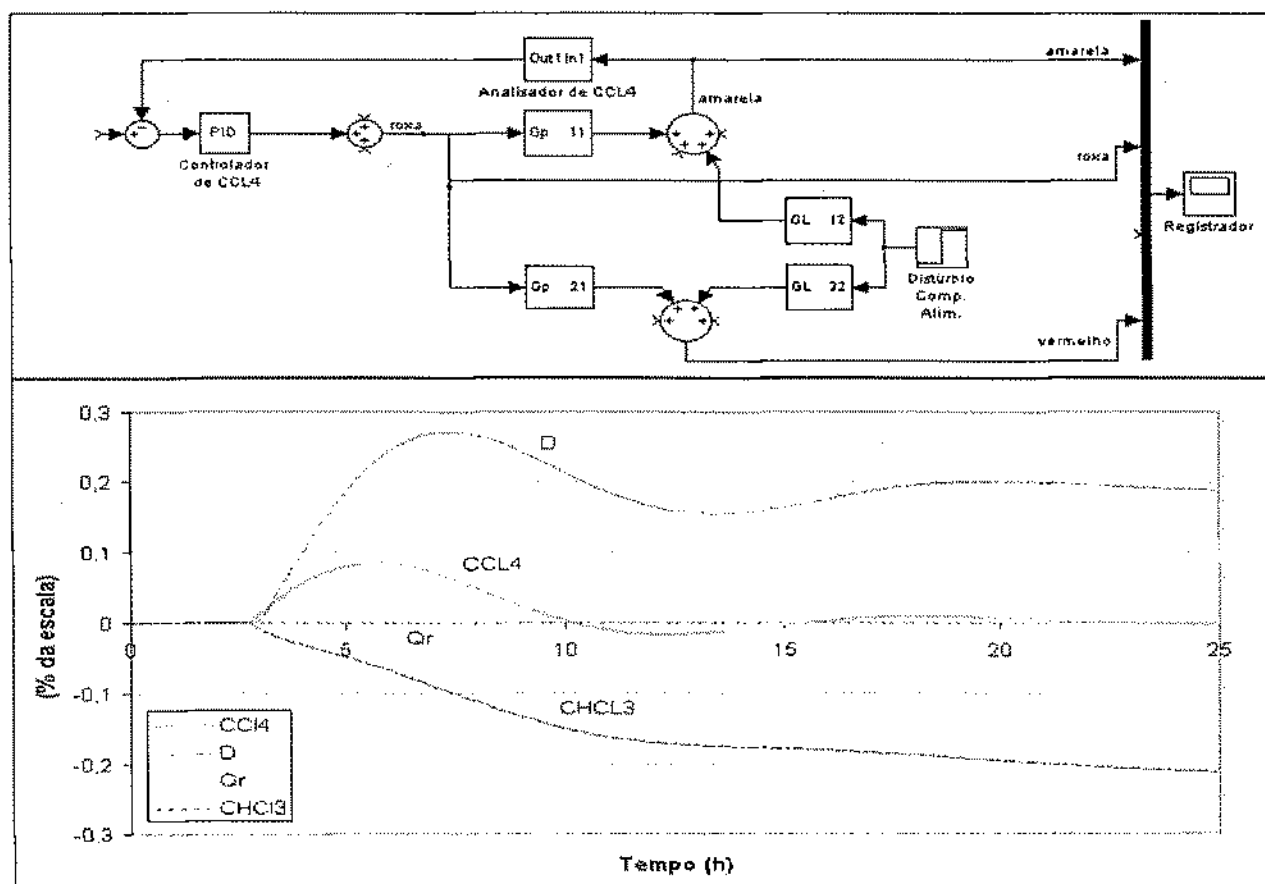


Figura 44 - Controle Regulador  $x_F$  de  $CCl_4$  ( $CHCl_3$  em MAN).<sup>39</sup>

<sup>39</sup> MAN = refere-se ao controlador em modo manual, ou malha aberta.  $K_C = -1,84\ \%/ \%$ ;  $\tau_1 = 3,45\ h$

Para um degrau unitário na concentração de  $\text{CCl}_4$  na alimentação, a variação máxima da concentração deste componente no produto de base é menor que 0,1% da escala. A resposta retorna para dentro da faixa aceitável cerca de 6 horas após a aplicação da perturbação. Este desempenho é satisfatório frente aos objetivos do sistema de controle.

## 8.2. $\text{CCl}_4$ e $\text{CHCl}_3$ em Malha Fechada

O diagrama de controle e a resposta do  $\text{CCl}_4$  frente a um distúrbio em forma de degrau unitário na composição de  $\text{CCl}_4$  na alimentação é exibido na Figura 45, utilizando-se apenas controle por realimentação, estando o  $\text{CHCl}_3$  em malha fechada e sem desacopladores.

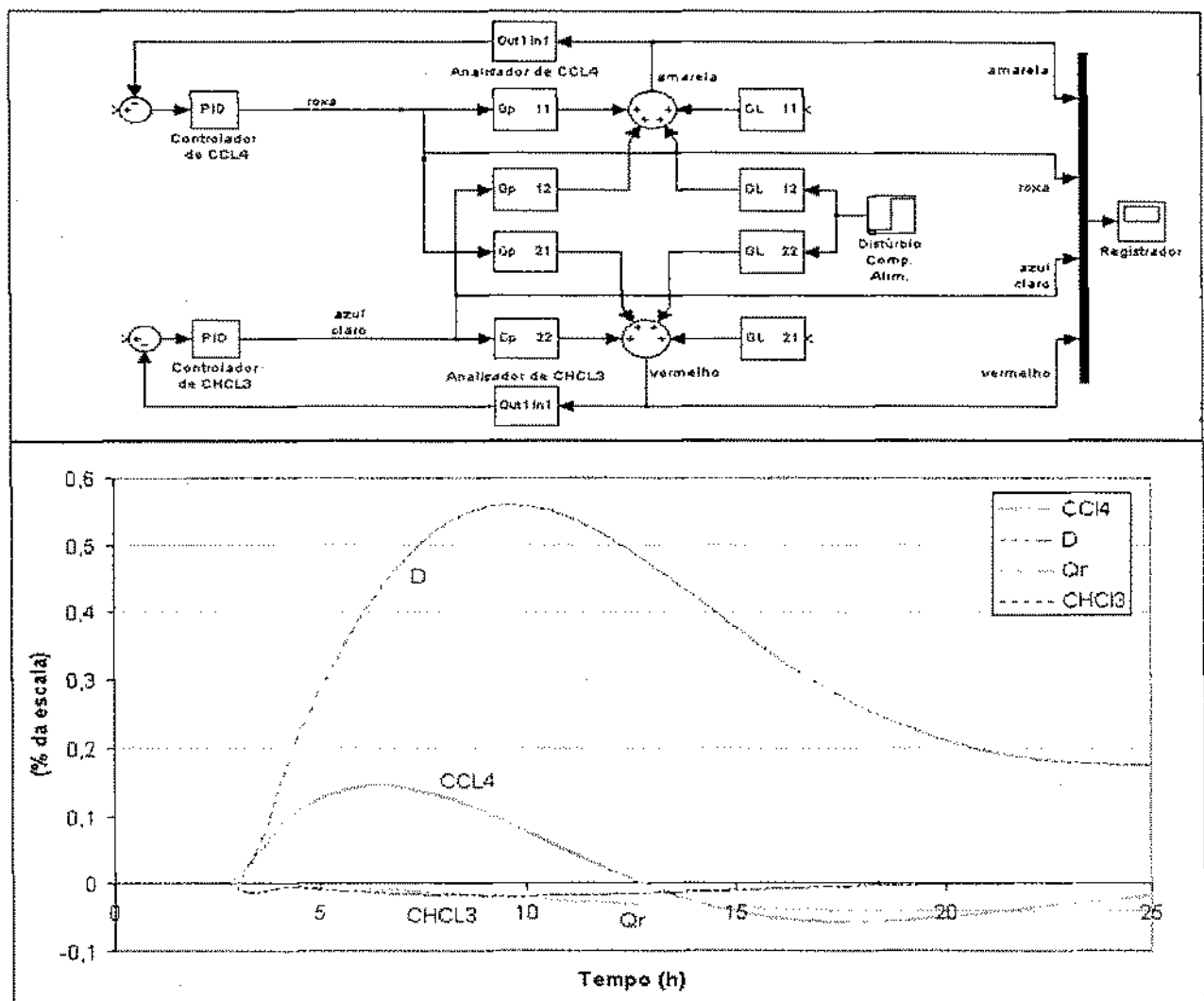


Figura 45 - Controle Regulador  $x_F$  de  $\text{CCl}_4$  ( $\text{CHCl}_3$  em AUTO).<sup>40</sup>

<sup>40</sup>  $\text{CCl}_4$  ( $K_C = -1,84$  %/%;  $\tau_1 = 3,45$  h);  $\text{CHCl}_3$  ( $K_C = -0,13$  %/%;  $\tau_1 = 0,56$  h).

Para um degrau unitário na concentração de  $\text{CCl}_4$  na alimentação, a variação máxima da concentração deste componente no produto de base é menor que 0,15 % da escala. Todavia, a resposta só retornou para dentro da banda cerca de 19 horas após a perturbação, um tempo de estabilização muito mais longo do que aquele observado quando a malha de  $\text{CHCl}_3$  encontra-se aberta (Figura 44). Este processo em malha fechada torna-se um tanto oscilante. É importante destacar que, na planta, dificilmente a composição sofre uma alteração em forma de degrau, ou seja, as condições simuladas acima são mais rigorosas que as observadas na planta. Portanto, o desempenho apresentado atende aos objetivos do sistema de controle.

### 8.3. $\text{CCl}_4$ e $\text{CHCl}_3$ em Malha Fechada com Desacopladores

Os desacopladores calculados na seção 7.4 são testados nesta subseção no intuito de melhorar o tempo de resposta do  $\text{CCl}_4$  no problema regulador de composição de alimentação da coluna, com a malha de controle de  $\text{CHCl}_3$  fechada. Da mesma forma como realizado para o controle servo, são simuladas 3 situações : utilizando-se  $D_{21}$  e  $D_{12b}$  isoladamente e em conjunto, conforme o diagrama da Figura 46. As respostas encontram-se na Figura 47.

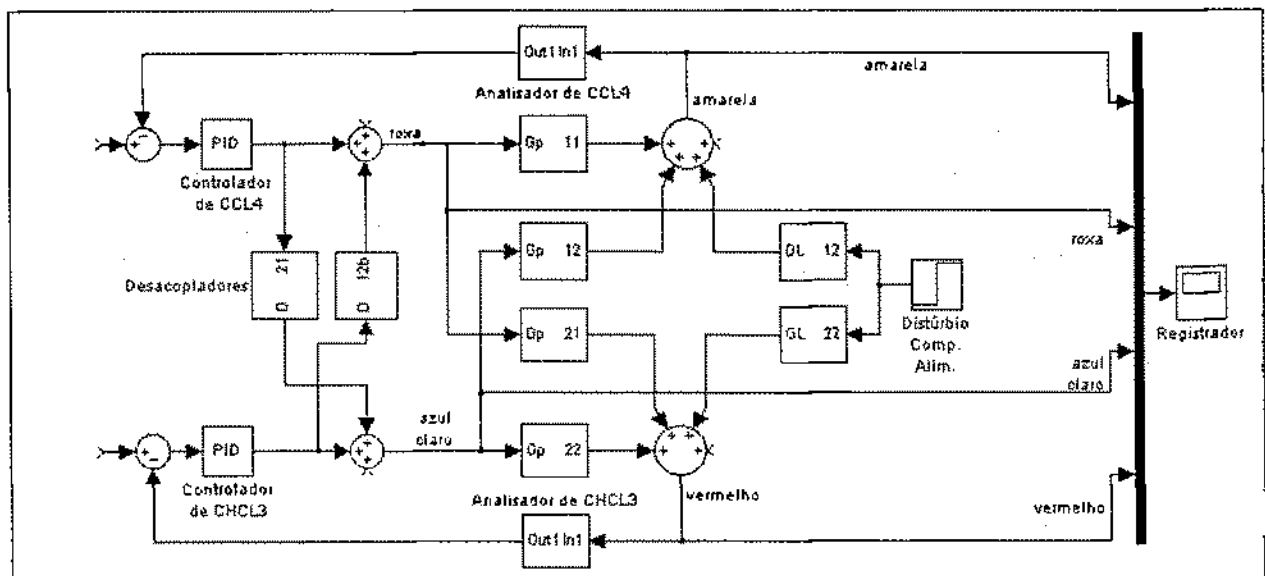


Figura 46 - Diagrama de blocos para controle regulador  $x_F$  com desacopladores.

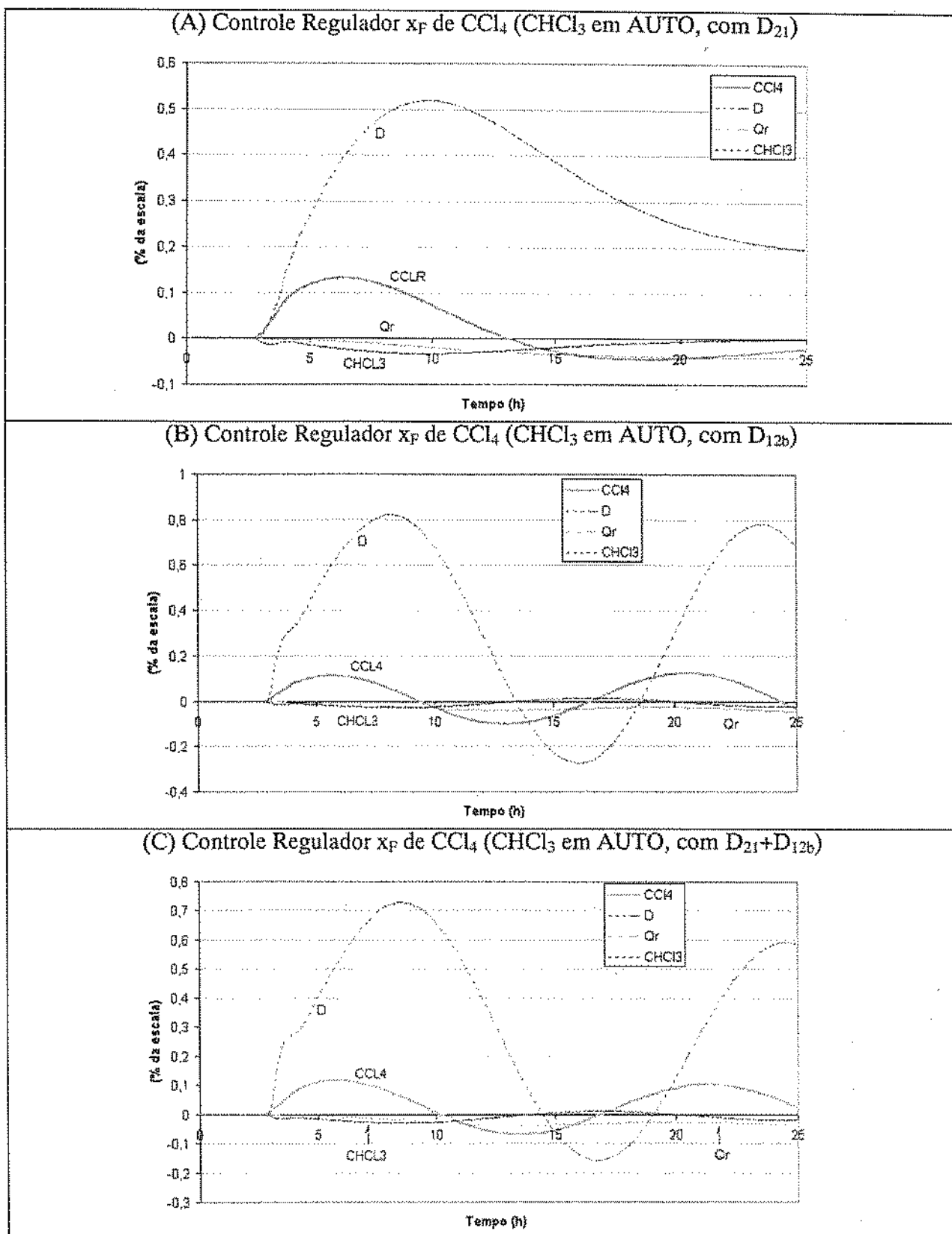


Figura 47 - Controle Regulador  $x_F$  de  $CCl_4$  ( $CHCl_3$  em AUTO, com desacopladores).<sup>41</sup>

<sup>41</sup>  $CCl_4$  ( $K_C = -1,84 \text{ \%/\%}$ ;  $\tau_1 = 3,45 \text{ h}$ );  $CHCl_3$  ( $K_C = -0,13 \text{ \%/\%}$ ;  $\tau_1 = 0,56 \text{ h}$ ).

Comparando-se as Figura 47-A com a Figura 45 verifica-se que o uso do desacoplador  $D_{21}$ , neste caso, não é eficaz. A implementação do desacoplador  $D_{12b}$  torna o sistema oscilatório, assim como a implementação de ambos,  $D_{21} + D_{12b}$ , conforme apresentado nas Figura 47-B e Figura 47-C. O resultado da implementação dos desacopladores para este problema regulador é frustrante, assim como ocorre para o problema servo com controle simultâneo de  $\text{CCl}_4$  e  $\text{CHCl}_3$ .

Neste capítulo foram exibidas as respostas do sistema SISO e TITO ao problema regulador para distúrbios na composição da alimentação da coluna, na ausência e na presença de controladores desacopladores. Para o sistema TITO, o tempo de estabilização da concentração de  $\text{CCl}_4$  mostrou-se muito longo. A implementação de desacopladores não melhorou as respostas deste sistema. No próximo capítulo são exibidas as respostas do sistema SISO e TITO ao problema regulador para distúrbios na vazão de alimentação da coluna, na ausência e na presença de controladores antecipatórios.

## 9. DISTÚRBIOS NA VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO (F)

Este capítulo trata do problema regulador para distúrbios na vazão de alimentação da coluna, para os sistemas SISO e TITO. Controladores antecipatórios são sintetizados de duas formas e implementados em cada variável manipulada independentemente e simultaneamente.

### 9.1. $\text{CCl}_4$ em Malha Fechada

O distúrbio mais freqüente na coluna de secagem é a mudança em sua vazão de alimentação para administração dos inventários de 1,2-EDC úmido e 1,2-EDC seco da planta onde está inserida. A alteração na vazão de alimentação pode ocorrer até 2 ou 3 vezes por semana. São apresentados na Figura 48 o diagrama de controle e a resposta do  $\text{CCl}_4$  após a perturbação na vazão de alimentação, com o  $\text{CHCl}_3$  em malha aberta e sem a utilização de controle antecipatório:

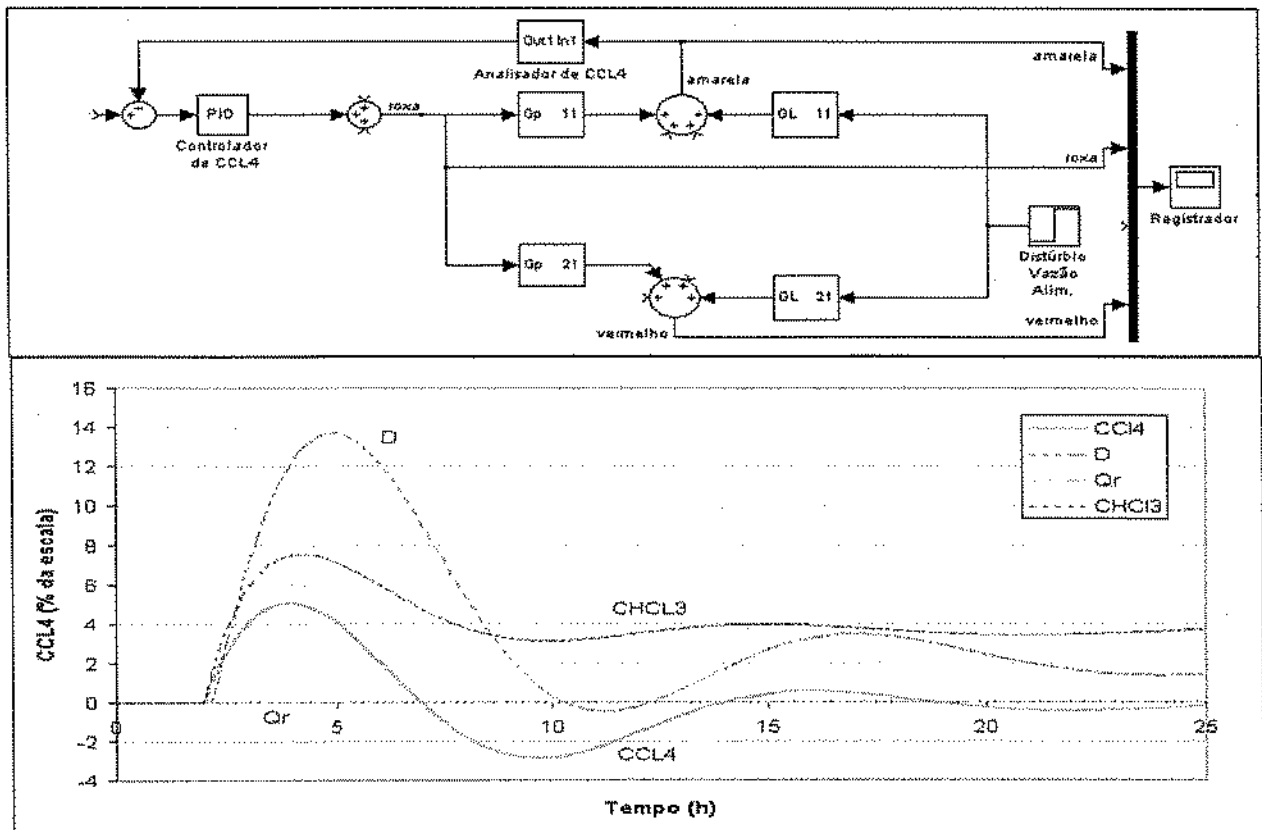


Figura 48 - Controle Regulador F de  $\text{CCl}_4$  ( $\text{CHCl}_3$  em MAN, sem  $G_{IT}$ ).<sup>42</sup>

<sup>42</sup>  $K_C = -1,84 \text{ \%/\%}$  ;  $\tau_I = 3,45 \text{ h}$ .



O sistema apresenta-se bastante oscilatório. Para um distúrbio de apenas 1% da escala na vazão de alimentação, a concentração de  $\text{CCl}_4$  na base da coluna resulta em uma sobrelevação e um desvio final de 5 e 0,2 % da escala, respectivamente. Por estar em malha aberta, o  $\text{CHCl}_3$  apresenta uma sobrelevação de 7,5 % e um desvio permanente de quase 4 % . A variável manipulada (D) estabiliza-se em 2 %, mas sua variação inicial é de aproximadamente 14 %, aumentando a probabilidade de saturação. Por ser o distúrbio mais frequente, a adequada capacidade para rejeitá-lo é prioritário nos objetivos do sistema de controle, conforme explicitado na subseção 4.3. Portanto, a resposta apresentada na Figura 48 não atende aos requisitos do sistema de controle.

## 9.2. Controladores Antecipatórios

Em algumas situações em que o controle por realimentação não apresenta resultados satisfatórios, benefícios podem ser obtidos pela adição de controle antecipatório para reduzir os efeitos de distúrbios que podem ser medidos. Na subseção 4.1 estão abordados alguns benefícios resultantes da implementação de controladores antecipatórios em colunas de destilação. Segundo Shinskey (1984), embora o controle antecipatório tenha tido larga aceitação em colunas de destilação industriais devido à resposta lenta que tipicamente ocorre quando apenas controle por realimentação é utilizado, ainda é muito comum a implementação de controladores de razão, perdendo-se parte do benefício por não se aplicar a correção certa no momento certo, ou seja, não levando-se em consideração os aspectos dinâmicos do sistema.

Os benefícios se reduzem à medida em que o modelo do processo torna-se menos preciso. Em aplicações práticas, o controle antecipatório é quase sempre utilizado em conjunto com controle por realimentação, onde este último compensa as incertezas do modelo do processo, os erros de medição e os distúrbios não mensuráveis.

Conforme indicado na Figura 33, dois controladores antecipatórios são avaliados neste trabalho, ambos para melhorar a resposta do  $\text{CCl}_4$  frente a distúrbios na vazão de alimentação. Um controlador manipula a vazão de destilado, enquanto o outro manipula a carga térmica do refeedor.

O controlador antecipatório ideal  $G_{ff11}$ , para manipular a vazão de destilado em função da vazão de alimentação, é calculado através do quociente entre as funções de transferência exatas  $G_{L11}$  e  $G_{p11}$  (Tabela 5 e Tabela 4), mas é fisicamente não realizável. Para contornar esta inconveniência, a função de transferência de segunda ordem  $G_{p11}$  é substituída, sem perda apreciável de exatidão, pela função de transferência de primeira ordem  $G_{p11b}$  que melhor a representa, conforme indicado na Figura 28 (modelo B). Isto resulta no controlador antecipatório  $G_{ff11b}$  representado pela Eq. 3 :

$$G_{ff11b} = \frac{-G_{L11}}{G_{p11b}} = 0,96 \cdot \frac{(92,96 \cdot S + 1) \cdot (6,44 \cdot S + 1)}{(1,49 \cdot S + 1) \cdot (14,46 \cdot S + 1)} \quad \text{Eq. 3}$$

O controlador antecipatório ideal  $G_{ff12}$ , para manipular a carga térmica em função da vazão de alimentação, é obtido pelo quociente entre as funções de transferência exatas  $G_{L11}$  e  $G_{p12}$  (Tabela 5 e Tabela 4), conforme Eq. 4 :

$$G_{ff12} = \frac{-G_{L11}}{G_{p12}} = -3,46 \cdot \frac{(92,96 \cdot S + 1) \cdot (1,32 \cdot S + 1) \cdot (5,5 \cdot S + 1)}{(1,49 \cdot S + 1) \cdot (14,46 \cdot S + 1) \cdot (-302 \cdot S + 1)} \quad \text{Eq. 4}$$

### 9.3. $\text{CCl}_4$ em Malha Fechada com Controladores Antecipatórios

Controladores antecipatórios para manipular a vazão de destilado e a carga térmica, implantados isoladamente ou simultaneamente, são testados nesta subseção, de acordo com o diagrama da Figura 49.

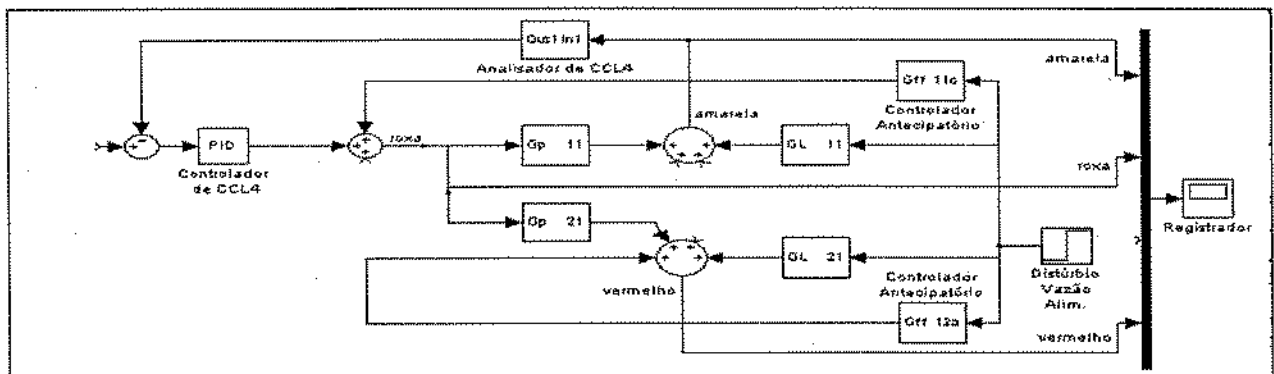


Figura 49 - Diagrama para Controle Regulador F de  $\text{CCl}_4$  ( $\text{CHCl}_3$  em MAN, com  $G_p$ ).

A resposta de  $\text{CCl}_4$  a uma perturbação na vazão de alimentação, com o  $\text{CHCl}_3$  em malha aberta e o controlador antecipatório  $G_{ff1b}$  (Eq. 3) manipulando o destilado, é mostrada na Figura 50-A. A sobrelevação é de 2,5 % da escala e não há desvio permanente, mas a ação de controle, que estabiliza-se em 2 %, assume um valor inicial muito elevado (28%), podendo, na prática, levar a restrições físicas (saturação no elemento final de controle). A comparação entre esta figura e a Figura 48 (sem controle antecipatório) demonstra que, com a implementação de  $G_{ff1b}$ , a sobrelevação inicial e o erro ITAE são reduzidos a aproximadamente 50 e 75 %, respectivamente.

Embora a implementação de  $G_{ff1b}$  represente um certo ganho de desempenho em relação ao controle por realimentação puro, uma estratégia de controle de composição de apenas um dos produtos da coluna ou de apenas um componente, como é o caso desta subseção, requer que a outra variável manipulada  $Q_r$  seja utilizada. Do contrário, a carga térmica estará constante para qualquer valor de vazão de alimentação, alterando drasticamente o fracionamento, que é uma das duas variáveis manipuladas fundamentais responsáveis pelo controle de composição dos produtos de uma coluna de destilação (subseção 4.1).

Quando a composição dos dois produtos da coluna é controlada ou quando dois componentes são controlados, em uma estratégia de controle do tipo malha múltipla, as duas variáveis manipuladas são utilizadas pelos controladores por realimentação. Neste caso, mesmo que não haja controladores antecipatórios, ambas as variáveis manipuladas mantêm uma certa relação com a vazão de alimentação através desses controladores de composição.

Particularizando para o caso deste trabalho, em uma estratégia elaborada para rejeitar distúrbios na vazão de alimentação sem controle de  $\text{CHCl}_3$ , ao menos o controlador antecipatório que manipula a carga térmica do refeedor é requerido. O projeto deste segundo controlador antecipatório, ou melhor, o projeto do par de controladores antecipatórios é o assunto do restante desta subseção.

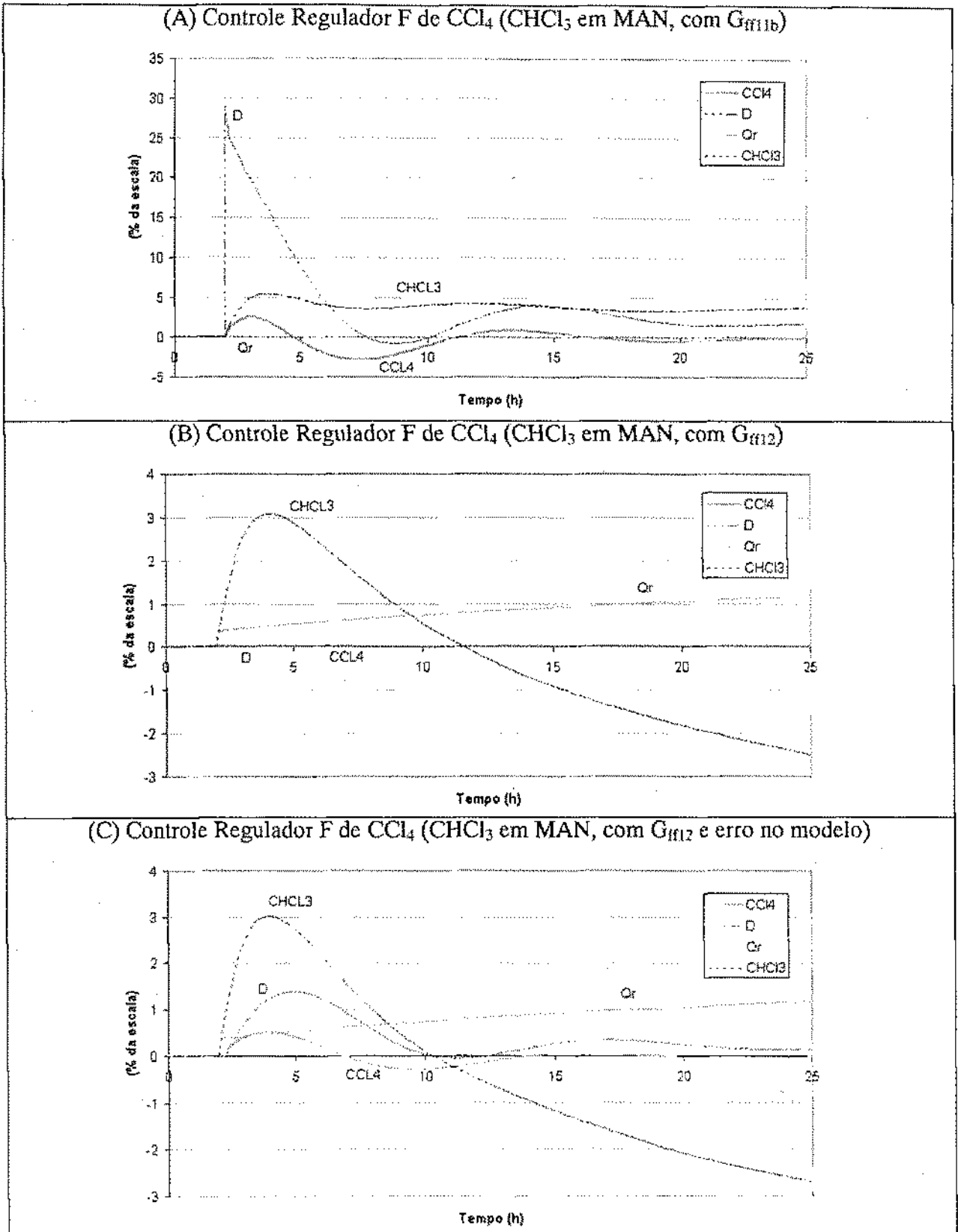


Figura 50 - Controle Regulador F de  $\text{CCl}_4$  ( $\text{CHCl}_3$  em MAN, com  $G_m$ ).<sup>43</sup>

<sup>43</sup>  $K_C = -1,84 \text{ \%/\%}$  ;  $\tau_1 = 3,45 \text{ h}$ .

Conforme apresentado na Figura 50-B, a implementação de um controlador antecipatório, manipulando a carga térmica do refeedor, utilizando a função de transferência exata  $G_{ff12}$  (Eq. 4), cancela completamente a perturbação aplicada (degrau unitário na vazão de alimentação), estando o  $\text{CHCl}_3$  em malha aberta. Nenhuma ação de controle oriunda do controlador por realimentação  $G_{C1}$  é requerida, ou seja, a vazão de destilado não sofre alteração. Isto se explica pelo fato de nenhuma simplificação ser necessária na função de transferência do controlador  $G_{ff12}$ . Para verificar a sensibilidade desta estratégia frente a um erro no modelo, o ganho do processo foi reduzido em 10% e a resposta apresentada na Figura 50-C. Neste caso, uma ação de controle oriunda do controlador por realimentação  $G_{C1}$  ocorre, ou seja, a vazão de destilado é efetivamente manipulada, compensando a imperfeição imposta ao modelo. Do ponto de vista exclusivamente da variável controlada, a resposta da Figura 50-C apresenta melhor desempenho do que aquelas da Figura 48 e da Figura 50-A. Todavia, a variável manipulada ( $Q_r$ ) não se estabiliza e tende a saturação para um tempo mais longo, o que representa um sério problema para esta estratégia. Este comportamento é motivado pela presença de um pólo no semiplano direito na função de transferência do controlador  $G_{ff12}$  (Eq. 4).

A implementação simultânea dos dois controladores antecipatórios ( $G_{ff11}$  e  $G_{ff12}$ , Eq. 3 e Eq. 4) é apresentada na Figura 51.

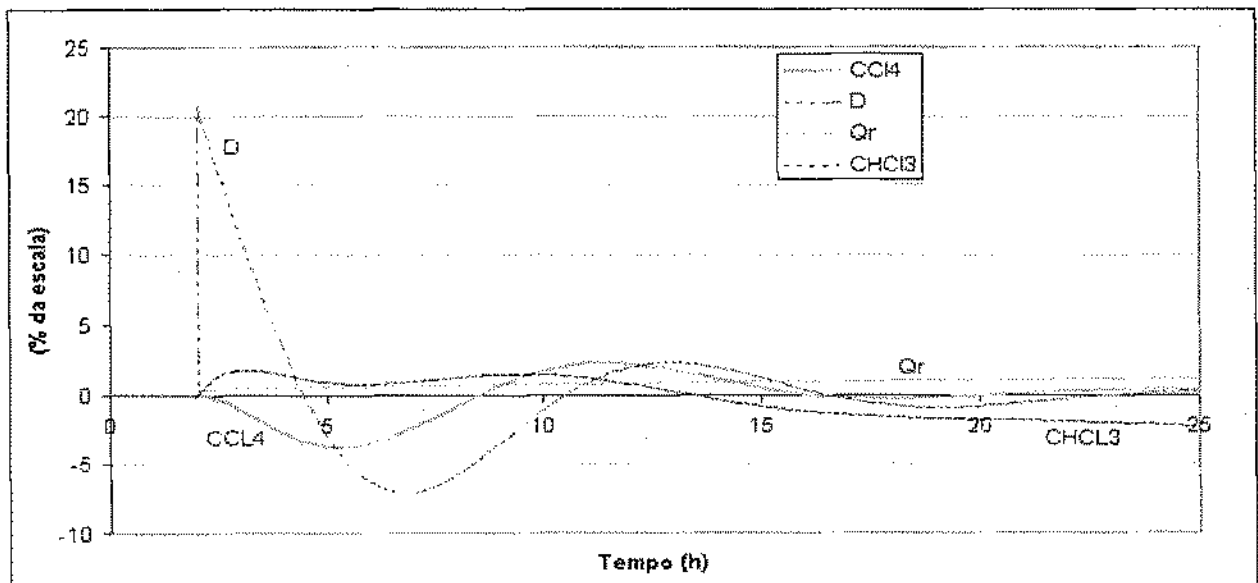


Figura 51 - Controle Regulador F de  $\text{CCl}_4$  ( $\text{CHCl}_3$  em MAN, com  $G_{ff11} + G_{ff12}$ ).<sup>44</sup>

<sup>44</sup>  $K_C = -1,84 \%/\%$  ;  $\tau_i = 3,45$  h.

A sobrelevação e o desvio final são de  $-4,5$  e  $+0,4$  % da escala, respectivamente. Esta resposta é um pouco inferior, em desempenho, àquela proporcionada pela implementação de apenas  $G_{ff1b}$  (Figura 50-A). A ação de controle assume um valor inicial muito elevado (22%), podendo, na prática, levar a uma saturação na válvula. Mais grave do que isto, a variável manipulada ( $Q_r$ ) continua sem estabilizar-se, já que apenas  $G_{ff12}$  a manipula ( $\text{CHCl}_3$  encontra-se em malha aberta). Portanto, esta estratégia não é exequível.

Como cada um dos dois controladores antecipatórios,  $G_{ff1b}$  e  $G_{ff12}$ , foi calculado de forma a, isoladamente, cancelar o efeito da perturbação sobre a concentração de  $\text{CCl}_4$  no produto de base, a resposta apresentada na Figura 51 sugere que a utilização de  $G_{ff1b}$  e  $G_{ff12}$ , simultaneamente, causa uma ação de controle excessiva, resultando em um processo oscilante. Por outro lado, se apenas  $G_{ff1b}$  for utilizado e a malha de controle de  $\text{CHCl}_3$  estiver aberta, alterações na vazão de alimentação da coluna, sejam elas quais forem, não causam nenhuma modificação na carga térmica do refeedor, seja por ação antecipatória ou por realimentação, e isto não soa nem um pouco sensato.

Em função dessas constatações, o projeto dos controladores antecipatórios é modificado da forma descrita a seguir. O controle antecipatório, manipulando a carga térmica do refeedor, passa a ser do tipo controlador de razão utilizando o ganho inicial proporcionado por  $G_{ff12}$ , conforme indicado na Figura 52 e Eq. 5 :

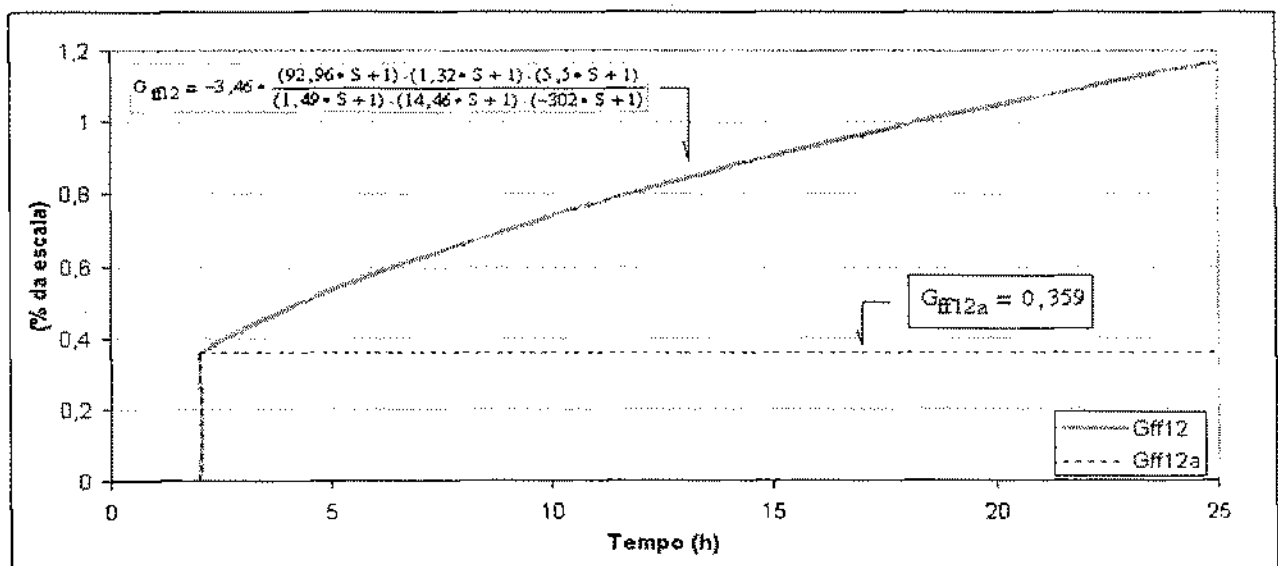


Figura 52 - Cálculo do controlador de razão  $G_{ff12a}$ .

$$G_{ff12a} = 0,359$$

Eq. 5

O controlador antecipatório manipulando a vazão de destilado é calculado de forma a, juntamente com  $G_{ff12a}$ , cancelar o efeito de uma perturbação na vazão de alimentação sobre a concentração de  $CCl_4$  no produto de base da coluna. Para que isto ocorra, pelo diagrama de blocos da Figura 33 tem-se que :

$$G_{L11} + G_{ff11c} \cdot G_{p11b} + G_{ff12a} \cdot G_{p12} = 0$$

Eq. 6

onde  $G_{L11}$ ,  $G_{p11b}$ ,  $G_{ff12a}$  e  $G_{p12}$  são dados pelas Tabela 5, Figura 28 (modelo B), Eq. 5 e Tabela 4, respectivamente, e  $G_{ff11c}$  é o que se deseja obter :

$$G_{ff11c} = \frac{-G_L - G_{ff12a} \cdot G_{p12}}{G_{p11b}} = \frac{-G_L}{G_{p11b}} - G_{ff12a} \cdot \frac{G_{p12}}{G_{p11b}}$$

Eq. 7

Após substituição das funções de transferência, o novo controlador antecipatório  $G_{ff11c}$  para manipular a vazão de destilado é dado pela Eq. 8 :

$$G_{ff11c} = 0,96 \cdot \frac{(92,96 \cdot S + 1) \cdot (6,44 \cdot S + 1)}{(1,49 \cdot S + 1) \cdot (14,46 \cdot S + 1)} + 0,1 \cdot \frac{(-302 \cdot S + 1) \cdot (6,44 \cdot S + 1)}{(1,32 \cdot S + 1)(5,5 \cdot S + 1)}$$

Eq. 8

No Simulink™, este controlador pode ser implementado segundo o diagrama da Figura 53. A resposta desta função de transferência a uma perturbação em forma de degrau unitário em sua entrada também está mostrada naquela figura.

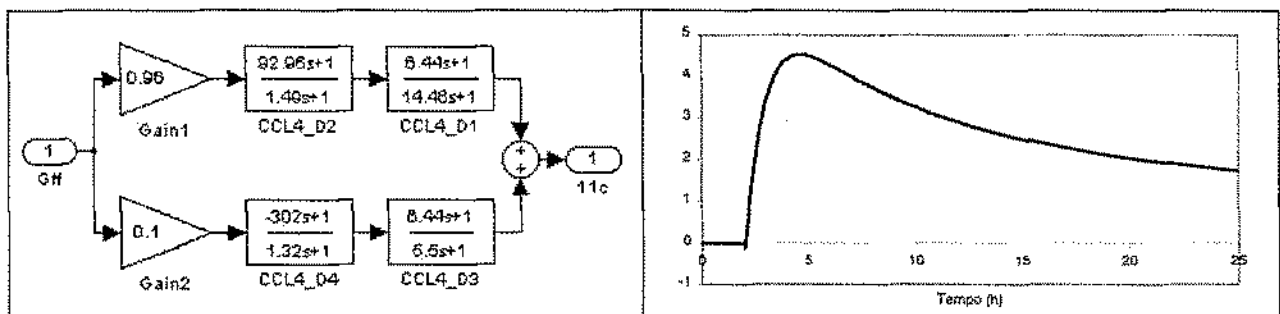


Figura 53 - Implementação de  $G_{ff11c}$  no Simulink™ e sua resposta a um degrau unitário.

A implementação simultânea dos dois controladores antecipatórios,  $G_{ff1c}$  e  $G_{ff2a}$ , calculados segundo as Eq. 8 e Eq. 5, respectivamente, é apresentada na Figura 54, onde constata-se que a amplitude das oscilações está sensivelmente reduzida. Há uma sobrelevação de  $-0,8\%$  da escala e o  $CCl_4$  retorna ao ponto de referência cerca de 20 h após a perturbação. As duas variáveis manipuladas comportam-se de forma suave, sendo que a maior variação é de  $6\%$  na vazão de destilado, bem inferior aos  $22\%$  da Figura 51, longe, portanto, de restrições físicas.

A metodologia descrita para o projeto desses dois controladores não reivindica a obtenção de controladores ótimos, mas a resposta é substancialmente superior, em desempenho, àquelas proporcionadas pela não implementação de controle antecipatório, pela implementação de apenas  $G_{ff1b}$  (Figura 50-A) ou mesmo pela implementação simultânea de  $G_{ff1b}$  e  $G_{ff2}$  calculados independentemente (Figura 51). A comparação do desempenho dessas três estratégias é melhor visualizada pela Figura 55 e Tabela 14. A Figura 55 exhibe a resposta da variável controlada em cada uma das três estratégias. A Tabela 14 apresenta os indicadores de desempenho. Adicionalmente, apesar do  $CHCl_3$  encontrar-se em malha aberta, a variável manipulada ( $Q_r$ ) estabilizou-se, já que  $G_{ff2a}$  é um controlador de razão. Esta estratégia de controle é factível de ser implementada na coluna.

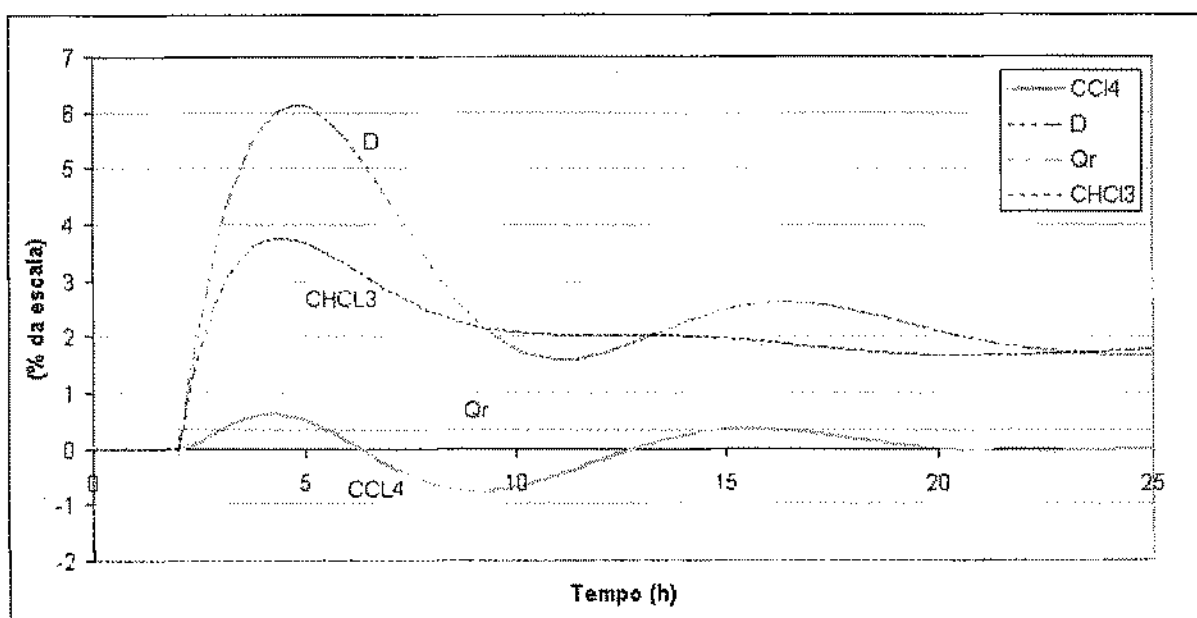


Figura 54 - Controle Regulador F de  $CCl_4$  ( $CHCl_3$  em MAN, com  $G_{ff1c} + G_{ff2a}$ ).<sup>45</sup>

<sup>45</sup>  $K_C = -1,84\%/\%$ ;  $\tau_1 = 3,45$  h.



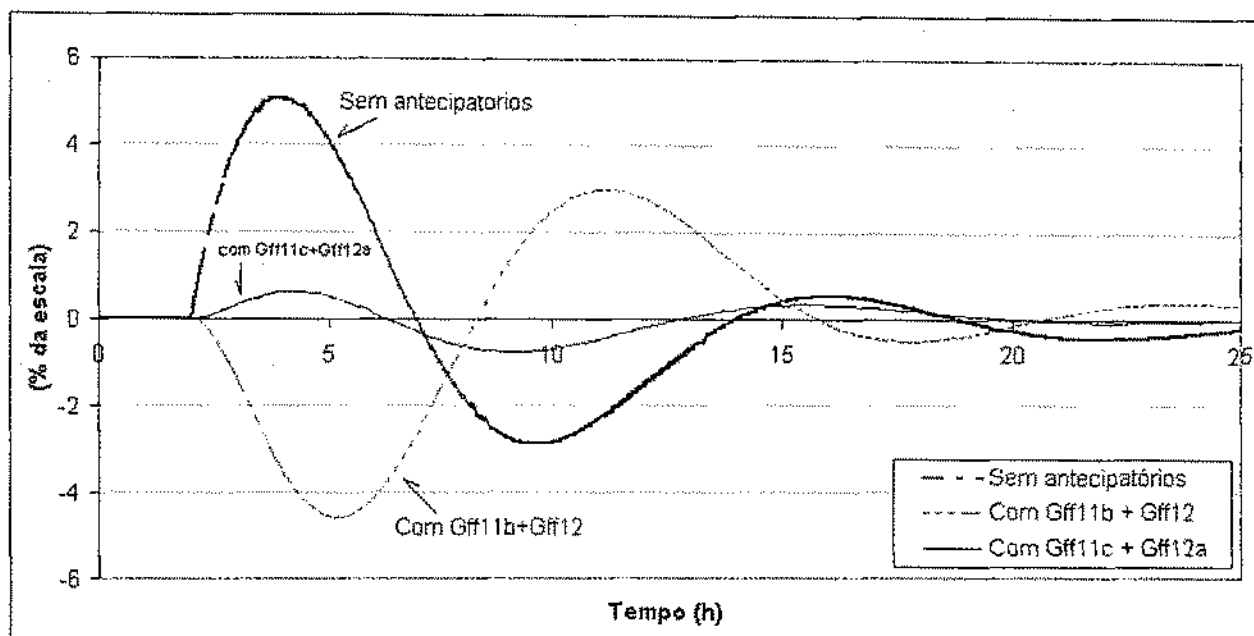


Figura 55 - Respostas de 3 estratégias para controle regulador F de  $\text{CCl}_4$  ( $\text{CHCl}_3$  em MAN).<sup>46</sup>

Tabela 14 - Desempenho dos controladores antecipatórios no controle regulador F de  $\text{CCl}_4$ .

CONFIGURAÇÃO	Sem Antecipatórios	Com Antecipatórios $G_{ff11b} + G_{ff12}$	Com Antecipatórios $G_{ff11c} + G_{ff12a}$
ITAE	270	309	66
Sobrelevação (%)	5,1	4,5	0,8
Estabilização (h)	$\infty$	$\infty$	20
Desvio Final (%)	0,20	0,35	0

#### 9.4. $\text{CCl}_4$ e $\text{CHCl}_3$ em Malha Fechada

A resposta do  $\text{CCl}_4$  após a perturbação na vazão de alimentação, com o  $\text{CHCl}_3$  em malha aberta, sem a utilização de controlador antecipatório foi mostrada anteriormente na Figura 48. Com o  $\text{CHCl}_3$  em malha fechada, o diagrama de controle e a resposta estão apresentados na Figura 56. Ocorre uma sobrelevação de  $-4\%$  e a variável controlada  $\text{CCl}_4$  apresenta um desvio permanente significativo ( $-1\%$  da escala). A comparação das duas figuras permite ratificar, mais uma vez, a queda de desempenho do controle de  $\text{CCl}_4$  quando o  $\text{CHCl}_3$  é posto em malha fechada. Esta estratégia não atende aos objetivos do sistema de controle.

<sup>46</sup>  $K_C = -1.84 \text{ \%/\%}$  ;  $\tau_I = 3,45 \text{ h}$ .

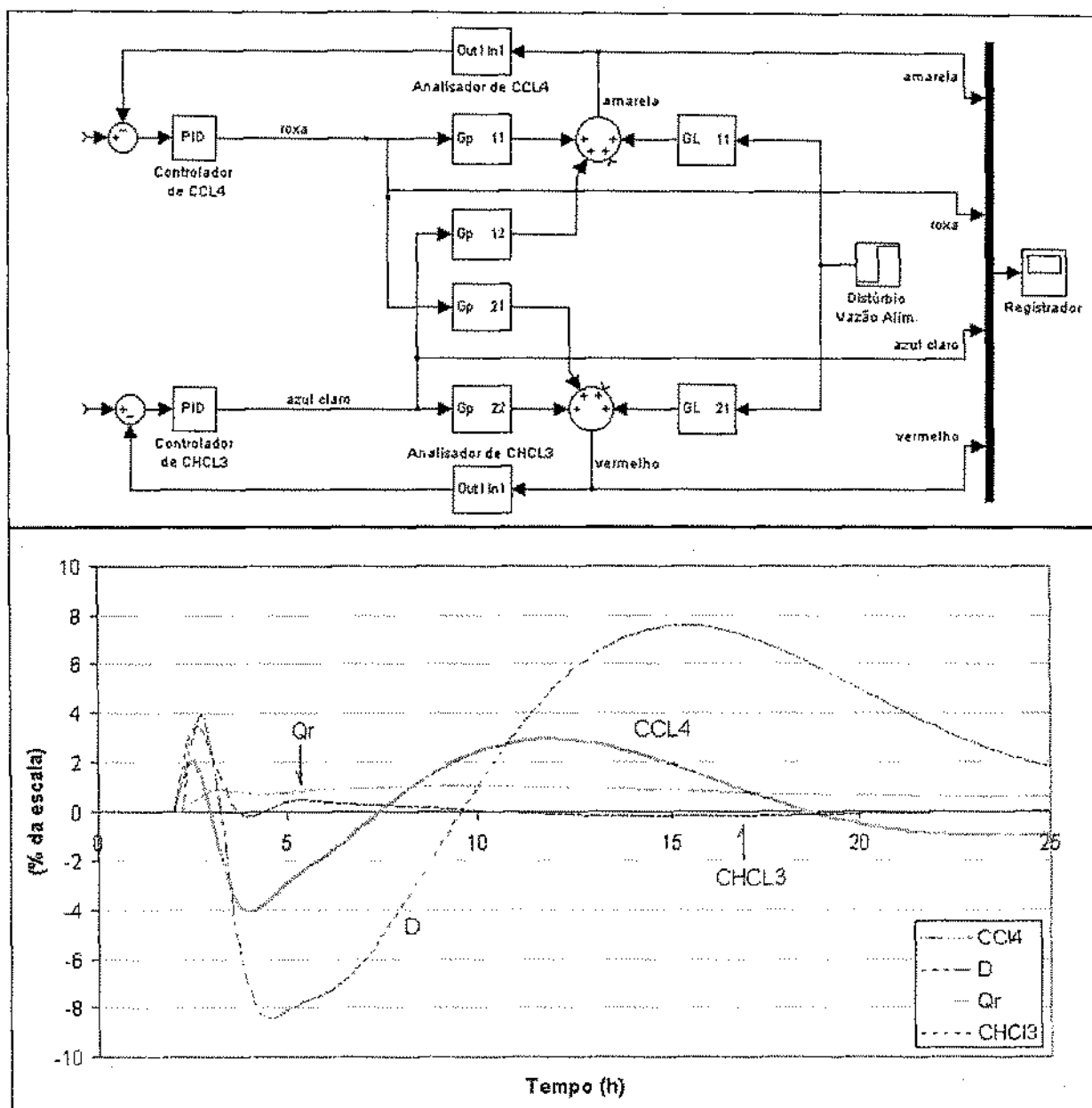


Figura 56 - Controle Regulador F de  $\text{CCl}_4$  ( $\text{CHCl}_3$  em AUTO, sem  $G_{ff}$ ).<sup>47</sup>

### 9.5. $\text{CCl}_4$ e $\text{CHCl}_3$ em Malha Fechada com Controladores Antecipatórios

Os dois controladores antecipatórios  $G_{ff1c}$  e  $G_{ff2a}$ , sintetizados na subseção 9.2, foram implementados no intuito de verificar se os mesmos poderiam promover uma melhora substancialmente na resposta do  $\text{CCl}_4$  quando o  $\text{CHCl}_3$  também está em malha fechada. A Figura

<sup>47</sup>  $\text{CCl}_4$  ( $K_C = -1,84 \text{ %/}%$ ;  $\tau_i = 3,45 \text{ h}$ );  $\text{CHCl}_3$  ( $K_C = -0,13 \text{ %/}%$ ;  $\tau_i = 0,56 \text{ h}$ ).

57 apresenta o diagrama de controle e a resposta a uma perturbação na vazão de alimentação da coluna. A comparação desta figura com a Figura 56 indica que não há melhoria de desempenho com a implementação dos controladores antecipatórios quando o  $\text{CHCl}_3$  está em malha fechada. Esta estratégia não atende aos objetivos do sistema de controle.

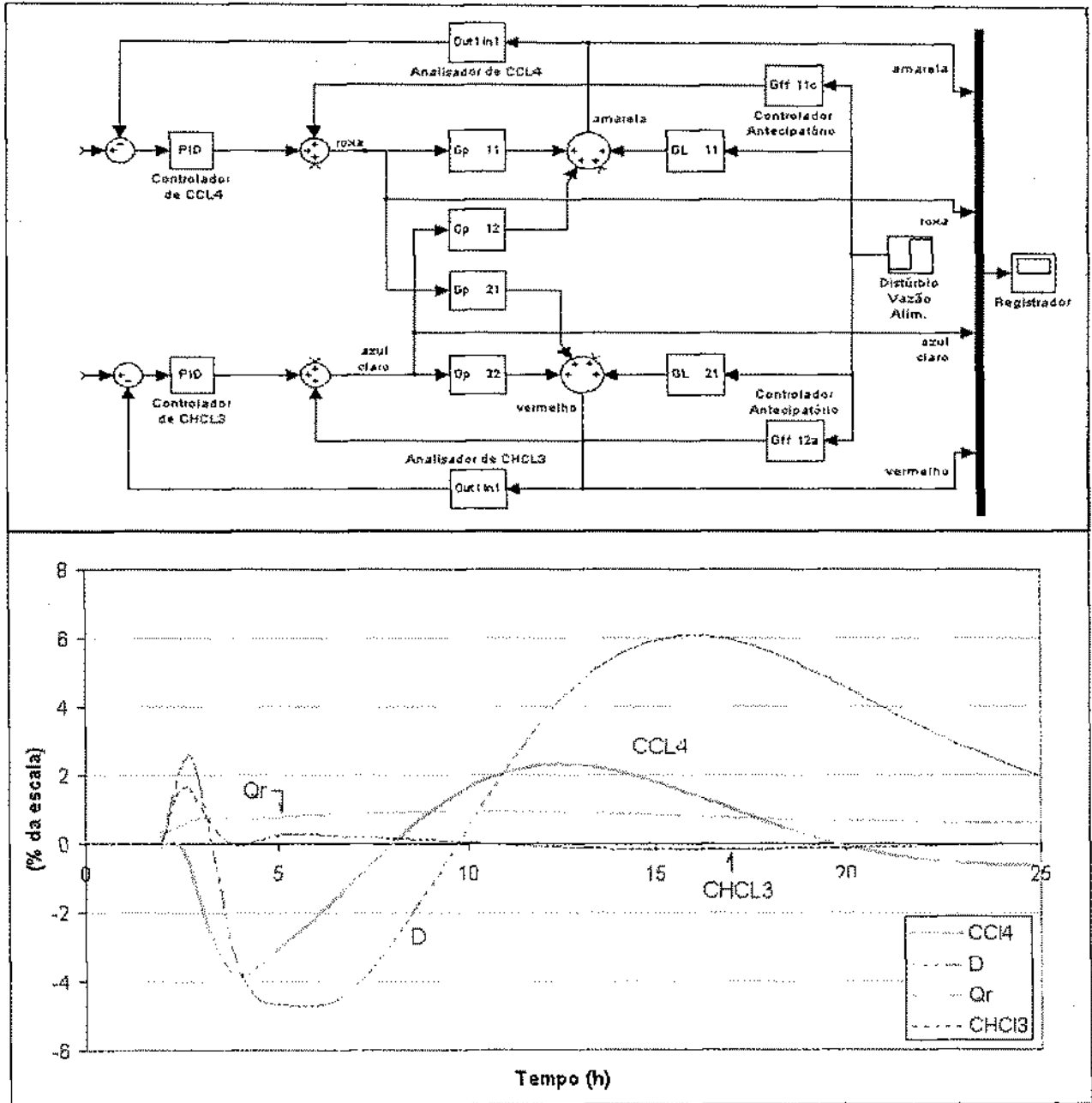


Figura 57 - Controle Regulador F de  $\text{CCl}_4$  ( $\text{CHCl}_3$  em AUTO, com  $G_{m1c} + G_{m2a}$ ).<sup>48</sup>

<sup>48</sup>  $\text{CCl}_4$  ( $K_c = -1,84 \text{ %/}%$ ;  $\tau_1 = 3,45 \text{ h}$ ) ;  $\text{CHCl}_3$  ( $K_c = -0,13 \text{ %/}%$ ;  $\tau_1 = 0,56 \text{ h}$ ).

Neste capítulo foram exibidas as respostas do sistema SISO e TITO ao problema regulador para distúrbios na vazão de alimentação da coluna. A resposta para o sistema SISO foi plenamente satisfatória apenas quando dois controladores antecipatórios, calculados conjuntamente, são implementados atuando nas duas variáveis manipuladas. A resposta para o sistema TITO não foi satisfatória, mesmo na presença desses controladores antecipatórios. Com este capítulo são encerradas as simulações realizadas neste trabalho, de acordo com a grade de simulações apresentada na Tabela 11. Os dois próximos capítulos tratam das conclusões e sugestões para trabalhos futuros.

## 10. CONCLUSÕES

Este capítulo trata das conclusões obtidas através das simulações apresentadas nos capítulos anteriores. Inicialmente, os resultados de cada simulação são apresentados de uma forma consolidada. Em uma segunda etapa, os objetivos do sistema de controle são confrontados com os resultados obtidos. Finalmente, em uma terceira etapa, as razões pelas quais alguns objetivos do sistema de controle não foram atendidos são abordadas.

A Tabela 15 apresenta, de forma resumida, o resultado final das principais estratégias de controle testadas neste trabalho.

Tabela 15 - Grade com os resultados das estratégias de controle simuladas.

	CONTROLADORES			RESULTADO	
	PI		Desacopladores		Antecipatórios
	CCl <sub>4</sub>	CHCl <sub>3</sub>			
SERVO	•			Satisfatório	
		•		Satisfatório	
	•	•		Insatisfatório	
	•	•	•	Insatisfatório	
REGULADOR $x_F$ (Composição da Alimentação)	•			Satisfatório	
	•	•		Satisfatório	
	•	•	•	Insatisfatório	
REGULADOR F (Vazão da Alimentação)	•			Insatisfatório	
	•			Satisfatório	
	•	•		Insatisfatório	
	•	•		Insatisfatório	

Legenda :

- Recurso utilizado na estratégia de controle.  
 Recurso não utilizado.

A Tabela 16 apresenta um balanço entre esses objetivos, relacionados em ordem decrescente de prioridade, e os resultados obtidos :

Tabela 16 - Comparação entre os objetivos e os resultados alcançados.

OBJETIVOS (subseção 4.3)	RESULTADOS ALCANÇADOS
<p>Manter o valor da concentração de <math>\text{CCl}_4</math> na base da coluna a mais próxima possível do seu ponto de referência, demonstrando adequada capacidade de rejeitar distúrbios, em especial quanto às alterações na vazão de alimentação da coluna.</p>	<p>É possível controlar o <math>\text{CCl}_4</math> e o <math>\text{CHCl}_3</math> no problema servo SISO. As sintonias obtidas demonstram robustez em simulações com modelo não linear. Os menores tempos de resposta são 6 h e 2 h para o <math>\text{CCl}_4</math> e <math>\text{CHCl}_3</math>, respectivamente. Não é possível controlar o <math>\text{CCl}_4</math> no problema servo TITO.</p> <p>No problema regulador SISO para distúrbios na vazão de alimentação, o <math>\text{CCl}_4</math> é satisfatoriamente controlado com a incorporação de controladores antecipatórios. A estratégia testada é adequada para implementação na planta.</p> <p>O problema regulador para distúrbios na composição da alimentação é o único em que a resposta é satisfatória com o <math>\text{CHCl}_3</math> em malha fechada.</p>
<p>Manter a concentração de <math>\text{CHCl}_3</math> na base abaixo de seu limite superior de especificação.</p>	<p>Utilizando-se o esquema de controle DV modificado e controle descentralizado, não é possível controlar o <math>\text{CCl}_4</math> com a malha de <math>\text{CHCl}_3</math> fechada, exceto no problema regulador para distúrbios na composição da alimentação.</p>
<p>Ser simples e, preferencialmente, descentralizado.</p>	<p>A estratégia de malha múltipla é descentralizada. Neste trabalho, desacopladores não são factíveis, mas os controladores antecipatórios são os grandes responsáveis pelo alcance do objetivo mais prioritário. Todavia, a incorporação de muitos blocos na estratégia de controle, tais como desacopladores, controladores antecipatórios e outros algoritmos torna o sistema potencialmente complexo e de difícil entendimento para os operadores.</p>

O objetivo mais prioritário do sistema de controle, rejeitar distúrbios no teor de  $\text{CCl}_4$  na base da coluna provocados por variações na vazão de alimentação, foi atingido. O diagrama de blocos da estratégia de controle proposta é o da Figura 49. O fluxograma com a

instrumentação correspondente é apresentado na Figura 58, em contraposição a instrumentação atual indicada na Figura 4.

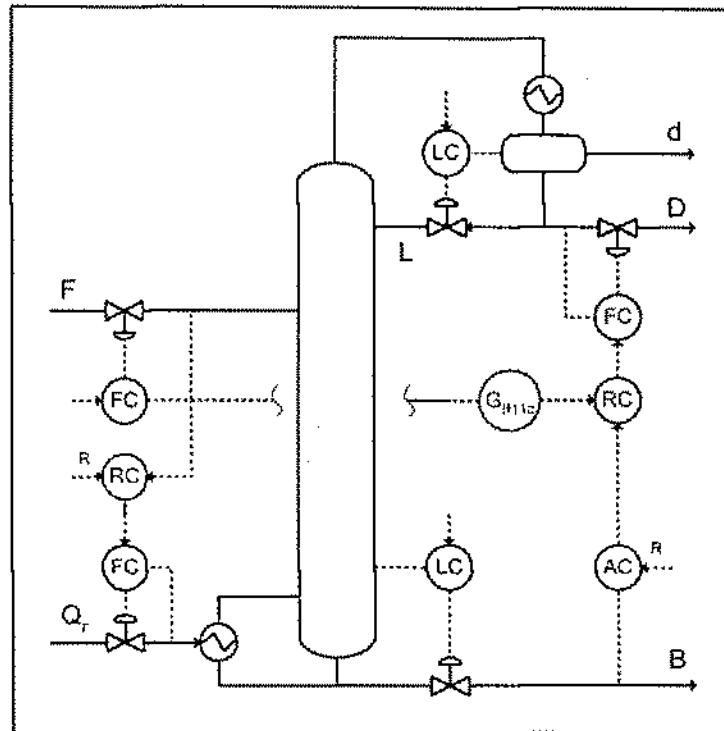


Figura 58 - Instrumentação proposta para controle da coluna de secagem

Em novembro de 2002, as respostas em malha aberta do modelo rigoroso (Silva, 2002) e os ganhos de processo dimensionais (Tabela 2) foram divulgados para os operadores e gestores da planta. A resposta do  $\text{CCl}_4$  a uma perturbação na carga térmica do revedor (Figura 27), serviu para abolir, de uma vez por todas, o uso desta variável manipulada<sup>49</sup> para controle do  $\text{CCl}_4$ . Os ganhos de processo estão sendo utilizados para balizar, de forma quantitativa, as correções aplicadas manualmente. O maior conhecimento quanto ao comportamento da coluna vem permitindo melhorias visíveis na estabilidade da concentração de  $\text{CCl}_4$  na base e manutenção do teor de 1,2-EDC no destilado, resultando em desempenhos superiores àqueles mostrados na Figura 6 e Figura 8, apesar de não haver ainda controle automático de composição instalado.

<sup>49</sup> O fato da carga térmica ter um extraordinário impacto sobre o  $\text{CCl}_4$ , no início do transiente, era de domínio, mas o fato da mesma não ter efeito duradouro sobre o mesmo não era inequívoco, visto que a ocorrência de outras perturbações e ruídos na coluna e na planta não permitem enxergar o fenômeno com clareza, reforçado pelo fato do analisador atual amostrar o produto de topo da coluna de pesados e não o produto de base da coluna de secagem.

Do ponto de vista acadêmico, esse trabalho contribui pelo fato do processo estudado apresentar aspectos não usuais : controle de concentração de dois componentes em uma mesma corrente, resposta extremamente inversa e forte acoplamento. A contribuição também é advinda pela forma infreqüente com que os controladores antecipatórios foram sintetizados. Por fim, este trabalho contribui para redução da lacuna entre a teoria de controle e sua aplicação prática.

As dificuldades para o alcance dos demais objetivos do sistema de controle estão, possivelmente, associadas a dois fatores principais atuando de forma sinérgica : a) características intrínsecas da coluna de destilação em estudo ; b) estratégia de controle adotada para o caso. Algumas considerações a respeito verificadas na literatura :

- O produto da base da coluna em estudo é de alta pureza e a razão de refluxo é da ordem de 200 a 300 : colunas de destilação de alta pureza são sempre mal condicionadas, sensíveis a pequenos desbalanceamentos e erros de modelo. Colunas de alta pureza com altíssima razão de refluxo são consideradas as mais difíceis de serem controladas (Skogestad, 1997).
- A mistura na coluna em estudo apresenta um comportamento azeotrópico : Andersen *et al.* (1991) apresentam os resultados do comportamento dinâmico de uma coluna de destilação azeotrópica em que a operação é quase impossível em certas regiões devido a sérias respostas inversas.
- As concentrações de dois componentes na mesma corrente são controladas e um dos componentes tem volatilidade intermediária : não foi encontrada referência na literatura consultada para esta particularidade. A imensa maioria dos estudos de controle de composição em colunas de destilação aborda o controle de concentração de apenas um componente da mistura em um dos produtos ou o controle de concentração de dois componentes, um em cada produto da coluna.
- Resposta fortemente inversa : os processos que apresentam este comportamento são bastante desfavoráveis à implementação de controladores PID, os quais são adequados para processos com interação modesta. Nos casos de acoplamento significativo, um controle multivariável, e não controladores



descentralizados, deve ser usado (Wang *et al.*, 1997, Hang *et al.*, 2002, Skogestad, 1997);

- Acoplamento dinâmico : é muito forte e o uso de desacopladores não se mostra eficaz neste caso. Skogestad e Morari (1987) recomendam não utilizar desacopladores quando o modelo tem valores de RGA muito maiores que um.
- Sintonia : o processo representado por  $G_{p22}$  não pode ser aproximado para 1ª ordem mais tempo morto, inviabilizando o uso dos métodos mais simples para a sintonia do controlador  $G_{C2}$  . A sintonia de controladores em processos multivariáveis com forte interação, como é o caso do presente trabalho, é uma tarefa complexa.

## 11. SUGESTÕES PARA FUTUROS TRABALHOS

As sugestões para trabalhos futuros são apresentadas em dois tipos. O primeiro grupo concentra aspectos relacionados à implementação, a curto prazo, da estratégia de controle recomendada por este trabalho (SISO) na planta de forma concisa :

- Avaliar a possibilidade de simplificação da função de transferência do controlador antecipatório  $G_{f11c}$ , de forma a facilitar sua implementação no SDCD.
- Implementar, no Aspen Dynamics™, a estratégia de controle regulador contra variações na vazão de alimentação com os controladores antecipatórios, com o intuito de avaliar o impacto do modelo rigoroso sobre o desempenho dos mesmos.

O segundo grupo trata de aspectos relacionados à otimização da estratégia SISO e da viabilização do sistema de controle TITO :

- Projetar o par ótimo de controladores antecipatórios, de forma a minimizar o erro ITAE da resposta do controle regulador contra variações na vazão de alimentação, levando em consideração as limitações práticas de velocidade de alteração de carga térmica do refeedor (SISO).
- Sintonizar o controlador de  $\text{CHCl}_3$ ,  $G_{C2}$ , pelo método de IMC de 2ª ordem (Rivera *et al.*, 1986).
- Desenvolver um analisador virtual (“soft sensor”) com o objetivo de evitar a aquisição do cromatógrafo de processo para  $\text{CCl}_4$  e  $\text{CHCl}_3$ .
- Sintonizar o sistema de controle TITO utilizando uma metodologia própria para sistemas multivariável.
- Avaliar se outras estruturas de controle, tais como  $[D/(L+D)$ ,  $(V$  ou  $V/B)]$ , tornam o sistema menos acoplado dinamicamente. Avaliar a matriz RGA no domínio da frequência (a abordagem dinâmica demonstrou que a matriz RGA, erroneamente, apontou não existir acoplamento entre as malhas).

- Desenvolver e implementar no SimuLink™ uma estratégia baseada em IMC para o sistema TITO. Comparar com a estratégia PID desenvolvida neste trabalho. Implementar no Aspen Dynamics™ caso se mostre superior.
- Desenvolver e implementar uma estratégia de controle do tipo preditivo multivariável (controle centralizado) para o sistema TITO. Comparar com a estratégia PID desenvolvida neste trabalho e com a estratégia baseada em IMC.

Outras sugestões para trabalhos futuros, voltadas para aspectos termodinâmicos e de otimização em estado estacionário, foram listadas em Silva (2002) e não devem ser deixadas sair da memória.

## 12. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ANDERSEN, H.W., LAROCHE, L., MORARI, M. (1997), *Dynamics of homogeneous azeotropic distillation columns*, Ind. Eng. Chem. Res., vol 30, 1846-1855, 1991, citado em Skogestad (1997).
- ASHTON, N.A., ARROWSMITH, A. e YU, C.J. (1987). *Distillation Hydraulics with Immiscible Liquids*, Inst. Chem. Eng. Symp. Ser., N° 104, B113, citado em Widagdo e Seider (1996).
- ÅSTRÖM, K.J. e HÄGGLUND, T. (2001), *The future of PID control*, Control Engineering Practice, 9, 1163-1175.
- BALCHEN, J.G. e MUMMÉ, K.I. (1988), *Process Control Structures and Applications*, Van Nostrand Reinhold, USA.
- BRISTOL, E.H., (1966), *ON A New Measure of Interactions for multivariable Process Control*, IEEE Trans. Auto. Control, AC-11, 133, citado em Seborg *et al.* (1989).
- BUCKLEY, P.S. (1992), *Practical Distillation Control*, cap. 2, editado por W.L. Luyben, Van Nostrand Reinhold, USA.
- CIANCONE, R. e MARLIN, T. (1992), *Tune controllers to meet plant objectives*, Control, 5, 50-57, citado em Marlin (1995), cap. 9.
- COHEN, G.H. e COON, G.A. (1953), *Theoretical Consideration of Retarded Control*, Trans. ASME vol.75, 827, citado em Seborg *et al.* (1989).
- DAVIES, B., ALI, Z. e PORTER, K.E. (1987), *Distillation of Systems Containing Two Liquid Phases*, AIChE Journal, 33, 161, citado em Widagdo e Seider (1996).
- DAVIES, B., ALI, Z. e PORTER, K.E (1991), *Spray-to-Bubbly Transition for Distillation Systems Containing Two Liquid Phases*, AIChE Journal, 37, 4, 597, citado em Widagdo e Seider (1996).
- DESHPANDE, P.B. (1989), *Multivariable process control*, editado por P.B. Deshpande, Instrument Society of America, USA.

- HÄGGBLUM, K.E. e WALLER, K.V. (1990), *Control structures for disturbance rejection and decoupling of distillation*, *AIChE Journal*, 36, 1107–1113, citado em Waller (1992).
- HANG, C.C., ÅSTRÖM, K.J., WANG, Q.G. (2002), *Relay feedback auto-tuning of process controllers – a tutorial review*, *Journal of Process Control*, 12, 143-162.
- HERRON, Jr., C.C., KRUELSKIE, B.K. e FAIR, J.R. (1988), *Hydrodynamics and Mass Transfer on Three-Phase Distillation Trays*, *AIChE Journal*, 34, 1267, citado em Widagdo e Seider (1996).
- KIRK-OTHMER (1997), *Encyclopedia of Chemical Technology*, 4ª ed., vol 24, John Eiley & Sons. Inc., pag. 851-882.
- LOPEZ, A.M., MURRILL, P.W. e SMITH, C.L. (1967), *Controllers Tuning Relationship Based on Integral Performance Criteria*, *Instrum. Technol.* vol.14 (11), 57, citado em Seborg *et al.* (1989).
- LUNDSTRÖM, P. e SKOGESTAD, S. (1995), *Opportunities and difficulties with 5x5 distillation control*, *J. Proc. Cont.*, vol 5, nº4, 249-261.
- LUYBEN, W.L. (1987), *The Impact of Process Diversity on Distillation Column Control*, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 28.
- LUYBEN, W.L. (1990), *Process modeling, simulation and control*, 2ª ed., McGraw-Hill, USA.
- LUYBEN, W.L. (1992), *Practical Distillation Control*, editado por W.L. Luyben, Van Nostrand Reinhold, USA.
- MAGNUSSEN, T.; MICHELSEN, M.L. e FREDENSLUND, A. (1979), *Azeotropic Distillation Using UNIFAC*, *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, 56, Intl. Symp. On Distillation.
- MARLIN, T.E. (1995), *Process control – designing processes and control systems for dynamic performance*, McGraw-Hill, NY.
- MCPHERSON, R.W., STARKS, C.M. e FRYAR, G.J. (1979), *Hydrocarbon Process*, vol 58 (3), 75, citado em KIRK-OTHMER (1997).
- MOORE, C. F. (1986), *Application of singular value decomposition to the design, analysis, and control of industrial process*, *Proc. Am. Control Conf.*, p.643, citado em Seborg *et al.* (1989).

- STATHAKI, A., MELLICHAMP, D.A., e SEBORG, D.E. (1985), *Dynamic simulation of a multicomponent distillation column with asymmetric dynamics*, Can. J. Chem. Eng., vol 63, 510-518, citado em Skogestad (1997).
- TAKAMATSU, T., HASHIMOTO, I., e HASHIMOTO, Y. (1982), *Multivariable control system design of distillation columns system*, PSE, Kyoto, Japão, sessão técnica, pág. 243-252, citado em Waller (1992).
- WALLER, K.V., (1992), *Practical Distillation Control*, cap. 15, editado por W.L. Luyben, Van Nostrand Reinhold, USA.
- WANG, Q.G., ZOU, B., LEE, T., BI, Q. (1997), *Auto-tuning of multivariable PID controllers from decentralized relay feedback*, Automatica, vol 33, nº3, 319-330.
- WEISCHEDEL, K. e McAVOY, T.J. (1980), *Feasibility of decoupling in conventionally-controlled distillation columns*, IECFund., vol 19, 379, citado em Seborg *et al.* (1989).
- WIDAGDO, S. e SEIDER, W.D. (1996), *Azeotropic Distillation*, AIChE Journal, 42, 1, 96-130.
- ZIEGLER, J.G. e NICHOLS, N.B. (1942), *Optimum Settings for Automatic Controllers*, Trans. ASME vol.64, 759, citado em Seborg *et al.* (1989).